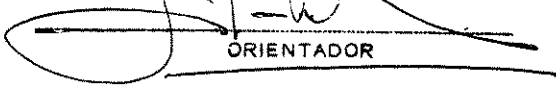


ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR Maria Isabel
Fernandez Parra E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 28/02/2003


ORIENTADOR

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

METODOLOGIA DE ANALISE EXERGOECONÔMICA DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

Autora: **Maria Isabel Fernández Parra**
Orientadora: **Profa. Silvia Azucena Nebra de Pérez**

02/03

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

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

Metodologia de Análise Exergoeconômica do Processo de Fabricação de Açúcar

Autora: Maria Isabel Fernández Parra.

Orientadora: Dra Silvia Azucena Nebra de Pérez.

Curso: Engenharia Mecânica

Área de Concentração: Térmica e Fluídos

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

Campinas, 2003
S.P. – Brasil

UNIDADE	BC
Nº CHAMADA	F391m
V	EX
TOMBO BC	55914
PROC.	16124103
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	07/10/03
Nº CPD	

CM00192043-4

bib:d 304494

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

F391m Fernández Parra, Maria Isabel
Metodologia de análise exergoeconômica do processo
de fabricação de açúcar / Maria Isabel Fernández Parra. --
Campinas, SP: [s.n.], 2003.

Orientador: Silvia Azucena Nebra de Pérez.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Energia. 2. Evaporação açucareira. 3. açúcar -
Usinas. I. Nebra de Pérez, Silvia Azucena. II.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Mecânica. III. Título.

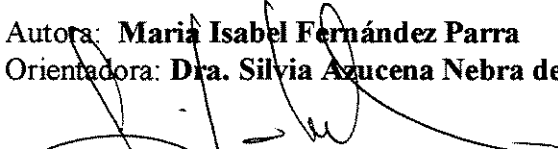
**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA**

TESE DE DOUTORADO

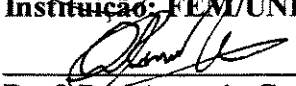
**Metodologia de Análise Exergoeconômica do
Processo de Fabricação de Açúcar**

Autora: **Maria Isabel Fernández Parra**

Orientadora: **Dra. Silvia Azucena Nebra de Pérez**



Profa. Dra. Silvia Azucena Nebra de Pérez, Presidente
Instituição: **FEM/UNICAMP**



Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart
Instituição: **FEM/UNICAMP**



Prof. Dr. Roger Josef Zemp
Instituição: **FEQ/UNICAMP**



Prof. Dr. Jose Tomaz Vieira *VEREIRA*
Instituição: **FEM/UNICAMP**



Prof. Dr. Electo Silva Lora
Instituição: **UNIFEI**

Campinas, 28 de Fevereiro de 2003

200381616

Dedicatória:

A meu Fernucho; e à memória de Jose.

Agradecimentos

Agradeço a todas as pessoas das que recebi apoio no desenvolvimento deste trabalho:

A meu filho que soube crescer sem mim durante estes quatro anos.

A meu esposo por estar sempre a meu lado apesar da distancia

Aos meus pais pela vida toda e pelo apoio

A minhas irmãs pela força

A minha orientadora, sem a qual este trabalho não seria possível

A CAPES pelo financiamento

Aos Doutores Elony e Antonio que cuidam minha saúde

A Donna Mara, Ciro, Delazil e a toda a família pelo carinho

A Brasil por ter me acolhido

A todos os professores e colegas do departamento, que ajudaram de forma direta e indireta na conclusão deste trabalho.

A felicidade é o subproduto do esforço de fazer o próximo feliz

Resumo

FERNÁNDEZ P. Maria Isabel, *Metodologia de Análise Exergoeconômica do Processo de Fabricação de Açúcar*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2003. 180 p. Tese Doutorado

Utilizando como ferramenta o método exergoeconômico e como índice de avaliação o custo exergetico unitário é estabelecida a metodologia de avaliação exergoeconômica do processo de fabricação de açúcar e aplicada à usina Cruz Alta do Município Olímpia do estado de São Paulo. Se apresentam como resultado da pesquisa bibliográfica, equações e gráficos para o cálculo das propriedades termodinâmicas do caldo e do bagaço de cana das que dependem os custos exergeticos. É estimado um valor médio de exergia da cana de açúcar baseado nas diversas composições gravimétricas; e poderes caloríficos encontrados na bibliografia consultada. Considerando a ampla utilização de válvulas redutoras de pressão nas fábricas de açúcar, visando a diminuição da geração de irreversibilidades, estuda-se uma solução de baixo custo: a substituição da válvula redutora de pressão pela termo-compressão do vapor propondo sua alocação no primeiro efeito de evaporação, no primeiro e terceiro e no terceiro e quarto. As três possibilidades são simuladas e comparadas com o sistema instalado na safra 1999 na usina objeto de estudo. Os resultados mostram as maiores irreversibilidades do processo nos subsistemas extração, cozimento e evaporação, nessa ordem. São mostradas as vantagens da termocompressão versus a válvula redutora de pressão mostrando uma diminuição das irreversibilidades de até 45%. Os menores custos exergeticos unitários são obtidos nos casos em que se alocam os termocompressores no primeiro e terceiro e no terceiro e quarto efeitos respectivamente..

Palavras Chave: Energia, Exergia, Usinas de açúcar, Sistemas de evaporação.

Abstract

FERNÁNDEZ P, Maria Isabel, *Exergoeconomic Methodology for Sugar Industry Process*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1993. 180 p. Tese (Doutorado)

Using the exergoeconomic method as a tool and the exergetic unitary cost as an evaluation parameter, an exergoeconomic evaluation methodology is established for the sugar cane fabrication process being applied to a case study. The research presents as a result of a bibliographic review, equations and graphics for the thermodynamic properties calculation of sugarcane juice and bagasse, on which depend the exergetic costs. It is estimated a middle value of the sugarcane exergy based on the different gravimetric composition and calorific values found at the consulted bibliography. Taking into account the great utilization of pressure reduction valves in sugar cane industry, in order to diminish the irreversibilities generation, a low cost solution is studied: The substitution of the pressure reduction valve for thermal compression of steam, locating them at the first, and the first and third and at the third and four effects of the evaporation system. The results show that the greatest irreversibilities in the process are at the extraction, vacuum pans and evaporation subsystems in these order. The advantages of the thermal compressors versus the reduction pressure valves are compared, the diminished obtained is around 45 %. The less value of the unitary exergetic costs are obtained at the cases in which the thermal compressors are located at the first and third, and at the third and four effects of the evaporation system.

Key Words: Energy, Evaporation systems, Exergy, Sugarcane industry.

Índice

Lista de Figuras	iv
Lista de Tabelas	vii
Nomenclatura	ix
Capítulo 1.	
Introdução	1
Capítulo 2.	
Métodos de Avaliação, Projeto e Otimização de Sistemas Térmicos	3
2.1 O método energético	4
2.2 O método exergético	6
2.3 O método Pinch Point	8
2.4 Métodos exergoeconomicos	10
2.5 Métodos de otimização	11
Capítulo 3	
Propriedades Termodinâmicas dos fluxos	13
3.1 A cana de açúcar	13
3.2 O caldo	17
3.2.1 Calor específico	20
3.2.2 Elevação do ponto de ebulição	22
3.2.3 Entalpia	25
3.2.4 Variação de entropia	27
3.2.5 Solubilidade	28

3.2.6 Coeficiente de atividade	29
3.2.7 Exergia	31
Capítulo 4	
Descrição do Sistema de Produção de Açúcar e Propostas de Modificação	36
4.1 Sistema de extração	36
4.2 Sistema de tratamento do caldo	38
4.3 Sistema de evaporação	40
4.4 Tratamento do xarope	41
4.5 Sistema de cozimento-centrifugação-secagem	41
4.6 Modificações propostas	44
Capítulo 5	
Simulação do sistema de Produção de Açúcar e Determinação do Custo Exergético	47
5.1 Difusor	47
5.2 Sistema de tratamento	50
5.2.1 Aquecedores primários	50
5.2.2 Aquecedores secundários	52
5.3 Preaquecimento do caldo clarificado	53
5.3.1 Preaquecimento numa etapa usando vapor de escape	54
5.3.2 Preaquecimento do caldo em duas etapas	55
5.4 Sistema de evaporação. Caso Base	57
5.4.1 Balanço de massa	59
5.4.2 Balanço de energia	60
5.4.3 Principais índices de avaliação do sistema	60
5.4.4 Cálculo dos coeficientes de transferência de calor	62
5.4.5 Eficiência energética	64
5.4.6 Balanço exergético do múltiplo efeito	64
5.5 Sistema de evaporação modificado com termocompressor no primeiro efeito	68
5.6 Sistema de evaporação com termocompressores nos efeitos primeiro e terceiro	73
5.7 Sistema de evaporação com termocompressores nos efeitos terceiro e quarto	75
5.8 Sistema de tratamento de xarope	77
5.9 Sistema de cozimento – centrifugação – secagem	78

5.10 Volume de controle virtual dos condensados de processo	80
Capítulo 6	
Análise dos Resultados	82
6.1 Estimativa da demanda de vapor no sistema de extração	82
6.2 Tratamento do caldo	83
6.3 Tratamento do xarope	83
6.4 Sistema de evaporação	84
6.5 Sistema de cozimento-centrifugação-secagem	93
6.6 Avaliação Global	93
Capítulo 7	
Conclusões	99
Bibliografia	101
Apêndices	
Apêndice A. Características Técnicas dos Equipamentos	106
Apêndice B. Composição Química dos Fluxos do Processo	112
Apêndice C. Sistema de Cozimento da Usina Cruz Alta na Safra 1999/2000	128
Apêndice D. Simulação no EES®	131
Apêndice E. Consumo de vapor de escape e vapor vegetal ao condensador	161
Apêndice F. Esquemas Térmicos Avaliados	164

Lista de Figuras

Figura 3.1 Calor específico do caldo em função do Brix para diferentes temperaturas.	21
Figura 3.2 Cp em função da temperatura a pureza 100 %	21
Figura 3.3 Cp em função da Pureza para temperaturas entre 60 e 120 °C.	22
Figura 3.4 Elevação do ponto de ebulição em função da temperatura	24
Figura 3.5 Elevação do ponto de ebulição em função da fração molar da sacarose	25
Figura 3. 6 Entalpia do caldo em função da temperatura para diferentes concentrações	26
Figura 3.7 Entalpia do caldo em função dos sólidos totais.	27
Figura 3.8 Variação de entropia em função da concentração a diferentes temperaturas.	28
Figura 3.9 Atividade da água em função da fração molar da sacarose	29
Figura 3.10 Atividade da sacarose em função da fração molar da sacarose.	31
Figura 3.11 Exergia de referencia em função da fração molar da sacarose	34
Figura 3.12 Componente de mistura da exergia	34
Figura 3.13 Exergia química da dissolução binária água sacarose	35
Figura 4.1 Processo de fabricação de açúcar.	37
Figura 4.2 Esquema do sistema de extração.	38
Figura 4.3 Aquecedores do sistema de tratamento do caldo.	39
Figura 4.4 Esquema de evaporação	40
Figura 4.5 Esquema Cozimento- Centrifugação	41
Figura 5.1 Estrutura Produtiva do Difusor. Caso A	48
Figura 5.2. Fluxos nos Aquecedores Primários.	51
Figura 5.3. Estrutura produtiva dos aquecedores secundários	52

Figura 5.4. Esquema do preaquecedor de caldo clarificado.	54
Figura 5.5.- Estrutura produtiva do pré-aquecimento do caldo em duas etapas.	56
Figura 5.6 Esquema produtivo do sistema de evaporação. Caso A	58
Figura 5.7 Esquema do termo-compressor	69
Figura 5.8 Estrutura produtiva do sistema de evaporação modificado com termo-compressão no primeiro efeito. Caso E	72
Figura 5.9 Esquema produtivo do sistema de evaporação com termo-compressão nos efeitos primeiro e terceiro. Caso H	73
Figura 5.10 Estrutura produtiva do sistema de evaporação com termocompressão nos efeitos terceiro e quarto.Caso I	75
Figura 5.11 Aquecedor do sistema de tratamento do xarope.	77
Figura 5.12 Cozimento- Centrifugação- Secagem.	79
Figura 5.13 Volume de controle dos condensados recuperados para o processo.	81
Figura 6.1 Concentração do caldo para cada um dos casos estudados	85
Figura 6.2 Concentração do caldo ao longo do múltiplo efeito	85
Figura 6.3 Vapor vegetal gerado no múltiplo efeito para os casos de estudo	85
Figura 6.4 Vapor vegetal gerado pelos efeitos de evaporação	86
Figura 6.5 Exergia total dos fluxos de caldo que participam no processo	94
Figura 6.6 Irreversibilidades da fabrica de açúcar nos diferentes subsistemas	94
Figura 6.7 Irreversibilidades geradas nos efeitos de evaporação	95
Figura 6.8 Irreversibilidades geradas nos diferentes casos avaliados	95
Figura 6.9 Exergias totais dos fluxos da fabrica de açúcar	96
Figura 6.10 Custos exergéticos unitários	98
Figura C.1 Balanço de Sólidos	128
Figura C.2 Purezas	129
Figura F.1 Esquema térmico instalado na usina Cruz Alta na safra 1999/2000	164
Figura F.2 Esquema com preaquecimento do caldo em uma etapa	165
Figura F.3 Sistema com preaquecimento do caldo em duas etapas	166
Figura F.4 Sistema com preaquecimento do caldo em duas etapas e vapor vegetal III para o tratamento de xarope	167
Figura F.5 Sistema com termocompressão no primeiro efeito	168

Figura F.6 Termocompressão no primeiro efeito e preaquecimento do caldo em uma etapa	169
Figura F.7 Termocompressão no primeiro efeito e preaquecimento do caldo em duas etapas	170
Figura F.8 Termocompressão no primeiro e terceiro efeito	171
Figura F.9 Termocompressão no terceiro e quarto efeito	172

Lista de Tabelas

Tabela 3.1. Composição elementar da cana de açúcar.	14
Tabela 3.2 Coeficientes β para as diferentes composições químicas da fibra reportadas na literatura.	16
Tabela 3.3 Exergia química da fibra seca.	17
Tabela 3.4 Composição da cana de açúcar e dos sólidos no caldo.	18
Tabela 3.5 Composição química do caldo na cana de açúcar para uma dissolução binária.	19
Tabela 3.6 Espécies estáveis no Ambiente de Referência	32
Tabela 3.7 Elementos Químicos – Ambiente de Referência	32
Tabela 4.1 Dados do sistema caso de estudo segundo o boletim de safra	43
Tabela 5.1. Exergias de entrada e saída do difusor para os casos estudados	50
Tabela 5.2.- Exergias de entrada aos diferentes volumes de controle para o subsistema múltiplo efeito	76
Tabela 5.3.- Exergias de saída dos diferentes volumes de controle para o subsistema múltiplo efeito	77
Tabela 6.1 Parâmetros de operação do sistema de evaporação. Caso A (Referencia)	84
Tabela 6.2 Parâmetros termodinâmicos dos fluxos do sistema. Caso A	87
Tabela 6.3.- Principais índices de eficiência energética avaliados	89
Tabela 6.4 - Influencia da termo-compressão nas eficiências do sistema de evaporação	91
Tabela 6.5- Irreversibilidades geradas pela válvula redutora e os termo - compressores.	92
Tabela 6.6 Exergias totais dos fluxos para os esquemas avaliados	93
Tabela 6.7.- Custos exergéticos unitários (k) *	96

Tabela 6.15. Valores dos custos exergeticos unitários k.**	97
Tabela B.1 Composição da cana de açúcar	111
Tabela B.2 Analise do caldo misto	112
Tabela B.3 Caldo última pressão	113
Tabela B.4 Caldo Dosado	114
Tabela B.5 Caldo Clarificado	115
Tabela B.6 Caldo Filtrado	116
Tabela B.7 Xarope	117
Tabela B.8 Xarope Clarificado	118
Tabela B.9 Massa Cozida refinada	119
Tabela B.10 Massa Cozida A	120
Tabela B.11 Pé para Massa C	121
Tabela B.12 Magma C	122
Tabela B.13 Magma B	123
Tabela B.14 Mel Refinado	124
Tabela B.15 Mel Final	125
Tabela E.1 Consumos de vapor e vapor vegetal ao condensador nos esquemas avaliados	157

Nomenclatura

Maiúsculas

C _p	Calor específico kJ/kg °C
C	Custo Exergético, kW
C _{arr} ^o	Relação de arrasto para o termo-compressor novo.
C _{arr}	Relação de arraste para o termo-compressor considerando o desgaste
Ex	Exergia, kW
I	Irreversibilidades, kW
M	Peso Molecular, kg/kmol
Q	Calor Transferido, kW
S	Entropia, kJ/kg °C
T	Temperatura, °C
T _o	Temperatura de referencia, °C
U	Coeficiente total de transferência de calor, W/m ² °C
W	Trabalho, kW
Z	Composição gravimétrica

Minúsculas

a	atividade
h	Entalpia, kJ/kg

hfg Entalpia de vaporização kJ/kg
k Custo Exergético Unitário.
m Vazão, kg/s.
x fração molar, kg componente/kg de dissolução

Subscritos

ag água
c caldo
ch químico
energ energetico
ex exergético
i numero de fluxo
naç não açúcares
m medio
sac sacarose
s saturação
v vapor
vaquec vapor de aquecimento
vs sangria de vapor
vv vapor vegetal
VVT vapor vegetal total
VAP vapor altos parâmetros
VE vapor de escape

Gregas

β – Relação entre a exergia química do bagaço e o poder calorífico

Δ .- Variação

η .- Eficiência.

γ .- Coeficiente de atividade

Abreviações

Aqp Aquecedor primário

Aqs Aquecedor secundário

D Difusor

Sol Solubilidade (m/m)

Nmve Nova massa de vapor de escape, Kg/s.

Siglas

EPE .- Elevação do ponto de ebulição °C

PCI.- Poder calorífico inferior, kJ/kg

PCS.- Poder calorífico superior, kJ/kg

Fluxos

1. Cana de açúcar que alimenta ao difusor.
2. Trabalho elétrico consumido pelo difusor
3. Água de embebição.
4. Vapor vegetal I para os aquecedores do difusor
5. Vapor vegetal II para os aquecedores do difusor
6. Condensado de vapor vegetal que sai dos aquecedores do difusor.
7. Condensado de vapor vegetal II que sai dos aquecedores do difusor.

8. Bagaço que sai do difusor
9. Caldo misto que sai do difusor e entra no aquecedor primário.
10. Vapor Vegetal II para o aquecedor primário.
11. Condensado de vapor vegetal II que sai do aquecedor primário
12. caldo misto que sai do aquecedor primário e entra ao secundário.
13. Vapor vegetal I para o aquecedor secundário.
14. Condensado do vapor vegetal I que sai do aquecedor secundário.
15. Caldo clarificado que sai do aquecedor secundário e entra ao sistema de evaporação.
16. Vapor de escape para o preaquecimento do caldo.
- 16'. Vapor vegetal I para a primeira etapa de preaquecimento do caldo clarificado.
- 16". Vapor de escape para a segunda etapa de preaquecimento do caldo clarificado.
17. Condensado do vapor de escape para preaquecimento do caldo.
- 17'. Condensado do vapor vegetal I que sai da primeira etapa de preaquecimento do caldo.
- 17". Condensado do vapor de escape que sai da segunda etapa de preaquecimento do caldo clarificado.
18. Caldo clarificado
19. Vapor de escape que alimenta ao múltiplo.
20. Condensado de vapor de escape do primeiro efeito de evaporação
21. Vapor vegetal do corpo I que alimenta ao corpo II
22. Caldo que sai do primeiro efeito e alimenta ao segundo efeito.
23. Condensado do vapor vegetal I que sai do segundo efeito.
24. Vapor vegetal II que alimenta aos cozedores.
25. Vapor vegetal II que alimenta ao terceiro efeito.
26. Caldo que sai do segundo efeito e alimenta ao terceiro.

27. Condensado de vapor vegetal II que sai do terceiro efeito.
28. vapor vegetal III que alimenta ao quarto efeito de evaporação.
- 29' vapor vegetal III que alimenta ao aquecedor de xarope
- 30' Vapor vegetal III que alimenta ao difusor.
- 30'' Condensado do vapor vegetal III que sai do difusor.
- 31 Caldo que sai do terceiro efeito e alimenta ao quarto efeito
- 32 Condensado do vapor vegetal III que sai da calandra do IV efeito.
33. Vapor vegetal IV que alimenta ao quinto efeito
- 34 Caldo que sai do quarto efeito e alimenta ao quinto.
- 35 Condensado de vapor vegetal IV que sai do quinto efeito.
- 36 Vapor vegetal do quinto efeito.
- 37 Xarope que sai do quinto efeito.
- 38 Vapor de altos parâmetros para o termo-compressor do primeiro efeito
- 39 Vapor vegetal I aspirado pelo termo-compressor.
- 40 Vapor na saída do termo-compressor do primeiro efeito.
- 41 Vapor de altos parâmetros para o termo-compressor do terceiro efeito.
- 42 Vapor vegetal III aspirado pelo termo-compressor.
- 43 Vapor na saída do termo-compressor do terceiro efeito.
- 44 Vapor de altos parâmetros para o termo-compressor do quarto efeito.
- 45 Vapor vegetal IV aspirado pelo termo-compressor do quarto efeito.
- 46 Vapor na saída do termo-compressor do quarto efeito.
- 47 Vapor de escape para o tratamento de xarope.
- 48 Condensado de vapor de escape que sai do tratamento de xarope.
- 49 Xarope clarificado.

- 50 Vapor de escape para centrifugas
- 51 Condensado de vapor vegetal II que sai dos cozedores.
- 52 Condensado de vapor de escape das centrifugas.
- 53 Vapor vegetal gerado nos cozedores.
- 54 Açúcar produzido.
- 55 Mel final.

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

A crise do setor elétrico brasileiro em 2001 levou a uma maior conscientização da necessidade de aumentar a geração de energia elétrica através da construção de novas usinas elétricas e da cogeração.

As potencialidades da cogeração na indústria açucareira com a possível introdução futura dos sistemas de cogeração com gasificadores e turbinas a gás, estabelecem a necessidade da diminuição do consumo de vapor no processo de fabricação de açúcar, esfera em que Brasil é o primeiro produtor mundial.

Neste contexto da procura de uma maior eficiência energética, mais exatamente da eficiência exergética, é desenvolvido o trabalho em título.

A insuficiente disponibilidade de vapor de escape das turbinas, quando comparada com a demanda de vapor do sistema de evaporação, ao redor do 70 % da demanda total do processo (CENTEC, 1977), faz que uma determinada quantidade de vapor de altos parâmetros seja estrangulada numa válvula redutora de pressão, só com o objetivo de atingir os baixos parâmetros de vapor requeridos pelo processo, com a correspondente perda da exergia do vapor para aumentar a qual foi queimada uma quantidade de combustível nas caldeiras.

A recompressão do vapor tem sido utilizada por anos como médio de reduzir os requerimentos de vapor nos múltiplos efeitos, no somente das usinas açucareiras; sino da indústria química em geral, (Whittlessey, 1980).

Em contraposição ao uso de válvula redutora, indicadora de um esquema térmico integrado fabricação – cogeração mal projetado, embora muito comum na prática da produção de açúcar de cana, está-se avaliando a substituição da mesma pela re-compressão térmica do vapor.

A re-compressão térmica do vapor é o termo utilizado para descrever a instalação de um ejetor térmico ou termo-compressor ao evaporador com o propósito de reduzir seu consumo energético. Este sistema é especialmente aplicável a tais sistemas quando há válvula redutora de pressão (CENTEC, 1977).

A proposta básica deste trabalho, além de metodológica ao deixar de forma explícita a quase inexistente metodologia de análise exergoeconômica para usinas de açúcar de cana, sustenta-se na proposição de sistemas de baixo custo que aproveitem o vapor de altos parâmetros mal utilizado e a possibilidade de diminuir as irreversibilidades geradas pela válvula redutora de pressão e a demanda de vapor de baixos parâmetros, mediante a substituição das válvulas redutoras de pressão por recompressão térmica do vapor para o qual é avaliado um caso de estudo, a usina Cruz Alta, do conjunto Açúcar Guarani na cidade de Olímpia.

Assim no capítulo 1 é explicado o contexto geral do problema, sendo o capítulo 2 dedicado a revisar os métodos de avaliação atualmente utilizados; e a escassa bibliografia publicada sobre o tema de avaliação exergoeconômica de usinas de açúcar.

O capítulo 3, que responde aos objetivos metodológicos, dedica-se à determinação das propriedades termodinâmicas necessárias para a avaliação exérgica e exergoeconômica

No capítulo 4 caracteriza-se o caso objeto de estudo, a usina Cruz Alta do conjunto açúcar Guarani no município de Olímpia no Estado de São Paulo e são apresentadas as variantes avaliadas em dez casos de estudo, fundamentando-se cada uma delas.

No capítulo 5 descreve-se a metodologia de avaliação baseada na simulação do sistema através dos balanços de massa e energia, em que se recopiam os índices de avaliação energética tradicionalmente utilizados, e os balanços exérgicos e exergoeconômicos para os diferentes subsistemas em que se divide o processo em questão.

No capítulo 6 são apresentados e avaliados os resultados da aplicação da metodologia ao caso de estudo

No capítulo 7 são formuladas as conclusões e recomendações do trabalho

Capítulo 2

Métodos de Avaliação, Projeto e Otimização de Sistemas Térmicos

A história da economia energética nas usinas açucareiras inicia-se, segundo Christodoulo (1996), no ano 1692, quando Antony Smith indicou a possibilidade do uso do vapor para o processo de evaporação em vez de fogo direto como era o costume até então

No ano 1710, através de invenções básicas foi possível a condensação dos vapores em spray, posteriormente no ano 1813, Howard introduz a evaporação a pressões reduzidas e o cozedor tubular em 1828.

A invenção real do sistema de evaporação de múltiplo efeito foi concebida por Norbert Rilleaux em 1832, embora somente conseguisse as patentes no ano 1843, do duplo efeito e no ano 1846, do triplo efeito. No ano 1850, Robert introduz os evaporadores com tubos verticais. (Biografia de Norbert Rilleaux, http://www.lib.lsu.edu/lib/chem/display/rilleaux_biography.com).

O múltiplo efeito é considerado o maior invento mundial na economia energética sendo poupados milhões de toneladas de combustível anualmente mediante a aplicação dos múltiplos efeitos dentro da indústria açucareira e química em geral.

Os sistemas de difusão que são introduzidos ao redor de 1870, na fabricação de açúcar de beterraba levam a uma grande diluição do caldo e convertem-se num incentivo real para o aperfeiçoamento do processo de evaporação.

Vernois (1975), reporta o uso amplo da re-compressão mecânica e térmica na França e Bélgica desde 1945.

No ano 1987, na Alemanha e Grão Bretanha de forma simultânea, foi testado com sucesso o primeiro evaporador de placas pelas firmas Züdzucker AG e British Sugat plc, desde então os evaporadores de placas tem ganho um lugar destacado na economia energética da fabricação de açúcar de beterraba; e desde o ano 1992 na indústria da açúcar de cana.

Na avaliação e aperfeiçoamento da eficiência no uso do vapor das usinas açucareiras em geral encontra-se a aplicação de diversos métodos:

- Método energético
- Método exerético
- Método *Pinch Point*
- Métodos exergoeconômicos.
- Métodos de otimização.

2.1 O método energético.

È o método tradicionalmente utilizado para a avaliação da eficiência e desempenho das fábricas de açúcar, na literatura consultada quase a totalidade dos trabalhos referem-se à utilização deste método, cujos fundamentos são tão antigos quanto a primeira Lei da Termodinâmica. Tem sido recopilados e publicados para a indústria açucareira por Hugot (1986), Honig (1969), Spencer e Meade (1967), Camargo et al (1990), Baloh (1995), na segunda metade do século passado. São considerados clássicos para os estudiosos da indústria açucareira.

Os trabalhos mais recentes, a maioria, são dedicados aos estudos de sistemas de cogeração. No que se refere às avaliações do esquema térmico da fábrica de açúcar propriamente dita, os últimos trabalhos encontram-se referidos à avaliação dos evaporadores de película, empregados majoritariamente na indústria açucareira de beterraba.

Valentin (1995) reporta o balanço energético na fabricação de açúcar de beterraba, avaliando os índices de produção de 25 usinas pertencentes à Züdzucker AG, o consumo de energia é calculado em razão da quantidade de água introduzida com a beterraba no processo de

extração. O autor analisa o esquema de potencia das usinas combinado com o esquema de utilização do vapor de aquecimento visando a possibilidade de venda de energia elétrica, não apresenta o sistema de equações utilizado na avaliação.

Valentin et alli (1998), estudam a otimização da economia energética com evaporadores de película descendente numa usina açucareira pertencente ao grupo Züdzucker AG, baseado no menor investimento dos evaporadores de película, quando comparados com os evaporadores de tipo Robert.

Morgenroth et alli (1996) e (1998), expõem suas experiências práticas com evaporadores de película com uma área de troca térmica de 6000 metros quadrados e num trabalho anterior (1995) estudam as experiências com evaporadores de placas, no contexto da eficiência energética para a indústria açucareira de cana. Gillat e Thompson, (1996), fazem um levantamento das vantagens deste tipo de evaporadores em 12 usinas açucareiras britânicas.

Björn (1998) estuda os benéficos resultados dos evaporadores de placas. Evaporadores que estão em desenvolvimento, mas que não são a generalidade nas usinas açucareiras de cana, ao menos na realidade de países como Brasil e Cuba, o único caso de estudo de um evaporador pelicular que foi encontrado foi a avaliação preliminar da eficiência de um evaporador do tipo BALCKE-DÜRR FFPE na Usina Esther, reportado por Zarpelon et alli (1997), que se trata de um evaporador híbrido de placa descendente.

Os evaporadores de interesse para este trabalho são os tradicionais de tipo Robert, sendo que a simulação feita é possível de aplicar aos evaporadores de tipo pelicular .

Whittlesey e Muzzy, (1980), abordam a re-compressão mecânica como uma via de redução dos custos em vez do estrangulamento do vapor de altos parâmetros numa válvula redutora de pressão. Embora deva ser fornecida energia elétrica ao compressor para elevar a pressão e temperatura do vapor de baixos parâmetros, segundo os autores, esta energia representa entre 5 – 10 % da energia necessária para gerar o vapor. Referem ter feito uma análise combinada da primeira e segunda Lei da termodinâmica, mas também não apresentam o sistema de equações utilizado.

Trabalhos relacionados com a avaliação do esquema térmico das usinas açucareiras de cana aparecem reportados por Birkett e Gray (1999) onde avaliam quatro esquemas térmicos de uma usina de açúcar refino e álcool visando a otimização da produção de vapor a partir de bagaço de cana, e a possibilidade de utilização de vapor vegetal para o sistema de cozimento.

Westphalen (1999), desenvolve um modelo matemático para a simulação estática e dinâmica de sistemas de evaporação implementando um software baseado na programação orientada a objeto, avalia variáveis como numero e arranjo de efeitos, temperatura de alimentação, aproveitamento do condensado e re-compressão térmica no projeto de um sistema, sendo abordado também o método *Pinch*. Mas o software não permite a integração do sistema de evaporação com os sistemas restantes da fabrica de açúcar.

Diez et alli (1998) avaliam o melhoramento energético de uma usina açucareira mediante o re ordenamento dos equipamentos existentes, mediante o estudo do sistema evaporação – aquecimento-cozimento a fim de utilizar mais eficientemente o vapor vegetal gerado no sistema de evaporação e reduzir a quantidade de vapor de altos parâmetros que é estrangulado no processo.

2.2 O método exergético

O método, como seu nome indica, baseia-se no conceito de exergia, capacidade máxima de obter trabalho quando um sistema em desequilíbrio - que pode ser térmico, mecânico ou químico - com o médio ambiente é levado até o equilíbrio com este. A identificação das irreversibilidades e a determinação da eficiência exergética, também denominado análise pela segunda lei da termodinâmica generalizou-se nas décadas de 1970 e 1980 (Tsatsaronis 1993)

Nas fabricas de açúcar a utilização deste método é muito limitada, encontrando-o nos trabalhos de Christodoulo (1996), na sua apresentação na Conferencia do Instituto de Pesquisa do Processamento do Açúcar S.P.R.I., em que aborda o problema da economia de energia por médio da análise energética e exergética dando uma visão histórica da origem dos vocábulos energia e exergia. Aborda também os processos de separação na industria açucareira e os diferencia em processos de separação térmica – extração, retificação, evaporação e cristalização e de separação

mecânica - corte, moagem, centrifugação e filtração. Divide os balanços de entalpia e exergia em quatro balanços, o de massa, o de entalpia, o exergético e finalmente o balanço monetário. Reafirma que a análise combinada da primeira e segunda lei da termodinâmica permite encontrar as fontes de irreversibilidades e formular propostas para o melhoramento termo-técnico dos processos, destaca o predomínio das análises de Primeira Lei na indústria açucareira, tanto de beterraba quanto de cana.

O balanço exergético permite fazer um esquema completo da economia de energia assim como das eficiências termodinâmicas dos processos e instalações, e identificar as fontes de irreversibilidades que resultam no incremento de entropia.

Calvo G. A. (1991) aplica o método exergético na indústria do açúcar de cana, baseado no trabalho de Baloh (1980), mas avalia a exergia do caldo alocando valor de exergia química nula nas condições deste como ele se encontra na cana de açúcar e utiliza um tratamento de solução ideal para o caldo, desconsiderando o fenômeno de elevação do ponto de ebulição, que afasta o comportamento do caldo do comportamento de uma solução ideal. No capítulo três é abordado novamente este trabalho.

Baloh e Wittwer (1995), no seu manual de energia para fabricas de açúcar introduzem e utilizam o conceito de exergia, fato muito importante na aplicação combinada da primeira e segunda lei da termodinâmica na prática da fabricação de açúcar. Apresentam uma curva do comportamento da exergia do caldo em função do Brix para uma temperatura do ambiente de referencia de 20 °C, e pureza de 94,3 %, temperatura que não é característica da locação geográfica de países como Brasil e Cuba, o que faz que não seja aplicável a este trabalho.

Trabalho de destaque na aplicação do método exergético na indústria açucareira é a avaliação exergética do sistema de calefação – evaporação - cozimento para usinas açucareiras publicado por Paz e Cárdenas (1997) no qual, ainda com a limitação de não ser considerada a exergia química do caldo, com base na exergia física apresenta-se um estudo combinado do sistema de aquecimento - evaporação - cozimento de uma usina açucareira de cana e os possíveis esquemas térmicos, que incluem a utilização racional do vapor vegetal mediante as denominadas sangrias para o aquecimento em cascata, a avaliação de evaporadores de película descendente e os vácuos com agitação mecânica. Não tem sido encontrado, na literatura revisada, outro trabalho com estas características.

Huang et alli (2000) apresentam a avaliação teórica, pela segunda lei da termodinâmica, de um sistema que combina uma turbina de gás metano com injeção de vapor com um triplo efeito de evaporação de fluxo paralelo, numa usina canavieira, com e sem re-compressão mecânica do vapor, é determinada a eficiência de segunda lei do sistema concluindo que as irreversibilidades do processo de combustão e por tanto as perdas exergéticas são dominantes na eficiência do sistema, concluem também que as perdas no compressor e na turbina a gás são pequenas e tem pouca influencia na eficiência geral do sistema.

2.3 Método *Pinch Point*

Este método foi amplamente divulgado por Linnhoff e Flower (1978), como uma nova metodologia para o projeto de redes de trocadores de calor, Linnhoff (1993) sugere que a análise Pinch é uma análise de segunda Lei de processos e sistemas térmicos, Christodoulo (1996), por sua vez afirma que é uma via clandestina de aplicação da Segunda Lei da Termodinâmica utilizando representação gráfica. Bejan, Tsatsaronis e Moram (1996) dedicam um capítulo ao método de otimização de redes de trocadores de calor e ao uso de método *Pinch*. Neste são traçadas duas curvas compostas uma “fria” na que se representam as correntes que recebem fluxos de calor; e outra “quente” na que se representam as correntes que entregam calor, num diagrama entalpia – temperatura, sendo o ponto pinch aquele em que as curvas são mais próximas.

Este método responde às seguintes regras heurísticas (reportadas por Higa 1999)

1ª Regra: Não deve haver transferência de calor entre as regiões acima e abaixo do ponteiro ou pinch point.

2ª Regra: Iniciar o projeto da rede de trocas térmicas junto ao pinch- point, região onde localizam-se as maiores restrições.

3ª Regra: As correntes frias devem ser sempre aquecidas pelas correntes quentes e nunca por utilidades quentes. Se o número de correntes frias for maior que o de correntes quentes, deve-se subdividir as correntes quentes para permitir o aquecimento de todas as correntes frias, de igual modo as correntes quentes acima do ponto *pinch* devem ser resfriadas pelas correntes frias

e nunca por utilidades frias. Se o numero de correntes quentes for maior que o de correntes frias, deve-se subdividir as correntes frias para permitir o resfriamento de todas as correntes quentes.

4ª Regra: Na região logo abaixo do *pinch*, uma corrente fria só pode receber calor se sua capacidade térmica for menor ou igual à capacidade térmica da corrente quente. Caso isso não ocorra deve-se subdividir aquela corrente. Na região acima do *pinch*, uma corrente quente só pode ceder calor se sua capacidade térmica for menor ou igual a capacidade térmica da corrente fria. Caso contrario deve-se subdividir aquela corrente;

5ª Regra: Fazer a máxima recuperação de calor em cada trocador.

Urbaniec et al (2000), combinam o método *pinch* com a simulação energética de um sistema de evaporação para a seleção do esquema térmico mais adequado no melhoramento de uma usina açucareira de beterraba subdividindo a planta em três subsistemas, a planta de potencia, o sistema de evaporação e o sistema de aquecimento, aumentando a capacidade de processamento da usina e diminuindo o consumo especifico de combustível até um 29 %.

Higa (1999), aplica o método *Pinch Point* a uma usina de açúcar e álcool propondo modificações ao esquema térmico de forma tal que as extrações de vapor vegetal para o sistema de aquecimento sejam deslocadas para os últimos efeitos de evaporação, recomendações que são aproveitadas na pesquisa desenvolvida no presente trabalho. As limitações do tratamento realizado, a critério do próprio autor, estão referidas ao pré-estabelecimento das grandezas das extrações de vapor vegetal para o aquecimento sem serem avaliadas as influencias das extrações de vapor vegetal no consumo de vapor de escape do múltiplo efeito que as gera.

Franco (2001), baseado no software EVSIM proposto por Westphalen (1999), o completa para a análise das utilidades frias para a integração energética de sistemas de evaporação com temperaturas localizadas abaixo de ponto *pinch* do processo. Avalia dois processos de produção de açúcar, um de beterraba a partir dos dados de Klemes (1998) e outro para açúcar de cana a partir dos dados publicados por ALVA (1998), demonstrando para ambos casos as vantagens do método *Pinch* e do software, que são evidentes no caso de redesenho de uma planta. Também descreve sem aprofundar no tema, os diferentes tipos de evaporadores dentro das estratégias de redução do consumo de energia, assim como a utilização da re-compressão térmica e mecânica. Descreve o método de analise *Pinch*, seus princípios básicos e as atuais linhas de pesquisa dentro do método.

Higa e Bannwart (2002), utilizam os métodos de integração térmica para o estudo da cogeração integrada ao sistema de evaporação de múltiplo efeito em usinas de açúcar e álcool onde retomam as idéias do trabalho de (1999) e apresentam simulações utilizando a análise *Pinch* visando a otimização da produção de energia elétrica com diferentes tecnologias de cogeração e arranjos do sistema de evaporação de múltiplos efeito.

2.4 Métodos exergoeconomicos

Os métodos exergoeconômicos surgem da necessidade de relacionar a geração de irreversibilidade dos equipamentos isolados com os restantes equipamentos do sistema. São classificados por Lozano e Valero (1993) em duas grandes tendências, uma desenvolvida por Evans e seus seguidores, de otimização, e uma segunda, de alocação de custos para os fluxos internos e produtos. Encontram-se nesta ultima tendência os que vinculam a análise exergética com a alocação de custos que pode ser feita em base exergetica, como no trabalho em título ou baseadas nos custos monetários, entre elas encontra-se a Teoria de Custo Exergético cujos fundamentos foram estabelecidos por Valero e Lozano (1986 e 1995). O custo exergético representa a quantidade de exergia necessária para produzir um fluxo interno ou um produto.

A Teoria do Custo Exergético baseia-se nas seguintes proposições (Araújo da Gama, 1999)

(P1) Os custos exergéticos e exergoeconômicos são quantidades conservativas, e pode-se escrever por tanto uma equação de balanço para cada unidade do sistema.

(P2) O custo exergético unitário de um insumo suprido externamente é a unidade, na ausência de informações externas.

(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 tantas equações quantos forem os fluxos supridos ao sistema e as perdas. Como em geral o número de fluxos é superior à soma do número de sistemas, dos fluxos de entrada e das perdas, as equações obtidas pela aplicação das

proposições 1 e 3 não constituem um sistema determinado. As equações adicionais serão obtidas pela aplicação das duas proposições finais.

(P4a) Se uma parcela ou todo o insumo de uma unidade é a variação da exergia de um fluxo que atravessa, então o custo exergetico unitário do fluxo é constante através da unidade.

(P4b) Se o produto de uma unidade é composto por mais de um fluxo então são iguais os custos exergeticos unitários de cada um destes fluxos .

Guallar (1987) na sua tese de doutorado *Análise exergetica e integração térmica de processos na indústria açucareira*, avalia termoeconomicamente uma usina de açúcar de beterraba, estuda o conceito de exergia vinculado ao ambiente de referencia fundamentando a utilização de um ambiente de referencia associado ao processo seguindo os critérios de Bonsjakovich. Dá um tratamento ao caldo de dissolução técnica, isto é uma dissolução ternária água - açúcares – não açúcares atribuindo aos não açúcares o peso molecular da glicose. Dedicou um capítulo aos métodos de determinação das propriedades físico – químicas do caldo a partir de suas propriedades experimentais, mas não consegue deixar de forma explicita equações de aplicação prática. Avalia termoeconomicamente uma usina açucareira de beterraba mediante representação matricial dos custos que dependem da estrutura da planta. Trabalho que não consegue deixar estabelecida uma metodologia de avaliação exergetica para este tipo de industria.

2.5 Métodos de otimização (Pesquisa operacional)

Otimizar significa a modificação da estrutura e dos parâmetros de projeto de um sistema ou as condições do processo para minimizar o nível total dos custos dos produtos do sistema para determinadas condições de fronteira associadas com os materiais disponíveis, recursos financeiros, proteção do médio ambiente, regulamentações governamentais junto a seguridade, operabilidade e manutenção (Bejan et alli, 1996).

A otimização termodinâmica, uma forte tendência hoje em dia, tem por objetivo a minimização das ineficiências termodinâmicas isto é da destruição de exergia e das perdas exergeticas enquanto o objetivo da otimização termoeconômica é minimizar os custos incluindo os custos das ineficiências termodinâmicas.

Os passos da otimização termoeconômica são

- Estabelecimento das fronteiras do sistema.
- Critérios de otimização a serem empregados.
- Determinação das variáveis do problema.
- Modelo matemático, inclui a função objetivo a ser minimizada ou maximizada, o sistema de equações; e as restrições.

Dentro de esta tendência encontram-se os trabalhos de: Higa (1999), que aplica a programação linear obtendo o mesmo resultado que com o método *Pinch*; Lahtinen (1998) que aplica o procedimento empírico de otimização de um sistema de evaporação com termo-compressão logrando um aumento da razão de evaporação de 16 % quando comparado com a operação convencional.

Capítulo 3

Propriedades termodinâmicas dos fluxos

A determinação das propriedades termodinâmicas dos fluxos que participam do processo de fabricação de açúcar é essencial para a aplicação do método exergoeconômico, razão pela qual se dedica à determinação das propriedades termodinâmicas este capítulo.

Os fluxos mais importantes são a cana de açúcar, que se transforma no bagaço e no caldo, o caldo nas suas diversas denominações (misto, clarificado, xarope, xarope clarificado), a massa cozida, o açúcar e o mel.

3.1 A cana de açúcar

A cana de açúcar é considerada uma planta com condições excepcionais, capaz de sintetizar, carboidratos solúveis; e material fibroso, a um alto nível, superior à de outras plantas comerciais (Fauconier, 1980), que a convertem em um dos mais importantes recursos renováveis devido ao pequeno tempo de renovação e as suas potencialidades para muitos subprodutos, sendo o açúcar o principal.

Na produção açucareira ela é classificada em “cana agrícola” e “cana industrial” (Fauconier 1980). “Cana agrícola” designa desde o seu nascimento até o início do processamento nas usinas canavieiras, sendo denominada “industrial” desde sua entrada à usina até que é

transformada em bagaço e caldo. Para os objetivos deste estudo por cana definiremos a cana industrial.

A cana de açúcar é um composto bifásico sólido – líquido. A fase sólida é um complexo pentoxan e lignocelulósico integrado por fibras celulósicas, formando canais entre os entrenós, nos que se aloca o caldo. O caldo é uma solução aquosa contendo uma grande variedade de compostos orgânicos e inorgânicos sendo os açúcares aproximadamente o 90 %, (Spencer e Meade, 1967). Esta estrutura morfológica da cana de açúcar leva a estabelecer, para os fins desta pesquisa, a cana como a soma da fibra mais o caldo.

As propriedades termodinâmicas da cana de açúcar dependem da sua composição elementar, a que varia de um autor a outro dependendo do grande numero e da complexidade das variáveis que influenciam na sua cultura, a saber, as características da geografia, da composição da terra, os tipos e quantidade de fertilizantes usados, tipo de corte, transporte etc. Na Tabela (3.1) apresenta-se a composição elementar da cana de açúcar reportada na literatura por vários autores.

Tabela (3.1). Composição elementar da cana de açúcar.

Autor	Fibra	Água	Sacarose	Glicose	Frutose
Leme Jr. 1965	8-18	65-75	11-18	0,1-1	0-0,6
Jackson 1990	8-4	75-82	14,5-22	0,3-1,1	0-0,7
Spencer e Meade, 1967	11-16	73-76	7,8-14	0,2-6,4	0,2-6,4
Howard Payne 1982	12,5	72	15,5	-	-
Noa et al.1991	12,21	71	14,1	1,33	-

Na aplicação do método exerético à indústria da cana de açúcar, Baloh (1985) e Calvo, (1990) reconhecem a existência da exergia química da cana de açúcar, mas a situam no ambiente de referencia alocando exergia nula. A cana de açúcar está em equilíbrio mecânico e

térmico com o ambiente porem em desequilíbrio químico. Desequilíbrio que constitui a exergia química e caracteriza sua potencialidade para a elaboração de muitos subprodutos.

A Tabela (3.1) mostra os valores dos elementos que tem influencia na exergia química da cana de açúcar. Note-se que a maior faixa de variação da composição da fibra é apresentada por Leme Jr (1965) numa faixa de 8-18 % de fibra na cana de açúcar, embora Jackson (1990) apresenta a maior faixa de conteúdo de água e sacarose estando entre 75-82 % de água na cana de açúcar e de 14,5 –22 % de açúcares na cana.

Considerando as características físico-químicas e morfológicas da cana de açúcar a exergia química foi aceita, para os fins de este estudo, como a soma da exergia total da fibra seca mais a exergia do caldo.

Exergia da fibra

Sendo as transformações da fibra na cana em bagaço, transformações físicas e não químicas, a fibra em cana é tratada como um combustível totalmente seco. Devido ao processo de embebição com caldo durante a difusão, a posteriori de este processo, o bagaço será um combustível úmido, insumo da cogeração. A exergia química da fibra calcula-se usando o método proposto por Szargut et alli (1988) para combustíveis técnicos sólidos. Pela similitude na sua estrutura química, para o bagaço foi utilizada a equação sugerida por Szargut, (1988), para madeira.

$$\beta = \frac{Ex_{ch}}{PCI} = \frac{1,042 + 0,2160(ZH / ZC) - 0,2499(ZO / ZC) \cdot [1 + 0,78849(ZH / ZC)] + 0,0450(ZN / ZC)}{1 - 0,3035(ZO / ZC)} \quad (3.1)$$

$$Ex_{ch} = \beta(PCI + h_{fg} Z_{ag}) + Ex_{chag} Z_{ag} = \beta(PCS - 9h_{fg} Z_{ag}) + Ex_{chag} Z_{ag} \quad (3.2)$$

No caso da fibra em cana que se considera totalmente seca a Eq. (3.2) simplifica-se na Eq.

(3.3)

$$Ex_{ch} = \beta \cdot PCI \quad (3.3)$$

A exergia química da fibra é uma função direta da composição química elementar e do poder calorífico da mesma. Na literatura é reportada uma ampla variedade de composições químicas das que o coeficiente β calculado na Eq. 3.1 é uma função direta e cujos resultados se apresentam na tabela 3.2.

Tabela 3.2 Coeficientes β para as diferentes composições químicas da fibra reportadas na literatura.

Autor	C	H	O	N	ZO/ZC	ZH/ZC	β
Deer, 1921	46,5	6,5	46	-	0,9892	0,1398	1,1389
Tromp, 1938	44,0	6,0	48	-	1,091	0,1364	1,1492
Kelly, 1966	48,2	6,0	43,1	-	0,8942	0,1245	1,1290
Davies, 1947	47,9	6,7	45,4	-	0,9478	0,1399	1,1350
Gregory, 1944	48,1	6,1	43,3	-	0,9002	0,1268	1,1298
Paturan, 1944	46,5	5,9	44,7	-	0,9613	0,1269	1,1357
Werner, 1966	49,1	5,8	41,5	0,2	0,8452	0,1181	1,1244
Dixon, 1988	46,2	5,7	42,1	0,3	0,9113	0,1234	1,131
Beatón, 1991	46,8	6,0	43,3	-	0,9252	0,1282	1,1322
Horst, 1983	46,78	5,99	43,33		0,9252	0,1282	1,1322
Hugot, 1986	47	6,5	44		0,9362	0,1383	1,1337
ISJ	47,5	6,1	44,4		0,9347	0,1284	1,1331
Valores Médios	46,98	6,11	44,09	0,25	0,9385	0,1299	1,1337

Na literatura consultada reporta-se uma grande variedade de equações e valores do poder calorífico para o bagaço, dados que se encontram na primeira linha da tabela 3.3. Todos os dados foram cruzados com os dados do coeficiente β obtendo-se um conjunto de valores para a exergia química da fibra na cana. Os resultados são apresentados na Tabela 3.3, na ultima linha desta tabela aparecem os valores médios segundo cada valor do PCI e o valor médio de β ; sendo o ultimo valor à direita a média geral.

Tabela 3.3 Exergia química da fibra seca.

Poder calorífico inferior (kJ/kg fibra)		Sanchez	Silva et al.	Mauritus Islands	Sudafrica	Pritzelwitz	Hessey	Hugot	Valores medios
		14400	18687,07	17371	18309	17790	18104	17790	17493
Autor	β	Exergia química da fibra seca (Exch) in kJ/kg fibra							
Deer	1,1389	16416	21303	19803	20872	20281	20639	20281	19942
Tromp	1,1492	16566	21498	19984	21063	20466	20827	20466	20124
Kelly	1,1290	16275	21121	19633	20693	20107	20462	20107	19771
Davies	1,1350	20210	20567	20210	20799	19734	21229	16359	19872
Gregory	1,1298	16285	21134	19645	20706	20119	20474	20119	19783
Paturan	1,1357	20367	20727	20367	20962	19888	21394	16486	20027
Werner	1,1244	16208	21033	19552	20607	20023	20377	20023	19689
Dixon	1,131	16304	21157	19667	20729	20142	20497	20142	19805
Beaton	1,1322	16320	21179	19688	20751	20162	20518	20162	19825
Horst	1,1322	16322	21181	19689	20752	20164	20520	20164	19827
Hugot	1,1337	16342	21207	19714	20778	20189	20545	20189	19852
ISJ	1,1331	16334	21196	19704	20768	20179	20535	20179	19842
Valores medios	1,1337	16995	21108	19804	20790	20121	20668	19556	19863

Fernandez e Nebra, (2000), Fernandez, Nebra e Martinez (2000) reportam o calculo da exergia da cana de açúcar estudando uma ampla gama de composições químicas da cana, tanto do caldo quanto da fibra chegando a propor um valor médio da exergia da cana de açúcar, trabalho que resolve uma das limitações fundamentais da aplicação do método exergético a industria de açúcar de cana.

3.2 O caldo

O caldo, o fluxo mais importante do processo de transformação da cana em açúcar; é uma dissolução multicomponente de compostos orgânicos e inorgânicos, onde quase o 90 % dos compostos orgânicos é sacarose e uma pequena quantidade (2-4) % é glicose e frutose (Tabela 3.4).

Chama-se solução ao caso particular de uma mistura homogênea em que um dos componentes tem um tratamento especial, o solvente, neste caso água, sendo os outros componentes denominados solutos.

Tabela 3.4 Composição da cana de açúcar e dos sólidos no caldo.*

Componentes do caldo		Porcentagem de sólidos solúveis
Açúcares	75-92	
sacarose		78-88
Glicose		2-4
Frutose		2-4
Sais	3,0-7,5	
De ácidos inorgânicos		1,5-4,5
De ácidos orgânicos		0,5-2,0
Ácidos orgânicos livres	0,5-2,5	
Ácidos carboxílicos		0,1-0,5
Aminoácidos		0,5-2,0
Outros não açúcares orgânicos		
Proteínas		0,5-0,6
Amidos		0,001-0,05
Gomas		0,30-0,60
Cera, gorduras fosfáticos		0,05-0,15
Não açúcares não identificados		3,0-5,0

* Spencer e Meade, (1969)

Na avaliação termoeconômica de uma usina de açúcar de beterraba Guallar, (1987) considera o caldo como uma dissolução técnica, o que significa a consideração de uma dissolução composta por água, açúcares e não açúcares. Quando analisada a composição molar dos componentes do caldo na usina objeto de estudo, encontra-se que a fração molar dos não açúcares calculada pela Eq 3.8 varia numa faixa de 0,002 até 0,19 mol de não açúcares por mol de dissolução, o que permite tratar o caldo, para os fins da avaliação exergoeconômica, como uma dissolução binária água-sacarose, considerando que a porcentagem de glicose e frutose é somente 4 % dos sólidos solúveis, isto é dos açúcares.

Na tabela 3.5 foram coletados dados da composição química do caldo referida como porcentagem da cana e do caldo reportados por cinco autores reconhecidos no mundo açucareiro e que aparecem na literatura específica do tema.

Tabela 3.5 Composição química do caldo na cana de açúcar para uma dissolução binária.

Autor	Água % na cana	Açúcares % na cana	Caldo % na cana	Sacarose % no caldo	Água % no caldo
Leme Jr, 1965	65-75	11,1-19,6	76,1-94,06	14,58	85,42
Jackson ,1990	75-82	14,8-23,8	89,8	16,48	83,52
Spencer and Meade, 1967	73-76	8,2-26,8	80,8	10,15	89,85
Howard Payne,1982	72	15,5	87,5	17,71	82,29
Noa et alli, 1991	71	15,43	86,43	17,85	82,15

- **Fração molar dos componentes da dissolução.**

Para o caso da dissolução binária:

$$x_{ag} = \frac{m_{ag}/M_{ag}}{m_{ag}/M_{ag} + m_{sac}/M_{sac}} \quad (3.4)$$

$$x_{sac} = \frac{m_{sac}/M_{sac}}{m_{ag}/M_{ag} + m_{sac}/M_{sac}} \quad (3.5)$$

Para o caso da dissolução ternária

$$x_{ag} = \frac{m_{ag}/M_{ag}}{m_{ag}/M_{ag} + m_{sac}/M_{sac} + m_{naç}/M_{naç}} \quad (3.6)$$

$$x_{sac} = \frac{m_{sac}/M_{sac}}{m_{ag}/M_{ag} + m_{sac}/M_{sac} + m_{naç}/M_{naç}} \quad (3.7)$$

$$x_{na\zeta} = \frac{m_{na\zeta}/M_{na\zeta}}{m_{ag}/M_{ag} + m_{sac}/M_{sac} + m_{na\zeta}/M_{na\zeta}} \quad (3.8)$$

No caso do caldo da cana é denominado **Pol** a quantidade de sacarose no caldo. Embora é denominada **Pureza** a relação da quantidade de sacarose sobre os sólidos totais, sendo denominado **Brix** aos sólidos totais no caldo, estas são propriedades analíticas determinadas pelo laboratório da usina objeto de estudo e que aparecem no Apêndice B.

A massa de **não açúcares** se calcula a diferença entre os sólidos totais e a quantidade de sacarose.

$$Pol_i = \frac{Pza_i \cdot Brix_i}{100} \quad (3.9)$$

$$m_{na\zeta i} = Brix_i - Pol_i \quad (3.10)$$

3.2.1 Calor Específico

O calor específico define-se como a quantidade de calor que deve ser fornecida à unidade de massa do caldo para incrementar a temperatura em 1 grau centígrado a 15 °C. Para o cálculo dos calores específicos do caldo utiliza-se a equação proposta por Kadlec e Baloh, (1995).

$$Cp_i = 4,1868 - 0,0297 \cdot \frac{Brix_i}{100} + 0,000046 \cdot \frac{Pureza}{100} + 0,000075 \cdot \frac{Brix_i}{100} \cdot T_{si} \quad (3.11)$$

Na Eq. (3.11), no terceiro termo, pode ser constatado que a influência da pureza no valor do calor específico é desprezível, e que de modo aproximado o valor do Cp vai ser o mesmo tanto se a dissolução é considerada binária, como ternária. O mesmo acontece com a influencia da temperatura, quarto termo de equação. Na Figura 3.1 é apresentada a variação do Cp com o Brix para diferentes temperaturas numa faixa entre 50 °C e 120 °C , comportamento que tem pendente negativa que representa a diminuição do Cp com a concentração da solução, observa-se ainda que esta variação é pequena, correspondendo o valor máximo ao Cp da água pura.

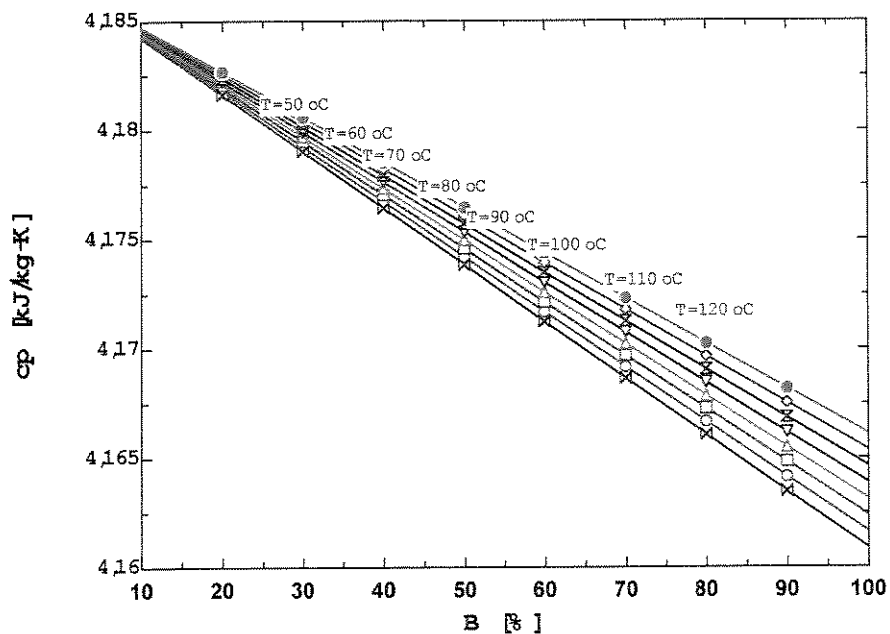


Figura 3.1 Calor específico do caldo em função do Brix para diferentes temperaturas.

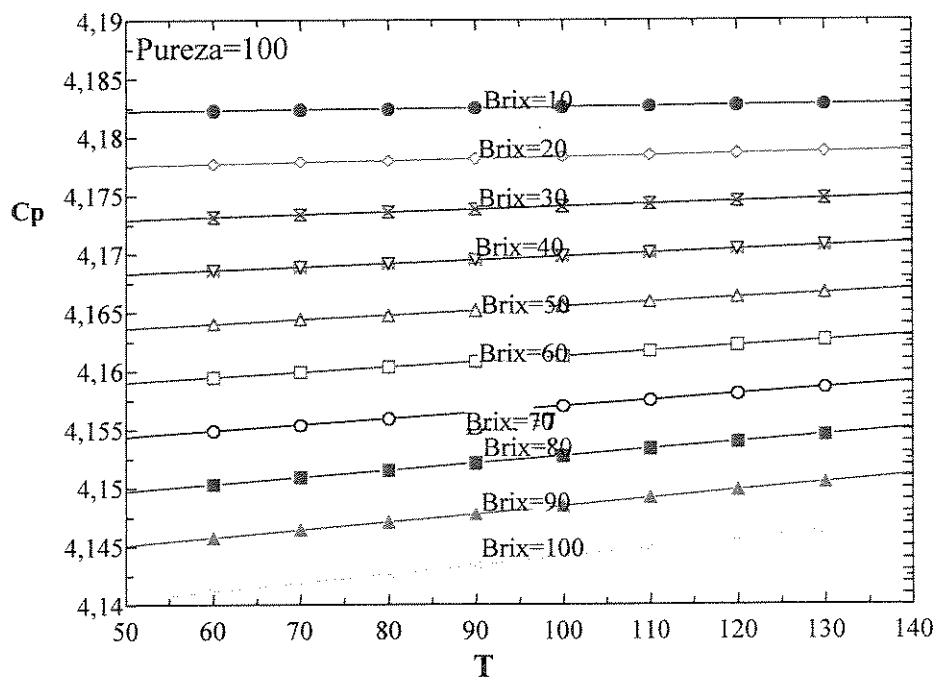


Figura 3.2 C_p [$\text{kJ/kg } ^{\circ}\text{C}$] em função da temperatura [$^{\circ}\text{C}$] a pureza 100 %.

Na Fig 3.2 demonstra-se a insignificante variação do C_p em função da temperatura de saturação da solução. Na Fig 3.3, pode-se apreciar o comportamento linear e a variação insignificante do C_p em função da pureza para diferentes temperaturas.

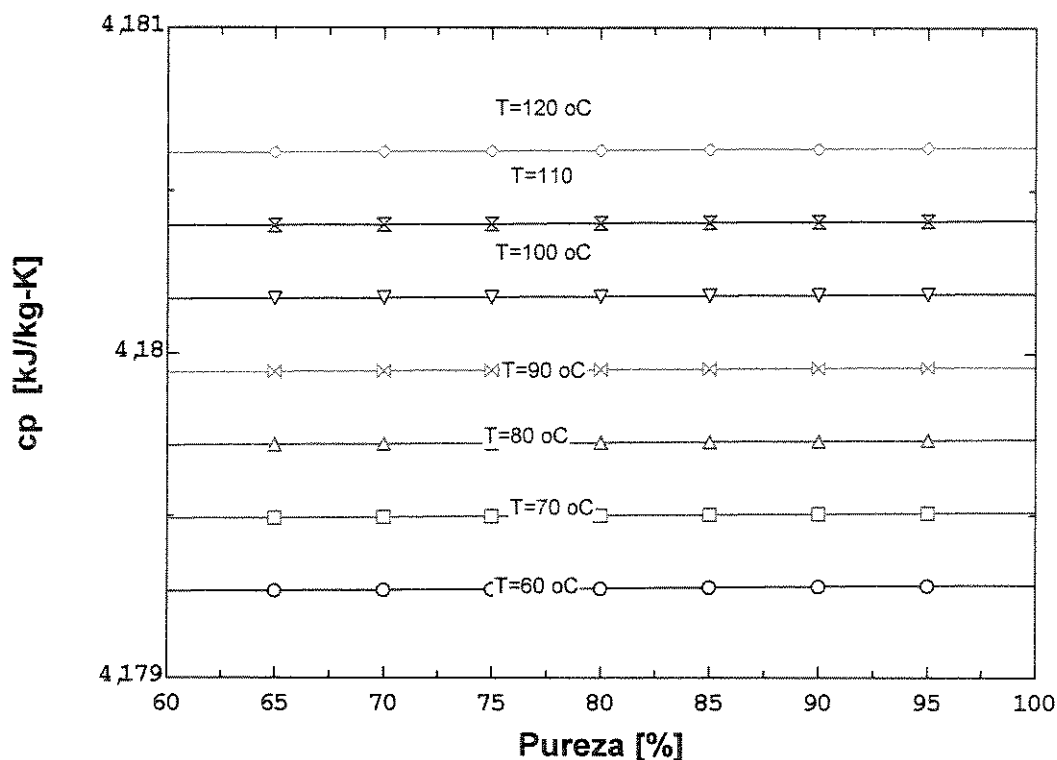


Figura 3.3 C_p em função da Pureza para temperaturas entre 60 e 110 °C.

3.2.2 Elevação do ponto de ebulição

Propriedades de uma solução que dependem da concentração de partículas do soluto e não da sua natureza são conhecidas como propriedades coligativas. Cada uma dessas propriedades depende da diminuição da tendência de escape das moléculas do solvente pela adição das partículas do soluto. As propriedades coligativas incluem o abaixamento da pressão de vapor, elevação do ponto de ebulição, abaixamento do ponto de congelamento e pressão osmótica.

Sempre que um soluto é dissolvido em água, a pressão parcial da água se reduz. Numa solução, a fração molar será sempre menor que 1, por tanto a pressão parcial da água será menor

que seu valor de pressão de vapor. Isto implica que para a solução entrar em ebulição é necessário aquece-la até uma temperatura superior à temperatura de ebulição do solvente puro. A diferença entre a temperatura de ebulição da solução e a temperatura de ebulição do diluente à pressão de operação recebe o nome de elevação do ponto de ebulição e qualifica o caldo como uma solução não ideal.

A Lei de Raoult estabelece que em soluções ideais, a pressão parcial de um componente numa solução é dada pelo produto de sua fração molar e sua pressão de vapor na temperatura da solução. Assim, quanto maior for a concentração de um determinado soluto dissolvido em água, menor será a fração molar da água na solução e, conseqüentemente, menor será o valor da pressão parcial da água. Admitindo que o soluto seja não-volátil, a solução entrará em ebulição quando a pressão parcial da água se iguale com a pressão do sistema. Para que isto ocorra, é necessário que a solução seja aquecida até uma temperatura superior à temperatura de ebulição da água pura.

Hugot (1986) apresenta tabelas da elevação do ponto de ebulição que para o objetivo da simulação dos processos da fabrica de açúcar não resultam práticas, sendo necessária a busca de equações matemáticas que descrevam o fenômeno físico da elevação do ponto de ebulição.

O trabalho mais completo, encontrado na literatura consultada, para a determinação da elevação do ponto de ebulição e da atividade foi desenvolvido por Starzak e Peacock (1997) e (1998), onde avaliam comparativamente vinte métodos diferentes de predição da elevação do ponto de ebulição com o método proposto por eles (1997), baseado nos estudos de Scatchard (1921) e Van Hook (1987) é conceituado como um modelo semi-ideal de atividade da água, mostram as vantagens do novo método quando avaliado com 56 séries de dados recopilados pelos autores na literatura, concluindo que os métodos UNIQUAC, ASOG, - métodos de contribuição de grupos- teoria da solução ideal e modelo de hidratação, são insuficientes para explicar o fenômeno da existência de um mínimo no coeficiente de atividade.

A elevação do ponto de ebulição do caldo é determinada como foi dito, pela equação proposta por Starzack and Peackoc, (1997), que leva em conta a influencia tanto da concentração da solução quanto da variação da pressão no corpo de evaporação.

A temperatura de ebulição do caldo no corpo será então:

$$T_{sl} = T_{vi} + EPE \quad (3.12)$$

$$EPE_i = \left\{ \left[\frac{X_1}{X_2} \right] - 1 \right\} \cdot (T_{vi} + 226,28) \quad (3.13)$$

$$X_1 = \left(1 + 0,5578 \cdot x_{sac}^2 \cdot (1 - 1,0038 \cdot x_{sac} - 0,24653 \cdot x_{sac}^2) \cdot \left(\frac{T_{vi} + 226,28}{T_{vi} + 273,15} \right) \right)$$

$$X_2 = 1 + \left(\frac{T_{vi} + 226,28}{3797,06} \right) \cdot \ln(1 - x_{sac})$$

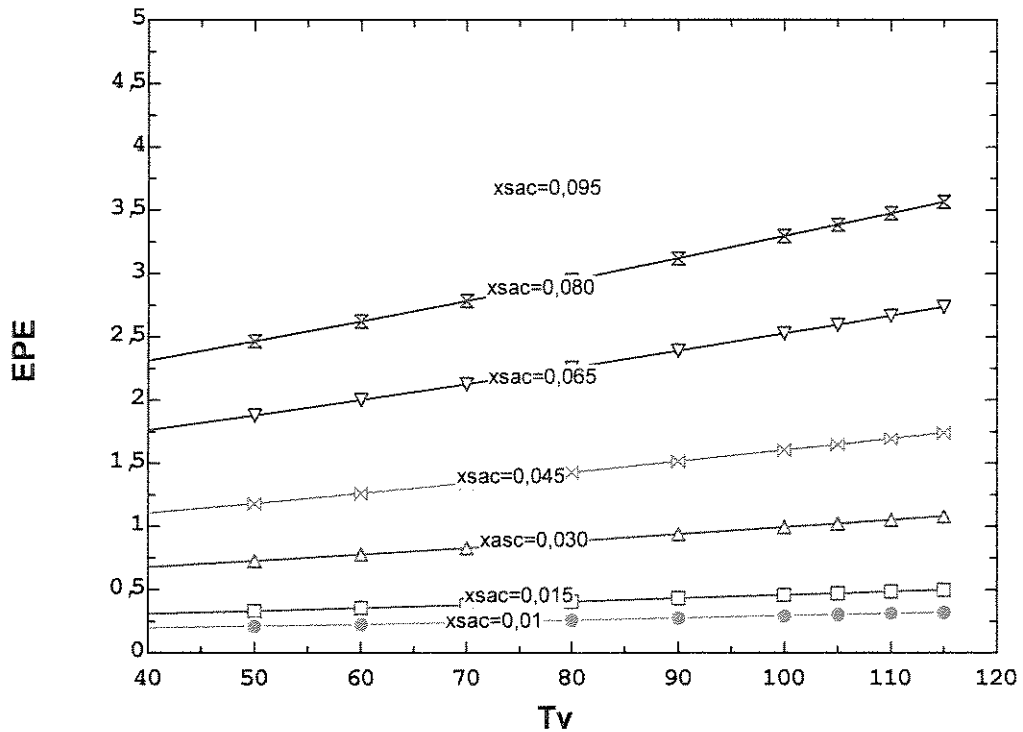


Figura 3.4 Elevação do ponto de ebulição para diferentes valores de xsac .

A Figura 3.4 mostra a variação da elevação do ponto de ebulição para uma faixa de variação da fração molar da sacarose de 0,01 até 0,095, pode observar-se que a elevação do ponto de ebulição é maior a medida que a concentração de sacarose aumenta. Comportamento que pode ser verificado na Figura 3.5 onde foi graficada a elevação do ponto de ebulição em função da fração molar de sacarose para uma faixa de temperaturas entre 20 e 120 °C.

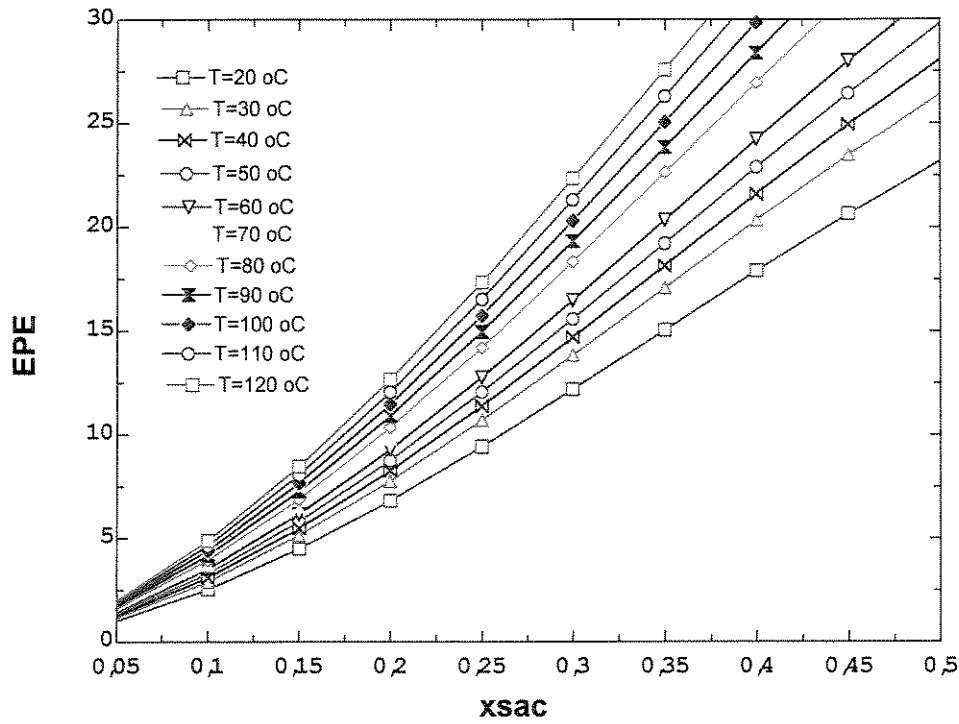


Figura 3.5 Elevação do ponto de ebulição em função da fração molar da sacarose

3.2.3 Entalpia

Conceitualmente a entalpia é a soma da energia interna mais o trabalho de fluxo que no caso do caldo está influenciada pela variação da concentração ao longo do processo até a sobresaturação. Hugot (1986) propõe uma equação simplificada, que dá resultados práticos aceitáveis; não obstante para os fins da simulação procurou-se uma equação mais exata.

As entalpias do caldo foram calculadas segundo a equação de Peackoc, (1995).

$$h_c^i = 2,326 \cdot \left[\frac{\frac{Brix_i}{10} \cdot (100 + Brix_i)}{900 - 8 \cdot Brix_i} + 1,8 \cdot T_i \cdot \left(1 - \frac{Brix_i}{100} \right) \cdot (0,6 - 0,0009 \cdot T_i) \right] \quad (3.14)$$

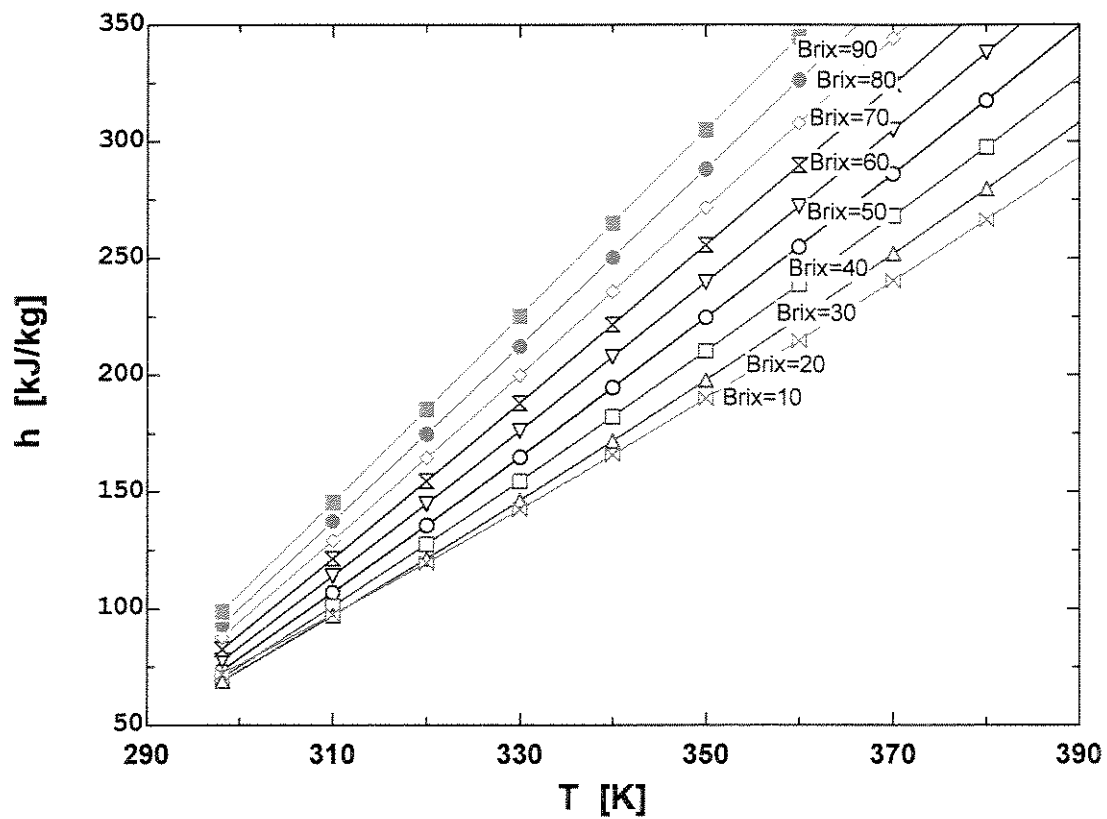


Figura 3.6 Entalpia do caldo em função da temperatura para diferentes Brix.

Nas Figuras 3.6 e 3.7 é mostrada a variação da entalpia do caldo em função da temperatura e do Brix, respectivamente.

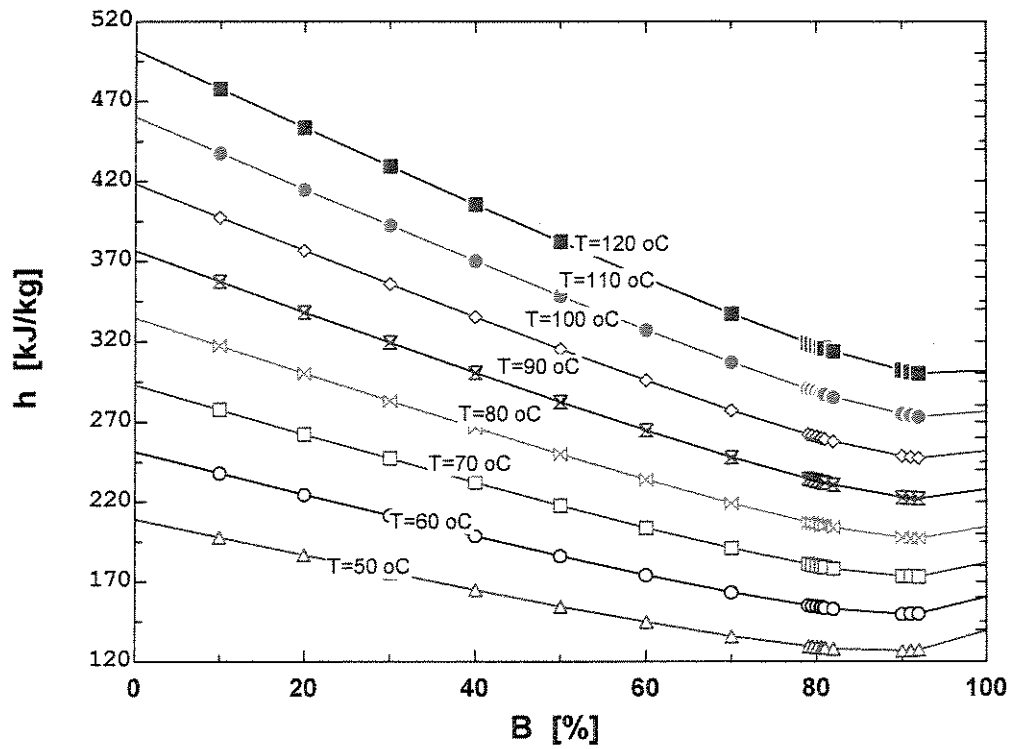


Figura 3.7 Entalpia do caldo em função dos sólidos totais.

3.2.4 Variação de entropia

Determinação da variação de entropia do caldo entre os valores de T do caldo e T_o .
(reportada por Higa, 1997)

$$\Delta S_{io} = 4,1868 \cdot \ln\left(\frac{T_{si} + 273,15}{T_o + 273,15}\right) - [Y_1 - Y_2 + Y_3] \cdot \frac{Brix_i}{100} \quad (3.15)$$

$$Y_1 = 1,092 \cdot \ln\left(\frac{T_{si} + 273,15}{T_o + 273,15}\right)$$

$$Y_2 = 0,0018 \cdot (T_{si} - T_o)$$

$$Y_3 = 0,0011 \cdot (100 - T_{si}) \cdot \ln\left(\frac{T_{si} + 273,15}{T_o + 273,15}\right)$$

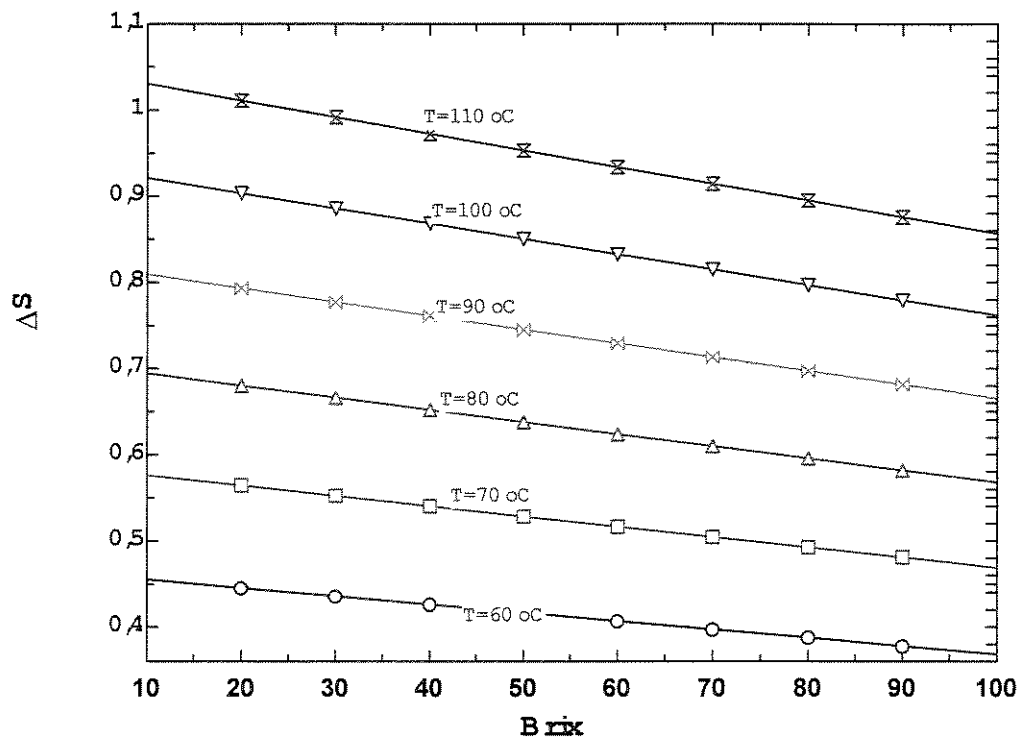


Figura 3.8 Variação de entropia em função da concentração a diferentes temperaturas.

Na Figura 3.8 representa-se a variação de entropia em função dos sólidos totais para uma faixa de temperaturas entre 60 e 110 °C sendo maior a variação de entropia a maiores temperaturas o que concorda com o conceito de entropia, como medida do desordem molecular, e para uma mesma temperatura aumenta a medida que a solução é menos concentrada.

3.2.5 Solubilidade

À capacidade de um soluto de ser dissolvido por um solvente é o que se conhece como solubilidade. Desde o ponto de vista termodinâmico se um soluto é solúvel num líquido, a solução resultante pode ser tratada como uma dissolução.

A solubilidade da solução sacarose - água é calculada pela equação de Gurt, (1937) reportada por Peackoc, (1995) e Bubnick e Kadlec, (1996) como o melhor ajuste para a solubilidade em toda a faixa, de interesse, de temperatura.

$$Sol = 64,476 + 0,07585 \cdot T_i + 0,001589 \cdot T_i^2 \quad (3.16)$$

3.2.6 Coeficiente de atividade

A atividade define-se como a tendência a escapar da fase do componente da dissolução.

O cálculo do coeficiente de atividade da água foi feito mediante a equação proposta por Starzack and Peackoc, (1997).

$$\ln(\gamma_{ag}^o) = - \left[\frac{2121,4}{T_o + 273,15} \right] \cdot x_{sac} \cdot \left(1 - (1,0038 \cdot x_{sac} - 0,24653 \cdot x_{sac}^2) \right) \quad (3.17)$$

Onde:

$$a_{ag} = x_{ag} \cdot \gamma_{ag}^o \quad (3.18)$$

Na Fig 3.9 é mostrada a atividade da água no caldo em função da concentração da sacarose e da temperatura do caldo.

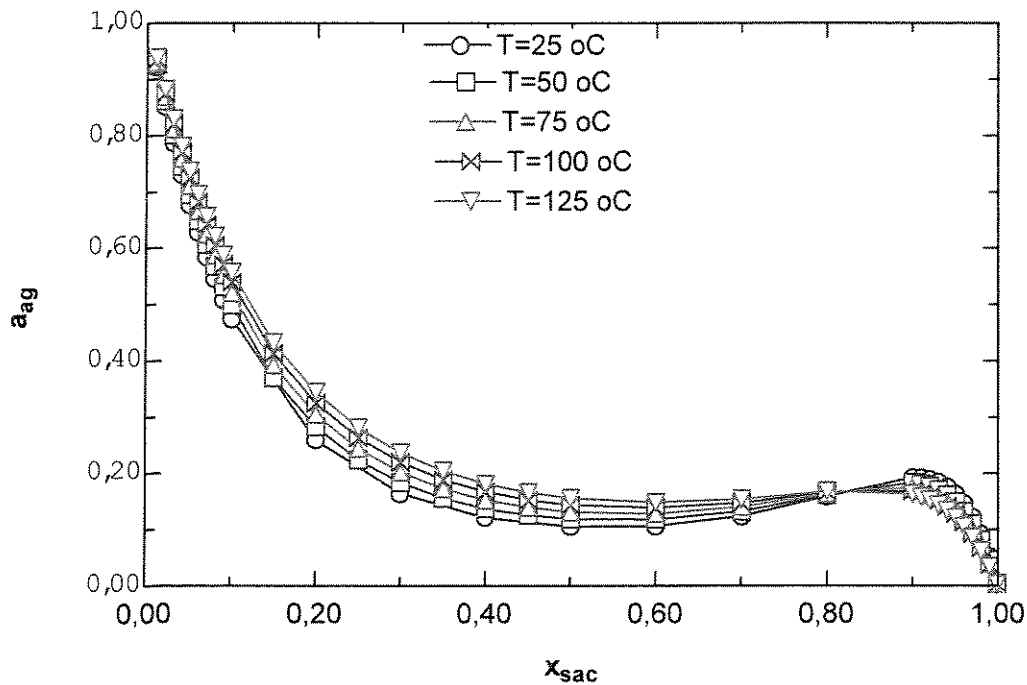


Figura 3.9 Atividade da água em função da fração molar da sacarose.

A determinação da atividade dos sólidos na solução dependerá da consideração da solução como binária ou ternária partindo da equação de Gibbs-Duhem:

Para a dissolução binária, tem-se:

$$x_{ag} \cdot d \ln(a_{ag}) + x_{sac} \cdot d \ln(a_{sac}) = 0 \quad (3.19)$$

No caso da dissolução binária a atividade da sacarose será:

$$\ln(a_{sac}) = - \int_{x_{ag1}}^{x_{ag2}} \frac{x_{ag}}{1 - x_{ag}} d(\ln(a_{ag})) \quad (3.20)$$

A integração da Eq. (3.20) resulta na Eq. (3.21) onde foi tomada como referencia a sacarose pura.

$$\ln\left(\frac{\gamma_{saci}}{\gamma^0}\right) = -\left(\frac{21214}{T_o}\right) \cdot (A - B + C + D) \quad (3.21)$$

onde:

$$A = \ln\left(\frac{x_{saci}}{x_{sac}^0}\right)$$

$$B = 3,0076 \cdot (x_{saci} - x_{sac}^0)$$

$$C = 0,634005 \cdot (x_{saci}^2 - x_{sac}^{02})$$

$$D = 0,24653 \cdot (x_{saci}^3 - x_{sac}^{03})$$

$$a_{saci} = \gamma_{saci} \cdot x_{saci} \quad (3.22)$$

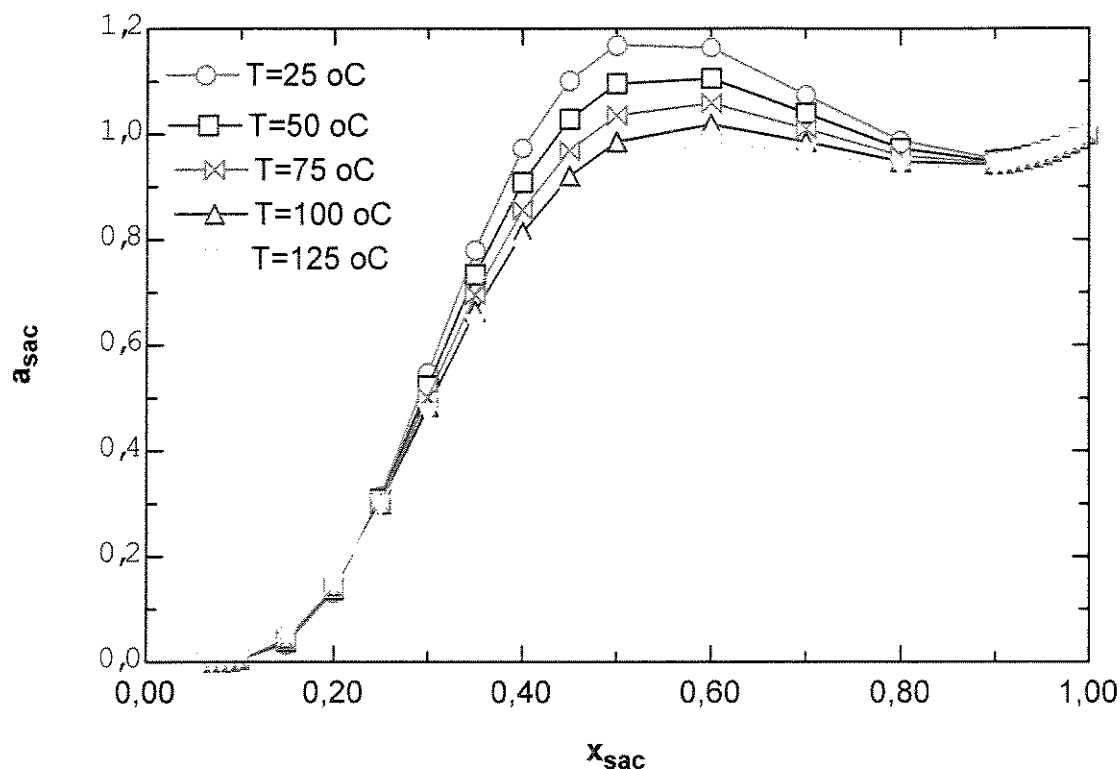


Figura 3.10 Atividade da sacarose em função da fração molar da sacarose.

3.2.7 Exergia do caldo

Definição do ambiente de referencia.

No caso de uma usina açucareira, a cana de açúcar, matéria prima, tem carbono nas fibras e também na sacarose, no caldo. Como o tratamento que será feito é integral devemos adotar uma única substância de referência para cada uma das espécies químicas que se encontram nos diferentes fluxos ao longo do processo produtivo, por este motivo decidiu-se adotar o ambiente de referência proposto por Szargut et alli, (1988) que é único para cada espécie química, considerando que no estudo em titulo as substancias de interesse se encontram todas na atmosfera padrão, por ele definida e que se descrevem nas tabelas 3.6 e 3.7.

Tabela 3.6 Espécies estáveis no Ambiente de Referencia

Fase	Referência
Sólida	CaCO ₃ (calcário)
Sólido	CaSO ₄ +2H ₂ O (gesso)
Líquido	H ₂ O _l
gasoso	Ar atmosférico

Tabela 3.7 Elementos Químicos –Ambiente de Referencia

Substancia de Referencia	Configuração estável para
CaCO ₃ (calcário)	Ca
CaSO ₄ +2H ₂ O (gesso)	S
H ₂ O _g	H
O ₂ (ar)	O
N ₂ (ar)	N
CO ₂ (ar)	C

Exergia física do caldo.

A exergia física corresponde ao desequilíbrio térmico e mecânico com o ambiente de referencia e determina-se pela equação clássica da exergia física, Wark (1995), onde a entalpia e entropia são calculadas mediante as equações (3.14) e (3.15), adotando como valores padrão para o *estado morto restrito* $P_0=101,325$ kPa e $T_0=298,15$ K

$$Ex_{fi} = (h_i - h_o) - T_o \cdot (S_i - S_o) \quad (3.23)$$

Exergia química do caldo.

Por definição, esta parte da exergia corresponde ao valor de variação da energia livre de Gibbs correspondente aos processos de diluição e reações químicas necessárias para levar o fluxo em questão até o estado de equilíbrio com o entorno em termos de sua composição química, partindo de um estado de *equilíbrio físico* com o ambiente de referência considerado a 25°C e 0,1MPa (Szargut et alli 1988).

De modo geral a exergia química de uma solução, caso do caldo da cana de açúcar, em que o equilíbrio das espécies químicas com o entorno é atingido através de reações químicas e separação, se calcula como:

$$Ex_{ch} = \sum_{i=1}^n x_i \varepsilon_i^{oo} + RT_o \sum_{i=1}^n x_i \ln a_i \quad (3.24)$$

onde:

Ex_{ch} .- Exergia química do caldo.

ε_i^{oo} .- Exergia química da substancia pura a P_o e T_o (da água líquida e sacarose, no caso do caldo). $\tilde{\varepsilon}_w^o = 9500 \text{ kJ/kmol de água}$ $\tilde{\varepsilon}_s^o = 6007800 \text{ kJ/kmol de sacarose}$, Szargut, et alli (1987)

$RT_o \sum_{i=1}^n x_i \ln a_i$ - Exergia de mistura, é a variação de exergia (ou energia livre de Gibbs à temperatura padrão) devida ao processo de mistura dos componentes.

Nas figuras 3.12, 3.13 e 3.14 são apresentadas as curvas de variação da exergia de referencia e da componente de mistura assim como a curva da exergia total.

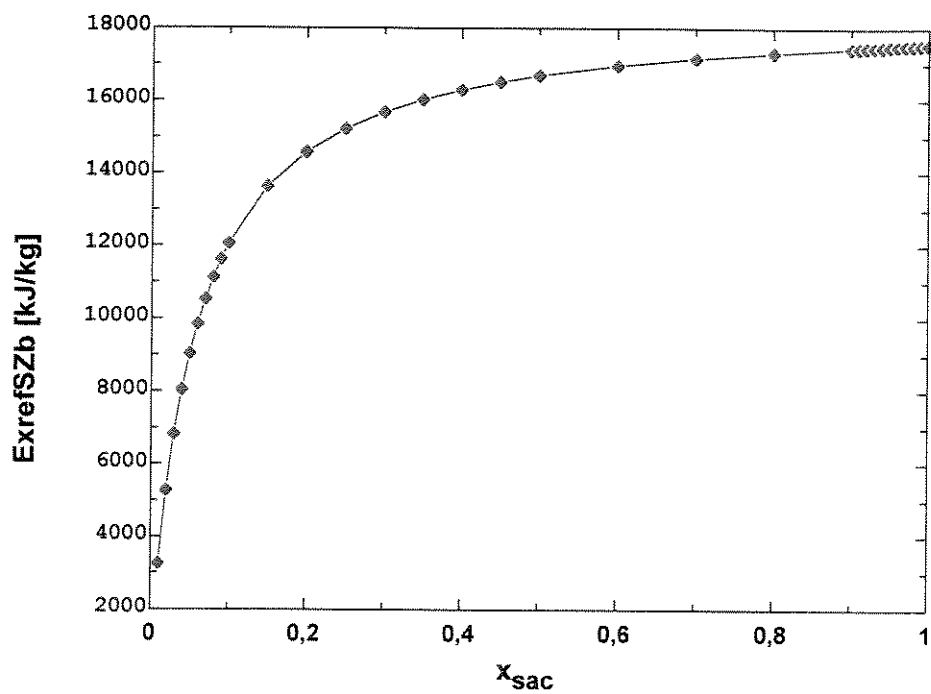


Figura 3.11 Componente da exergia química de referencia em função da fração molar da sacarose a $P_0=1\text{Mpa}$ e $T_0=298,15\text{ K}$

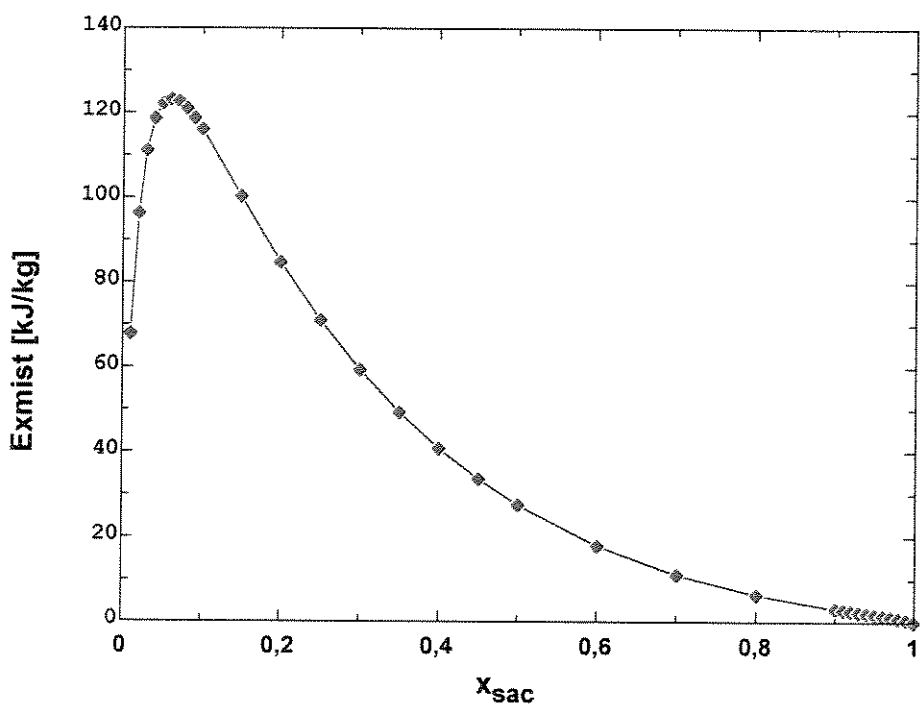


Figura 3.12 Componente de mistura da exergia a $T_0=298,15$ e $P_0=1\text{Mpa}$.

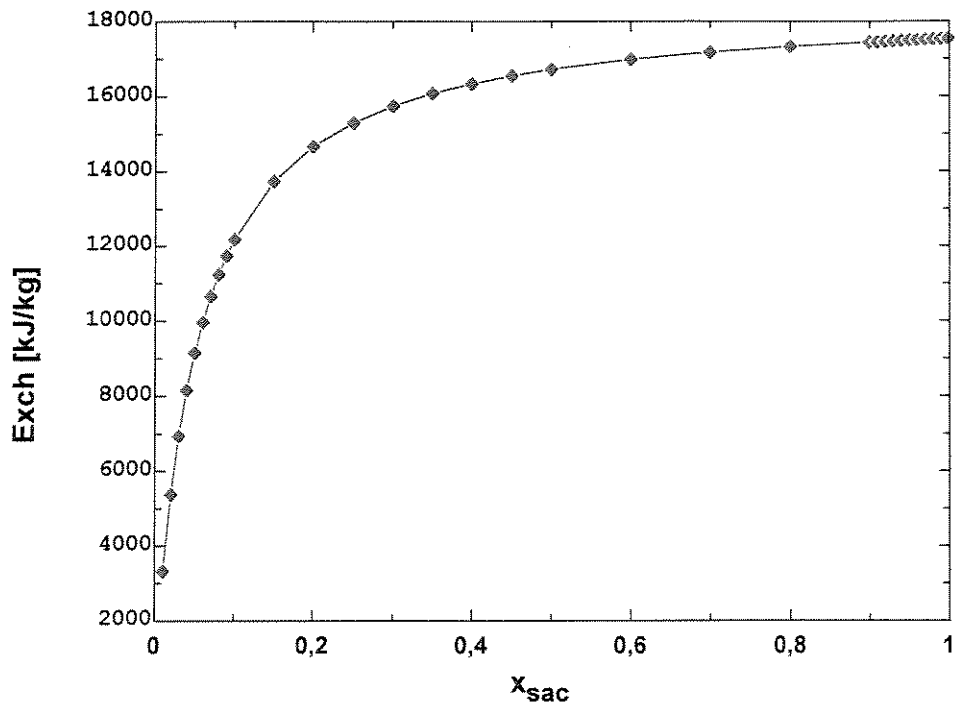


Figura 3.13 Exergia química da dissolução binária água sacarose

Comparando as curvas das figuras 3.11 e 3.12 é visível que os valores das exergias correspondentes aos processos de diluição e reação química até atingir o equilíbrio com a atmosfera são dominantes, devido a seu alto valor.

Todas estas propriedades constituem as bases para a simulação e calculo energético e exergético que é desenvolvido nos próximos capítulos.

Capítulo 4

Descrição do Sistema de Produção de Açúcar e Propostas de Modificação

Para a aplicação do método proposto no presente trabalho foi adotada como caso de estudo a usina “Cruz Alta”, em função disso, a descrição do processo que segue esta focada nas instalações da mesma.

A usina Cruz Alta, do conjunto Açúcar Guarani, localizada na Cidade de Olímpia no Estado de São Paulo tem uma capacidade de moagem de 10 000 tcana/dia. Como produtos finais produz açúcar refinado granulado para exportação, açúcar líquido para fabricas de refrigerantes e açúcar líquido invertido. A capacidade geral de produção é de 25 000 t/dia.

Para o estudo, o sistema de produção de açúcar é dividido em cinco etapas: Extração, tratamento do caldo, evaporação, tratamento de xarope e; (cozimento centrifugação secagem).

4.1 Sistema de extração

O processo inicia-se no sistema de extração em um pátio ou diretamente em mesas alimentadoras com 45° de inclinação. A cana picada é descarregada em mesas de 15° de inclinação alternadamente com a cana inteira. Logo passa por um sistema de lavagem onde são eliminadas as partículas de terra, areia, pedras e outras que prejudicam a extração de caldo de cana, além de danificar equipamentos. A cana é lavada com jatos de água, que circula em circuito fechado, de onde passa para o sistema de preparo, composto por um picador e um conjunto desfibrador formado por um segundo picador igual ao primeiro, passando por um eletroímã para retirar possíveis materiais metálicos que danificam os equipamentos.

A extração do caldo efetua-se graças à ruptura das células onde está a sacarose, e a lavagem destas com água ou caldo extraído (embebição).

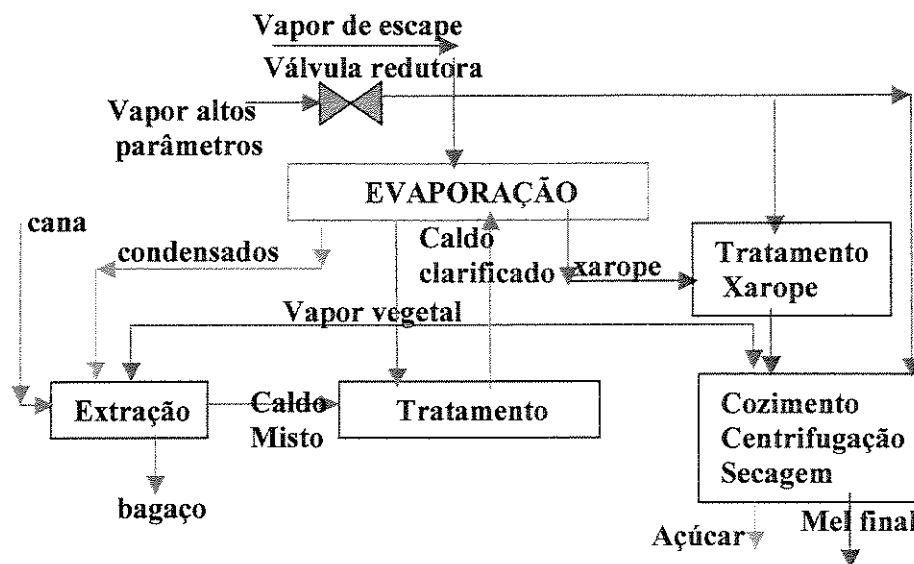


Figura 4.1 Processo de fabricação de açúcar

A extração que se diz por difusão na fabricação de açúcar é um processo de lixiviação. O difusor horizontal (Figura 4.2) é constituído por uma caixa em chapa de aço receptora de cana desfibrada de 8,5 m de largura e 60 m de comprimento, contendo um transportador horizontal de correntes forjadas de passo 10 polegadas, acionadas por um motor de corrente contínua de 150 HP.

A camada de cana desfibrada sobre este transportador varia entre 1 e 1,60 m de altura. Durante todo o trajeto do começo ao fim do difusor, esta camada de cana desfibrada é abundantemente regada com líquido de extração (caldo). Por baixo da camada de cana desfibrada, o fundo do difusor é formado por 16 captadores justapostos que são caixas com formato semicilíndricos, as quais recebem o caldo que atravessou a camada de cana. Com efeito, o estrado do transportador de cana é formado por uma tela em aço inoxidável, que deixa passar o caldo para os captadores e o envia ao distribuidor de caldo seguinte, colocado acima do captador precedente servindo como caldo de embebição, sendo retido no captador de entrada de cana. O caldo misto será enviado para fabricação de açúcar. Por tanto assim obtêm-se a extração em contracorrente.

Na saída do difusor o bagaço é enviado a um sistema de pré-secagem constituído por um conjunto de rolos desaguadores e dois ternos de moenda. O caldo diluído obtido é usado como embebição. O bagaço, que sai do sistema de secagem, contém aproximadamente 50 % de umidade e é transportado para queima nas caldeiras.

A extração é efetuada com caldos de embebição com temperatura em torno de 80 °C e PH entre 6,0 e 8,0.

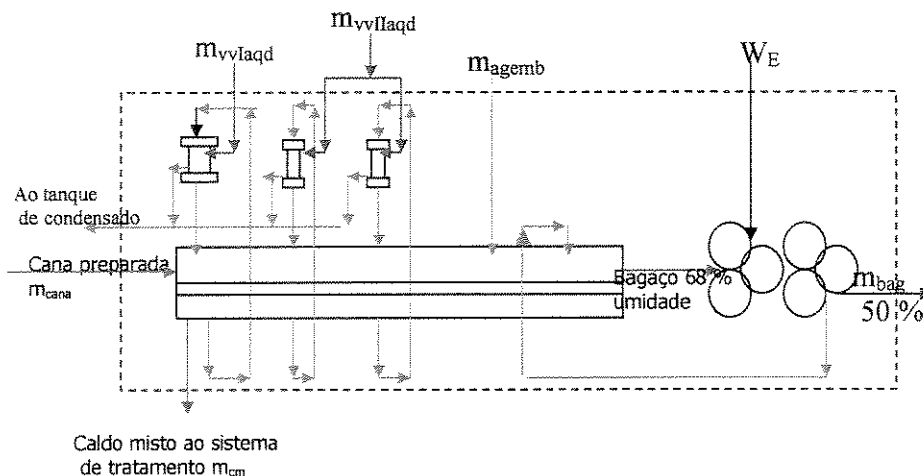


Figura 4.2 Esquema do sistema de extração.

O difusor é um equipamento extrator mais eficiente que a moenda, largamente utilizada em outras usinas. Esta gasta uma energia considerável para extrair o caldo de cana. Uma vez que o bagaço, esgotado ao passar pelo plano axial dos rolos de moenda, re embebi-se de água; e imediatamente após passar por este plano, provoca a perda de uma grande parte do benefício por um momento obtido e de todo esforço e potência despendidos.

Assim, desejando-se extrair todo o açúcar contido na cana ou no bagaço com uma só operação não se trabalha mais por pressão, mas por extração à quente, isto é, por difusão.

Após a extração do caldo misto, com uma faixa de 12 a 16 °Brix, passa-se para a fabricação de açúcar cristal.

4.2 Sistema de tratamento do caldo

O tratamento do caldo como o próprio nome diz, é uma etapa preliminar, onde tem-se o objetivo de eliminar ao máximo as impurezas contidas no mesmo, melhorando com isso a qualidade do açúcar obtido.

Após o difusor, o caldo misto chega na "fábrica" com aproximadamente 13 °Brix; e a primeira etapa do tratamento é passar esse caldo pela torre de sulfitação. Essa torre é uma coluna na qual o caldo é passado em contracorrente a um gás sulfuroso, o qual é obtido

através da queima de enxofre em um forno rotativo. O objetivo dessa coluna é colocar o caldo em contato com dióxido de enxofre, que em contato com o cálcio depositado no tanque de dosagem logo em seguida, servirá como um pré - coagulante.

Após a coluna de sulfitação o caldo passa para o tanque de dosagem no qual é colocado leite de cal para corrigir o PH, que deve ser de 7,0 a 7,2 evitando com isso uma inversão de sacarose em frutose e glicose (dois subprodutos indesejáveis ao processo, que não se cristalizam).

Em seguida ao tanque de dosagem, esse caldo é bombeado para aquecedores (Figura 4.3) para elevar sua temperatura em torno de 105 °C, logo é adicionado polímero catiônico em um balão de flash. O balão de flash tem o objetivo de eliminar as bolhas de ar e de gases que se formam no caldo durante o aquecimento e o polímero que é adicionado servirá como o veículo de decantação na etapa posterior.

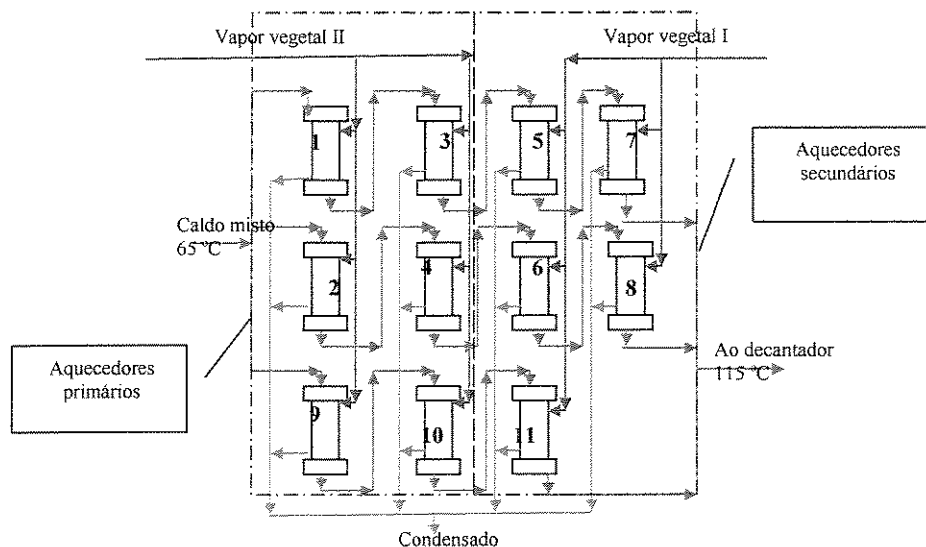


Figura 4.3 Aquecedores do sistema de tratamento do caldo

O caldo é colocado então em decantadores que são tanques com grandes capacidades, nos quais as partículas de sujeira serão arrastadas para baixo junto com flocos mais pesados que o caldo, formados pelo polímero. Desses decantadores são retirados o caldo clarificado e o lodo.

O lodo obtido nos decantadores irá ser misturado com bagacilho (que é o bagaço da extração, peneirado) e formará uma massa que será bombeada para um filtro rotativo. Esse

filtro separará o caldo filtrado e a torta. Essa torta será utilizada na agricultura como grande fonte de fósforo e nutrientes orgânicos

O caldo filtrado retornará ao tanque de dosagem para novo processamento.

4.3 Sistema de evaporação

Na evaporação, o principal objetivo é a concentração do caldo clarificado de aproximadamente 13 °Brix até 65 °Brix, que será denominado xarope.

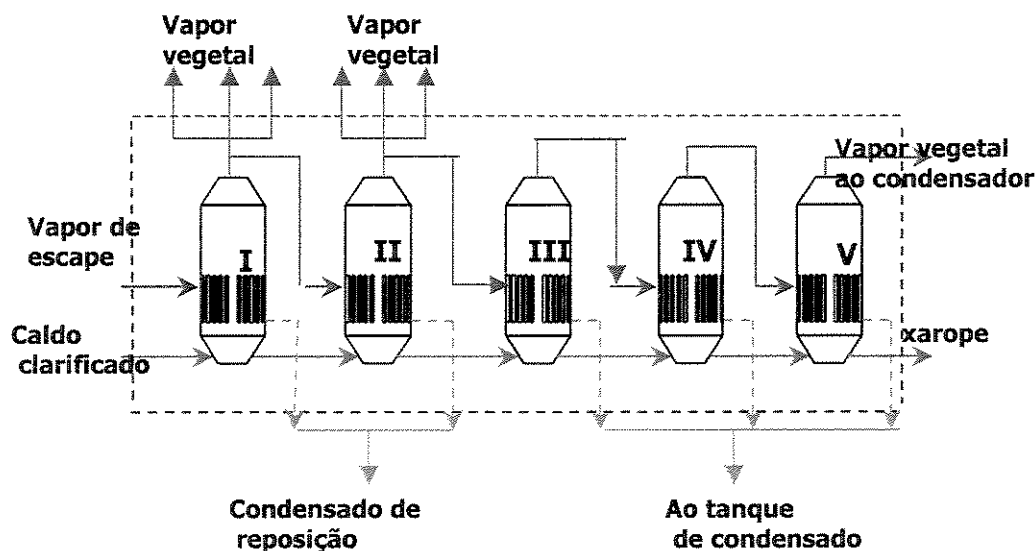


Figura 4.4 Esquema de evaporação

Essa concentração é feita em cinco etapas, sendo todas em equipamentos denominados evaporadores, que consistem em trocadores de calor trabalhando com vapor em suas calandras e com caldo passando de baixo para cima, na parte interna de seus tubos, trocando calor com esse vapor segundo é mostrado na Figura 4.4.

O sistema na usina é constituído por sete corpos pré-evaporadores que funcionam em paralelo e os quatro efeitos restantes que funcionam em serie.

O caldo perde parte da água nos pré-evaporadores e sua concentração aumenta a medida que passa pelos evaporadores. O fluido de aquecimento na pré-evaporação é vapor exausto do sistema de cogeração. O caldo, após passar pelo primeiro conjunto de evaporação (primeiro efeito), possui uma concentração em torno de 26 °Brix e é alimentado no segundo

conjunto de evaporação que opera em serie, onde é utilizado vapor vegetal como fluido de aquecimento.

4.4 Tratamento do xarope

Ao final desta etapa o caldo recebe o nome de xarope, e antes de passar à etapa de cozimento é feito mais um tratamento para retirada de impurezas e de turbidez do xarope, visando uma melhor cor nos cristais de açúcar. Nesse tratamento, o xarope é aquecido a 80 °C e lhe é fornecido ácido fosfórico, sacarato de cal e polímero aniônico. O xarope é passado por um aerador e posteriormente por um flotor, para que as impurezas sejam arrastadas para cima pelos flocos formados pelo polímero e saiam na espuma. O xarope flotado estará limpo e será então enviado para a cristalização.

Após o tratamento de flotação o xarope irá finalmente para a etapa de cozimento, onde a principal meta é a obtenção dos cristais de açúcar através do cozimento com circulação mecânica; e vácuo.

4.5 Sistema de cozimento centrifugação e secagem

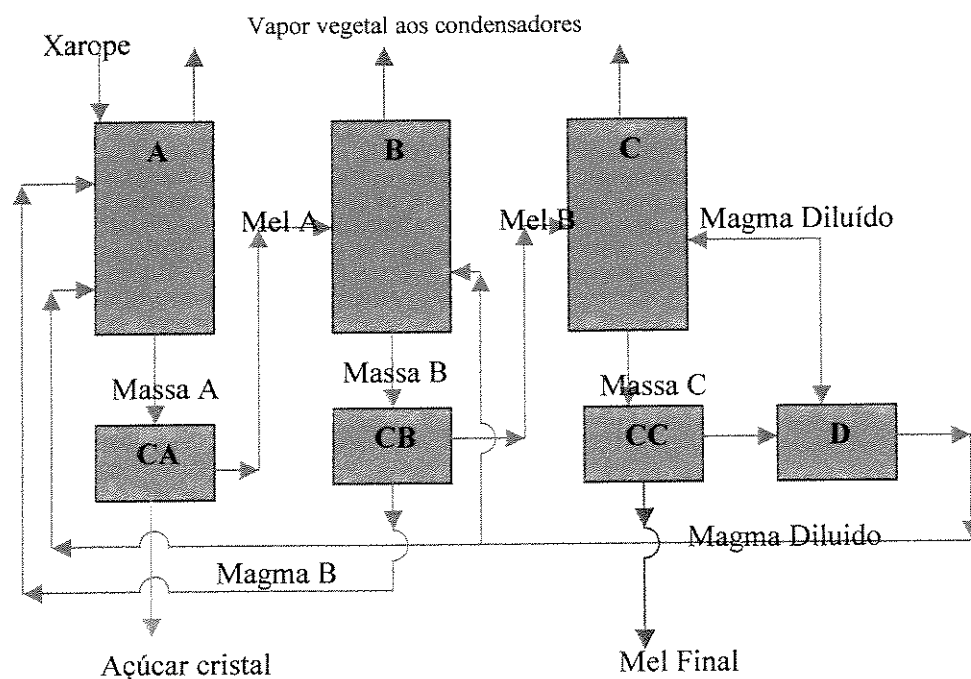


Figura 4.5 Esquema Cozimento - Centrifugação

Os fatores que influenciam na formação de cristais (cristalização) são principalmente a alta concentração do produto a ser cristalizado, as sementes de cristalização, temperatura e agitação, e esses fatores são conseguidos em equipamentos denominados *cozedores* ou *vácuos*.

Esses *cozedores* possuem o mesmo princípio dos evaporadores, sendo compostos por uma calandra, onde é utilizado vapor vegetal de segundo efeito. O xarope passa pela parte interna dos tubos, porém nesses equipamentos trabalha-se também com agitação e vácuo para aproveitar melhor o vapor, não dissolver os cristais e nem queimar o xarope.

No processo utiliza-se o sistema de cozimento de três massas (Figura 4.5) de massa A (ou de primeira) que gera açúcar cristal, o de massa B (ou de segunda) e massa C (ou de terceira). O cozimento tem o objetivo de recobrar o máximo de sacarose contida no xarope, sobrando com isso um mel final de baixa pureza.

Nos cozedores de massa A, o de primeira, após ter conseguido a formação dos cristais, tem-se uma massa de cristais em um líquido que chamamos de mel. Para separar esse mel dos cristais de açúcar, essa massa é passada pelas centrífugas. As centrífugas de massa A fornecem o açúcar cristal úmido e mel misto.

O mel misto obtido nessas centrífugas, é introduzido no cozedor de massa B, que após a cristalização e posterior centrifugação, fornecerá um açúcar de pureza inferior ao cristal. Obtém-se também um mel que se denomina mel B. O açúcar obtido é misturado com água ou xarope tornando-se o magma B que é utilizado como as sementes de cristalização da massa A, já citada.

O mel B será utilizado para o cozimento de massa C o qual é feito em um cozedor contínuo diferente dos outros tipos descritos. O cozedor contínuo pode trabalhar continuamente, sendo sempre carregado com mel B e magma (que é produzido em outros dois cozedores de batelada chamados cozedores de pé) e fornecendo um fluxo contínuo de massa C, ao contrário dos cozedores de massa A e massa B, que devem ser carregados e feitas as cristalizações uma de cada vez por bateladas.

O cozedor contínuo produz a massa cozida C, ou de terceira, e após a centrifugação obtém-se o mel final e o magma C (açúcar C misturado com mel B). O mel final é um produto final, mas ainda pode servir para ser extraído álcool, ou para a fabricação de fermento e até para ser misturado em ração animal.

O magma C é novamente centrifugado, obtém-se com isso o magma C *afinado* que é utilizado como semente para o cozedor B. O mel C *afinado* é misturado ao mel B e utilizado no vácuo contínuo.

Para conseguir armazenar o açúcar cristal sem uma posterior deterioração, é necessário retirar a umidade do mesmo. Para isso utilizam-se três equipamentos denominados secadores, sendo dois verticais e um horizontal, cujo princípio de funcionamento baseia-se em passar uma corrente de ar primeiramente quente e depois fria, por uma cortina de açúcar, retirando a umidade e resfriando-o ao mesmo tempo.

Na Tabela 4.1 apresentam-se os principais dados de operação da usina segundo o boletim de safra 1999/2000

Tabela 4.1 Dados do sistema caso de estudo segundo o boletim de safra

Moagem (kg/s)	113,6
Massa água embebição (kg/s)	41,7
Massa de açúcar produzido (kg/s)	13,4
Torta (kg/s)	1,44
Mel final (kg/s)	0,03

Para cumprir dois objetivos fundamentais: Estabelecer uma metodologia de avaliação exergoeconômica de usinas açucareiras, diminuir as irreversibilidades geradas pelo uso de válvula redutora diminuindo o consumo energético do processo de fabricação a estrutura produtiva da usina canavieira foi dividida nos seguintes subsistemas:

- Extração
- Tratamento
- Evaporação
- Cozimento-Centrifugação e Secagem.

Foram estudadas modificações ao esquema térmico instalado na usina Cruz Alta na safra 1999/2000, que foi tomado como referência e denotado como Caso A. Modificações que são descritas e fundamentadas a seguir.

4.6 Modificações Propostas

As modificações propostas baseiam-se na hipótese da possibilidade de um aproveitamento mais racional da exergia no processo de fabricação de açúcar quando é substituída a válvula redutora de pressão pela re-compressão térmica do vapor, mediante a utilização de termo-compressores, reduzindo as irreversibilidades geradas pela válvula redutora. A fundamentação de cada uma das modificações aparece após a listagem das mesmas.

- Caso A. Esquema instalado na safra 1999/2000 na usina Cruz Alta do município de Olímpia Estado de São Paulo..
- Caso B. Pré-aquecimento de caldo clarificado utilizando vapor de escape.
- Caso C. Pré-aquecimento do caldo clarificado em duas etapas, uma primeira com vapor vegetal do primeiro efeito e uma segunda com vapor de escape.
- Caso D. Preaquecimento do caldo clarificado em duas etapas e utilização das extrações de vapor vegetal do terceiro efeito de evaporação para os aquecedores do difusor.
- Caso E. Termo-compressor instalado no primeiro efeito de evaporação sem pré-aquecimento do caldo clarificado.
- Caso F. Termo-compressor instalado no primeiro efeito da evaporação com preaquecimento do caldo clarificado até a saturação usando vapor de escape.
- Caso G. Termo-compressão instalado no primeiro efeito de evaporação com preaquecimento do caldo clarificado em duas etapas.
- Caso H. Termo-compressão instalado nos efeitos primeiro e terceiro sem preaquecimento do caldo clarificado.
- Caso I. Termo-compressão do vapor vegetal nos efeitos terceiro e quarto, com preaquecimento do caldo em duas etapas e consumo de vapor vegetal do terceiro efeito para o aquecimento do xarope.

Fundamentação das modificações.

Caso B.- O preaquecimento do caldo clarificado é uma das formas tradicionalmente encontradas na literatura clássica do tema (Hugot, 1986) para a diminuição do consumo de energia nos sistemas de evaporação. O fato que a temperatura de entrada do caldo clarificado seja inferior à temperatura de evaporação da solução à pressão de trabalho do evaporador, 105 °C, faz com que uma parte da área de troca térmica do primeiro efeito que funciona como pré-evaporador esteja destinada somente à elevação da temperatura do caldo até a saturação, o que poderia ser evitado se o caldo fosse aquecido previamente num trocador de calor externo ao primeiro efeito.

A situação ideal é a de realizar este pré-aquecimento com vapor de temperatura e pressão mais baixas que o vapor de escape das turbinas. Esta possibilidade é explorada no item seguinte.

Caso C.- Sendo que a temperatura que se pretende alcançar no pré-aquecedor externo é a temperatura de saturação da solução à pressão de operação do primeiro efeito, para o pré-aquecimento do caldo requer-se um vapor a mais alta temperatura que a de saturação, sendo possível o pré-aquecimento do caldo em duas etapas, uma primeira aquecendo com vapor vegetal do primeiro efeito e uma segunda com vapor de escape o que reduziria o consumo global de vapor de escape.

Caso D.- Às modificações fundamentadas no Caso C, acrescenta-se a substituição do vapor vegetal utilizado no difusor, antes proveniente do primeiro e segundo efeito da evaporação. Os níveis de temperatura requeridos nos aquecedores do difusor são de 84 até 94 °C o que permitiria o aquecimento com vapor vegetal do terceiro efeito de evaporação, cuja pressão de operação é de 103,3 kPa o que corresponde a uma temperatura de saturação do vapor de 100,5 °C.

Caso E.- A introdução da termo-compressão tem como objetivo a diminuição do consumo de vapor no sistema de evaporação e a substituição da válvula redutora de pressão, cuja função única é diminuir os parâmetros do vapor P, T até os valores requeridos no processo de evaporação, que são parâmetros baixos, com a conseguinte geração de irreversibilidade. A termo-compressão permite uma melhor utilização do vapor de exergia mais alta, embora seja um processo que gera irreversibilidade, esta é menor que no caso da utilização da válvula redutora.

Caso F. – Combina as fundamentações do Caso E e o Caso B .

Caso G.-Combina as fundamentações dos Casos E e C.

Caso H.- Combina as fundamentações da utilização da termo-compressão no primeiro efeito de evaporação com a instalação de um segundo termo-compressor no terceiro efeito de evaporação com o objetivo de fornecer o vapor vegetal re-comprimido para os aquecedores do sistema de tratamento. Esta re-compressão térmica do vapor vegetal extraído é introduzida com o objetivo de entregar este vapor ao sistema consumidor nas mesmas condições do vapor que é utilizado hoje, evitando assim a necessidade de introduzir modificações nos sistemas de troca térmica atualmente instalados.

Caso I.- O deslocamento da termo-compressão para os últimos efeitos de evaporação baseia-se nos resultados obtidos por Higa (1999) quem demonstrou a vantagem do ponto de vista energético, da alocação das extrações de vapor nos últimos efeitos da evaporação.

Os esquemas detalhados da planta de produção que correspondem a todos estes casos aparecem no Apêndice F.

Capítulo 5

Simulação do Sistema de Produção de açúcar e Determinação do Custo Exergético.

O balanço exergético mostra a eficiência termodinâmica real do processo, ao evidenciar as fontes de irreversibilidades do mesmo, isto é as perdas de exergia, perdas não indicadas pelos balanços energéticos.

O balanço exergoeconômico permite comparar propostas alternativas, identificando a melhor delas através da comparação dos custos exergéticos unitários dos fluxos - produto do sistema.

A vantagem do balanço exergético é que as perdas encontradas podem ser convertidas diretamente em kWh, que seriam ganhos se estas perdas fossem evitadas. (Christodoulo, 1996)

A continuação é descrito o sistema de equações utilizado para cada um dos subsistemas nos que foi dividida a fábrica de açúcar, os fluxos de entrada e os de saída, particularmente os destinados aos consumidores de vapor vegetal, são indicados. A simulação energética, e a avaliação exergética e exergoeconômica foram implementadas no software EES®.

5.1 Difusor

Embora o sistema de extração esteja considerado como um sistema independente da fábrica de açúcar, consome para o aquecimento do caldo extraído, vapor vegetal, que provem do múltiplo efeito de evaporação; e a recuperação do condensado da fábrica, que é incorporado nele como água de embebição. Razão que leva à análise da extração no contexto da fábrica de açúcar. Dentro do sistema de extração o equipamento onde ela é efetuada diretamente é no difusor, cujas características técnicas já foram descritas no capítulo 4.

Na Figura 5.1 é esquematizado o subsistema difusor, nela são também indicados os insumos: cana, energia elétrica, água de embebição, vapor vegetal I, vapor vegetal II e os fluxos de saída: condensados dos vapores vegetais I e II e os dois produtos: caldo misto e bagaço.

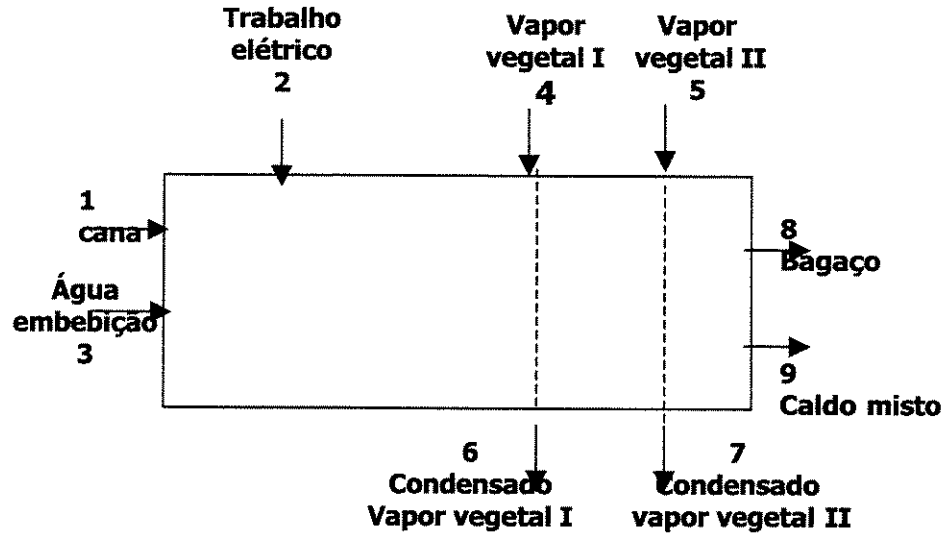


Figura 5.1 Estrutura Produtiva do Difusor. Caso A

Balanço de massa do difusor

$$m_5 = m_7 \quad (5.1)$$

$$m_4 = m_6 \quad (5.2)$$

$$m_1 + m_3 = m_8 + m_9 \quad (5.3)$$

Balanço de exergia

$$Ex_2 = W_E \quad (5.4)$$

A irreversibilidade gerada no subsistema é calculada através do balanço de exergias.

$$I_D = (Ex_1 + Ex_2 + Ex_3 + Ex_4 + Ex_5) - (Ex_6 + Ex_7 + Ex_8 + Ex_9) \quad (5.5)$$

Eficiência exergética.

$$\eta_{ex} = \frac{(Ex_6 + Ex_7 + Ex_8 + Ex_9)}{(Ex_1 + Ex_2 + Ex_3 + Ex_4 + Ex_5)} \quad (5.6)$$

Balanco de custo exergetico

A exergia é considerada uma medida objetiva do valor termodinâmico de um portador de energia, e está estreitamente relacionada ao valor econômico do portador por isso adota-se a exergia como base do processo de atribuição de custos.

Define-se como custo exergetico a quantidade de exergia necessária para obter o produto, baseia-se na contabilidade da destruição de exergia a qual por sua vez está ligada à concepção do próprio sistema e também à manutenção e operação dele.

A aplicação da proposição (P1), Capítulo 2, ao volume de controle difusor é descrita pela Eq. (5.7).

$$\begin{aligned} C_1 + C_2 + C_3 + C_4 + C_5 &= C_6 + C_7 + C_8 + C_9 \\ k_1 * Ex_1 + k_2 * Ex_2 + k_3 * Ex_3 + k_4 * Ex_4 + k_5 * Ex_5 &= \\ k_6 * Ex_6 + k_7 * Ex_7 + k_8 * Ex_8 + k_9 * Ex_9 \end{aligned} \quad (5.7)$$

De acordo com as proposições mencionadas no Capítulo 2, neste caso ao custo exergetico unitário da cana de açúcar é designado o valor 1, o que significa que o custo exergetico da cana será considerado igual à sua exergia, proposição (P2).

$$k_1 = 1 \quad (P2) \quad (5.8)$$

Da avaliação termoeconômica do sistema de cogeração da mesma planta, Sanchez e Nebra, (2002) obtiveram o custo exergetico unitário da energia elétrica consumida pelo difusor e as moendas.

$$k_2 = 7,348 \quad \text{Sanchez . e Nebra, (2002)} \quad (5.9)$$

$$k_8 = k_9 \quad (P4b) \quad (5.10)$$

A Eq. (5.10) implica em que o bagaço e o caldo são considerados “produtos” do difusor em pé de igualdade. O bagaço também pode ser considerado um “subproduto” caso no qual ter-se-ia

$$k_8 = k_1 \quad (5.10')$$

Neste caso o caldo que sai carregaria no seu custo todas as irreversibilidades deste volume de controle.

A variação de exergia dos fluxos de vapor vegetal é um insumo do processo, portanto, segundo a proposição (P4a), ter-se-ia:

$$k_6 = k_4 \quad (\text{P4a}) \quad (5.11)$$

$$k_7 = k_5 \quad (\text{P4a}) \quad (5.12)$$

Tabela 5.1. Exergias de entrada e saída correspondentes aos fluxos no difusor para os casos estudados

Casos	Entrada	Saída
A,BC,E,F,G	$Ex_1+Ex_2+Ex_3+Ex_4+Ex_5$	$Ex_6+Ex_7+Ex_8+Ex_9$
D	$Ex_1+Ex_2+Ex_3+Ex_{30'}$	$Ex_{30''}+Ex_8+Ex_9$
H, I	$Ex_1+Ex_2+Ex_3+Ex_{29'}+Ex_{30'}$	$Ex_{30''}+Ex_8+Ex_9$

Os fluxos 29' e 30' correspondem ao vapor vegetal III nos casos em que o aquecimento é feito com vapor vegetal III e não com vapor vegetal I e II.

5.2 Sistema de tratamento do caldo

5.2.1 Aquecedores Primários

A Fig 5.2 apresenta os fluxos de entrada e saída dos aquecedores primários

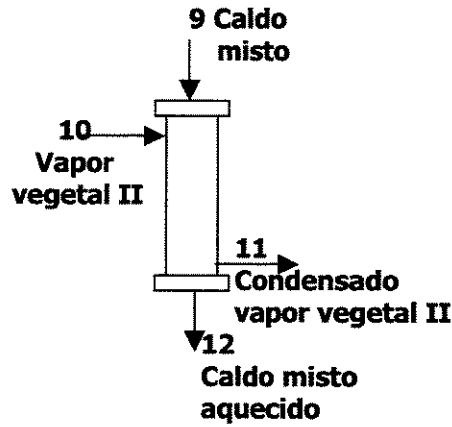


Figura 5.2. Fluxos nos Aquecedores Primários.

Balanço de massa

$$m_{10} = m_{11} \quad (5.13)$$

$$m_9 = m_{12} \quad (5.14)$$

Balanço de energia

$$m_{10} = m_9 \cdot (h_{12} - h_9) / (h_{10} - h_{11}) \cdot \eta \quad (5.15)$$

Sendo η o coeficiente que caracteriza as perdas de energia ao médio ambiente, cujo valor adotado para todos os equipamentos analisados é 0,98.

Balanço exergetico

Irreversibilidades geradas no subsistema

$$I_{aqp} = (Ex_9 + Ex_{10}) - (Ex_{11} + Ex_{12}) \quad (5.15)$$

Eficiência exergetica

$$\eta_{ex} = (Ex_{11} + Ex_{12}) / (Ex_9 + Ex_{10}) \quad (5.16)$$

Custos Exergéticos.

A equação de balanço dos custos exergéticos, consequência da proposição (P1) para este volume de controle é descrita pela Eq. (5.17).

$$C_9 + C_{10} = C_{11} + C_{12} \quad (5.17)$$

$$k_9 * Ex_9 + k_{10} * Ex_{10} = k_{11} * Ex_{11} + k_{12} * Ex_{12} \quad (5.18)$$

$$k_{11} = k_{10} \quad (P4a) \quad (5.19)$$

A Eq (5.19) considera o custo exergético unitário do condensado do vapor vegetal igual ao do vapor utilizado no aquecimento. O insumo do aquecedor é a variação de exergia do vapor de aquecimento durante o processo. O caldo, produto do mesmo, carregará o custo das irreversibilidades.

5.2.2 Aquecedores secundários.

Na Figura 5.3 aparece o esquema dos aquecedores secundários onde são indicados os fluxos de entrada e saída no volume de controle. O caldo misto é aquecido com vapor vegetal do primeiro efeito de evaporação

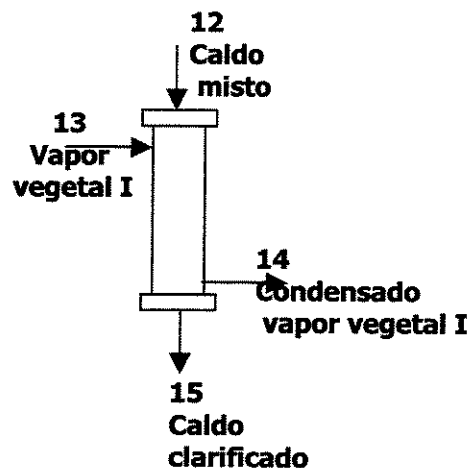


Figura 5.3. Fluxos dos aquecedores secundários.

Balanço de massa

$$m_{12} = m_{15} \quad (5.20)$$

$$m_{13} = m_{14} \quad (5.21)$$

Balanço de Energia

$$m_{13} = m_{12} \cdot (h_{12} - h_{15}) / (h_{13} - h_{14}) \cdot \eta \quad (5.22)$$

Balanço de Exergia

$$I_{aqs} = (Ex_{12} + Ex_{13}) - (Ex_{14} + Ex_{15}) \quad (5.23)$$

Eficiência exergetica

$$\eta_{ex} = (Ex_{14} + Ex_{15}) / (Ex_{12} + Ex_{13}) \quad (5.24)$$

Custos Exergeticos

$$C_{12} + C_{13} = C_{14} + C_{15} \quad (P1) \quad (5.25)$$

$$k_{12} * Ex_{12} + k_{13} * Ex_{13} = k_{14} * Ex_{14} + K_{15} * Ex_{15}$$

$$k_{14} = k_{13} \quad (P4a) \quad (5.26)$$

A Eq. (5.26) implica que o custo exergetico unitário do vapor vegetal utilizado para o aquecimento é igual ao custo exergetico unitário de seu condensado (P4a), sendo o caldo quem carrega os custos das irreversibilidades geradas.

5.3 Preaquecimento do caldo clarificado.

De acordo com as modificações propostas e fundamentadas no capítulo 4 é analisado o preaquecimento do caldo numa etapa utilizando vapor de escape e em duas etapas utilizando vapor vegetal I na primeira etapa e vapor de escape na segunda.

5.3.1 Preaquecimento numa etapa utilizando vapor de escape.

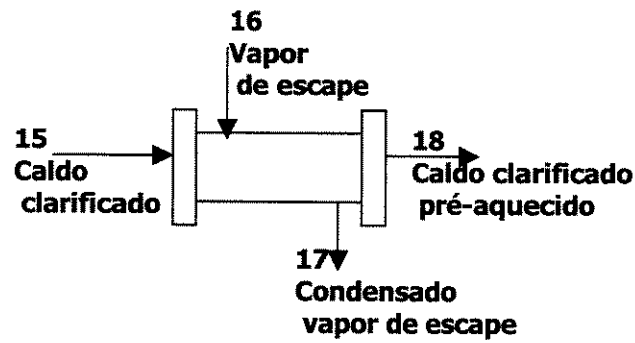


Figura 5.4. Esquema do preaquecedor de caldo clarificado.

Balanço de massa

$$m_{15} = m_{18} \quad (5.27)$$

$$m_{16} = m_{17} \quad (5.28)$$

Balanço de Energia

$$m_{16} = m_{15} \cdot (h_{15} - h_{18}) / (h_{16} - h_{17}) \quad (5.29)$$

Balanço de Exergia

Irreversibilidades geradas

$$I_{aqcc} = (Ex_{15} + Ex_{16}) - (Ex_{17} + Ex_{18}) \quad (5.30)$$

Eficiência exergética

$$\eta_{ex} = (Ex_{17} + Ex_{18}) / (Ex_{15} + Ex_{16}) \quad (5.31)$$

Custos Exergéticos

No volume de controle preaquecedor de caldo clarificado, (Fig. 5.4), como consequência das proposições adotadas, o custo exergetico unitário do vapor de aquecimento é igual ao custo exergetico unitário do condensado.

$$C_{15} + C_{16} = C_{17} + C_{18} \quad (5.32)$$

$$k_{15} * Ex_{15} + k_{16} * Ex_{16} = k_{17} * Ex_{17} + k_{18} * Ex_{18}$$

$$k_{17} = k_{16} \quad (P4a) \quad (5.33)$$

$$k_{16} = k_{19} \quad \text{bifurcação do vapor de escape} \quad (5.34)$$

A Eq. (5.33) implica que o insumo do aquecedor de caldo clarificado é a variação de exergia do vapor de escape que se condensa na calandria do trocador de calor.

Ao ser pré-aquecido o caldo com uma fração do vapor de escape, o custo exergético unitário da fração de vapor de escape utilizada no pré-aquecedor é igual ao custo exergético unitário do vapor de escape de onde ele é bifurcado Eq (5.34).

5.3.2 Preaquecimento do caldo em duas etapas.

Para a primeira etapa de aquecimento até uma temperatura intermédia de 107 °C pode ser utilizado vapor vegetal do primeiro efeito de evaporação, embora para a segunda etapa de aquecimento, até a saturação, requere-se vapor de escape. Figura (5.5)

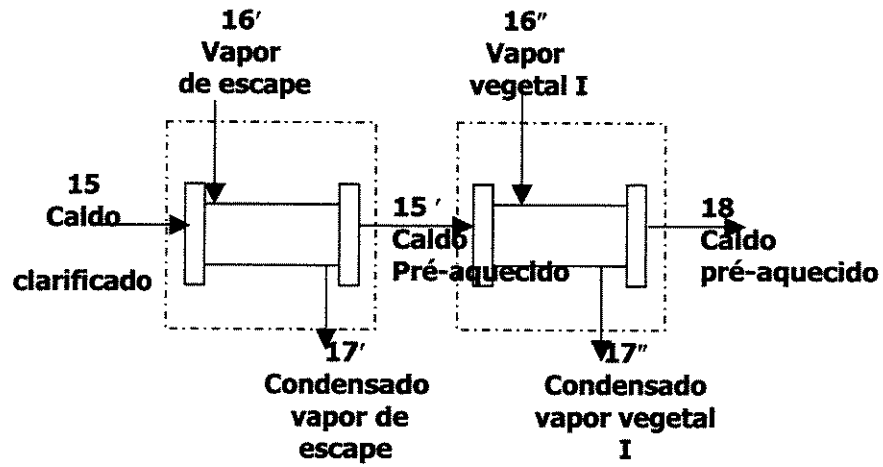


Figura 5.5.- Pré-aquecimento do caldo em duas etapas.

Balanço de massa

$$m_{16'} = m_{17'} \quad (5.35)$$

$$m_{16''} = m_{17''} \quad (5.36)$$

$$m_{15} = m_{15'} = m_{18} \quad (5.37)$$

Balanço de energia

$$m_{16'} = m_{15} \cdot (h_{15'} - h_{15}) / (h_{16'} - h_{17'}) \cdot \eta \quad (5.38)$$

$$m_{16''} = m_{15'} \cdot (h_{18} - h_{15'}) / (h_{16''} - h_{17''}) \cdot \eta \quad (5.39)$$

Balanço de Exergia

Irreversibilidades geradas

$$I_{aqcI} = (Ex_{15} + Ex_{16'}) - (Ex_{15'} + Ex_{17'}) \quad (5.40)$$

$$I_{aqcII} = (Ex_{15'} + Ex_{16''}) - (Ex_{18} + Ex_{17''}) \quad (5.41)$$

Eficiências exergeticas

$$\eta_{exI} = \frac{(Ex_{15'} + Ex_{17'})}{(Ex_{15} + Ex_{16'})} \quad (5.42)$$

$$\eta_{exII} = \frac{(Ex_{18} + Ex_{17'})}{(Ex_{15'} + Ex_{16'})} \quad (5.43)$$

Custo exergetico

A equação de balanço para a primeira etapa é:

$$C_{15} + C_{16'} = C_{17'} + C_{15'} \quad (P1) \quad (5.44)$$

$$k_{15} * Ex_{15} + k_{16'} * Ex_{16'} = k_{17'} * Ex_{17'} + k_{15'} * Ex_{15'}$$

$$k_{17'} = k_{16'} \quad (P4a) \quad (5.45)$$

Para a segunda etapa de aquecimento:

$$C_{15'} + C_{16''} = C_{17''} + C_{18} \quad (P1) \quad (5.46)$$

$$k_{15'} * Ex_{15'} + k_{16''} * Ex_{16''} = k_{17''} * Ex_{17''} + k_{18} * Ex_{18}$$

$$k_{17''} = k_{16''} \quad (P4a) \quad (5.47)$$

Como até agora, o caldo é que carrega os custos das irreversibilidades.

5.4 Sistema de evaporação

Denomina-se evaporação à operação unitária de concentração de um soluto em uma dissolução onde o dissolvente é geralmente água. A evaporação efetua-se a expensas do consumo de energia para o aquecimento e evaporação do dissolvente, que é feita através das paredes dos tubos onde a dissolução evapora.

Os evaporadores podem ser de tubos verticais ou de placas, com película descendente ou ascendente, permitindo estes últimos a operação de até dez efeitos de evaporação (Christodoulo 1996).

Objeto de estudo deste trabalho são os tradicionais sistemas de evaporação de tipo Robert de tubos verticais, com circulação em paralelo dos vapores de aquecimento e do caldo que encontram-se instalados na maioria das usinas de açúcar de cana, Figura 5.6.

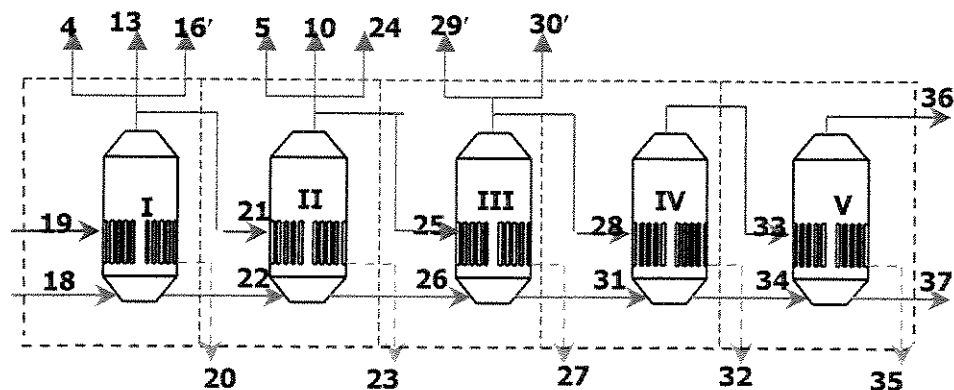


Figura 5.6 Esquema produtivo do sistema de evaporação. Caso A

A evaporação na indústria açucareira é um dos processos de separação, mediante o cambio de fase à qual deve seu nome, que tem por objetivo a eliminação da água que foi incluída no processo de extração, após o processo de tratamento, e a concentração do caldo.

O processo tem como restrição que a concentração do caldo na saída do sistema não deve superar os 70 °Brix. Devido a que a formação de cristais acontece aos 78 – 80 °Brix, teoricamente, poderia ser levado até os 72 ou 75 °Brix, isto não é feito na prática, porque no cozimento necessita-se de um xarope capaz de dissolver cristais no caso da formação de falsos graus (Hugot, 1986). Deve-se também tomar cuidado com a temperatura no processo de evaporação para evitar os processos de inversão da sacarose que se acelera cerca dos 115 °C até converter-se em proibitiva quando são ultrapassados os 125 – 130 °C, (Hugot, 1986). Outra restrição refere-se ao requerimento energético, mínimo consumo de vapor de escape, cuja implicação direta no balanço energético da usina é evidente.

O sistema de evaporação da usina é composto por um pré-evaporador e um quádruplo efeito, com circulação em paralelo do caldo e os vapores, cujas características construtivas encontram-se no Apêndice A.

O caldo clarificado vem do sistema de tratamento do caldo com uma concentração média de 14,42 °Brix e sai da evaporação com uma concentração média de 64,42 °Brix , (ver Apêndice B).

O vapor de aquecimento, que vem do escape dos turbogeradores e da válvula redutora de fabricação tem uma pressão de 0,212 MPa. e 125 °C de temperatura.

A simulação do sistema foi realizada segundo as equações de balanço de massa e energia que seguem

Em todas as simulações realizadas foram mantidas constantes as pressões de vapor em cada corpo do sistema, seguindo uma das linhas de trabalho aplicáveis na simulação deste tipo de sistemas (Hugot, 1986).

5.4.1 Balanço de massa dos corpos dos evaporadores.

Balanço de sólidos

Considerando, que a quantidade de sólidos na solução (caldo) é constante; e conhecidos os brix do caldo clarificado e do xarope, fornecidos pelas medições do laboratório, Apêndice B, determina-se a evaporação total, segundo as equações do balanço de massa, (Hugot, 1986; Honig, 1969).

$$m_{VVT} = m_{18} \cdot \left(1 - \frac{Brix_{18}}{Brix_{37}} \right) \quad (5.48)$$

Balanço de massa

$$m_{18} = m_4 + m_{13} + m_{16'} + m_{21} + m_{22} \quad (5.49)$$

$$m_{22} = m_5 + m_{10} + m_{24} + m_{25} \quad (5.50)$$

$$m_{26} = m_{29'} + m_{30'} + m_{28} \quad (5.51)$$

$$m_{34} = m_{36} + m_{37} \quad (5.52)$$

$$m_{31} = m_{33} + m_{34} \quad (5.53)$$

$$m_{19} = m_{20} \quad (5.54)$$

$$m_{21} = m_{23} \quad (5.55)$$

$$m_{25} = m_{27} \quad (5.56)$$

$$m_{28} = m_{32} \quad (5.57)$$

$$m_{33} = m_{35} \quad (5.58)$$

5.4.2 Balanço de Energia.

A metodologia descrita para a avaliação energética dos evaporadores baseia-se na lei de conservação da energia, particularizada para o caso objeto de estudo na literatura existente (Hugot, 1986; Honig, 1969; Baloh, 1995, Camargo 1999).

O calor (sensível e latente) do vapor de escape introduzido na calandra do evaporador é transferido ao caldo que circula e se evapora dentro dos tubos verticais do mesmo.

No pré-evaporador o caldo entra a uma temperatura de 95 °C, inferior à temperatura de saturação, consumindo calor sensível para o aquecimento até a saturação e calor latente de mudança de fase.

A quantidade de vapor de escape necessário para a evaporação em cada um dos estágios do quádruplo efeito, calcula-se como:

$$m_{vi} = \frac{[m_{i-1}(h_{vi} - C_{pi}T_{i-1})] - [m_i(h_{vi} - C_{pi}T_S)]}{(h_{gvi} - h_{fvi}) \cdot \eta} \quad (5.59)$$

Onde:

η = 0,98.- Coeficiente de perdas de calor ao médio ambiente,

i .- numero de estagio

5.4.3 Principais índices de avaliação do sistema.

Os índices que se apresentam são o resultado de uma pesquisa bibliográfica, na qual foram identificados para a caracterização da operação dos sistemas de evaporação das usinas (Hugot, 1986; Camargo et alli, 1990; Baloh, 1995).

$I_{VE}X_R$.- Consumo de vapor de escape por toneladas de xarope. Permite relacionar a quantidade de vapor consumido, isto é o insumo do sistema com o produto, o xarope. (Camargo et alli, 1990)

$$I_{ve}X_R = \frac{m_{19}}{m_{38}} \quad (5.60)$$

IV_{EMT} -. Toneladas de vapor de escape consumido por toneladas de vapor vegetal produzido na instalação. Permite avaliar a economia de vapor da instalação. (Camargo et alli, 1990)

$$IV_{EMT} = \frac{m_{19}}{m_{vvT}} \quad (5.61)$$

$IM_T V_E$.- Toneladas de vapor vegetal produzido no sistema por tonelada de vapor de escape consumido, é o inverso do índice anterior. (Camargo et alli, 1990)

e_{convp} .- Economia de vapor no sistema.- Representa a quantidade de vapor de altos parâmetros o de escape que deixa de ser consumida ao utilizar o vapor vegetal para o aquecimento. Depende da utilização dada ao vapor vegetal de cada um dos estágios e do numero de corpos que o compõem.(Hugot, 1986). A equação tem uma pequena aproximação, já que iguala a massa evaporada com a de vapor de aquecimento.

$$e_{convp} = \frac{1}{n} m_{vsI} + \frac{2}{n} m_{vsII} + \frac{3}{n} m_{vsIII} + \frac{4}{n} m_{vsIV} + \frac{5}{n} m_{vsV} \quad (5.62)$$

PEX .- Produção específica de xarope.- toneladas de xarope produzido por toneladas de caldo clarificado que entra no sistema (Camargo et alli, 1990).

$$P_{EX} = \frac{m_{38}}{m_{18}} \quad (5.63)$$

Coefficiente de Dessin para os diferentes estágios de evaporação, segundo a equação de Dessin (Hugot, 1986).

O Coeficiente de Dessin, é um fator introduzido pelo engenheiro francês do mesmo nome na sua formula para calcular a evaporação de um efeito qualquer dum múltiplo efeito, que considera as incrustações permitindo assim tê-las em conta no projeto ou verificação do trabalho dos corpos, correspondendo o valor de 0,001 as condições ótimas de operação.

$$f_i = \frac{m_{vi}}{(100 - Brix_{im}) \cdot (T_{vaquec} - 54) \cdot S_i (T_{vaquec} - T_{si})} \quad (5.64)$$

sendo:

m_{vi} – Evaporação do corpo analisado, kg/s

$Brix_{im}$ –Concentração media de sólidos totais no caldo durante o processo de evaporação, no estagio i .

T_{vaquec} –Temperatura do vapor de aquecimento que entra na calandria do evaporador. No primeiro estagio $T_{vaquec} = T_{VE}$, nos restantes $T_{vaquec} = T_S^{i-1}$

Segundo o critério de Hugot, (1986):

$f = 0,001$ corresponde às condições normais e boas de trabalho do corpo

$f = 0,0007$ corresponde a um múltiplo que opera em condições medíocres ou que se incrusta rapidamente.

$f = 0,0008$ corresponde a um múltiplo com fortes incrustações, usa-se nos projetos a fim de garantir uma margem de seguridade e integrar a eventualidade de que aconteçam fortes incrustações.

IE_i .- Indice de evaporação do corpo i .- toneladas de vapor vegetal produzido no corpo i por m^2 de superfície de transferência de calor (Camargo et alli, 1990).

$$IE_i = \frac{m_{vvi}}{S_i} \quad (5.65)$$

Coeficiente de evaporação total do múltiplo. CEER.- kilogramas de água evaporada por hora por m^2 de superfície de troca térmica do múltiplo (Camargo et alli, 1990).

$$CEER = \frac{m_{vvT}}{S_{Total}} \quad \frac{kg}{hr \cdot m^2} \quad (5.66)$$

Eficiência da área de evaporação (Camargo et alli 1990)

$$EAE = \left(1 - \frac{m_{36}}{m_{vvT}} \right) \cdot 100 \quad (5.67)$$

5.4.4 Cálculo dos coeficientes de transferência de calor dos diferentes estágios de evaporação:

Para o cálculo dos coeficientes de transferência de calor de cada um dos estágios foram utilizadas diversas equações reportadas na literatura, que se apresentam a continuação.

- Equação da transferência de calor proposta por Camargo et alli, (1990). Nesta equação foi considerado no primeiro efeito que a temperatura de entrada do caldo é menor que a temperatura de saturação à pressão de trabalho do pré-evaporador e que o vapor de escape que alimenta a calandra está ligeiramente superaquecido, o calor trocado é calculado através da diferença de temperatura média logarítmica. No caso dos outros estágios foi utilizada a diferença de temperatura entre os dois fluidos, por estar ambos fluidos saturados e mudar de fase durante o processo de troca térmica.

$$U_i = \frac{m_{vi} \cdot (h_{gv} - h_{fv}) \cdot \eta}{A^i \cdot \Delta T^i} \quad (5.68)$$

- Equação de Baloh

$$U_{Baloh} = \frac{5,23 \cdot 10^6}{Brix_{i-1}^2 + Brix_i^2 + 800} \quad (5.69)$$

- Equações de outras fontes (Baloh, 1995), (Radovic, 1979), (Westphalen, 1999)

$$U_{Schwedenformel} = \frac{502,31 \cdot T_{Si}}{Brix_i} \quad (5.70)$$

$$U_{Spreyerer} = \frac{465,11 T_{Si}}{Brix_i} \quad (5.71)$$

$$U_{Hopstock} = \frac{69,78 \cdot T_{Si} (3,5 + 0,04 \cdot T_{Si})}{Brix_i} \quad (5.72)$$

$$U_{Dessin} = 0,613 \cdot (100 - Brix_{im}) \cdot (T_{vaq} - T_{Si}) \quad (5.73)$$

$$U_{Suecos} = \frac{502 \cdot T_{Si}}{Brix_{im}} \quad (5.74)$$

T_{Si} .- Temperatura de ebulição do caldo, °C.

Devido à diversidade de equações propostas para o cálculo do coeficiente global de transferência de calor, diante da dificuldade de recomendar como "melhor", algumas delas optou-se por indicar e calcular todas as encontradas na literatura.

5.4.5 Eficiência Energética

Na aplicação do conceito termodinâmico de eficiência energética, considera-se que a energia utilizada efetivamente pelo subsistema é a energia de todos os fluxos de vapor vegetal mais a diferença de energia entre a entrada e saída do caldo ao longo do processo. São considerados todos os fluxos de calor fornecidos por todos os vapores que condensam na calandra dos corpos de evaporação, assim:

$$\eta_{energ} = \frac{\sum_{i=1}^5 M_{VVi} \cdot h_{gvi} + M_s \cdot h_{js} - M_o \cdot h_{jo}}{M_{VE} \cdot (h_{gVE} - h_{fVE}) + \sum_{i=1}^4 M_{VVi} \cdot (h_{gvi} - h_{fvi})} \quad (5.75)$$

Eficiência energética de utilização do vapor vegetal no sistema sem termo-compressão.

$$\eta_{ensang} = \frac{M_{s1} \cdot (h_{gs1} - h_{fs1}) + M_{s2} \cdot (h_{gv2} - h_{fv2}) + M_{vs} \cdot (h_{gw5} - h_{fw5})}{M_{VE} \cdot (h_{gVE} - h_{fVE})} \quad (5.76)$$

Eficiência energética de utilização do vapor vegetal no sistema com termo-compressão.

$$\eta_{exsang} = \frac{M_{s1} \cdot (h_{gs1} - h_{fs1}) + M_{s2} \cdot (h_{gw2} - h_{fw2}) + M_{vs} \cdot (h_{gw5} - h_{fw5})}{NM_{VE} \cdot (h_{gVE} - h_{fVE}) + M_{VAP} \cdot (h_{gVAP} - h_{fVE})} \quad (5.77)$$

5.4.6 Balanço Exergético do Múltiplo Efeito

Calculo das exergias físicas do vapor para os diferentes valores de P e T de trabalho dos corpos.

Para a determinação da exergia física do vapor admite-se como sistema de referencia aquele definido por Szargut, à $T_0=298,15 \text{ K}$ e $P=0,1 \text{ MPa}$, como explicado no Capítulo 3.

$$\Delta Ex = M_v [(h_i - h_o) - T_o \cdot (s - s_o) + Exch] \quad (5.78)$$

$$Exch = 49,96 \text{ kJ/kg}$$

Eficiência exergetica do sistema

Também foi definida a eficiência exergetica do sistema de evaporação, considerando sua condição de equipo dissipativo como a relação da soma das exergias dos fluxos de saída e dos fluxos de entrada.

$$\eta_{exerB} = \frac{\sum Ex_{saída}}{\sum Ex_{entrada}} \quad (5.79)$$

No caso do sistema de evaporação são consideradas saídas: exergia do xarope que sai do múltiplo, exergia das sangrias nos corpos I e II, exergias dos fluxos de condensado das calandras dos corpos, exergia do vapor vegetal do quinto corpo que vai ao condensador.

São consideradas entradas: exergia do vapor de escape que entra na calandra do primeiro corpo, exergia do caldo clarificado que entra no primeiro corpo.

Eficiência exergetica de utilização do vapor vegetal no sistema sem termo-compressão.

$$E_{sang} = \frac{Ex_{s1} + Ex_{s2}}{Ex_{VE}} \quad (5.80)$$

Balanco Exergetico.

Irreversibilidades geradas

$$I_I = (Ex_{19} + Ex_{18}) - (Ex_4 + Ex_{13} + Ex_{16'} + Ex_{20} + Ex_{21}) \quad (5.81)$$

$$I_{II} = (Ex_{21} + Ex_{22}) - (Ex_5 + Ex_{10} + Ex_{23} + Ex_{24} + Ex_{25} + Ex_{26}) \quad (5.82)$$

$$I_{III} = (Ex_{25} + Ex_{26}) - Ex_{27} + Ex_{28} + Ex_{29'} + Ex_{30'} + Ex_{31} \quad (5.83)$$

$$I_{IV} = (Ex_{28} + Ex_{31}) - (Ex_{32} + Ex_{33} + Ex_{34}) \quad (5.84)$$

$$I_V = (Ex_{33} + Ex_{34}) - (Ex_{35} + Ex_{36} + Ex_{37}) \quad (5.85)$$

Custo exergoeconômico

$$C_{18} + C_{19} = C_4 + C_{13} + C_{16'} + C_{20} + C_{21} + C_{22} \quad (P1) \quad (5.86)$$

$$k_{18} * Ex_{18} + k_{19} * Ex_{19} = \\ k_4 * Ex_4 + k_{13} * Ex_{13} + k_{16'} * Ex_{16'} + k_{20} * Ex_{20} + k_{21} * Ex_{21} + k_{22} * Ex_{22}$$

O custo exergetico unitário do vapor de escape foi determinado por Sanchez e Nebra, (2002) para o sistema de cogeração da usina objeto de estudo sem considerar válvula redutora de pressão.

$$k_{19} = 5,834 \quad \text{Sanchez e Nebra, 2002} \quad (5.87)$$

$$k_{21} = k_4 \quad \text{bifurcação} \quad (5.88)$$

$$k_{21} = k_{16'} \quad (5.89)$$

$$k_{20} = k_{19} \quad (P4a) \quad (5.90)$$

$$k_{21} = k_{13} \quad \text{bifurcação.} \quad (5.91)$$

$$k_{21} = k_{22} \quad (P4b) \quad (5.92)$$

$$k_{21} = k_{19} \quad (P4a) \quad (5.92')$$

Na Eq. (5.92'), alternativa da equação (5.92), carregam-se todos os custos exergeticos no caldo concentrado que sai do efeito.

A Eq (5.92) cumpre-se no caso em que o vapor vegetal é considerado um produto, assim como o caldo. O vapor vegetal e o caldo repartem os custos das irreversibilidades, proporcionalmente segundo o valor de sua exergia.

No caso em que não há pré-aquecimento do caldo clarificado ou este é feito com vapor de escape, o terceiro termo da direita da Eq. 5.86 anula-se, por não existir o fluxo 16'

Para o segundo efeito de evaporação denotado por II, cumprem-se as mesmas considerações mencionadas nos parágrafos anteriores.

$$C_{21} + C_{22} = C_5 + C_{10} + C_{23} + C_{24} + C_{25} + C_{26} \quad (5.93)$$

$$k_{21} * Ex_{21} + k_{22} * Ex_{22} = \\ k_5 * Ex_5 + k_{10} * Ex_{10} + k_{23} * Ex_{23} + k_{24} * Ex_{24} + k_{25} * Ex_{25} + k_{26} * Ex_{26}$$

$$k_{25} = k_5 \quad \text{bifurcações} \quad (5.94)$$

$$k_{25} = k_{10} \quad \text{bifurcações} \quad (5.95)$$

$$k_{25} = k_{24} \quad \text{bifurcações} \quad (5.96)$$

$$k_{25} = k_{26} \quad \text{O vapor vegetal é considerado como produto} \quad (5.97)$$

$$k_{25} = k_{21} \quad (P4a) \quad (5.97')$$

$$k_{23} = k_{21} \quad (P4a) \quad (5.98)$$

Para o terceiro efeito de evaporação denotado por III:

$$C_{25} + C_{26} = C_{27} + C_{28} + C_{29'} + C_{30'} + C_{31} \quad (5.99)$$

$$k_{25} * Ex_{25} + k_{26} * Ex_{26} = \\ k_{27} * Ex_{27} + k_{28} * Ex_{28} + k_{29'} * Ex_{29'} + K_{30'} * Ex_{30'} + k_{31} * Ex_{31}$$

$$k_{30'} = k_{29'} \quad \text{bifurcações} \quad (5.100)$$

$$k_{29'} = k_{28} \quad \text{bifurcações} \quad (5.101)$$

$$k_{27} = k_{25} \quad (P4a) \quad (5.102)$$

$$k_{28} = k_{31} \quad \text{O vapor vegetal é considerado produto} \quad (5.103)$$

$$k_{28} = k_{25} \quad \text{Carregam - se as irreversibilidades no caldo que sai} \quad (5.103')$$

Para o quarto efeito de evaporação denotado por IV

$$C_{28} + C_{31} = C_{32} + C_{33} + C_{34} \quad (5.104)$$

$$k_{28} * Ex_{28} + k_{31} * Ex_{31} = k_{32} * Ex_{32} + k_{33} * Ex_{33} + k_{34} * Ex_{34}$$

$$k_{32} = k_{28} \quad (P4a) \quad (5.105)$$

$$k_{33} = k_{34} \quad \text{O vapor vegetal é considerado produto} \quad (5.106)$$

$$k_{33} = k_{28} \quad \text{Carregam - se as irreversibilidades no caldo que sai.} \quad (5.106')$$

Para o quinto efeito de evaporação denotado por V.

$$C_{33} + C_{34} = C_{35} + C_{36} + C_{37} \quad (5.107)$$

$$k_{33} * Ex_{33} + k_{34} * Ex_{34} = k_{35} * Ex_{35} + k_{36} * Ex_{36} + k_{37} * Ex_{37}$$

$$k_{35} = k_{33} \quad (P4a) \quad (5.108)$$

$$k_{36} = k_{37} \quad \text{O vapor vegetal é considerado produto} \quad (5.109)$$

$$k_{36} = k_{33} \quad \text{Carregam - se as irreversibilidades no caldo que sai} \quad (5.109')$$

5.5 Sistema de evaporação com termo-compressor no primeiro efeito de evaporação.

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

No caso da usina, tem sentido a avaliação da possível utilização da termo-compressão pela possibilidade do reaproveitamento do vapor vegetal do próprio sistema de evaporação como vapor de aquecimento. Com a conseguinte redução do consumo de vapor de escape. Além da existência de válvulas redutoras de pressão, cujo único objetivo é levar o vapor vivo desde os parâmetros de saída da caldeira até os parâmetros requeridos no processo, neste caso, do processo de evaporação. O cálculo do termo-compressor foi feito assumindo que era aproveitado o vapor vivo que atualmente passa pela válvula redutora de fabricação.

O sistema de re-compressão térmica do vapor consiste em passar o fluxo de vapor, de altos parâmetros, por um ejetor de vapor com o objetivo da sucção de parte da massa de vapor evaporada no primeiro corpo, quantidade de vapor que vai depender do coeficiente de arrasto do termo-compressor.

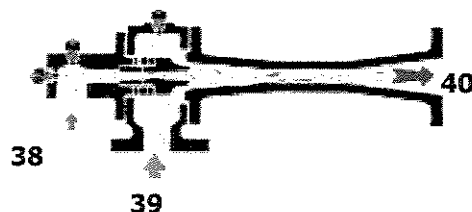


Figura 5.7.- Esquema do termo-compressor <http://www.kinetic-therm.com/english/product/ejec-thermo-vac/ejec-thermo-vac.htm>

A relação, ou coeficiente, de arrasto define-se como a relação entre o peso de vapor aspirado e o vapor motriz. O fenômeno físico envolve fluxos supersônicos, interações de choque e mistura turbulenta dos fluxos dentro dos limites do ejetor, o qual faz a tarefa de dimensionamento de um ejetor extremamente complexa, sendo necessário certas suposições que no final deverão ser verificadas e corrigidas experimentalmente.

Cherkasky, (1980), e Huang (1998) fazem um estudo teórico mais profundo da eficiência e dimensionamento de termo-compressores, a partir dos efeitos gás - dinâmicos e de intercambio de momento dos dois fluxos que participam do processo, o vapor aspirado e o vapor motriz ou primário dentro do ejetor; e dos fenômenos de choque que influenciam na operação do mesmo, o do fluxo motriz através do bocal de entrada e o do vapor aspirado através da câmara de sucção.

Algumas das suposições necessárias para o cálculo simplificado de termo-compressores são:

- O fluido de trabalho é um gás ideal com propriedades constantes, (calor específico e condutividade térmica).
- O fluxo dentro do ejetor é unidimensional e estacionário.
- A energia cinética, nas seções de entrada dos fluidos, motriz, aspirado e na seção de saída do termo-compressor, são desprezíveis.
- Por simplicidade é aplicado um modelo unidimensional, e são usadas relações isentrópicas como primeira aproximação, que deverão ser corrigidas posteriormente mediante o uso de coeficientes de correção.
- A parede interior do termo-compressor é adiabática.

A partir destas suposições formulam-se as equações para o cálculo do termo-compressor, que levam a concluir a importância do dimensionamento correto do mesmo; já que se bem este equipamento não requer grandes investimentos e custo de manutenção, a sua eficiência está diretamente relacionada com um projeto acorde a sua aplicação.

Hugot, (1986), simplifica o equacionamento e propõe o cálculo da relação de arrasto para termocompressores dentro das faixas operacionais típicas de usinas de açúcar segundo a Eq. (5.110) e Eq (5.111).

$$(C_{arr}^o + 1)^2 = \left(\frac{80}{T_{VE} - T_{S1}} \right) \cdot [\log(P_{vv}) - \log(P_{VE}) - 0,01 \cdot (T_{S1} - 100)] \quad (5.110)$$

$$C_{arr} = 0,95 \cdot C_{arr}^o \quad (5.111)$$

Alem disto, foi calculado o coeficiente de arrasto segundo os gráficos da DRY_CON apresentados por Westphalen, (1999), em função da relação de compressão, p_{vm}/p_{va} de 13,03 para o caso da usina, obtendo-se um valor do coeficiente de arrasto de 1,68.

Mediante os gráficos apresentados por Cherkassky, (1980), para a mesma relação de compressão, a relação de arrasto foi de 1,6.

Considerando que o valor obtido segundo a Eq. (5.110), Hugot, (1986), é mais conservador e específico para usinas de açúcar, os cálculos foram realizados com a relação de arrasto de 1,365.

$$m_{39} = C_{arr} \cdot m_{38} \quad (5.112)$$

O cálculo da nova massa de vapor de escape, que seria necessária para completar o processo de evaporação no corpo seria, (Hugot, 1986)

$$m_{19} = m_{VE} - m_{40} \quad (5.113)$$

Os índices que caracterizam o comportamento do sistema seriam os representados pelas Eq.(5.60) até (5.77) substituindo os valores da massa de vapor de escape (m_{VE}), pelo novo valor de consumo de vapor no sistema, dado pela soma da vazão de vapor de altos parâmetros utilizado e da quantidade de vapor de escape necessária para completar o processo.

A intensificação da evaporação no pré- evaporador será feita a expensas da evaporação nos últimos corpos, o que provocará maior demanda de área de troca térmica no primeiro corpo e de menor área nos últimos, sendo necessária a verificação das áreas.

No Caso E (Fig. 5.8) em que se avalia a instalação de um termo-compressor no primeiro efeito de evaporação as equações de custo exergético só sofrem variação no mesmo, sendo válidas as equações estabelecidas para os efeitos restantes.

Balanço de massa do termo-compressor

$$m_{40} = m_{38} + m_{39} \quad (5.112)$$

Balanço energético do termo-compressor

$$m_{40} \cdot h_{40} = m_{38} \cdot h_{38} + m_{39} \cdot h_{39} \quad (5.113)$$

Balanço exergético do termo-compressor.

$$I_{TC} = Ex_{38} + Ex_{39} - Ex_{40} \quad (5.114)$$

Equação do custo exergético das correntes no termo-compressor instalado no primeiro efeito de evaporação, considerando-o num volume de controle isolado.

$$C_{38} + C_{39} = C_{40} \quad (5.115)$$

$$k_{38} \cdot Ex_{38} + k_{39} \cdot Ex_{39} = k_{40} \cdot Ex_{40} \quad (5.116)$$

$$k_{38} = 5,279 \quad \text{Sanchez e Nebra, 2002}$$

O custo exergético unitário do vapor arrastado é igual ao custo exergético unitário do vapor vegetal do primeiro efeito de evaporação ao ser uma bifurcação deste.

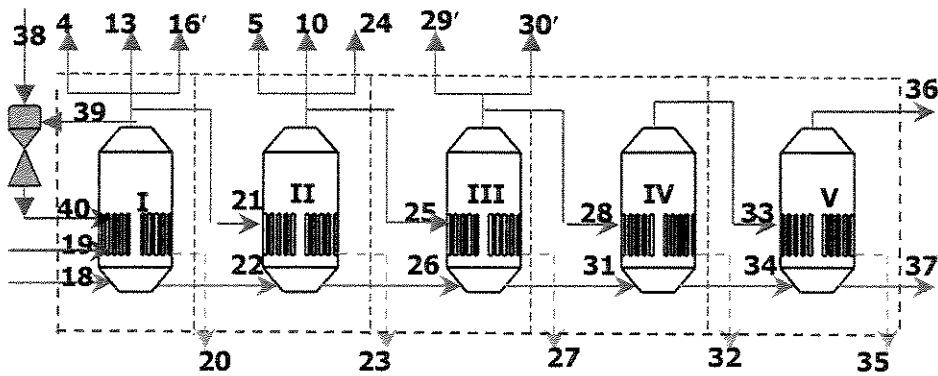


Figura 5.8 .- Estrutura produtiva do sistema de evaporação modificado com termo-compressão no primeiro efeito. Caso E

Efeito I

Balanço de massa:

$$m_{40} + m_{19} = m_{20} \quad (5.117)$$

$$m_{18} = m_{39} + m_4 + m_{13} + m_{16'} + m_{21} + m_{22} \quad (5.118)$$

Balanço Exergético.

$$I_I = (Ex_{19} + Ex_{40} + Ex_{18}) - (Ex_4 + Ex_{13} + Ex_{16'} + Ex_{20} + Ex_{21} + Ex_{22} + Ex_{39}) \quad (5.119)$$

Equação de custo exergético para o primeiro efeito de evaporação modificado, Fig. (5.8)

$$C_{18} + C_{19} + C_{40} = C_4 + C_{13} + C_{16'} + C_{20} + C_{21} + C_{22} + C_{39} \quad (5.120)$$

$$k_{18} * Ex_{18} + k_{19} * Ex_{19} + k_{40} * Ex_{40} = \\ k_4 * Ex_4 + k_{13} * Ex_{13} + k_{16'} * Ex_{16'} + k_{20} * Ex_{20} + k_{21} * Ex_{21} + k_{22} * Ex_{22} + k_{39} * Ex_{39}$$

$$k_{20} = k_{19} \quad (P4a) \quad (5.121)$$

$$k_{39} = k_{21} \quad \text{bifurcação} \quad (5.122)$$

As restantes equações permanecem as mesmas do caso base.

5.6 Sistema de evaporação com termo-compressor nos efeitos primeiro e terceiro.

Na Figura 5.9 aparece a estrutura produtiva do sistema de evaporação modificado com termo-compressores no primeiro e no terceiro efeito. O termo-compressor é instalado na saída do vapor vegetal do terceiro efeito com a finalidade de obter um fluxo com os mesmos parâmetros de pressão e temperatura do que é atualmente utilizado pelos consumidores de vapor vegetal.

Esta modificação no sistema origina, além da modificação na equação de custo exergético no primeiro efeito, descrita pela Eq. (5.120), modificação da equação de custo exergético do terceiro efeito, e a formulação de equações adicionais que correspondem ao termo-compressor instalado no terceiro efeito, assim:

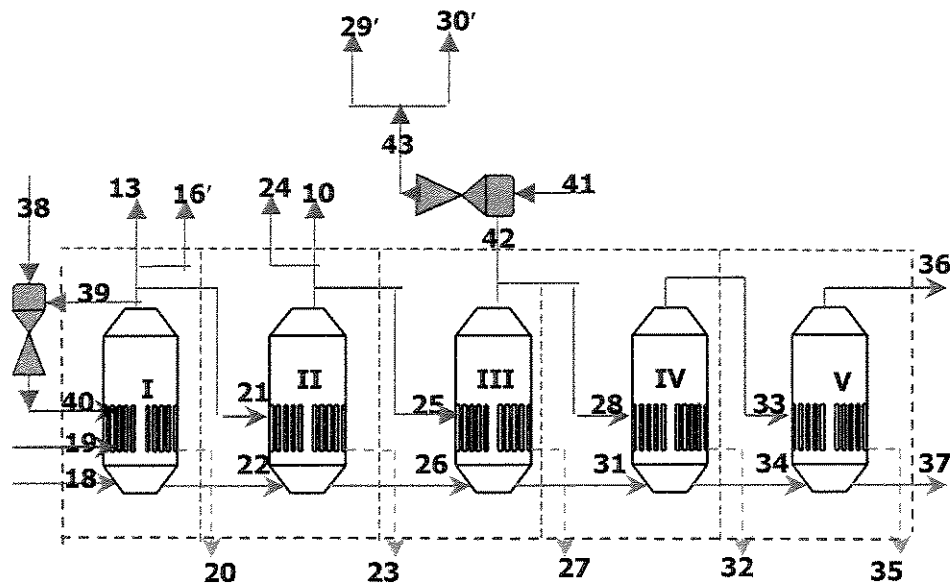


Figura 5.9.-Esquema produtivo do sistema de evaporação com termo-compressão nos efeitos primeiro e terceiro. Caso H

Para o termo-compressor do terceiro efeito:

Balço de massa

$$m_{41} + m_{42} = m_{43} \quad (5.123)$$

Balanço exerгético

$$I_{TCIII} = Ex_{41} + Ex_{42} - Ex_{43} \quad (5.124)$$

Custos Exerгéticos

$$C_{41} + C_{42} = C_{43} \quad (5.125)$$

$$k_{41} * Ex_{41} + k_{42} * Ex_{42} = k_{43} * Ex_{43}$$

$$k_{42} = k_{28} \quad \text{bifurcações do vapor vegetal III} \quad (5.126)$$

$$k_{43} = k_{29'} \quad \text{bifurcações do vapor que sai do termocompressor} \quad (5.127)$$

$$k_{43} = k_{30'} \quad \text{bifurcações do vapor que sai do termocompressor} \quad (5.128)$$

Efeito III

Balanço de massa

$$m_{25} = m_{27} \quad (5.129)$$

$$m_{26} = m_{28} + m_{31} + m_{42} \quad (5.130)$$

Balanço de Exergia

$$I_{III} = (Ex_{25} + Ex_{26}) - (Ex_{28} + Ex_{31} + Ex_{42}) \quad (5.131)$$

Para o terceiro efeito de evaporação (ver Fig 5.9) a equação do custo exerгético pode ser formulada como:

$$C_{25} + C_{26} = C_{27} + C_{28} + C_{31} + C_{42} \quad (5.132)$$

$$k_{25} * Ex_{25} + k_{26} * Ex_{26} = k_{27} * Ex_{27} + k_{28} * Ex_{28} + k_{31} * Ex_{31} + k_{42} * Ex_{42}$$

As relações consequência da aplicação das proposições estabelecidas para o sistema de evaporação sem termo-compressor são as mesmas.

5.7 Sistema de evaporação com termo-compressor nos estágios terceiro e quarto.

Na Figura 5.10 aparece a estrutura produtiva do sistema de evaporação modificado com termo-compressão nos efeitos III e IV sendo deslocadas as sangrias do primeiro efeito para o vapor na saída do termo-compressor do terceiro efeito aos mesmos níveis de pressão e temperatura.

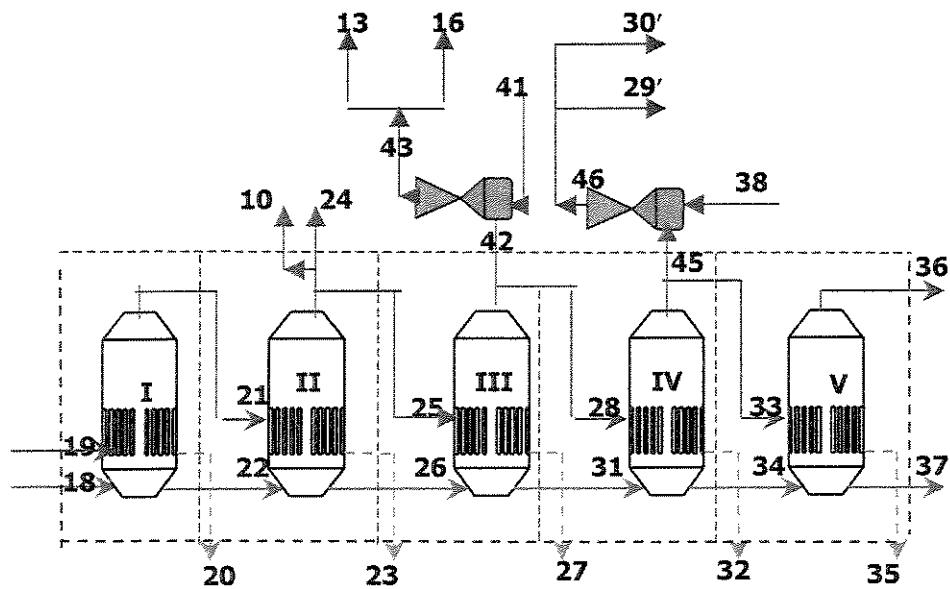


Figura 5.10.-Sistema de evaporação com termocompressão nos efeitos terceiro e quarto.Caso I

Para o termocompressor do quarto efeito de evaporação os balanços são:

Balanço de massa

$$m_{46} = m_{38} + m_{45} \quad (5.133)$$

Balanço de exergia.

$$I_{TCIV} = Ex_{38} + Ex_{45} - Ex_{46} \quad (5.134)$$

Efeito IV

Balanço de massa.

$$m_{28} = m_{32} \quad (5.135)$$

$$m_{31} = m_{33} + m_{34} + m_{45} \quad (5.136)$$

Balanço de exergia

$$I_{IV} = (Ex_{28} + Ex_{31}) - (Ex_{33} + Ex_{34} + Ex_{45}) \quad (5.137)$$

Para a determinação da eficiência exergética Eq. 5.79 foram identificados os fluxos correspondentes às exergias de entrada e saída, para cada efeito de evaporação que são mostrados nas Tabelas (5.2) e (5.3).

Tabela 5.2.- Exergias de entrada aos diferentes volumes de controle para o subsistema múltiplo efeito. (Fig 5.6, 5.8,5.9,5.10)

Volume de Controle	Caso A	Caso E	Caso H	Caso I
Termocompressor I	-	$Ex_{38}+Ex_{39}$	$Ex_{38}+Ex_{39}$	-
I	$Ex_{18}+Ex_{19}$	$Ex_{18}+Ex_{19}+Ex_{43}$	$Ex_{18}+Ex_{19}+Ex_{40}$	$Ex_{18}+Ex_{19}$
II	$Ex_{21}+Ex_{22}$	$Ex_{21}+Ex_{22}$	$Ex_{21}+Ex_{22}$	$Ex_{21}+Ex_{22}$
Termocompressor III	-	-	$Ex_{41}+Ex_{42}$	$Ex_{41}+Ex_{42}$
III	$Ex_{25}+Ex_{26}$	$Ex_{25}+Ex_{26}$	$Ex_{25}+Ex_{26}$	$Ex_{25}+Ex_{26}$
Termocompressor IV	-	-	-	$Ex_{44}+Ex_{45}$
IV	$Ex_{28}+Ex_{31}$	$Ex_{28}+Ex_{31}$	$Ex_{28}+Ex_{31}$	$Ex_{28}+Ex_{31}$
V	$Ex_{33}+Ex_{34}$	$Ex_{33}+Ex_{34}$	$Ex_{33}+Ex_{34}$	$Ex_{33}+Ex_{34}$

Tabela 5.3.- Exergias de saída dos diferentes volumes de controle para o subsistema múltiplo efeito (Fig 5.6, 5.8,5.9,5.10)

Subsistema	Caso A-D	Caso E-G	Caso H	Caso I
Termocompressor I	-	Ex_{40}	Ex_{40}	-
I	$Ex_4+Ex_{13}+Ex_{16}+Ex_{20}+Ex_{21}+Ex_{22}$	$Ex_4+Ex_{13}+Ex_{16}+Ex_{20}+Ex_{21}+Ex_{22}$	$Ex_4+Ex_{13}+Ex_{16}+Ex_{20}+Ex_{21}+Ex_{22}$	$Ex_{13}+Ex_{16}+Ex_{20}+Ex_{21}+Ex_{22}$
II	$Ex_5+Ex_{10}+Ex_{23}+Ex_{24}+Ex_{25}+Ex_{26}$	$Ex_5+Ex_{10}+Ex_{23}+Ex_{24}+Ex_{25}+Ex_{26}$	$Ex_5+Ex_{10}+Ex_{23}+Ex_{24}+Ex_{25}+Ex_{26}$	$Ex_5+Ex_{10}+Ex_{23}+Ex_{24}+Ex_{25}+Ex_{26}$
Termocompressor III	-	-	Ex_{43}	Ex_{43}
III	$Ex_{27}+Ex_{28}+Ex_{29}+Ex_{30}+Ex_{31}$	$Ex_{27}+Ex_{28}+Ex_{29}+Ex_{30}+Ex_{31}$	$Ex_{27}+Ex_{28}+Ex_{31}+Ex_{42}$	$Ex_{27}+Ex_{28}+Ex_{31}+Ex_{42}$
Termocompressor IV	-	-	-	Ex_{46}
IV	$Ex_{32}+Ex_{33}+Ex_{34}$	$Ex_{32}+Ex_{33}+Ex_{34}$	$Ex_{32}+Ex_{33}+Ex_{34}$	$Ex_{32}+Ex_{33}+Ex_{34}$
V	$Ex_{35}+Ex_{36}+Ex_{37}$	$Ex_{35}+Ex_{36}+Ex_{37}$	$Ex_{35}+Ex_{36}+Ex_{37}$	$Ex_{35}+Ex_{36}+Ex_{37}$

5.8 Sistema de tratamento de xarope

No sistema de tratamento do xarope é o aquecedor o único consumidor de vapor, no sistema atualmente instalado consome vapor de escape das turbinas como meio de aquecimento . Na Figura 5.11 aparece o esquema do aquecedor do sistema de tratamento do xarope.

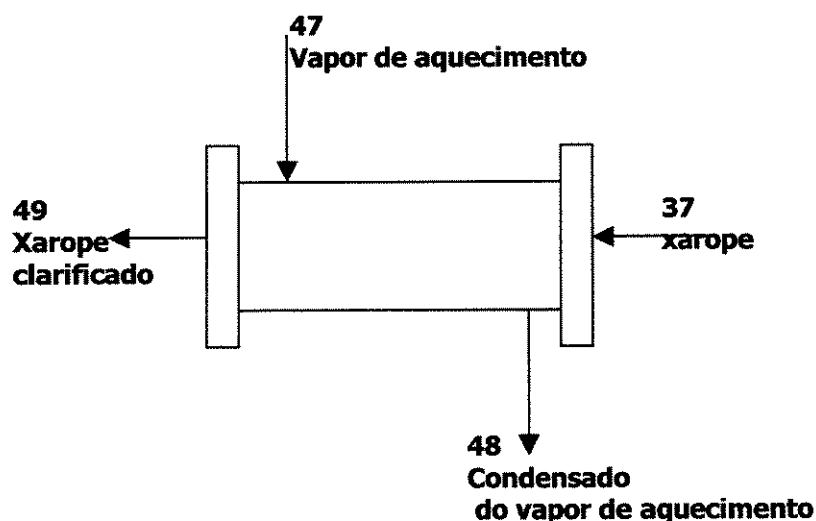


Figura 5.11.-Aquecedor do sistema de tratamento do xarope

.Balanço de massa

$$m_{47} = m_{48} \quad (5.138)$$

$$m_{37} = m_{49} \quad (5.139)$$

Balanço de energia

$$m_{47} = m_{37} \cdot (h_{49} - h_{37}) / (h_{47} - h_{48}) \cdot \eta \quad (5.140)$$

Balanço de Exergia

$$I_{AQX} = (Ex_{37} + Ex_{47}) - (Ex_{48} + Ex_{49}) \quad (5.141)$$

Custo exergetico

$$C_{37} + C_{47} = C_{48} + C_{49} \quad (5.141)$$

$$k_{37} * Ex_{37} + k_{47} * Ex_{47} = k_{48} * Ex_{48} + k_{49} * Ex_{49}$$

$$k_{48} = k_{47} \quad (P4a) \quad (5.142)$$

$$k_{47} = k_{19} \quad \text{bifurcação do vapor de escape} \quad (5.143)$$

5.9 Sistema de Cozimento – Centrifugação – Secagem

Para o sistema de cozimento foi considerado um volume de controle Cozimento – Centrifugação – Secagem, tal como aparece na Fig. 5.12.

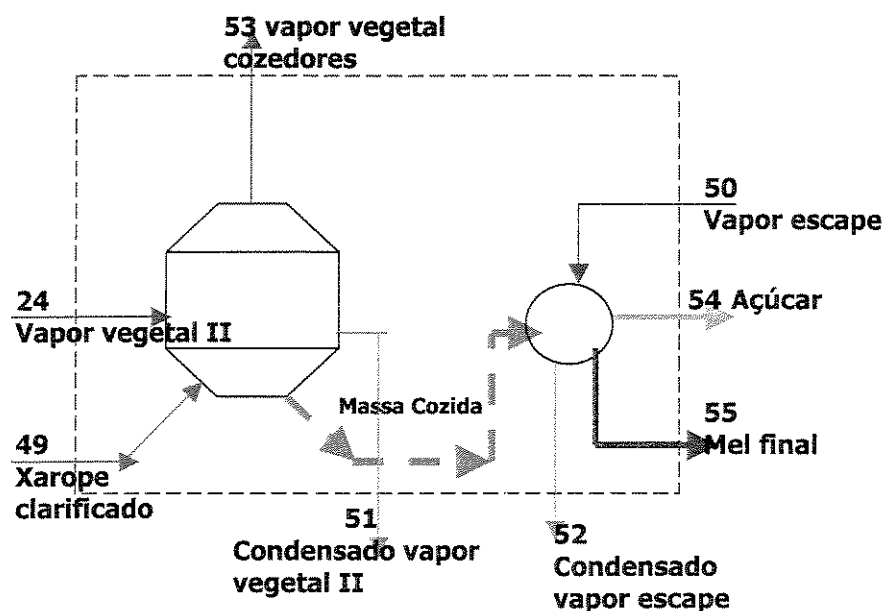


Figura 5.12.- Cozimento- Centrifugação- Secagem

O balanço dos sólidos e de pureza para a determinação da evaporação nos cozedores, efetuou-se numa planilha de cálculo Excel ®, que otimiza a quantidade de vapor vegetal consumida no sistema de cozimento, dos autores Paz e Cárdenas (1995). É calculada a evaporação total e demanda mínima de vapor de aquecimento necessária para o sistema. Esta quantidade é afetada por um coeficiente recomendado numa faixa de 1,3 a 1,7 (Hugot, 1986), que considera as quantidades de vapor adicionais necessárias para a lavagem dos vácuos após a descarga da massa cozida (lembrar que o cozimento é feito periodicamente) e antes do início de um novo ciclo, a quantidade de vapor necessário para os cristalizadores (onde é depositada a massa cozida e a cristalização é continuada) e uma quantidade de vapor para outros usos.

As centrífugas utilizam uma quantidade de vapor de escape, dado fornecido pela usina, igual a 1,081 kg/s.

Balanço de massa

$$m_{24} = m_{51} \quad (5.144)$$

$$m_{50} = m_{52} \quad (5.145)$$

$$m_{49} = m_{53} + m_{54} + m_{55} \quad (5.146)$$

Balanço de Exergia

$$I_{CZ} = (Ex_{24} + Ex_{49} + Ex_{50}) - (Ex_{51} + Ex_{52} + Ex_{53} + Ex_{54} + Ex_{55}) \quad (5.147)$$

Custo exerético

A equação de balanço de custos exeréticos para este volume de controle é:

$$C_{24} + C_{49} + C_{50} = C_{51} + C_{52} + C_{53} + C_{54} + C_{55} \quad (5.148)$$

$$k_{24} * Ex_{24} + k_{49} * Ex_{49} + k_{50} * Ex_{50} = \\ k_{51} * Ex_{51} + k_{52} * Ex_{52} + k_{53} * Ex_{53} + k_{54} * Ex_{54} + k_{55} * Ex_{55}$$

$$k_{50} = k_{19} \quad \text{bifurcação do vapor de escape} \quad (5.149)$$

$$k_{51} = k_{24} \quad (P4a) \quad (5.150)$$

$$k_{53} = k_{24} \quad (P4a) \quad 5.151)$$

$$k_{52} = k_{50} \quad (P4a) \quad (5.152)$$

Foi considerado que o custo exerético unitário do açúcar produzido é igual ao custo exerético unitário do mel final, que não é considerada uma perda por quanto ela é comercializada.

Com as equações de balanço estabelecidas para os diferentes subsistemas e as equações adicionais que proporcionam as proposições adotadas dispõe-se do número de equações necessárias para que o sistema esteja determinado, foi utilizada como ferramenta matemática para a modelagem no software EES®, copia dos programas de cálculo e dos resultados obtidos podem ser consultadas no Apêndice C.

5.10 Volume de controle virtual dos condensados de processo.

O esquema térmico do processo de fabricação de açúcar na usina em questão prevê a recuperação dos condensados do processo. Uma parte, os condensados dos dois primeiros efeitos, é destinada à água de reposição das caldeiras, subsistema que forma parte do estudo do sistema de cogeração que não corresponde ao objetivo deste trabalho.

Os outros condensados são depositados em um tanque denominado *tanque de condensado* que foi representado na Fig (5.13) e são reincorporados ao processo como água de embebição, numa vazão de 45,89 kg/s (Boletim de Cálculo Safra 1999/2000 Usina Cruz Alta).

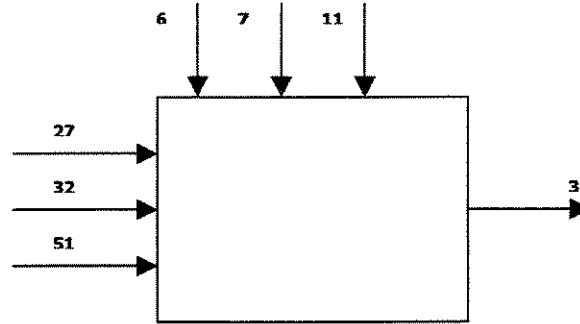


Figura 5.13.- Volume de controle dos condensados recuperados para o processo.

Balanço de massa

$$m_3 = m_6 + m_7 + m_{11} + m_{27} + m_{32} + m_{51} \quad (5.153)$$

Balanço de Exergia

Irreversibilidades geradas.

$$I_C = (Ex_6 + Ex_7 + Ex_{11} + Ex_{27} + Ex_{32} + Ex_{51}) - Ex_3 \quad (5.154)$$

A equação do balanço dos custos exergético pode ser escrita como:

$$C_6 + C_7 + C_{11} + C_{14} + C_{27} + C_{32} + C_{51} = C_3 \quad (5.155)$$

$$k_6 * Ex_6 + k_7 * Ex_7 + K_{11} * Ex_{11} + K_{14} * Ex_{14} + \\ K_{27} * Ex_{27} + k_{32} * Ex_{32} + k_{51} * Ex_{51} = k_3 * Ex_3$$

O sistema de equações obtido, da aplicação dos balanços antes citados, é de 966 equações e 966 variáveis. Sendo reportados e analisados os resultados, no capítulo 6.

Capítulo 6

Analise dos Resultados

O capítulo é destinado à apresentação dos resultados obtidos, na simulação das variantes, fundamentadas no capítulo quatro e simuladas no capítulo cinco. Começa pela estimativa das demandas de energia para o aquecimento e conclui com os custos exergéticos unitários dos fluxos em que é transformada a cana até a conversão na açúcar.

6.1 Estimativa da demanda de vapor no sistema de extração.

O sistema de extração está composto pelo sistema de preparação, o difusor, e a moenda dos quais apenas o difusor consome vapor, razão pela qual centraremos a atenção nele.

A difusão é um processo de lixiviação onde a extração do caldo efetua-se graças à ruptura e à lavagem das células nas que se localiza a sacarose. A lavagem pode ser feita com água ou caldo extraído (embebição). No caso em estudo, é feita com os condensados do processo que não podem ser utilizados como reposição nas caldeiras e com a circulação do caldo extraído nas diferentes caixas do difusor.

Van Hengel (1990), Rein (1995), Hoekstra (1995) apresentam estudos detalhados sobre os difusores e sua comparação (vantagens e desvantagens) com o processo de moagem.

Rein (1995) considera as perdas de açúcar nos difusores muito elevadas quando a temperatura de operação do difusor não é mantida acima dos 70 °C, considerando como prática comum o controle de uma temperatura de operação ao redor de 85 °C, razão pela qual o caldo misto é circulado através dos aquecedores alocados no final do difusor.

No difusor, objeto de avaliação, encontram-se instalados três aquecedores do caldo, Figura (4.2), não se dispõe dos dados exatos da vazão de caldo do mesmo devido ao qual é

utilizado o valor considerado por Rein (1995), quem reporta um valor de vazão em função da cana alimentada, de 300 % em cana, o que representa 3000 kg de caldo por tonelada de cana. A moagem horária efetiva da safra 1999/2000 foi de 411,83 t/h (Boletim de Safra 1999/2000 usina Cruz Alta), o que resulta numa vazão de caldo a circular nos aquecedores de 343,19 kg/s. As temperaturas de aquecimento de caldo são desde 84 °C até 94 °C segundo os dados de operação tomados na usina.

As quantidades, de vapor vegetal, calculadas pela equação da energia e considerando uma eficiência térmica da troca de calor de 98 %, foram:

Quando consome vapor vegetal I e II são de

$m_4 = 6,57 \text{ kg/s}$ vapor vegetal I a $P=170 \text{ kPa}$, $T_v=115,5 \text{ °C}$

$m_5 = 6,51 \text{ kg/s}$ vapor vegetal II a $P=133,9 \text{ kPa}$ $T_v=108 \text{ °C}$

Quando é consumido vapor vegetal III a quantidade de vapor necessário para o aquecimento é de $m_{29} = 6,45 \text{ kg/s}$ e $m_{30} = 6,45 \text{ kg/s}$ a $103,3 \text{ kPa}$ e $T_v=100,5 \text{ °C}$.

6.2 Tratamento do caldo

O aquecimento primário do caldo que é efetuado com vapor vegetal II demanda uma quantidade de vapor vegetal, calculado segundo a Eq 5.14, de $m_{10} = 9,62 \text{ kg/s}$. Para o aquecimento secundário, que é feito com vapor vegetal do primeiro efeito calcula-se segundo a Eq 5.20, resultando em $m_{13} = 2,77 \text{ kg/s}$

6.3 Tratamento de xarope

O aquecimento de xarope se efetua no caso base com vapor de escape, tal e como se encontra instalado na usina em estudo, sendo o fluxo de vapor de escape consumido de $0,78 \text{ kg/s}$, no caso das modificações propostas em que o aquecimento é feito mediante vapor vegetal III é de $0,92 \text{ kg/s}$ a $103,3 \text{ kPa}$ e $100,5 \text{ °C}$.

6.4 Sistema de evaporação

Sendo o sistema de evaporação o responsável pelo maior consumo de vapor do processo, no caso em estudo 70,90 % do vapor total gerado pela usina, e fornecedor de vapor vegetal a outros consumidores da fábrica, justifica-se a análise particularizada do mesmo e a influencia nos índices operacionais energéticos e exergeticos, que exerce a introdução da termo-compressão como uma possibilidade de diminuição do consumo de vapor; e das irreversibilidades ocasionadas pela existência da válvula redutora de pressão.

Na Tabela 6.1 são apresentados os resultados dos balanços de: sólidos, sendo calculadas as concentrações às quais sai o caldo de cada um dos efeitos de evaporação; massa, sendo calculado o fluxo mássico de caldo que sai e de vapor vegetal gerado; e de energia, sendo calculados mediante este a quantidade de vapor necessário para o aquecimento de cada efeito. Os dados de pressão foram fornecidos pela usina em estudo e mantidos constante durante a simulação toda. Pode ser notado na mesma tabela como a evaporação encontra-se concentrada nos dois primeiros efeitos a causa da utilização do vapor vegetal I e II para o aquecimento dos subsistemas difusor, tratamento do caldo, e cozimento.

Aprecia-se também que o vapor de escape é quase saturado, sendo a temperatura de saturação correspondente à pressão, de 122 °C, acorde com as recomendações do uso do vapor com o menor grau de superaquecimento possível a causa da diminuição da transferência de calor vapor – parede no caso da utilização de vapor superaquecido.

Tabela 6.1 Parâmetros de operação do sistema de evaporação. Caso A (Referencia)

Efeitos	P_{vaq} kPa	T_{vaq} K	P_{vv} kPa	m_{vaq} kg/s	m_{vv} kg/s	m_e kg/s	m_s kg/s	Brix _e	Brix _s
I	211,8	398,15	170	54,36	47,68	144,4	96,71	14,42	21,53
II	170	388,35	133,9	38,34	38,40	96,71	58,31	21,63	35,71
III	133,9	381,15	103,3	7,46	7,93	58,31	50,39	35,71	41,32
IV	103,3	373,65	67	7,93	8,54	50,39	41,85	41,32	49,76
V	67	361,93	23,9	8,54	9,526	41,85	32,32	49,76	64,42

No apêndice E aparecem os resultados da simulação obtidos dos consumos de vapor, e de vapor vegetal ao condensador para cada um dos casos avaliados.

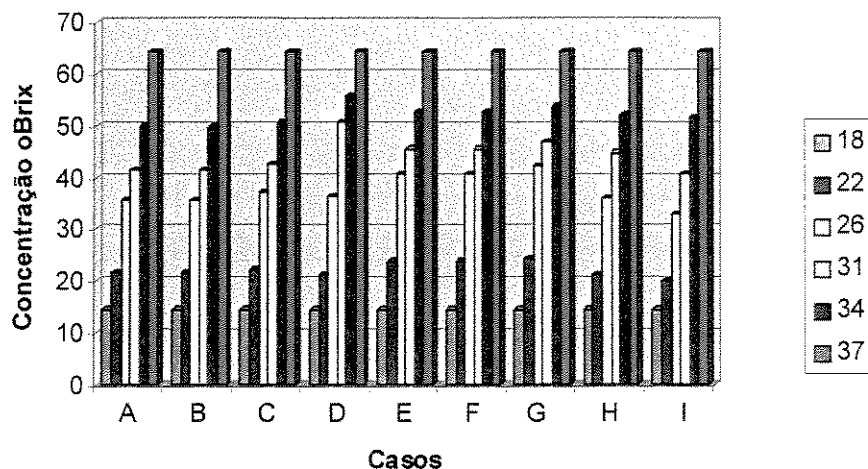


Figura 6.1 Concentração do caldo para cada um dos fluxos dos casos estudados.

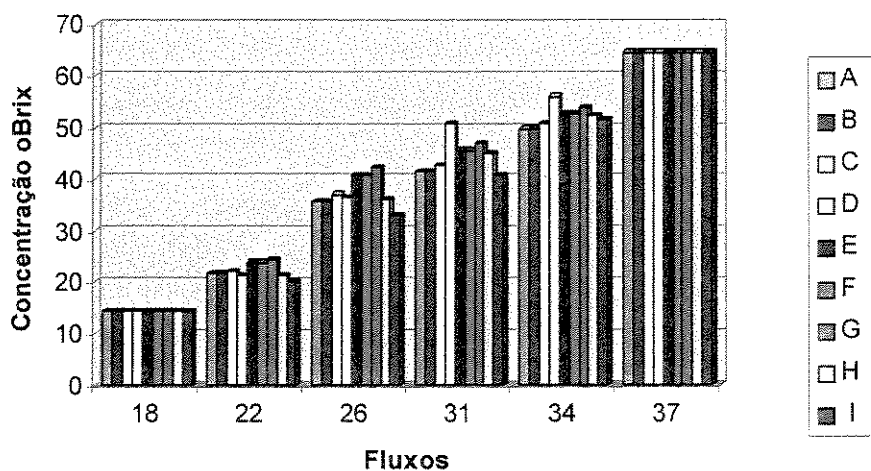


Figura 6.2 Concentração do caldo ao longo do múltiplo efeito.

Nas Figuras 6.1 e 6.2 pode ser apreciada a variação da concentração do caldo no percurso do múltiplo efeito de evaporação para cada um dos casos estudados, sendo a concentração inicial e final do caldo no múltiplo igual para todos os casos. Pode ser notado o aumento da concentração na medida em que o caldo circula através do múltiplo até alcançar a concentração de 64,42 no final do processo. No caso D é marcante o valor mais alto da concentração de

sacarose nos fluxos 31 e 34 e menor nos fluxos 22 e 26 em correspondência com a quantidade de vapor vegetal extraído em cada efeito de evaporação.

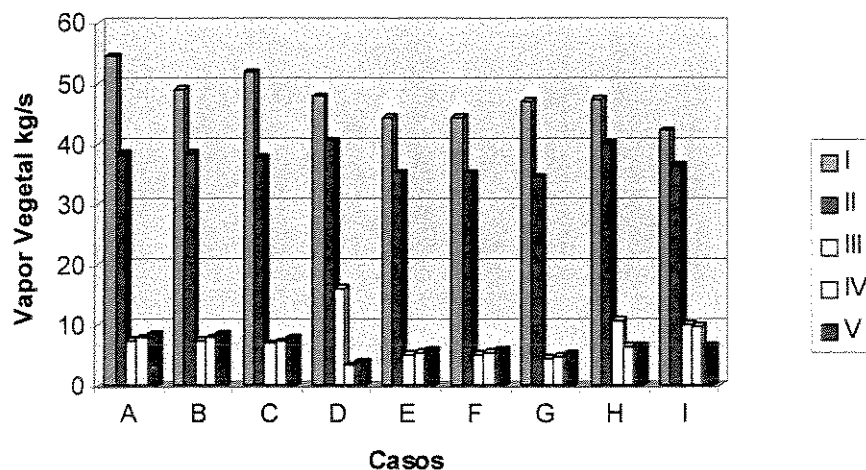


Figura 6.3 Vapor vegetal gerado pelo múltiplo efeito nos casos em estudo

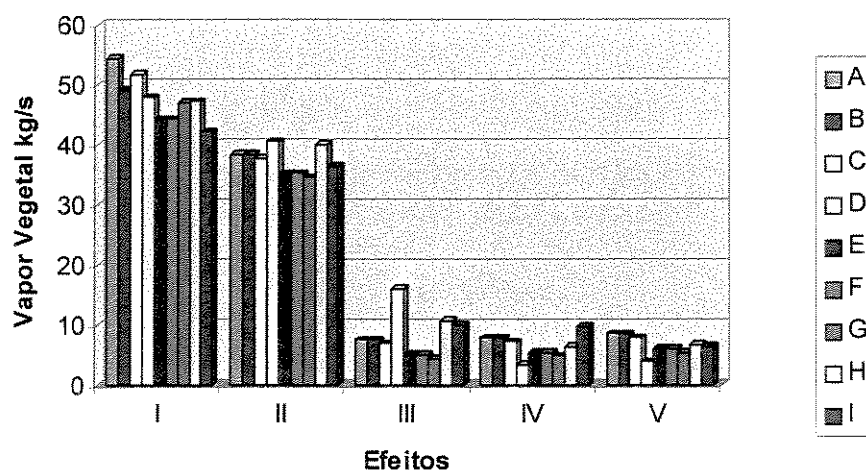


Figura 6.4 Vapor vegetal gerado pelos efeitos de evaporação

Nas Figuras 6.3 e 6.4 tem sido representado o comportamento da geração de vapor vegetal para cada um dos efeitos de evaporação e para os diferentes casos analisados, sendo que a evaporação é maior naqueles efeitos dos que é extraído vapor vegetal para uso em outro

subsistema, os efeitos I e II. Destaca-se o vapor vegetal do efeito III no caso D em que é proposta a utilização de vapor vegetal III para o difusor.

Na Tabela 6.2 aparecem as propriedades termodinâmicas para o caso base o de referencia, Caso A, pode ser notado o incremento na exergia especifica desde a transformação da cana em açúcar. Aprecia-se a diminuição da massa de caldo na medida que acontecem os processos de evaporação.

Tabela 6.2 Parâmetros termodinâmicos dos fluxos. Caso A

Fluxo	m kg/s	P (kPa)	T (K)	h kJ/kg	s kJ/kg K	e kJ/kg
1	113,63	101,3	298,15	-	-	6621
3	45,84	101,3	373,15	442,6	1,307	107,57
4	6,567	170	388,35	2699	7,182	612,3
5	6,51	133,9	381,15	2688	7,261	577,8
6	6,567	170	388,35	483,2	1,475	97,89
7	6,51	133,9	381,15	452,9	1,396	91,04
8	13,64	101,3	298,15	-	-	14653
9	145,8	101,3	368,15	233,1	0,8184	2860,5
10	9,616	133,9	381,15	2688	7,261	577,8
11	9,616	133,9	381,15	452,9	1,396	91,04
12	145,8	101,3	378,15	370,5	1,227	2876,52
13	2,772	170	388,35	2699	7,182	612,3
14	2,772	170	388,35	483,2	1,475	97,89
15	144,4	170	388,15	410	1,337	2883,23
18	144,4	170	368,15	368,7	1,2105	3038,85
19	54,36	211,8	398,15	2715	7,124	646
20	54,36	211,8	395,15	512,5	1,55	104,9
21	38,34	170	388,35	2699	7,182	612,3
22	96,71	170	388,75	433,3	1,4349	4257,41

23	38,34	170	388,35	483,2	1,475	97,89
24	16,52	133,9	381,15	2688	7,261	577,8
25	7,463	133,9	381,15	2688	7,261	577,8
26	58,31	133,9	382,15	376,3	1,3374	6665
27	7,463	133,9	381,15	452,9	1,396	91,04
28	7,929	103,3	373,65	2677	7,348	540,2
31	50,39	103,3	374,85	338,9	1,2513	7616,09
32	7,929	103,3	373,65	421,2	1,313	84,37
33	8,538	67	361,93	2658	7,494	477,8
34	41,85	67	363,62	284,5	1,1181	9044,48
35	8,538	67	361,93	371,8	1,178	74,98
36	9,526	23,9	337,1	2616	7,846	331
37	32,32	23,9	340,1	189,2	0,8458	11530,4
47	0,7019	211,8	398,15	2715	7,124	646
48	0,7019	211,8	395,15	512,5	1,55	104,9
49	32,32	23,9	353,15	232,5	0,9899	12965,84
50	1,081	211,8	398,15	2715	7,124	646
51	16,52	133,9	381,15	452,9	1,396	91,04
52	1,081	211,8	395,15	512,5	1,55	104,9
53	9,72	23,9	337,1	267,7	7,846	331
54	13,43	103,3	305	-	-	17551
55	0,033	103,3	305			14387

Fernández e Nebra, (2001), comparam o desempenho de diferentes esquemas de evaporação de múltiplo efeito usando como critério de eficiência o custo exergético unitário do caldo e as eficiências energéticas e exergéticas, abordando a termo-compressão como uma possibilidade de diminuir o consumo de energia da estação de evaporação. As mesmas autoras num trabalho posterior (2002), avaliam a termo-compressão na economia energética das usinas açucareiras mediante à aplicação a um caso de estudo.

Na Tabela (6.3), apresentam-se os principais índices energéticos, reportados na literatura revisada, com os quais são tradicionalmente avaliados os sistemas de evaporação correspondentes às equações (5.60) até (5.67), no caso de referencia e nos casos em que há termo-compressão, no primeiro efeito Caso E, nos efeitos primeiro e terceiro Caso H e nos efeitos terceiro e quarto Caso I.

Tabela 6.3.- Principais índices de eficiência energética avaliados

Índice	Caso A	Caso E	Caso H	Caso I
I_{veXar} .- Toneladas de vapor de escape consumido por toneladas xarope	54,36	44,23	42,42	40,94
I_{veWt} .- Toneladas de vapor de escape consumido por toneladas de água evaporada.	1,682	1,416	1,46	1,481
I_{wtVe} .-Toneladas de vapor vegetal evaporado por toneladas de vapor de escape consumido	0,595	0,706	0,685	0,675
E_{cvap} .- Economia de vapor devido às sangrias.	14,24	16,11	12,77	16,28
PEX .- Toneladas de xarope produzido por toneladas de caldo clarificado	0,2238	0,2238	0,2238	0,2238
ProcessEfic .-Toneladas de vapor de escape consumido por toneladas de vapor vegetal V ao condensador	5,70	7,33	6,206	5,825
IE1 .- Índice de evaporação do primeiro efeito, kg/hr de vapor produzido por m ² de área de troca térmica e por grau de diferença de temperatura	24,52	28,5	23,78	18,7
IE2 .- Índice de evaporação do segundo efeito, kg/hr de vapor produzido por m ² de área de troca térmica e por grau de diferença de temperatura	17,72	16,24	18,48	16,82
IE3 .- Índice de evaporação de terceiro efeito,kg /hr de vapor produzido por m ² de área de troca térmica e por grau de diferença de temperatura	20,39	13,98	29,77	28,2

IE4.- Índice de evaporação de quarto efeito, kg/hr de vapor produzido por m ² de área de troca térmica e por grau de diferença de temperatura.	21,96	15,45	17,0	25,09
IE5.- Índice de evaporação do quinto efeito, kg/hr de vapor produzido por m ² de área de troca térmica e por grau de diferença de temperatura	24,49	17,95	19,57	18,63
U1.- Coeficiente de transferência de calor do primeiro corpo W/m ² oC.	1604	1835	1561	1248
U2.- Coeficiente de transferência de calor do segundo corpo W/m ² oC	1523	1513	1589	1445
U3.- Coeficiente de transferência de calor do terceiro corpo W/m ² oC.	1592	1099	1218	1147
U4.- Coeficiente de transferência de calor do quarto corpo W/m ² oC.	1088	768,9	2014	3027
U5.- Coeficiente de transferência de calor do quinto corpo W/m ² oC.	561,4	408	434,8	418,8
f₁.- Coeficiente de Dessin do primeiro estagio.	0,00045	0,0005	0,00043	0,0003
f₂.- Coeficiente de Dessin do segundo estagio.	0,00057	0,0005	0,00059	0,0005
f₃.- Coeficiente de Dessin do terceiro estagio.	0,00084	0,0007	0,00099	0,0009
f₄.- Coeficiente de Dessin do quarto estagio.	0,00086	0,0006	0,00052	0,0005
f₅.- Coeficiente de Dessin do quinto estagio.	0,00075	0,0005	0,00062	0,0006
CEER. Coeficiente de evaporação total kg/hr m ²	21,24	22,73	21,24	19,1
Redução global de consumo de vapor %	Ref.	18,64	21,96	24,69

O consumo de vapor de escape para todos os esquemas com termo-compressão é muito menor que no sistema atualmente instalado, sendo obtido o menor valor de consumo no caso da instalação de termo-compressores nos estágios primeiro e terceiro, e; terceiro e quarto com uma redução global de consumo de vapor (considerando também o vapor vivo) de 21,96 e 24,69 % respeito ao sistema sem termo-compressão, caso de referência denotado pela letra A.

A economia de vapor devido às sangrias, cujo valor é de 14,24, 16,11, 12,27 e 16,28 kg/s de vapor, respectivamente, representa a massa de vapor de escape, que não se consome a causa do aproveitamento do vapor vegetal, neste caso da Eq. (5.62) proposta por Hugot (1986) infere-se que a maior economia do vapor determina – se para a utilização do vapor vegetal dos últimos corpos do sistema, a ressalva que deve ser feita é que a partir do terceiro corpo o vapor se encontra a uma pressão abaixo da pressão ambiente, o que faz com que sua utilização deva ser estudada cuidadosamente, já que requereria a utilização de tubulações de vapor a vácuo nos sistemas à jusante da evaporação, com vapor a temperatura ligeiramente menor que o atualmente utilizado. Também pode ser necessária a modificação dos equipamentos de troca de calor, que deverão funcionar com uma diferença de temperatura menor.

A produção específica de xarope do sistema, ou seja, a quantidade de xarope produzido por unidade de massa de caldo clarificado fornecido no primeiro efeito, de 0,2238, é próxima do valor reportado por Camargo, (1990), para uma instalação semelhante e invariável ao ser invariável a quantidade de caldo clarificado e xarope para os esquemas comparados.

Os índices de evaporação obtidos são maiores, nos primeiros efeitos, a causa da concentração das extrações de vapor vegetal para outros usos nas primeiras etapas de evaporação, o que é re-analisado neste trabalho visando uma melhor distribuição das sangrias.

Os coeficientes de Dessin, segundo Hugot, (1986), variam entre 0,001, para as condições ótimas de operação, até 0,0007 que corresponde a condições medíocres. Conseqüentemente os valores dos coeficientes de Dessin calculados levam a concluir que todos os corpos estão operando com incrustações sendo os mais críticos o primeiro quarto e quinto.

Os coeficientes de transferência de calor, obtidos pela equação da transferência de calor, são menores que os reportados na literatura consultada o que significa que deverão ser revisadas as áreas de troca térmica dos primeiros dos efeitos.

Tabela 6.4- Influencia da termo-compressão nas eficiências do sistema de evaporação.

Eficiências	Caso A	Caso E	Caso H	Caso I
Área Evap %	97,47	99,13	99,01	99,55
Irreversibilidades kW	62445	59540	58678	55856
Exergética %	82,02	87,18	85,58	86,73

Como consequência da instalação de termo - compressores obteve-se um aumento da eficiência da área de evaporação (Tabela 6.4) de 2,13 %, no caso da instalação dos termo-compressores nos efeitos terceiro e quarto, em razão de diminuir a quantidade de vapor cuja exergia é perdida no condensador barométrico instalado após o ultimo efeito. As irreversibilidades geradas são menores em todos os casos com termo-compressão sendo que no Caso E, com termo-compressão no primeiro efeito é 1,06 % menor correspondendo, porem, a uma eficiência exergética maior.

Na Tabela 6.5 aparecem os resultados comparativos das irreversibilidades geradas pela válvula redutora de pressão e pelos termo-compressores, sendo as irreversibilidades geradas pela instalação do termocompressores em todos os casos menor que as irreversibilidades geradas com a válvula redutora de pressão, evidenciando como mais vantajoso a instalação do termocompressores nos efeitos I e III. sendo notável a diminuição do 58,97 % das irreversibilidades geradas no caso em que são instalados termo - compressores nos efeitos primeiro e terceiro, de 13,94 no caso da termo-compressão no primeiro efeito e de 35,29 % no caso da termo- compressão nos efeitos terceiro e quarto.

Tabela 6.5- Irreversibilidades geradas pela válvula redutora e os termo - compressores.

Dispositivo	Efeito	Irreversibilidades kW		%
		Parciais	Totais	
Válvula Redutora		2906	2906	100
Termo-compressão	I	2501	2501	86,06
Termo Compressão	I	691,6	1192,3	41,03
	III	500,7		
Termo Compressão	III	1174	1880,5	64,71
	IV	706,5		

6.5 Sistema de Cozimento – Centrifugação - Secagem

No Apêndice D são apresentadas as planilhas de calculo Excel onde foi calculado o consumo de vapor do sistema de cozimento, sendo obtido o valor de 13,698 kg/s de vapor vegetal II.

6.6 Avaliação Global

Tabela 6.6 Exergias totais dos fluxos para os esquemas avaliados com termocompressão

No	Fluxo	Exergia total kW			
		Caso A	Caso E	Caso H	Caso I
1	Cana	752407	752407	752407	752407
9	Caldo Misto	417174	401215	413055	371445
12	Caldo misto, saída do aquecedor primário	419454	403408	415312	373476
15	Caldo misto, saída do aquecedor secundário	420434	404350	416282	374348
18	Caldo clarificado	438224	424144	438201	393981
22	Caldo saída I efeito	411794	392934	412643	374153
26	Caldo saída II efeito	388668	371654	388551	352261
31	Caldo saída III efeito	383744	368231	381345	345447
34	Caldo saída IV efeito	378471	364481	377305	339543
37	Xarope	372703	360270	372702	335158
49	Xarope clarificado	354586	342750	354586	318867
54	Açúcar	235659	235659	235659	235659
55	Mel final	473,4	473,4	473,4	473,4

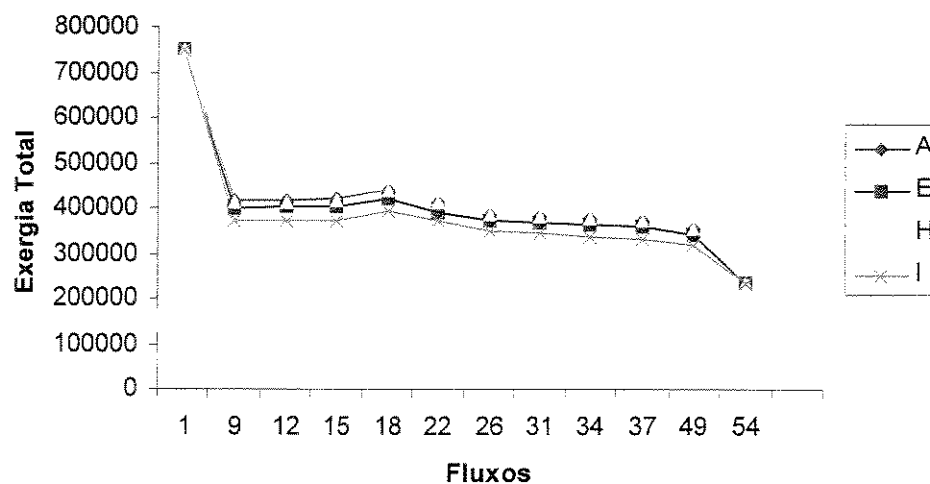


Figura 6.5 Exergia total dos fluxos de caldo que participam no processo.

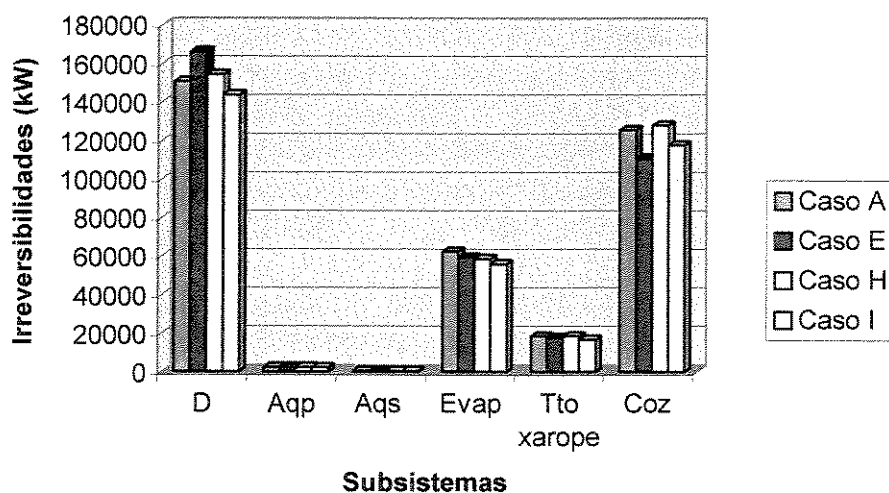


Figura 6.6 Irreversibilidades da fabrica de açúcar

D.- Difusor, Aqp.- Aquecedor primario, Aqs.- aquecedor secundario Evap.- Evaporação, Tto xarope.- Tratamento do xarope, Coz.- Cozimento.

Na Figura 6.6 estão representadas as irreversibilidades dos diferentes subsistemas que conformam a fabricação de açúcar, localizam-se as maiores irreversibilidades no difusor e no cozimento o que implica em um estudo posterior destes subsistemas com um nível de desagregação maior com o objetivo de reduzir as irreversibilidades.

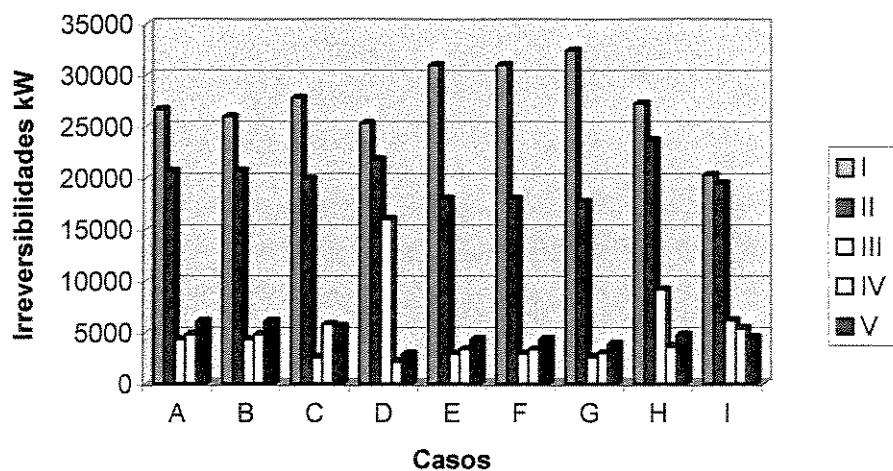


Figura 6.7 Irreversibilidades geradas nos efeitos de evaporação

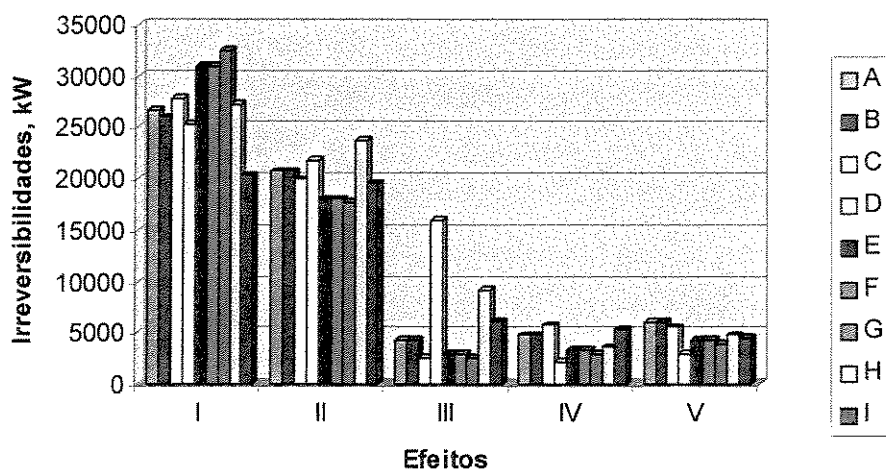


Figura 6.8 Irreversibilidades geradas nos diferentes casos avaliados.

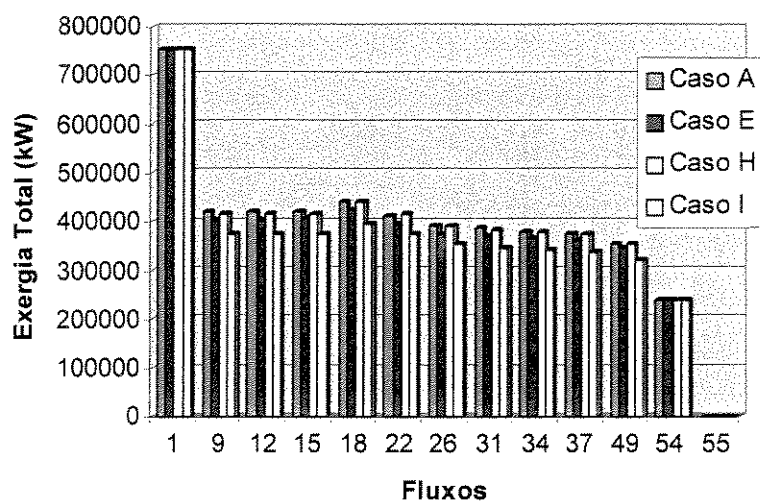


Figura 6.9 Exergias totais dos fluxos da fabrica de açúcar

Tabela 6.7.- Custos exergéticos unitários (k) *

Caso	Descrição	Custos Exergéticos Unitários dos Produtos.				
		k ₉	k ₁₈	k ₃₇	k ₄₉	k ₅₄
A	Sistema instalado sem modificações.	1,379	1,453	1,661	1,753	2,808
B	Sistema base modificado com preaquecimento do caldo clarificado numa etapa.	1,379	1,486	1,662	1,754	2,809
C	Sistema base com preaquecimento do caldo em duas etapas	1,378	1,699	1,913	1,973	2,80
D	Sistema base usando vapor vegetal III para o difusor	1,373	1,724	1,934	2,039	2,79
E	Termo-compressão no primeiro efeito sem preaquecimento do caldo.	1,603	1,671	1,936	2,041	2,787
F	Termo-compressor no primeiro efeito com preaquecimento do caldo até a saturação.	1,603	1,707	1,978	2,086	2,785
G	Termo-compressor no primeiro efeito com pré-aquecimento do caldo clarificado em duas etapas	1,503	1,47	1,778	1,872	2,786
H	Termo-compressor nos efeitos primeiro e terceiro	1,087	1,158	1,357	1,432	2,297
I	Termo-compressor nos efeitos terceiro e quarto	1,087	1,158	1,227	1,297	1,967

* Quando carregam-se as irreversibilidades no produto final.

A Figura 6.9 apresenta as exergias totais dos fluxos que participam do processo de fabricação desde a cana de açúcar –fluxo 1- até a açúcar -fluxo 55- e evidente a destruição da exergia da cana durante a sua transformação no açúcar.

Na Tabela 6.7 mostra-se a variação dos custos exergéticos unitários do caldo no percurso do processo de fabricação até a sua transformação no açúcar, quando são carregadas todas as irreversibilidades nele, isto é, os custos exergéticos unitários dos vapores vegetais iguais aos custos exergéticos unitários do vapor vegetal que alimenta o primeiro corpo

Tabela 6.8 Valores dos custos exergéticos unitários k.**

Caso	Descrição	Custos Exergéticos Unitários dos Produtos.				
		K ₉	K ₁₈	K ₃₇	K ₄₉	K ₅₄
A	Sistema instalado sem modificações.	1,298	1,314	1,851	1,953	2,957
B	Sistema base modificado com preaquecimento do caldo clarificado numa etapa.	1,298	1,347	1,852	1,954	2,958
C	Sistema base com preaquecimento do caldo em duas etapas	1,298	1,329	1,847	1,949	2,95
D	Sistema base usando vapor vegetal III para o difusor	1,297	1,328	1,823	1,923	2,912
E	Termo-compressão no primeiro efeito sem preaquecimento do caldo.	1,332	1,349	1,873	1,975	2,907
F	Termo-compressor no primeiro efeito com preaquecimento do caldo até a saturação.	1,332	1,324	1,846	1,946	2,865
G	Termo-compressor no primeiro efeito com pré-aquecimento do caldo clarificado em duas etapas	1,327	1,493	1,853	1,95	2,864
H	Termo-compressor nos efeitos primeiro e terceiro	1,087	1,101	1,573	1,659	2,305
I	Termo-compressor nos efeitos terceiro e quarto	1,085	1,101	1,58	1,669	2,317

*Quando consideram-se os custos do vapor vegetal igual ao custo exergético unitário do caldo que sai do efeito.

Pode ser notado que a instalação dos pré-aquecedores - Caso B - aumenta ligeiramente o custo dos produtos no caso de aquecimento do caldo clarificado em uma etapa produto do ligeiro aumento do consumo de vapor de escape total da instalação.

No Caso E em que é introduzida a re-compressão térmica do vapor no primeiro efeito sem pré-aquecimento do caldo há uma diminuição do custo exergético unitário do açúcar produzido de 1,67 %, já com a termo-compressão nos efeitos três e quatro, Caso H, a diminuição do custo exergético unitário da açúcar é de 22,05 %.

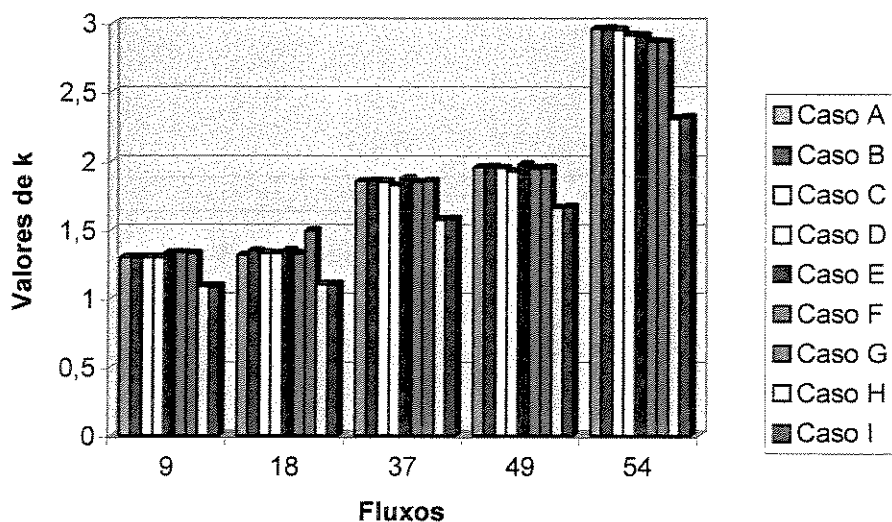


Figura 6.10 Custos exergéticos unitários

Na Figura 6.10 são apresentados comparativamente os valores dos custos exergéticos unitários desde o caldo misto até a açúcar correspondendo os menores custos exergéticos unitários aos casos H e I quando são instalados termo-compressores nos efeitos I e III; e III e IV respectivamente.

Conclusões

O trabalho em título não tem por objetivo esgotar o tema da avaliação exergoeconômica das usinas de açúcar, mas sim contribuir à introdução de tais métodos na prática industrial, métodos geralmente mantidos na esfera acadêmica.

A avaliação exergoeconômica uma das metodologias de análise dedicada ao aperfeiçoamento de sistemas térmicos, foi escolhida por permitir a avaliação quantitativa e qualitativa dos fluxos que participam no processo, a identificação das fontes de irreversibilidades e a possibilidade da avaliação de esquemas térmicos que reduzam as mesmas.

No contexto do Brasil como primeiro produtor e exportador de açúcar de cana a nível mundial, da eficiência energética do processo de fabricação e do crescente desenvolvimento dos sistemas de cogeração na indústria açucareira que demandam cada vez mais economia energética, exérgica para ser mais exatos é avaliado exergoeconômicamente o processo de fabricação de açúcar de cana, trabalho do qual há encontradas na literatura consultada poucas referências anteriores. Foi utilizado o custo exérgico unitário como índice de avaliação exergoeconômica.

A aplicação do método exergoeconômico requer da determinação das propriedades termodinâmicas dos fluxos que participam no processo, encontrando-se equações isoladas que foram re agrupadas metodologicamente para estes fins. Foi obtida mediante integração uma equação para determinar a atividade da sacarose, propriedade essencial no cálculo da exergia do caldo da cana.

Seguindo a lógica, balanço de massa - balanço de energia - balanço de exergia foi aplicado o método num caso de estudo, a usina Cruz Alta do Município Olímpia, no Estado

de São Paulo, e explicitadas as equações para tais balanços em cada um dos cinco subsistemas em que se dividiu o processo o que permite a avaliação de outras usinas açucareiras com a mesma metodologia, mediante a substituição dos dados da usina de interesse no software implementado no EES.

O método foi utilizado na avaliação de nove esquemas térmicos dos que o sistema de evaporação é o centro por ser o maior consumidor de vapor de escape do processo, e fornecedor de vapor vegetal para os subsistemas de difusão tratamento do caldo, tratamento do xarope, e cozimento. A principal modificação estudada foi a substituição da válvula redutora de pressão – amplamente utilizada na pratica industrial para fornecer o vapor de processo faltante – por termo-compressão o que reduz as irreversibilidades da válvula até um 40 %.

Como esquemas de maior eficiência evidenciam-se os casos em que são instalados termocompressores no primeiro e terceiro efeito e no terceiro e quarto, com uma redução do consumo de vapor do múltiplo efeito ao redor de 20 %, pode-se concluir então que:

- O método exergoeconômico se mostrou adequado para a avaliação da utilização da energia em usinas açucareiras.
- O sistema instalado na safra 1999/2000 pode ser melhorado exergoeconômicamente mediante a melhor distribuição das sangrias.
- O preaquecimento em duas etapas melhora o custo exergoeconômico.
- A instalação de termo-compressores melhora os custos exergoeconômicos sendo os melhores esquemas aqueles onde se instalam dois termo-compressores
- A termo-compressão é uma boa solução de baixo custo.

Como recomendações para a continuidade do trabalho propõe-se:

- A avaliação dos subsistemas difusão e cozimento a um nível de agregação mais detalhado, o que permitiria reduzir as irreversibilidades em tais subsistemas.
- A avaliação da possibilidade de aumentar o número de efeitos com evaporadores de placas.
- A análise termoeconômica das variantes estudadas.

Bibliografia.

- Araújo da Gama C.S.A, 1999, Metodologias de Análise Termoeconômica de Sistemas. Tese Doutoral. Universidade Estadual de Campinas. FEM/DE.
- Baloh, T. 1980, Methodology of energy investigations in the cane sugar industry. Workshop on relational energy utilization in cane sugar industry. Habana Cuba 8-13 Sept.
- Baloh T, Wittwer E., 1995. Energy Manual for Sugar Factories. 2nd edition. Ed. Bartens. Berlin
- Bejan A. Tsatsaronis G. Moran M. Thermal Design & Optimization. John Wiley & Sons, INC New York 1996.
- Birkett L. S, Gray R.B, 1999 Total energy design in cane sugar factories. Abridged from a paper presented to the Institution of Chemical Engineers as part of a symposium on "Total Energy Design in Process Plants.
- Björn W. 1998. Practical benefits of plate evaporators. International Sugar Journal Vol 100 No 1195 pp 358-360
- Boletim de Safra 1999/2000 Usina Cruz Alta, Açúcar Guarani, 1999.- Fabrica-EME_5-02/10/1999 Página4 mas.
- Bubnick Z, Kadlec P, 1996. Formulas for calculation of properties of sugar solutions. and sucrose crystals. Zuckerindustrie 121, Nr.1 pp 36 – 39.
- Calvo G. A. 1991, Aplicaciones del Método Exergético de Análisis a la Industria Azucarera". Tesis de doctorado. Cuba.
- Camargo C.A, Hakuo U.A, De melo Ribeiro A M, Paiva Souza M. E. Ferriera dos Santos, N. 1990. Conservação de Energia na Industria do Açúcar e do Alcool. (Manual de Recomendações), IPT, editora Livraria Triangulo. São Paulo.
- CENTEC Consultants by ERDA, 1977, Upgrading Existing Evaporators to Reduce Energy Consumption, Restong Virginia. USA.
- Cherkassky, 1980, Pumps, Fans, Compressors. Editorial Mir. Moscú.
- Christodoulo, P. A, 1996. Energy economy optimization in separation processes. Optimizing the separation of sucrose/water and non sugars. International Sugar Journal, Vol. 98, No 1172.

- Diez O.A. Aso G, Paz D. Cardenas G. Mejoramiento energético de um ingenio mediante reordenamiento de equipos existentes. Revista Industrial y Agrícola de Tucumán Tomo 75 (1-2) pp 11-24, 1998
- Espinosa P,R, machado B.S., Reymond A. Carrillo A.M.J. Priadko N.A 1990. Sistemas de Utilización del Calor en la Industria Azucarera. Ediciones ENPES, La Habana
- Fauconnier, B. D. 1980 “La Caña de Azúcar”. Editorial Científico Técnica. La Habana..
- Fernández P M.I. Nebra S A, Martinez R A.- Calculo da exergia da cana de açúcar
Encuentro Nacional de Ciências Térmicas ENCIT 2000 Porto Alegre. RS. Brazil
- Fernandez P M.I, Nebra SA.2001 Comparação do Desempenho do Processo de Evaporação através de uma Análises de Custo Exergético. Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica COBEM 2001 Uberlândia MG Brasil
- Fernandez P. MI , Nebra AS,2002 A Termo-compressão na Economia Energética das Usinas Açucareiras. Estudo de Caso. Anais II Congresso Nacional de Engenharia Mecânica. CONEM 2002. CBP0129 Tema 3 CD-Room. João Pessoa. Pb. Brasil.
- Franco M, 2001. Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas SP. Brasil.
- Gillat M, Thompson P. Plate evaporators in British Sugar – An update. Zuckerindustrie 121 (1996) Nr 9 pp 709-714
- Guallar. P. J. (1987).Analise exergetico e integração térmica de processos na industria açucareira. Tese Doutoral, Zaragoza, Espanha, (em Espanhol).
- Higa M. Bannwart C, 1999, Estudo do consumo de energia em planta de açúcar usando os métodos Pinch Point e programação linear. Tese Mestrado, UNICAMP, 1999
- Higa M. Bannwart A.C. Cogeração e integração térmica de evaporadores de múltiplos efeitos em usinas de açúcar e álcool II Congresso Nacional de Engenharia Mecânica, João Pessoa. Pb. Brasil.
- Hoekstra RG, 1995, Energy Consequences of Diffusion versus Milling. Proceedings of the South African Technologists Association.

- Honig, P. 1969, Principios de Tecnologia Azucarera, Editorial Continental, S.A.
- Howard P. J. 1982, Unit Operations in Cane Sugar Products. Elsevier Scientific Company. Sugar series 4. New York.
- Huang. B. J.Chang J. M, 1999. Empirical Correlation for Ejector Design, International Journal of Refrigeration. 22 pp 379-388 Elsevier Science LTD and IIR
- Huang. B. J. Chang J. M. Wang C. P. Petrenko V.A.,1999. A 1-D Analysis of Ejector Performance. International Journal of Refirgeration 22 pp 354- 364. Elsevier Science LTD and IIR.
- Huang Y.C. Hung CI e Chen CK. 2000 Exergy analysis for a combined system of steam-injected gas turbine cogeneration and multiple effect evaporation. Process Instrument Engineers Vol 214 Part A pp 61-73 IMechE.
- Hugot E, 1986 Manual da cana de Açúcar, Sugar Series 7. Elsevier Sciences Publishing. (No Espanhol)
- Jackson E.B., 1990 Sugar Confectionary Manufacture. Technical Service Management. Confectionary Industries. Cerestar. Blackie and Song LTD. U.K
- Kern D.Q. 1980 Processos de Transmissão de Calor. Editora Guanabara Dois S. A RJ. Brasil.
- Lathinen S.T.(1998) Optimal supervisory control of a batch thermocompression evaporator.Food Control 1998, Volume 9 Number 4. pp 243-247.
- Leme Junior J. 1965, Açucar de Cana. Imprensa Universitaria. Universidad Rural Estado de Minas Gerais. Viçosa.
- Linnhoff B. Pinch analysis and exergy- A comparison , proceedings of the International Conference of Energy Systems and Ecology. Volume 1 pp 43-51
- Morgenroth B, Daschmann H, Niepoth K, Abker G, Schulze BC The new falling-film plate evaporator technology in Hohenau sugar factory: technical development and operational results. Zuckerindustrie 123 (1998) Nr 8 pp 597-606.
- Morgenroth B, Jonker W, Lehnberger A. Groningen sugar factory: Practical experiences with a falling film plate evaporator having a heating surface of 6000 m². Zuckerindustrie 121 (1996) Nr 7 pp 485-490.

- Noa, 1991, La diversificación de la Industria de la Caña de Azúcar. GEPLACEA. Mexico.
- Nebra S.A. 1999, Notas do curso Tópicos em termodinâmica Aplicada. IM-452 . Faculdade de Engenharia Mecânica Universidade Estadual de Campinas. SP Brasil.
- Paz D, Cardenas G.J. 1997. Análisis exergético de um sistema calentamiento- evaporación cocimiento. International Sugar Journal Vol 99 No 1182S Pág 263-320.
- Paz D, Cárdenas, Diez O A e G. J, 1995, Sistemas de Cozimiento de Azúcar: Resolución y Control Mediante el Uso de una Planilla de Cálculo. Revista Industrial y Agrícola de Tucumán. Toma 72 (1-2), 18-28.
- Peacock. S. 1995, predicting physical properties of factory juices and syrups. International Sugar Journal, Vol 97, No 1162, pp 571 –577.
- Rein PW A,1995, Comparison of Cane Diffusion and Milling . proceedings of the South African Sugar technologists Association.
- Sanchez P. M.G, Nebra S.A 2002 Thermoeconomic Analysis of a Cogeneration System of Sugar Mill Plant. 15Th International Conference on Efficiency Costs, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems , Berlin, germany, July 3-5 .
- Spencer and Meade 1967,.Manual del Azúcar de Caña. Editorial Montaner y Simón S.A Barcelona. España,
- Starzak M. , Peacock, S. D,1997 Water activity coefficient in aqueous solutions of sucrose – A comprehensive data analysis .Zuckerindustrie Nr 5 pp 380 –387
- Starzak M. , Peacock, S. D,1998 Boiling point elevation for aqueous solutions of sucrose – A comparison of different prediction methods. Zuckerindustrie 123 Nr 6 pp 433 – 441.
- Szargut J, Morris D. R. Steward F.R, 1988 Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes Hemisphere Publishing Corporation NY. USA.
- Urbaniec K, Zalewski P, Zhu XX. A decomposition approach for retrofit desing of energy systems in the sugar industry. Applied Thermal Engineering 20 (2000) 1431-1442
- Usina Açúcar Guarani, 1999.- Fabrica-EME_5-02/10/1999 Página4 ams.
- Van Hegel, Diffusion as Steam Saver , Zuckerind. 115 (1990) Nr 7, pp. 551-554.

- Valero A, Lozano M A, Serra L, 1993, Theory of Exergetic Cost and Thermoeconomic Optimization. Energy System and Ecology Cracow Poland July 5-9 Edited by Jan Szargut and George Tsatsaronis
- Valero A, Lozano M A, 1994, Curso de Termoeconômia. Volume I, Faculdade de Engenharia Mecânica . Universidade Estadual de Campinas. Brasil, 1994.
- Wark, K, Jr. Advanced Thermodynamics for Engineers McGraw Gil International editions. Mechanical Engineering Series. Singapore, 1995.
- Westphalen. D. L.1999 Modelagem, Simulação e Otimização de Sistemas de Evaporação. Tese Docutoral. UNICAMP. Brasil.
- Whittlesey G, Muzzy J D, 1980 Vapor recompression can reduce steam costs. Chemical Engineering July 28 pp 94-95.
- Zarpelon F., Rahal O C. Von Wieser C. Avaliação preliminar da performance de um evaporador do tipo Balcke-Dürr FFPE Informe técnico usina Éster, 1999.

Apêndice A
Características Técnicas Dos Equipamentos

Características Técnicas dos Equipamentos.

(Dados fornecidos pela usina).

Sistema de Evaporação

Numero de estágios de evaporação: 5

Número de corpos: 8

Número de estágios no primeiro efeito (pré - evaporador): 2

Número de estágios no segundo efeito: 3

Número de estágios no terceiro efeito: 1

Número de estágios no quarto efeito: 1

Número de estágios no quinto efeito: 1

Altura dos tubos verticais: 3 m

Área de troca térmica do primeiro efeito: 7000 m^2 , sangrias: 10 t/h a 115°C .

Área de troca térmica do segundo efeito: 7800 m^2 , sangrias 143 T/h a 105°C .

Área de troca térmica do terceiro efeito: 1400 m^2

Área de troca quarto efeito: 1400 m^2 .

Área de troca térmica do quinto efeito: 1400 m^2 .

Área de troca térmica dos corpos de reserva:

Reserva 1º efeito: 3500 m^2 .

Reserva 2º efeito: 2500 m^2

Reserva 3º 4º 5º: 1400 m^2

Altura dos tubos: 3 m

Vazão de caldo clarificado ao primeiro efeito: 521,5 kg/s

Vazão de caldo ao segundo efeito: 304,91 kg/s

Pressão do vapor de escape ao primeiro efeito: 211,8 kPa

Vazão de vapor de escape que provêm da redutora: 18,39 kg/s

Pressão Vapor Vegetal 1º Efeito: 158,6 kPa.

Pressão Vapor Vegetal 2do Efeito: 119,6 kPa

Vazão de xarope para o tratamento do caldo: 132,86 kg/s

Vazão de caldo tanque transferência 1: 361,17 kg/s

Vazão de caldo tanque transferência 2: 191,79 kg/s

Vácuo no condensador barométrico: 23,9 kPa.

Aquecedores Primários

Origem do vapor de aquecimento: vapor vegetal do primeiro efeito de evaporação.

Temperatura de entrada do caldo: 60 °C.

Temperatura de saída do caldo: 95 °C .

Temperatura de entrada do vapor: 105 °C.

Área de troca térmica: 4 trocadores de 227 m² e 1 trocador de 334 m².

Disposição dos trocadores: verticais

Material dos tubos: INOX 304

Diâmetro interior dos tubos: 35,7 mm

Comprimento dos tubos: 4,00 m

Numero de passos nos tubos: 14

Número de tubos por passo: 34 (para os trocadores de 227 m²) ; 50 (para os e 334 m²).

Aquecedores Secundários.

Origem do vapor de aquecimento: vapor vegetal dos pré-evaporadores.

Temperatura de entrada do caldo: 95 °C.

Temperatura de saída do caldo: 105 °C .

Temperatura de entrada do vapor: 115 °C.

Área de troca térmica: 2 trocadores de 227 m² e 1 trocador de 334 m².

Disposição dos trocadores: verticais

Material dos tubos: INOX 304

Diâmetro interior dos tubos: 35,7 mm

Comprimento dos tubos: 4,00 m

Numero de passos nos tubos: 14

Número de tubos por passo: 34 (para os trocadores de 227 m²) ; 50 (para os e 334 m²)

Cozedores de massa A (ou de primeira)

Quantidade de vácuos: 5

Capacidade: 800 HI

Circulação: mecânica

Nível troca de controle: 100 %

Corrente para desligar o agitador: 200 a

Nível de formação de pé: 40 %

Nível máximo de cozimento: 95 %

Nível de lavagem: 7,0

Nível ligar válvula de vapor vegetal: 26,0

Temperatura de lavagem: 86

Pressão vácuo trabalho 24 pol Hg

Pressão descarga do vácuo: 5,0 pol Hg

Cozedores Massa B (ou de segunda)

Quantidade: 2 DDDR 1 Zanine

Capacidade: 800 HI 500 HI

Circulação: Mecânica Natural

Tempo de formação de grão: 17 min

Corrente desligar o agitador: 170 a

Capacitância de semeadura: 38

Nível formação de pé: 46,0 %
Nível máximo de cozimento: 100 %
Nível para corte: 100 %
Nível liga válvula vapor vegetal: 40,0 %
Nível de lavagem: 2,0
Temperatura de lavagem: 93 °C
Pressão vácuo descarga: 5,0
Pressão para corte: 25,0
Tempo abertura válvula de semente: 20
Tempo lavagem do visor: 5

Cozedores de Massa C (ou de terceira)

Quantidade de vácuos :	1 DDDR (Contínuo)	2 Zanine
Capacidades:	1500	260
Circulação:	Natural	Mecânica

Cristalizadores:

Massa A

Quantidade: 10
Tipo: Batelada
Capacidade: 330 HI

Massa B

Quantidade: 1
Tipo: Batelada
Capacidade: 2500 HI

Massa C

Quantidade: 1
Tipo: Batelada
Capacidade: 2500 HI

Centrifugas

Massa A

Quantidade: 11
Tipo: Batelada

Capacidade 9350 T/h

Massa B

Quantidade: 6

Tipo Batelada

Capacidade: 64 T/h

Massa C

Quantidade: 5

Tipo: Batelada

Capacidade: 40 T/h

Apêndice B

Composição Química dos Fluxos do Processo

Tabela B.1 Composição da cana de açúcar processada pela Usina Cruz Alta

Data	Brix	L.Sac	Pol%	Pza	AR	AR%C	CG	PBU	Fibra	P2O5	PC	% Agua	xaguabin	xsacbin	xaguatern	xsacter	xnater
9/mai	19,05	64,92	15,69	82,35	0,96	0,85	0,061	127,9	11,07	3,69	13,511	70,818	0,986041	0,013959	0,983833	0,011472	0,004668
10/mai	19,27	66,55	16,06	83,34	0,89	0,77	0,056	149,1	14,3	3,39	13,042	68,442	0,985399	0,014601	0,983246	0,012143	0,004611
11/mai	19,1	65,97	15,94	83,46	0,82	0,72	0,051	138,1	12,63	4,46	13,351	68,788	0,985598	0,014402	0,983488	0,011994	0,004518
12/mai	18,43	62,33	15,1	81,93	0,83	0,73	0,055	135,9	12,28	1,99	12,726	72,219	0,986748	0,013252	0,984625	0,010835	0,00454
13/mai	18,77	64,74	15,66	83,47	0,91	0,79	0,058	138,7	12,72	4,11	13,099	69,223	0,985931	0,014069	0,983866	0,011714	0,00442
14/mai	16,3	63,39	15,37	83,95	0,78	0,68	0,051	143,6	13,46	3,45	12,687	69,672	0,987837	0,012163	0,98722	0,011462	0,001318
15/mai	18,13	63,22	15,34	84,58	0,81	0,71	0,053	134,8	12,13	3,52	12,954	70,633	0,986672	0,013328	0,984853	0,011257	0,00389
16/mai	19,57	68,91	16,61	84,88	8,78	0,68	0,048	139	12,76		13,887	72,625	0,986017	0,013983	0,984143	0,011846	0,004011
17/mai	18,63	65,13	15,77	84,62	0,85	0,74	0,054	139,3	12,8		13,166	73,24	0,98679	0,01321	0,984992	0,011162	0,003846
18/mai	18,97	65,85	15,92	83,93	0,85	0,75	0,054	128,2	11,11		13,688	74,398	0,986759	0,013241	0,984871	0,011091	0,004037
19/mai	18,67	64,49	15,61	83,62	0,99	0,88	0,064	131,1	11,56	3,24	13,318	70,938	0,986336	0,013662	0,984354	0,0114	0,004246
20/mai	18,3	63,1	15,3	83,59	0,95	0,85	0,062	128,2	10,82	3,54	13,214	71,514	0,986712	0,013288	0,984781	0,011088	0,004131
21/mai	19,13	66,81	16,14	84,31	0,84	0,75	0,053	130,3	11,44	3,8	13,83	70,127	0,985847	0,014153	0,983888	0,011918	0,004195
22/mai	18,3	63,9	15,49	84,6	0,93	0,06	0,071	131,7	11,65	2,77	13,191	72,258	0,986847	0,013153	0,985056	0,011114	0,003831
23/mai	20,53	71,75	17,23	83,92	0,93	0,8	0,054	148,6	14,23		14,042	70,874	0,984984	0,015016	0,982849	0,012575	0,004576
24/mai	19,7	69,41	16,73	84,87	0,92	0,81	0,056	133,2	11,88	3,26	14,194	69,8	0,985364	0,014636	0,983411	0,012405	0,004184
25/mai	18,87	65,47	15,83	83,94	0,99	0,87	0,062	132,9	11,83	4,71	13,445	69,083	0,985828	0,014172	0,983807	0,011864	0,004329
26/mai	18,63	64,02	13,49	83,08	1,04	0,92	0,068	131,5	11,62		13,179	74,213	0,986961	0,013039	0,983775	0,009411	0,006813
27/mai	19,37	66,57	16,07	82,97	1	0,88	0,062	132,3	11,75	3,31	13,667	70,331	0,985713	0,014287	0,983558	0,011828	0,004615
28/mai	19,13	66,19	15,99	83,6	1,08	0,94	0,068	136,7	12,41	3,74	13,432	69,41	0,985703	0,014297	0,983625	0,011926	0,00445
29/mai	19	65,01	15,71	82,67	1,03	0,92	0,066	128,3	11,13	2,7	13,487	71,697	0,986245	0,013755	0,984135	0,011349	0,004516
30/mai	18,37	63,45	15,38	83,74	1,07	0,94	0,069	133,2	11,88	3,21	13,049	70,852	0,986539	0,013461	0,984597	0,011248	0,004155
31/mai	18,75	64,99	15,72	83,86	0,95	0,84	0,06	128,1	11,1	2,74	13,52	71,74	0,986432	0,013568	0,984489	0,011353	0,004158
1/jun	19,83	69,29	16,69	84,12	1,03	0,89	0,062	244,8	13,65	2,31	13,701	69,387	0,985182	0,014818	0,983106	0,012445	0,004449
2/jun	18,8	66,71	15,9	84,56	0,93	0,82	0,039	135,6	12,24	2,92	13,406	70,575	0,986175	0,013825	0,984285	0,011671	0,004044
3/jun	18,87	66,81	16,46	85,63	0,89	0,78	0,055	137	12,46	3,79	13,557	69,358	0,985884	0,014116	0,984286	0,012294	0,00342
4/jun	18,6	65,32	15,81	84,98	0,93	0,82	0,06	133,5	11,93	3,23	13,397	70,563	0,986317	0,013683	0,984498	0,011609	0,003893
5/jun	18,63	64,27	15,56	83,52	1,07	0,94	0,069	140,4	12,97	2,25	12,953	70,818	0,986344	0,013656	0,98435	0,011383	0,004267
6/jun	19,3	68,88	16,63	86,15	0,87	0,76	0,052	136,9	12,44	3,65	13,979	69,119	0,985518	0,014482	0,983743	0,012457	0,0038
7/jun	19,87	70,5	16,98	85,46	0,92	0,81	0,054	137,4	12,52	2,41	14,248	69,958	0,985272	0,014728	0,983376	0,012562	0,004062
8/jun	20,33	72,75	17,48	85,95	0,93	0,8	0,054	150,6	14,52	3,26	14,157	67,209	0,98433	0,01567	0,982387	0,013447	0,004166
9/jun	19,47	69,55	16,78	86,18	1,04	0,91	0,064	138,8	12,74		14,028	72,258	0,986018	0,013982	0,984306	0,01203	0,004668
10/jun	20,27	72,29	17,38	85,76	1,2	1,06	0,07	130,9	11,52	3,8	14,203	69,347	0,98485	0,01515	0,982939	0,012965	0,004096
11/jun	18,53	63,89	15,47	83,47	1,15	1,01	0,075	138,2	12,64	3,55	12,953	69,772	0,986216	0,013784	0,984199	0,011485	0,004316
12/jun	17,83	56,86	14,53	81,15	1,59	1,43	0,112	122,3	11,4	4,67	12,647	69,741	0,986724	0,013276	0,984546	0,010795	0,004659
13/jun	18,77	63,14	15,27	81,32	1,61	1,42	0,105	129,2	11,27	3,44	13,101	70,664	0,986213	0,013787	0,983937	0,01119	0,004873
14/jun	19,07	54,72	15,64	82,01	1,47	1,29	0,095	139,5	12,84	2,75	13,04	69,985	0,985862	0,014138	0,983611	0,011569	0,004821
15/jun	17,97	60,33	14,64	81,99	1,71	1,49	0,118	136,2	12,34	2,385	12,332	71,335	0,986916	0,013084	0,984767	0,010636	0,004597
Medias	18,92395	65,56526	15,87816	83,88237	1,224737	0,871316	0,064211	138,1579	12,26421	2,790658	13,40476	70,60484	0,986082	0,013918	0,960799	0,011658	0,004288

Tabela B.2 Análise do caldo Misto

Data	Brix	Lsac	Pol%	Pza	Ar	CG	P2O5	PH	Cor	Agua%	xaguabin	xsacbin	xaguatern	xsacter	xnater
9/mai	14,95	49,82	12,24	81,88	0,66	0,054	1,9	6,21	19,233	85,05	0,990834	0,009166	0,989354	0,007493	0,003152
10/mai	14,63	49,34	12,14	82,95	0,76	0,063	2,09	5,7	19,313	85,37	0,991061	0,008939	0,989706	0,007407	0,002896
11/mai	13,6	45,12	11,15	81,96	0,73	0,065	1,99	5,4	24,479	86,4	0,991784	0,008216	0,990464	0,006727	0,002809
12/mai	13,23	43,75	10,83	81,81	0,67	0,062	2,7	4,94	32,007	86,77	0,992039	0,007961	0,990752	0,006508	0,00274
13/mai	12,57	42,04	10,43	82,99	0,59	0,056	2,45	5,44	41,773	87,43	0,99249	0,00751	0,991349	0,006224	0,002426
14/mai	12,23	41,37	10,28	84	0,64	0,062	2,16	5,31	44,348	87,77	0,99272	0,00728	0,991684	0,006113	0,002203
15/mai	12,63	42,58	10,56	83,59	0,53	0,05	2,39	5,29	46,583	87,37	0,99245	0,00755	0,991345	0,006306	0,002349
16/mai	12,83	43,6	10,8	84,19	0,58	0,054		5,31	37,495	87,17	0,992313	0,007687	0,991228	0,006463	0,002308
17/mai	13,1	44,52	11,02	84,13	0,58	0,053		5,43	43,015	86,9	0,992129	0,007871	0,991014	0,006614	0,002372
18/mai	13,17	44,54	11,02	83,71	0,67	0,061		5,2	42,866	86,83	0,992081	0,007919	0,990928	0,006619	0,002454
19/mai	13,17	44,35	10,98	83,37	0,71	0,061	2,34	5,14	45,218	86,83	0,992081	0,007919	0,990906	0,006595	0,002499
20/mai	12,83	43,08	10,68	83,18	0,68	0,063	2,26	5,14	43,211	87,17	0,992313	0,007687	0,991164	0,006391	0,002445
21/mai	12,23	41,26	10,25	83,77	0,58	0,056	2,52	5,11	48,376	87,77	0,99272	0,00728	0,991668	0,006095	0,002237
22/mai	13,23	45,14	11,17	84,4	0,53	0,048	1,74	4,72	35,27	86,77	0,992039	0,007961	0,990934	0,006714	0,002353
23/mai	13,3	44,47	11	82,7	0,64	0,058		6,03	47,256	86,7	0,991991	0,008009	0,990756	0,006616	0,002628
24/mai	13,47	46,14	11,4	84,69	0,7	0,061	2,14	6,44	44,743	86,53	0,991874	0,008126	0,99076	0,00687	0,00237
25/mai	13,47	45,65	11,28	83,79	0,74	0,065	2,31	5,52	41,014	86,53	0,991874	0,008126	0,990696	0,006797	0,002507
26/mai	14,13	47,33	11,67	82,56	0,77	0,066		5,35	40,906	85,87	0,991414	0,008586	0,990082	0,007082	0,002836
27/mai	13,77	45,98	11,35	82,47	0,77	0,068	2,81	5,29	31,328	86,23	0,991666	0,008334	0,99036	0,006861	0,002779
28/mai	13,33	44,79	11,08	83,08	0,67	0,061	3,36	5,5	43,441	86,67	0,991971	0,008029	0,990762	0,006666	0,002572
29/mai	12,57	41,88	10,39	82,67	0,65	0,062	1,78	5,46	43,398	87,43	0,99249	0,00751	0,991328	0,0062	0,002472
30/mai	14,1	47,8	11,78	83,58	0,62	0,053	2,48	5,27	37,927	85,9	0,991435	0,008565	0,990179	0,007146	0,002674
31/mai	13,2	44,55	11,02	83,51	0,72	0,065	1,81	4,99	37,609	86,8	0,99206	0,00794	0,990891	0,006621	0,002489
1/jun	13,4	45,45	11,24	83,87	0,71	0,063	1,69	4,77	50,826	86,6	0,991922	0,008078	0,990761	0,006768	0,002471
2/jun	12,87	43,88	10,87	84,5	0,7	0,064	2,18	5,07	43,515	87,13	0,992286	0,007714	0,991217	0,006508	0,002275
3/jun	13,67	47,04	11,62	85,01	0,62	0,053	2,6	5,25	45,022	86,33	0,991735	0,008265	0,99063	0,007017	0,002352
4/jun	14,1	48,47	11,95	84,77	0,75	0,063	1,48	5,3	39,504	85,9	0,991435	0,008565	0,990271	0,00725	0,002478
5/jun	13,93	46,95	11,58	83,13	0,73	0,063	1,37	5,26	37,087	86,07	0,991554	0,008446	0,990284	0,007012	0,002704
6/jun	14,23	49,62	12,23	85,92	0,68	0,056	3,03	5,22	29,945	85,77	0,991344	0,008656	0,99026	0,007431	0,002309
7/jun	13,83	47,58	11,75	84,91	0,69	0,055	1,86	5,2	43,008	86,17	0,991624	0,008376	0,990501	0,007108	0,002391
8/jun	14,27	48,71	12,01	85,42	0,63	0,052	2,35	5,24	43,043	85,73	0,991316	0,008684	0,99009	0,0073	0,00261
9/jun	14,43	50,38	12,41	85,95	0,58	0,046		5,17	46,481	85,57	0,991203	0,008797	0,990106	0,007557	0,002337
10/jun	13,87	47,74	11,78	84,96	0,81	0,069	2,86	5,02	46,895	86,13	0,991596	0,008404	0,990467	0,007129	0,002403
11/jun	13,43	45,2	11,17	83,19	0,98	0,088	2,65	4,64	49,654	86,57	0,991902	0,008098	0,990686	0,006727	0,002586
12/jun	14	46,26	11,46	81,5	1,1	0,097	2,14	4,59	46,48	86	0,991505	0,008495	0,990132	0,006944	0,002924
13/jun	13,77	45,6	11,26	81,77	1,1	0,096	2,11	5,01	43,409	86,23	0,991666	0,008334	0,990312	0,006806	0,002883
14/jun	13,77	45,42	11,22	81,47	1,01	0,09	1,81	5,45	40,544	86,23	0,991666	0,008334	0,99029	0,006781	0,002928
15/jun	14,17	47,05	11,6	81,87	1,05	0,091	2,13	5,08	43,808	85,83	0,991386	0,008614	0,989994	0,007042	0,002964
Medias	13,51263	45,64342	11,28079	83,50579	0,719211	0,0635	6,596842	5,275263	40,52711	86,48737	0,991841	0,008159	0,99064	0,006803	0,002558

Tabela B.3 Caldo ultima pressão

Data	Caldo ultima pressão					Bagaço ult. press Desaguaguador				
	Brix	Lsac	Pol%	Pza	PH	pol%	Umidade	Pol%	Umidade	
9/mai	6,3	18,64	4,74	75,21	5,6	5,03	56,1	6,64	77,4	
10/mai	4,98	14,55	3,72	74,62	6,04	2,17	52,63	2,97	80,56	
11/mai	3,92	10,9	2,8	71,39	5,95	1,8	50,97	2,37	81,08	
12/mai	2,7	7,68	1,98	73,35	5,26	1,87	51,7	2,35	83,8	
13/mai	2,57	7	1,81	70,35	5,39	1,51	51,47	1,99	79,33	
14/mai	2,95	7,24	1,83	73,23	5,46	1,63	52,3	2,15	80	
15/mai	2,87	7,77	2	69,85	4,98	1,63	50,77	2,11	80,67	
16/mai	2,57	7,35	1,9	73,89	5,08	1,61	52	2,27	79,6	
17/mai	2,92	8,74	2,25	72,09	5,23	1,59	53	2,18	79,8	
18/mai	3,18	8,82	2,27	71,36	5,14	1,89	52,12	2,45	81,13	
19/mai	3,43	9,89	2,54	74,06	4,89	1,93	52,07	2,93	72,6	
20/mai	2,3	6,24	1,61	70	5,34	1,71	50,4	2,49	81	
21/mai	3,15	8,96	2,3	73,7	5,39	1,59	52,87	2,31	82,07	
22/mai	3,05	8,85	2,28	74,7	5,32	1,52	52,83	2,3	80,6	
23/mai	3,16	8,5	2,19	69,23	5,28	1,46	51,4	2,4	79,6	
24/mai	3,22	8,82	2,27	70,53	5,81	1,76	52,4	2,34	84,5	
25/mai	3,42	9,53	2,45	71,66	5,4	1,51	52,4	2,22	80,67	
26/mai	4,56	12,7	3,26	71,43	5,29	1,62	51,93	2,36	77,7	
27/mai	4,33	11,87	3,04	70,18	5,65	1,82	51,4	2,44	78,9	
28/mai	3,86	11,04	2,83	73,79	5,13	1,42	51,1	2,02	79,2	
29/mai	2,17	5,99	1,55	71,41	5,25	1,57	51,7	2,39	78,5	
30/mai	4,6	12,31	3,15	68,47	5,26	5,26	5,06	2,95	79,6	
31/mai	4,54	12,79	3,27	72,13	5,22	1,54	51,36	2,53	79,7	
1/jun	3,02	8,81	2,27	75,19	5,34	1,64	52,97	2,24	79,2	
2/jun	2,94	8,44	2,17	72,97	5,27	1,61	52,16	2,24	77,87	
3/jun	3,5	10,15	2,61	74,58	5,31	1,67	52,83	2,44	81,87	
4/jun	3,68	10,84	2,78	75,57	5,48	1,49	52,67	8,08	79,8	
5/jun	2,92	8,3	2,14	73,3	5,04	1,67	51,3	2,39	79,13	
6/jun	3,23	9,6	2,47	76,12	5,26	1,64	50,33	2,24	79	
7/jun	3,17	9,32	2,4	75,76	5,42	1,66	51,83	2,39	77,73	
8/jun	2,97	8,39	2,16	72,86	5,67	1,45	51,8	2,2	79,43	
9/jun	3,12	8,74	2,25	72,15	5,89	1,45	51,77	2,12	79,67	
10/jun	2,74	7,92	2,04	74,48	5,47	1,68	51,36	2,36	78,8	
11/jun	3,08	8,55	2,2	71,38	5,48	1,54	52,07	2,22	78,67	
12/jun	3,48	9,75	2,51	72,01	5,79	1,74	52,04			
13/jun	3,25	9,31	2,4	73,73	5,7	1,44	51,2	2,14	78,6	
14/jun	3,13	8,48	2,18	69,69	5,45	1,43	51,87	2,23	79	
15/jun	3,17	9,23	2,38	75,03	5,77	1,59	50,8	2,08	79,87	
Medias	3,372368	9,526579	2,447368	72,66974	5,413158	1,819474	50,71	2,540263	77,54342	

Tabela B.4 Caldo Dosado (Entrada na coluna de sulfitação)

Data	Brix	Lsac	Pol%	Pza	PH	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
9/mai	14,6	48,59	11,96	81,89	4,91	85,4	0,991083	0,008917	0,989647	0,007294	0,003059
10/mai	15,93	53,78	13,16	82,57	7,37	84,07	0,990126	0,009874	0,988598	0,008144	0,003257
11/mai	17,27	57,46	13,98	80,96	7,51	82,73	0,989133	0,010867	0,987293	0,00878	0,003926
12/mai	14,9	49,52	12,16	81,64	7,59	85,1	0,990869	0,009131	0,989374	0,00744	0,003185
13/mai	12,63	41,62	10,32	81,7	6,6	87,37	0,99245	0,00755	0,991218	0,006162	0,002621
14/mai	12,03	40,38	10,04	83,42	6,69	87,97	0,992854	0,007146	0,991799	0,005957	0,002244
15/mai	12,33	40,97	10,17	82,49	6,48	87,67	0,992653	0,007347	0,991504	0,006053	0,002443
16/mai	12,37	41,85	10,39	84,01	6,84	87,63	0,992626	0,007374	0,991572	0,006187	0,00224
17/mai	12,53	42,26	10,49	83,66	6,76	87,47	0,992517	0,007483	0,99143	0,006258	0,002312
18/mai	13,03	43,65	10,81	82,93	6,66	86,97	0,992177	0,007823	0,990988	0,006483	0,00253
19/mai	13,13	43,81	10,84	82,34	6,82	86,87	0,992108	0,007892	0,990881	0,006507	0,002612
20/mai	12,47	41,42	10,28	82,46	6,9	87,53	0,992558	0,007442	0,991392	0,006128	0,00248
21/mai	11,77	39,13	9,74	82,77	7,08	88,23	0,993028	0,006972	0,991955	0,005763	0,002282
22/mai	12,93	43,83	10,86	83,94	6,97	87,07	0,992245	0,007755	0,991138	0,006506	0,002356
23/mai	13,17	43,94	10,88	82,64	7,18	86,83	0,992081	0,007919	0,990853	0,006534	0,002613
24/mai	13,3	44,9	11,14	83,51	6,88	86,7	0,991991	0,008009	0,990831	0,0067	0,002468
25/mai	13,37	45,11	11,15	83,44	6,98	86,63	0,991943	0,008057	0,99075	0,006711	0,002539
26/mai	13,93	46,25	11,43	82,07	6,82	86,07	0,991554	0,008446	0,990203	0,006921	0,002876
27/mai	13,5	44,85	11,09	82,11	7,23	86,5	0,991853	0,008147	0,990557	0,006684	0,00276
28/mai	13,09	43,35	10,73	82,36	7,03	86,91	0,992136	0,007864	0,990871	0,006438	0,002691
29/mai	13,3	44,21	10,93	82,22	6,72	86,7	0,991991	0,008009	0,990719	0,006573	0,002708
30/mai	13,7	46,24	11,42	83,34	6,95	86,3	0,991714	0,008286	0,990485	0,006898	0,002617
31/mai	13,35	44,32	10,96	82,11	6,86	86,65	0,991957	0,008043	0,990673	0,006595	0,002732
1/jun	12,6	43,91	10,88	83,88	6,68	87,4	0,99247	0,00753	0,991553	0,006496	0,001951
2/jun	12,9	43,67	10,82	93,86	6,95	87,1	0,992266	0,007734	0,991153	0,00648	0,002367
3/jun	13,3	45,83	11,33	85,21	6,9	86,7	0,991991	0,008009	0,990933	0,006815	0,002252
4/jun	13,67	46,67	11,33	84,33	6,73	86,33	0,991735	0,008265	0,990474	0,006841	0,002685
5/jun	13,5	45,25	11,18	82,85	6,32	86,5	0,991853	0,008147	0,990605	0,006738	0,002657
6/jun	13,87	48,05	11,86	85,51	6,93	86,13	0,991596	0,008404	0,99051	0,007178	0,002311
7/jun	13,7	46,88	11,58	84,51	7,03	86,3	0,991714	0,008286	0,990571	0,006995	0,002433
8/jun	14,2	48,96	12,07	84,97	6,94	85,8	0,991365	0,008635	0,990211	0,007331	0,002458
9/jun	14,3	49,63	12,23	85,51	6,77	85,7	0,991295	0,008705	0,990172	0,007437	0,002392
10/jun	13,53	46,26	11,43	84,47	6,81	86,47	0,991832	0,008168	0,990702	0,006892	0,002406
11/jun	12,83	42,44	10,51	81,89	7,14	87,17	0,992313	0,007687	0,991074	0,006289	0,002638
12/jun	13,75	45,78	11,3	82,21	7,27	86,25	0,99168	0,00832	0,990358	0,006829	0,002813
13/jun	13,37	44	10,88	81,39	7,13	86,63	0,991943	0,008057	0,990605	0,006548	0,002847
14/jun	13,87	45,45	11,22	80,89	6,98	86,13	0,991596	0,008404	0,990165	0,006788	0,003046
15/jun	13,77	42,25	11,17	81,14	6,98	86,23	0,991666	0,008334	0,990263	0,006751	0,002986
Medias	13,46816	45,17026	11,17684	83,24211	6,878684	86,53184	0,991867	0,008133	0,990634	0,00674	0,002626

Tabela B.5 Caldo Clarificado (Saída dos decantadores, entrada ao multiplo)

	Brix	Lsac	Pol %	Pza	AR	CG	P2O5	Cor	Tur	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
9/mai	15,1	48,98	12,03	79,97	1,17	0,097	1,66	16,421	362	84,9	0,990726	0,009274	0,989048	0,007376	0,003576
10/mai	16,2	49,91	12,26	82,79	0,62	0,051	146	15,159	142	83,8	0,989928	0,010072	0,987751	0,007605	0,004644
11/mai	16,88	56,38	13,75	81,99	0,79	0,057	71	15,657	347	83,12	0,989425	0,010575	0,987682	0,008599	0,003719
12/mai	14,76	50,97	12,51	82,12	0,76	0,061		23,246	368	85,24	0,990969	0,009031	0,989743	0,007645	0,002612
13/mai	13,04	42,22	10,47	83,12	0,56	0,053		19,06	188	86,96	0,99217	0,00783	0,990794	0,006278	0,002928
14/mai	12,18	41,11	10,21	83,73	0,55	0,053	34	16,294	189	87,82	0,992754	0,007246	0,991707	0,006068	0,002225
15/mai	12,67	42,56	10,55	83,53	0,5	0,048	16	551	236	87,33	0,992422	0,007578	0,991291	0,006303	0,002406
16/mai	12,87	43,01	10,66	83,98	0,58	0,055		14,495	183	87,13	0,992286	0,007714	0,991105	0,006382	0,002514
17/mai	18,94	43,9	10,87	84,11	0,56	0,051		14,371	181	81,06	0,987852	0,012148	0,983272	0,006939	0,009789
18/mai	13,18	44,52	11,01	83,23	0,61	0,055		12,843	138	86,82	0,992074	0,007926	0,99091	0,006613	0,002477
19/mai	13,13	43,76	10,84	83,36	0,72	0,066	55	13,261	122	86,87	0,992108	0,007892	0,990881	0,006507	0,002612
20/mai	13	43	10,66	83,26	0,71	0,067		14,185	154	87	0,992197	0,007803	0,990945	0,00639	0,002665
21/mai	12,23	40,77	10,13	83,73	0,6	0,059	81	12,725	131	87,77	0,99272	0,00728	0,991604	0,006023	0,002372
22/mai	13,25	45,11	11,16	84,14	0,56	0,051	25	12,436	115	86,75	0,992026	0,007974	0,990904	0,006709	0,002387
23/mai	13,32	45,44	11,23	83,41	0,66	0,058		13,359	129	86,68	0,991977	0,008023	0,990855	0,006756	0,002389
24/mai	13,77	47,4	11,7	84,37	0,72	0,062	68	13,55	136	86,23	0,991666	0,008334	0,990549	0,007073	0,002378
25/mai	13,5	45,84	11,38	83,7	0,73	0,064	107	12,678	91	86,5	0,991853	0,008147	0,990712	0,00686	0,002428
26/mai	14,23	47,64	11,74	82,71	0,77	0,066		11,534	114	85,77	0,991344	0,008656	0,989994	0,007132	0,002874
27/mai	13,97	46,9	11,57	82,87	0,79	0,068	40	13,011	108	86,03	0,991526	0,008474	0,990229	0,007009	0,002762
28/mai	13,28	44,88	11,1	83	0,66	0,06	402	12,974	128	86,72	0,992005	0,007995	0,990835	0,006675	0,002491
29/mai	14,98	54,23	13,21	82,2	0,8	0,06	44	13,335	203	85,02	0,990812	0,009188	0,989845	0,008094	0,002061
30/mai	13,83	47,13	11,63	83,47	0,63	0,054	69	13,175	141	86,17	0,991624	0,008376	0,990436	0,007035	0,002529
31/mai	13,5	45,29	11,19	82,9	0,79	0,07	46	13,55	150	86,5	0,991853	0,008147	0,99061	0,006744	0,002645
1/jun	13,7	46,29	11,43	83,87	0,51	0,044	41	11,725	92	86,3	0,991714	0,008286	0,990491	0,006904	0,002605
2/jun	13,13	44,62	11,04	84,09	0,72	0,065	70	11,049	90	86,87	0,992108	0,007892	0,990988	0,006628	0,002384
3/jun	13,9	46,91	11,59	84,97	0,64	0,056	39	10,987	91	86,1	0,991575	0,008425	0,990327	0,007016	0,002657
4/jun	13,75	47,24	11,66	84,49	0,6	0,051	64	14,711	142	86,25	0,99168	0,00832	0,990552	0,007048	0,0024
5/jun	14,15	47,59	11,74	83,23	0,72	0,061	57	11,539	141	85,85	0,9914	0,0086	0,990095	0,007126	0,002779
6/jun	14,24	49,53	12,21	85,95	0,73	0,06	106	11,56	129	85,76	0,991337	0,008663	0,990236	0,00742	0,002344
7/jun	14,23	49,28	12,15	85,38	0,65	0,054		13,588	121	85,77	0,991344	0,008656	0,990216	0,007382	0,002401
8/jun	14,53	49,53	12,2	85,54	0,59	0,048	80	13,789	117	85,47	0,991132	0,008868	0,989865	0,007436	0,002698
9/jun	14,5	50,51	12,43	85,74	0,67	0,054		13,475	132	85,5	0,991154	0,008846	0,990028	0,007575	0,002397
10/jun	14,23	48,99	12,07	84,83	0,79	0,065	48	12,761	183	85,77	0,991344	0,008656	0,990173	0,007333	0,002494
11/jun	15,3	52,01	12,75	83,25	0,98	0,077	33	13,136	112	84,7	0,990583	0,009417	0,989185	0,007837	0,002978
12/jun	13,95	46,07	11,36	81,43	0,98	0,086	23	13,763	115	86,05	0,99154	0,00846	0,99014	0,006879	0,00298
13/jun	14	46,25	11,41	81,49	1,02	0,089	28	14,516	123	86	0,991505	0,008495	0,990105	0,006913	0,002982
14/jun	14,1	46,57	11,48	81,43	1,01	0,088	58	11,911	113	85,9	0,991435	0,008565	0,990017	0,006963	0,00302
15/jun	14,43	47,69	11,74	81,32	0,98	0,084		10,218	100	85,57	0,991203	0,008797	0,989048	0,007147	0,003805
Medios	14,05132	46,84289	11,55579	83,38684	0,721842	0,062316	48,75421	369,8694	154,1316	85,94868	0,991457	0,008543	0,990083	0,007011	0,002905

Tabela B.6 Caldo Filtrado (Sae dos filtros e retorna para dosagem)

Data	Brix	Lsac	Pol %	Pza	PH	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
10/mai	14,38	43,01	10,59	74,38	8,17	85,62	0,991238	85,62	0,992866	0,006463	0,000671
11/mai	16,81	49,2	12	71,77	7,02	83,19	0,989477	83,19	0,991597	0,007528	0,000875
12/mai	15,16	43,9	10,76	70,32	8,79	84,84	0,990683	84,84	0,992589	0,006625	0,000786
13/mai	11,51	33,63	8,38	72,59	8,31	88,49	0,993201	88,49	0,994506	0,004957	0,000537
14/mai	9,97	25,46	6,38	64,63	8,27	90,03	0,994206	90,03	0,99568	0,003713	0,000606
15/mai	11,76	29,7	7,39	62,91	7,77	88,24	0,993035	88,24	0,994863	0,004385	0,000752
16/mai	12,97	32,34	8,01	61,74	7,41	87,03	0,992218	87,03	0,994319	0,004816	0,000865
17/mai	13,19	36,85	9,11	69,92	6,89	86,81	0,992067	86,81	0,993798	0,005489	0,000713
18/mai	11,18	31,2	7,77	68,98	7,36	88,82	0,993419	88,82	0,994837	0,00458	0,000583
19/mai	8,14	19,97	5,03	61,28	7,27	91,86	0,995358	91,86	0,996613	0,002872	0,000515
20/mai	8,83	19,41	4,89	55,13	6,95	91,17	0,994929	91,17	0,99653	0,002813	0,000657
21/mai	10,95	27	6,74	61,15	7,29	89,05	0,99357	89,05	0,995317	0,003965	0,000718
22/mai	11,8	30,87	7,68	65	7,15	88,2	0,993008	88,2	0,994732	0,004559	0,000709
23/mai	12,2	32,09	7,97	65,41	7,45	87,8	0,99274	87,8	0,994517	0,004751	0,000731
24/mai	12,68	35,32	8,76	68,86	6,99	87,32	0,992416	87,32	0,99407	0,005248	0,000681
25/mai	11,43	31,36	7,81	68,44	8,08	88,57	0,993254	88,57	0,994763	0,004616	0,000621
26/mai	12,39	30,06	7,46	60,21	6,82	87,61	0,992612	87,61	0,994688	0,004458	0,000854
27/mai	11,13	28,42	7,09	63,94	6,73	88,87	0,993452	88,87	0,995131	0,004178	0,000691
28/mai	11,89	29,59	7,36	62,32	6,84	88,11	0,992948	88,11	0,994846	0,004374	0,000781
29/mai	12	31,14	7,74	64,52	6,84	88	0,992874	88	0,994661	0,004604	0,000735
30/mai	13	42,14	10,44	80,28	6,85	87	0,992197	87	0,993281	0,006273	0,000446
31/mai	10,6	27,04	6,76	65	6,72	89,4	0,993799	89,4	0,995386	0,003961	0,000653
1/jun	10,75	29,86	7,46	69,5	6,66	89,25	0,993701	89,25	0,995063	0,004377	0,00056
2/jun	11,22	27,31	6,81	60,94	6,87	88,78	0,993393	88,78	0,995228	0,004018	0,000755
3/jun	11,2	30,75	7,67	68,68	6,82	88,8	0,993406	88,8	0,994874	0,004522	0,000604
4/jun	10,67	28	6,99	65,93	6,64	89,33	0,993753	89,33	0,995275	0,004099	0,000626
5/jun	12,17	32,02	7,95	65,24	6,25	87,83	0,99276	87,83	0,994533	0,004738	0,000729
6/jun	11,17	29,83	7,44	66,56	6,55	88,83	0,993426	88,83	0,994976	0,004386	0,000638
7/jun	12	31,62	7,86	65,59	6,89	88	0,992874	88	0,99461	0,004675	0,000714
8/jun	12,19	33,68	8,37	68,71	7,09	87,81	0,992747	87,81	0,994351	0,004988	0,00066
9/jun	11,37	33,56	8,37	73,91	6,83	88,63	0,993294	88,63	0,994543	0,004943	0,000514
10/jun	10,67	30,17	7,52	70,6	6,84	89,33	0,993753	89,33	0,995056	0,004409	0,000536
11/jun	11,7	34,21	8,51	72,6	7,79	88,3	0,993075	88,3	0,994408	0,005044	0,000548
12/jun	12,13	34,93	8,68	71,56	6,87	87,87	0,992787	87,87	0,994235	0,005169	0,000596
13/jun	12,75	35,78	8,87	69,58	6,96	87,25	0,992368	87,25	0,994007	0,005318	0,000675
14/jun	12,27	33,52	8,32	67,8	7,4	87,73	0,992693	87,73	0,994354	0,004963	0,000683
15/jun	12,86	38,23	9,47	74,4	8,4	87,14	0,992293	87,14	0,993726	0,005684	0,00059
Medios	11,8673	32,24784	8,011081	67,30757	7,211622	88,1327	0,992947	88,1327	0,994563	0,004772	0,000665

Tabela B.7 Xarope (Saida dos evaporadores)

Data	Brix	Lsac	Pol %	Pza	AR	CG	P2O5	Cor S/F	Cor Fil	Tur	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
10/mai	71,63	48,61	59,87	83,58	3,06	0,051	47	15,361	13,991	131	28,37	0,882706	0,117294	0,867667	0,096367	0,035966
11/mai	75,17	50,5	62,03	82,52	3,99	0,064	290	17,192	15,94	209	24,83	0,862568	0,137432	0,844312	0,111008	0,04468
12/mai	67,83	45,18	55,78	82,17	3,44	0,062	84	18,727	16,373	161	32,17	0,900116	0,099884	0,885967	0,080848	0,033185
13/mai	65,5	44,32	54,83	83,69	3,09	0,057	134	28,438	17,597	150	34,5	0,909158	0,090842	0,897208	0,075044	0,027748
14/mai	58,5	39,59	49,26	84,18	2,76	0,056	109	17,84	12,74	381	41,5	0,930936	0,069064	0,921885	0,05759	0,020525
15/mai	60,17	40,44	50,27	83,53	2,66	0,053	217	14,773	12,797	272	39,83	0,92635	0,07365	0,916356	0,060868	0,022776
16/mai	63,5	43,14	53,48	84,21	2,87	0,054		15,115	12,48	146	36,5	0,91612	0,08388	0,905335	0,069812	0,024853
17/mai	60,17	40,88	50,81	84,42	2,76	0,054		16,229	14,568	173	39,83	0,92635	0,07365	0,916896	0,061558	0,021546
18/mai	60	40,63	50,5	84,12	2,68	0,053		14,393	12,786	197	40	0,926833	0,073167	0,917268	0,060947	0,021785
19/mai	62,67	42,14	52,28	83,41	3,44	0,066	207	11,931	10,233	146	37,33	0,918819	0,081181	0,907821	0,066912	0,025267
20/mai	60,67	40,66	50,5	83,23	3,43	0,068	375	12,707	10,505	176	39,33	0,924911	0,075089	0,91455	0,061802	0,023648
21/mai	64,5	43,37	53,71	83,3	3,65	0,068	350	11,442	9,632	132	35,5	0,912724	0,087276	0,900885	0,086452	0,012663
22/mai	55,17	37,17	46,38	83,99	2,79	0,061	101	13,315	11,736	91	44,83	0,939172	0,060828	0,931051	0,050694	0,018255
23/mai	62	41,74	51,79	83,5	3,11	0,06		12,253	9,878	97	38	0,920922	0,079078	0,910253	0,06529	0,024456
24/mai	63	43,05	53,37	84,67	3,45	0,062	358	13,333	11,083	76	37	0,917758	0,082242	0,90749	0,068891	0,023619
25/mai	64,33	43,28	53,62	83,36	3,49	0,065	508	14,64	13,325	102	35,67	0,913313	0,086687	0,901601	0,071329	0,02707
26/mai	67,67	45,25	55,9	82,58	3,9	0,07		11,411	9,622	105	32,33	0,900773	0,099227	0,886994	0,080715	0,032291
27/mai	64,83	43,02	53,27	82,17	3,38	0,063	180	11,471	9,478	86	35,17	0,911566	0,088434	0,89881	0,071648	0,029542
28/mai	63	42,14	52,24	82,8	3,25	0,063	496	12,595	10,245	117	37	0,917758	0,082242	0,9063	0,067344	0,026356
29/mai	63,83	42,27	52,36	82,14	3,12	0,06	105	15,11	11,725	224	36,17	0,915017	0,084983	0,902611	0,068767	0,028622
30/mai	63,5	42,55	52,72	83,1	3,17	0,06	217	12,315	10,205	200	36,5	0,91612	0,08388	0,904527	0,068759	0,026714
31/mai	67,33	45,34	56,04	83,23	3,75	0,067	109	14,022	11,177	132	32,67	0,902149	0,097851	0,889021	0,080258	0,030722
1/jun	61,5	41,5	51,52	83,81	3,83	0,074	134	10,87	9,245	95	38,5	0,92245	0,07755	0,912119	0,064238	0,023643
2/jun	58,33	39,29	48,91	83,84	3,48	0,071	159	11,217	9,165	107	41,67	0,931384	0,068616	0,922187	0,056966	0,020847
3/jun	57,5	39,18	48,79	84,84	2,68	0,053	267	11,601	11,56	146	42,5	0,933529	0,066471	0,925145	0,055896	0,01896
4/jun	57	38,63	48,1	84,32	2,92	0,06	267	12,968	8,692	222	43	0,934786	0,065214	0,926296	0,054532	0,019172
5/jun	65	43,77	54,19	83,34	3,48	0,065	334	10,42	8,373	290	35	0,910963	0,089037	0,898982	0,073253	0,027765
6/jun	60,67	41,86	52,01	85,73	3,18	0,061	263	10,674	8,566	190	39,33	0,924911	0,075089	0,916074	0,063756	0,02017
7/jun	59	40,44	50,3	82,25	2,77	0,055	392	12,901	10,056	151	41	0,929597	0,070403	0,920992	0,059466	0,019542
8/jun	60,5	41,77	51,91	85,8	2,67	0,051	371	12,854	10,929	135	39,5	0,925404	0,074596	0,916666	0,0634	0,019934
9/jun	61,5	42,54	52,83	85,9	2,88	0,054		12,337	9,994	139	38,5	0,92245	0,07755	0,913462	0,065968	0,02057
10/jun	59,17	40,47	50,33	85,08	3,67	0,07	134	15,839	15,62	170	40,83	0,929136	0,070864	0,920366	0,059708	0,019926
11/jun	61,33	45,61	56,37	83,72	4,45	0,079	72	11,822	10,061	99	38,67	0,922962	0,077038	0,917815	0,070413	0,011772
12/jun	67	44,14	54,57	81,43	4,76	0,087	97	15,153	13,683	107	33	0,903462	0,096538	0,88913	0,07738	0,03349
13/jun	66,17	43,64	53,98	81,69	4,87	0,09	97	12,998	11,547	98	33,83	0,906668	0,093332	0,89285	0,074978	0,032171
14/jun	61,67	40,64	50,45	81,83	5,19	0,103	76	11,118	8,694	73	38,33	0,921934	0,078066	0,910298	0,063057	0,026646
15/jun	65,67	43,48	53,81	81,93	4,87	0,091	196	11,413	10,076	86	34,33	0,908534	0,091466	0,895224	0,073849	0,030927
Medios	62,89135	42,4927	52,67784	83,49757	3,430811	0,064892	182,3243	13,7513	11,46965	151,6757	37,10865	0,916765	0,083235	0,905741	0,069183	0,025076

Tabela B.8 Xarope Clarificado (Sai dos flotoadores e entra nos cozedores)

Data	Brix	Lsac	Pol %	Pza	AR	CG	P2O5	Cor S/F	Cor Fil	Desc	Turb	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
11/mai	70,17	46,72	57,61	82,13	3,42	0,062	196	16,957	15,062	5,54	157	29,83	0,889837	0,110163	0,874321	0,088867	0,036812
12/mai	67,83	45,53	56,25	82,92	3,46	0,062	22	16,482	14,686	19,85	85	32,17	0,900116	0,099884	0,88651	0,081579	0,03191
13/mai	59,17	39,93	49,68	83,97	2,96	0,06	78	20,68	16,012	8,73	46	40,83	0,929136	0,070864	0,919728	0,058896	0,021376
14/mai	54,33	36,67	45,79	84,27	2,76	0,061	88	13,509	11,411	14,94	62	45,67	0,94108	0,05892	0,933301	0,049248	0,017452
15/mai	59,63	40,36	50,19	83,87	2,66	0,053	192	13,249	11,366	11,12	133	40,37	0,92787	0,07213	0,91843	0,060094	0,021476
16/mai	58,83	40,1	49,89	84,8	2,66	0,054		11,705	9,762	16,43	80	41,17	0,930056	0,069944	0,921243	0,058753	0,020004
17/mai	60	40,96	60,92	84,87	2,46	0,048		12,696	10,107	23,29	81	40	0,926833	0,073167	0,927769	0,074364	-0,002134
18/mai	62	42,1	52,56	84,31	2,57	0,049		10,472	9,677	23,29	77	38	0,920922	0,079078	0,911049	0,066319	0,022632
19/mai	62,17	42,02	52,14	83,91	3,09	0,059	178	10,656	9,213	9,91	77	37,83	0,920394	0,079606	0,909877	0,066	0,024123
20/mai	63,17	42,37	52,59	83,59	3,32	0,063	338	9,501	8,312	20,64	62	36,83	0,917206	0,082794	0,905899	0,068078	0,026023
21/mai	61,67	41,51	51,54	83,58	3,79	0,074	325	9,428	8,486	11,93	61	38,33	0,921934	0,078066	0,911415	0,064498	0,024086
22/mai	58,67	39,12	42,42	84,18	2,26	0,046	130	9,715	8,402	27,26	53	41,33	0,930484	0,069516	0,914634	0,049406	0,03596
23/mai	60,17	39,48	45,58	82,36	3,34	0,068		10,179	7,851	18,13	66	39,83	0,92635	0,07365	0,911696	0,054909	0,033395
24/mai	63	43,24	53,62	85,13	3,38	0,063	230	10,684	9,093	18,28	67	37	0,917758	0,082242	0,907754	0,069234	0,023012
25/mai	62,17	41,93	52,04	83,71	3,28	0,063	296	13,305	12,164	8,59	47	37,83	0,920394	0,079606	0,909773	0,065866	0,024361
26/mai	68,83	46,15	57,01	82,78	3,8	0,067		9,862	7,857	18,28	48	31,17	0,895884	0,104116	0,881695	0,084871	0,033434
27/mai	58,5	38,93	48,46	82,84	3,76	0,078	2,55	10,267	8,68	8,51	73	41,5	0,930936	0,069064	0,921109	0,056607	0,022284
28/mai	61,33	41,13	51,08	83,28	3,13	0,061	458	11,994	9,897	3,43	80	38,67	0,922962	0,077038	0,912389	0,063428	0,024183
29/mai	59,67	39,67	49,32	82,69	2,99	0,061	38	12,015	9,509	18,54	85	40,33	0,927758	0,072242	0,917412	0,059045	0,023543
30/mai	61,33	41,42	51,94	83,87	2,78	0,054	238	10,723	8,885	13,18	126	38,67	0,922962	0,077038	0,913266	0,064558	0,022176
31/mai	63,67	43,12	53,44	83,95	3,27	0,061	59	11,243	7,897	14,7	71	36,33	0,915554	0,084446	0,904508	0,070023	0,025469
1/jun	64,17	43,57	53,98	84,16	3,56	0,066	151	9,913	8,602	7,15	56	35,83	0,913863	0,086137	0,902749	0,071578	0,025673
2/jun	56,5	38,05	47,44	83,96	3,29	0,069	205	9,52	7,739	15,17	59	43,5	0,936016	0,063984	0,927452	0,053232	0,019316
3/jun	55,17	37,68	47,01	85,22	2,7	0,057	184	10,833	9,185	20,54	97	44,83	0,939172	0,060828	0,931628	0,051415	0,016957
4/jun	59	40,23	50,04	84,83	3,06	0,061	155	10,471	8,336	4,1	96	41	0,929597	0,070403	0,920737	0,059142	0,020121
5/jun	60,67	40,89	50,8	83,76	3,06	0,06	296	10,183	8,305		123	39,33	0,924911	0,075089	0,914853	0,062189	0,022958
6/jun	61,17	42,1	52,29	85,48	3,45	0,066	371	9,172	7,402	13,59	95	38,83	0,923439	0,076561	0,914294	0,064798	0,020908
7/jun	58,33	40,08	49,89	85,51	2,79	0,056	263	9,541	8,257	17,86	43	41,67	0,931384	0,068616	0,923135	0,058168	0,018697
8/jun	59,5	41,21	51,25	86,14	2,47	0,048	267	11,538	9,443	13,8	53	40,5	0,92823	0,07177	0,91999	0,06127	0,01874
9/jun	58,67	40,59	50,52	86,13	2,88	0,056		11,704	9,539	4,18	79	41,33	0,930484	0,069516	0,922467	0,059344	0,01819
10/jun	56,83	38,99	48,6	85,49	3,24	0,066	225	10,832	8,518		76	43,17	0,935207	0,064793	0,927375	0,054946	0,017679
11/jun	61,17	41,36	51,36	83,98	4,33	0,084	84	11,547	9,506	5,42	60	38,83	0,923439	0,076561	0,913346	0,06358	0,023074
12/jun	63,17	41,71	51,71	81,82	4,82	0,093	67	12,018	11,203	14,69	48	36,83	0,917206	0,082794	0,904972	0,06687	0,028158
13/jun	63,5	41,9	51,94	81,79	4,65	0,09	76	12,056	11,22	3,07	48	36,5	0,91612	0,08388	0,9037	0,06768	0,02862
14/jun	61,83	40,77	50,6	81,84	5,09	0,101	34	9,51	8,081	6,9	51	38,17	0,921445	0,078555	0,909763	0,063472	0,026765
15/jun	63,67	41,91	51,95	81,59	4,9	0,094	97	10,388	8,84	12,16	42	36,33	0,915554	0,084446	0,902922	0,067951	0,029127
Medios	61,10167	41,20833	51,20694	83,85306	12,5025	0,064833	148,4319	11,51522	9,680694	13,32941	73,97222	38,89833	0,922847	0,077153	0,912588	0,063897	0,023516

Tabela B.9 Massa Cozida Refinada

Data	Brix	Pol	Pza	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
9/mai									
10/mai									
11/mai	86,82	84,89	97,98	13,18	0,74684	0,25316	0,738761	0,250421	0,010818
12/mai	84,81	82,57	97,36	15,19	0,777556	0,222444	0,768741	0,219923	0,011336
13/mai	87,21	85,5	98,04	12,79	0,739743	0,260257	0,732499	0,257708	0,009793
14/mai	86,92	85,31	98,15	13,08	0,74446	0,25554	0,7377	0,25322	0,00908
15/mai	86,94	85,44	98,28	13,06	0,743879	0,256121	0,737577	0,253952	0,008471
16/mai	86,36	84,53	97,89	13,64	0,754061	0,245939	0,746509	0,243476	0,010015
17/mai									
18/mai	87	85,83	98,66	13	0,74213	0,25787	0,737206	0,256159	0,006635
19/mai	87,19	85,53	98,06	12,81	0,739976	0,260024	0,732948	0,257554	0,009498
20/mai	87,9	86,44	98,34	12,1	0,726759	0,273241	0,720442	0,270866	0,008693
21/mai	86,59	85,29	98,5	13,41	0,749215	0,250785	0,743813	0,248977	0,00721
22/mai	86,37	84,96	98,37	13,63	0,752982	0,247018	0,747162	0,245109	0,007729
23/mai	86,75	85,19	98,19	13,25	0,747175	0,252825	0,740659	0,250621	0,00872
24/mai	87,59	86,09	98,29	12,41	0,73255	0,26745	0,72612	0,265103	0,008776
25/mai	87,48	85,93	98,24	12,52	0,734638	0,265362	0,728017	0,262971	0,009013
26/mai	86,26	84,66	98,15	13,74	0,755129	0,244871	0,748547	0,242737	0,008716
27/mai	86,32	84,69	98,12	13,68	0,754253	0,245747	0,747535	0,243558	0,008907
28/mai	86,64	85,11	98,23	13,36	0,74891	0,25109	0,742542	0,248955	0,008503
29/mai	87,06	85,52	98,21	12,94	0,741937	0,258063	0,735443	0,255804	0,008752
30/mai	86,5	84,83	98,06	13,5	0,751481	0,248519	0,74456	0,24623	0,00921
31/mai	86,39	84,71	98,05	13,61	0,753257	0,246743	0,746318	0,24447	0,009212
1/jun	86,78	85,56	98,6	13,22	0,745926	0,254074	0,740826	0,252337	0,006836
2/jun	86,34	84,99	98,44	13,66	0,753325	0,246675	0,747758	0,244852	0,00739
3/jun	87,04	85,85	98,64	12,96	0,741495	0,258505	0,736481	0,256757	0,006762
4/jun	87,28	85,95	98,48	12,72	0,737671	0,262329	0,732025	0,260321	0,007654
5/jun	86,49	84,96	98,23	13,51	0,751333	0,248667	0,744995	0,246569	0,008437
6/jun	86,8	85,4	98,39	13,2	0,745994	0,254006	0,740138	0,252012	0,00785
7/jun	86,73	85,4	98,46	13,27	0,746995	0,253005	0,741444	0,251125	0,007431
8/jun	85,97	84,44	98,22	14,03	0,759446	0,240554	0,753208	0,238578	0,008214
9/jun	86,71	85,07	98,1	13,29	0,74801	0,25199	0,741168	0,249686	0,009146
10/jun	87,96	86,09	97,87	12,04	0,726578	0,273422	0,71847	0,270371	0,011159
11/jun	87,16	85,65	98,26	12,84	0,740157	0,259843	0,73377	0,257601	0,008629
12/jun	87,45	85,62	97,91	12,55	0,735807	0,264193	0,727997	0,261388	0,010615
13/jun	87,43	85,79	98,11	12,57	0,735731	0,264269	0,728736	0,261756	0,009507
14/jun	85,04	83,46	98,14	14,96	0,77303	0,22697	0,76677	0,225132	0,008098
15/jun	86,72	85,16	98,2	13,28	0,747668	0,252332	0,741159	0,250135	0,008706
Medios	86,77143	85,21171	98,20629	12,83886	0,724915	0,246513	0,718615	0,24437	0,008443

Tabela B.10 Massa Cozida A

Tabela D.10 Massa Cozida A										Massa Cozida B								
Data	Brix	Pol	Pza	Agua%	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater	Brix	Pol	Pza	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
9/mai	92,4	70,75	76,54	7,6	0,609809	0,390191	0,563446	0,276052	0,160503									
10/mai	91,8	71,75	81,43	8,2	0,629252	0,370748	0,586507	0,270089	0,143404	90,6	62,39	68,86	9,4	0,663458	0,336542	0,606278	0,21178	0,181942
11/mai	92,31	75,77	82,08	7,69	0,612838	0,387162	0,576823	0,299115	0,124082	92,76	62,44	67,31	7,24	0,597268	0,402732	0,534	0,242377	0,223624
12/mai	91,92	76,52	93,24	8,08	0,6255	0,3745	0,592066	0,295093	0,112841	92,33	64,53	69,89	7,67	0,612168	0,387832	0,553948	0,245279	0,200773
13/mai	91,27	76,57	83,89	8,73	0,645068	0,354932	0,613503	0,283196	0,103301	92,27	66,04	71,57	7,73	0,614171	0,385829	0,558989	0,251337	0,189674
14/mai	91,23	77,44	84,88	8,77	0,646214	0,353786	0,61654	0,286518	0,096942	93,22	69,67	74,74	6,78	0,580178	0,419822	0,529622	0,286423	0,183956
15/mai	92,4	78,06	84,48	7,6	0,609809	0,390191	0,578291	0,312598	0,109111	92,31	68,87	74,6	7,69	0,612838	0,387162	0,56302	0,265371	0,17161
16/mai	91,6	78,3	85,48	8,4	0,635362	0,364638	0,606463	0,297517	0,09602	91,44	69,28	75,77	8,56	0,640124	0,359876	0,593535	0,252817	0,153649
17/mai	91,89	78,57	85,51	8,11	0,626444	0,373556	0,597333	0,304563	0,098104	92,04	74,06	76,55	7,96	0,621682	0,378318	0,582909	0,285428	0,131663
18/mai	92,4	79,54	86,08	7,6	0,609809	0,390191	0,581392	0,320233	0,098375	92,4	71,81	77,71	7,6	0,609809	0,390191	0,565551	0,281234	0,153215
19/mai	92,4	79	85,5	7,6	0,609809	0,390191	0,580257	0,317438	0,102305	92,28	70,63	76,54	7,72	0,613838	0,386162	0,567558	0,27328	0,159161
20/mai	91,17	78,12	85,69	8,83	0,647922	0,352078	0,619808	0,288592	0,0916	91,04	68,86	75,64	8,96	0,651573	0,348427	0,605325	0,244835	0,14984
21/mai	91,4	77,85	85,17	8,6	0,641298	0,358702	0,612007	0,291569	0,096424	92,76	68,96	74,34	7,24	0,597268	0,402732	0,546447	0,273925	0,179628
22/mai	90,79	77,91	85,82	9,21	0,658413	0,341587	0,630896	0,280877	0,088227	91,38	69,55	75,95	8,62	0,641883	0,358117	0,595992	0,253079	0,150929
23/mai	90,6	77,18	85,18	9,4	0,663458	0,336542	0,634969	0,274382	0,090649	91,54	69,25	75,65	8,46	0,63716	0,36284	0,590226	0,254269	0,155505
24/mai	92,03	78,83	85,72	7,97	0,622003	0,377997	0,593063	0,308716	0,098221	92,29	68,74	74,48	7,71	0,613505	0,386495	0,563487	0,264402	0,172111
25/mai	92,17	78,95	85,66	7,83	0,617468	0,382532	0,588411	0,312246	0,099343	92,15	68,54	74,38	7,85	0,618122	0,381878	0,568095	0,261048	0,170857
26/mai	91,91	77,69	84,53	8,09	0,625815	0,374185	0,594822	0,300628	0,10455	92,18	67,01	72,69	7,82	0,617141	0,382659	0,564067	0,254384	0,181549
27/mai	91,8	77,87	84,82	8,2	0,629252	0,370748	0,598928	0,299333	0,101741	91,8	67,8	73,86	8,2	0,629252	0,370748	0,578762	0,25185	0,169389
28/mai	92,6	78,86	84,95	7,4	0,602928	0,397072	0,572146	0,320077	0,107777	92,07	68,87	74,81	7,93	0,620717	0,379283	0,571553	0,261239	0,167208
29/mai	91,33	77,13	84,52	8,67	0,643337	0,356663	0,612754	0,28689	0,100356	92,33	68,57	74,27	7,67	0,612168	0,387832	0,561711	0,264288	0,174001
30/mai	91,52	78,41	85,68	8,48	0,637757	0,362243	0,6093	0,296505	0,094194	92,63	71,3	76,98	7,37	0,601877	0,398123	0,556	0,283089	0,160911
31/mai	90,69	77,52	85,48	9,31	0,661084	0,338916	0,633042	0,27741	0,089548	91,96	70,15	76,28	8,04	0,624235	0,375785	0,577883	0,265381	0,158757
1/jun	90,6	76,84	84,81	9,4	0,663458	0,336542	0,634279	0,272876	0,092845	91	69,59	76,17	9	0,652683	0,347317	0,607969	0,247407	0,144625
2/jun	91,56	78,08	85,28	8,44	0,636562	0,363438	0,607315	0,29569	0,096995	92,56	69,96	75,58	7,44	0,604321	0,395679	0,555977	0,275143	0,16888
3/jun	92,4	80,92	87,57	7,6	0,609809	0,390191	0,584314	0,327427	0,088259	91,31	70,05	75,72	8,69	0,643916	0,356084	0,599203	0,254207	0,14659
4/jun	92,4	80,49	87,11	7,6	0,609809	0,390191	0,5834	0,325177	0,091422	91,62	70,19	76,61	8,38	0,634758	0,365242	0,589437	0,259833	0,150731
5/jun	91,28	78,89	86,43	8,72	0,644781	0,355219	0,617963	0,294235	0,087802	92,62	70,19	76,61	7,38	0,602228	0,397772	0,55418	0,277393	0,168427
6/jun	91,83	79,37	86,38	8,17	0,62832	0,37168	0,601039	0,3073	0,091661	91,62	70,16	76,58	8,38	0,634758	0,365242	0,589378	0,259696	0,150927
7/jun	91,9	80,22	87,28	8,1	0,62613	0,37387	0,600451	0,312968	0,086581	92,02	71,1	77,27	7,98	0,622323	0,377677	0,577681	0,270882	0,151437
8/jun	92,4	80,28	86,88	7,6	0,609809	0,390191	0,582955	0,324082	0,092963	93,24	71,61	76,8	6,76	0,579405	0,420595	0,532632	0,296947	0,170421
9/jun	92,62	80,91	87,36	7,38	0,602228	0,397772	0,576149	0,332435	0,091416	92,9	71,48	76,94	7,1	0,592198	0,407802	0,545992	0,289293	0,164715
10/jun	92,62	80,14	86,53	7,38	0,602228	0,397772	0,574513	0,328336	0,097151	92,88	71,07	76,54	7,12	0,592929	0,407071	0,545959	0,286808	0,167233
11/jun	91,13	79,59	86,58	8,87	0,649052	0,350948	0,624089	0,294718	0,081192	91,53	68,67	75,02	8,47	0,637459	0,362541	0,589424	0,251499	0,159077
12/jun	91,73	77,25	84,21	8,27	0,63141	0,36859	0,599991	0,29498	0,10505	93,2	68,59	73,6	6,8	0,580947	0,419053	0,52833	0,280467	0,191203
13/jun	92,4	78,18	84,61	7,6	0,609809	0,390191	0,578541	0,313214	0,108245	92,64	68,94	74,42	7,36	0,601526	0,398474	0,550974	0,271612	0,177414
14/jun	92,35	77,02	83,4	7,65	0,611497	0,388503	0,57795	0,306237	0,115813	93,71	66,38	70,84	6,29	0,560513	0,439487	0,502539	0,279114	0,218346
15/jun	91,61	76,14	83,11	8,39	0,63506	0,36494	0,601687	0,287374	0,110939	90,3	64,93	71,9	9,7	0,671169	0,328831	0,619645	0,218294	0,162061
Medios	91,80158	77,96605	85,25974	8,198421	0,628437	0,371563	0,598353	0,300439	0,101209	92,13324	67,11132	74,68838	7,866757	0,61734	0,38266	0,568224	0,263397	0,168379

Tabela B.11 Pé para MaesaC										Maesa C										Mal B									
Data	Brix	Poi	Pza	Agua	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater	Brix	Poi	Pza	agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater	Brix	Poi	Pza	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater		
11/mar	89,4	47,06	52,64	10,6	0,692583	0,307417	0,812342	0,143076	0,244583	88,4	52,44	60,7	10,6	0,699802	0,300198	0,632618	0,164711	0,20267	98	81,6	47,88	34	0,907307	0,092693	0,925558	0,116907			
12/mar	89,7	47,2	52,62	10,3	0,685715	0,314285	0,804674	0,145932	0,249494	95,2	55,36	58,19	10,3	0,67275	0,32725	0,598927	0,169417	0,231656	72,4	38,09	52,47	27,6	0,878691	0,121309	0,835464	0,060681	0,103855		
13/mar	89,23	54,16	60,7	10,77	0,696362	0,303638	0,802821	0,166424	0,204755	93,8	52,59	56,08	10,77	0,685699	0,314301	0,6099	0,159737	0,233363	75,8	46,27	60,97	24,2	0,858482	0,141518	0,817898	0,082302	0,098801		
14/mar	89,74	50,96	56,67	10,26	0,684779	0,315221	0,809822	0,159095	0,231083	96	53,01	55,23	10,26	0,670046	0,329954	0,591398	0,160811	0,247791	74,2	42,07	56,71	25,8	0,868538	0,131462	0,826208	0,070903	0,102889		
15/mar	90,09	50,48	56,03	9,91	0,676388	0,323612	0,809603	0,160744	0,239652	96,4	51,21	53,18	9,91	0,681397	0,338603	0,57872	0,157389	0,263891	78,2	40,87	53,56	23,8	0,855797	0,144203	0,807222	0,072953	0,119825		
16/mar	89,7	52,31	58,32	10,3	0,685715	0,314285	0,813391	0,163949	0,22266	96,8	52,8	54,55	10,3	0,669071	0,330929	0,589289	0,158983	0,251728	75	41,52	55,36	25	0,863642	0,136358	0,818785	0,071567	0,109648		
17/mar	90,15	53,08	58,08	9,85	0,674911	0,325089	0,80243	0,170855	0,226715										77,6	45,15	58,04	22,4	0,845793	0,154207	0,799398	0,0849	0,115802		
18/mar	90	53,88	59,86	10	0,678582	0,321418	0,807994	0,172406	0,219601	96	56,18	58,53	10	0,664346	0,335654	0,590368	0,174854	0,235077	75,6	43,8	57,97	24,4	0,859798	0,140202	0,816462	0,077134	0,106404		
19/mar	90,09	53,4	59,27	9,91	0,676388	0,323612	0,804664	0,171477	0,223859	94,4	55,92	58,24	9,91	0,666076	0,333924	0,593381	0,178219	0,823781	74,8	43,16	57,73	25,2	0,86489	0,13511	0,822604	0,074182	0,103214		
20/mar	89,49	51,12	57,13	10,51	0,690549	0,309451	0,801883	0,157912	0,225205	95,8	54,88	57,28	10,51	0,675803	0,324197	0,600909	0,165138	0,233953	77	41,55	55,96	23	0,850201	0,149799	0,800512	0,076109	0,123379		
21/mar	92,6	49,38	53,33	7,4	0,602828	0,397072	0,516735	0,181473	0,301782	96,8	51,71	53,42	7,4	0,592281	0,407739	0,505799	0,186014	0,308186	80	40,64	50,81	20	0,826094	0,173906	0,767026	0,082027	0,160946		
22/mar	90,1	48,81	54,17	9,9	0,676143	0,323857	0,596468	0,15477	0,248762	93,3	49,54	53,09	9,9	0,668454	0,331546	0,586385	0,154429	0,269186	76	40,45	52,8	23,4	0,853038	0,148962	0,802917	0,073046	0,124037		
23/mar	91,28	50,81	55,67	8,72	0,644781	0,355219	0,564732	0,173181	0,262087	95,4	52,08	54,59	8,72	0,634606	0,365394	0,552151	0,173555	0,274294	79,6	41,94	52,7	20,4	0,82963	0,17037	0,773514	0,083694	0,142792		
24/mar	91,07	49,82	54,7	8,93	0,650736	0,349264	0,56963	0,167252	0,263119	95,8	52,84	55,16	8,93	0,639142	0,360858	0,557888	0,173734	0,268378	77,2	42,37	54,88	22,8	0,848752	0,151248	0,799841	0,078207	0,122152		
25/mar	90,8	50,56	55,8	9,4	0,663458	0,336542	0,58513	0,165637	0,249233	96	54,22	56,48	9,4	0,650412	0,349588	0,572075	0,173664	0,254261	76,6	43,32	56,6	23,4	0,853038	0,148962	0,80668	0,078598	0,114724		
26/mar	90,45	52,18	57,69	9,55	0,667352	0,332648	0,592319	0,170326	0,237355	96,2	54,94	57,11	9,55	0,653532	0,346468	0,576438	0,174527	0,249037	78,8	43,44	55,26	23,4	0,853038	0,148962	0,80668	0,078598	0,114724		
27/mar	90,17	50,23	55,7	9,83	0,674417	0,325583	0,596936	0,160532	0,242532	94,6	51,81	54,74	9,83	0,663789	0,336201	0,583883	0,161981	0,254156	76,8	45,22	59,02	23,4	0,853038	0,148962	0,809191	0,082298	0,108511		
28/mar	91,28	41	56,33	8,72	0,644781	0,355219	0,564823	0,136662	0,316105	96,6	55,44	57,4	8,72	0,631703	0,368287	0,553523	0,185212	0,261285	74,4	41,8	56,23	25,8	0,867338	0,132662	0,824217	0,070828	0,104956		
29/mar	89,83	52,02	57,91	10,17	0,682657	0,317343	0,608936	0,164049	0,226554	96,8	56,77	58,65	10,17	0,666252	0,333748	0,592636	0,174105	0,233259	75,4	45,65	60,7	24,6	0,861096	0,138904	0,820618	0,080144	0,099238		
30/mar	89,74	56,7	63,18	10,26	0,684779	0,315221	0,620016	0,180328	0,199656	95,6	56,32	58,91	10,26	0,670968	0,329032	0,598183	0,172812	0,229005	76,4	41,98	56,25	23,6	0,854427	0,145573	0,806803	0,075531	0,117687		
31/mar	93,8	57,72	61,66	6,4	0,585068	0,434932	0,491339	0,233213	0,275448	95,6	56,35	58,96	6,4	0,559985	0,440135	0,481546	0,22314	0,285314	76,4	42,14	55,22	23,6	0,854427	0,145573	0,807012	0,075838	0,11715		
1jun	90,47	56,69	62,66	9,53	0,666837	0,333163	0,599894	0,187745	0,212561	96,4	57,3	59,44	9,53	0,652586	0,347414	0,579137	0,18326	0,237603	76	44,08	57,83	24	0,857149	0,142851	0,813234	0,078609	0,108157		
2jun	89,87	55,78	62,07	10,13	0,681706	0,318294	0,614888	0,178193	0,206919	95	56,66	58,65	10,13	0,669541	0,330459	0,597787	0,17597	0,226243	77,6	43,66	56,3	22,4	0,845793	0,154207	0,797389	0,081796	0,120815		
3jun	88,8	54,56	61,45	11,2	0,70558	0,29442	0,640171	0,164126	0,195703	95,4	57,48	60,26	11,2	0,690471	0,309529	0,621635	0,167903	0,210461	73,6	42,23	57,41	26,4	0,87205	0,12795	0,831249	0,06998	0,098771		
4jun	89,48	55,49	62,02	10,52	0,690776	0,309224	0,62473	0,173427	0,201843	96	59,68	62,12	10,52	0,675555	0,324445	0,608346	0,181631	0,210023	76,8	46,88	61,05	23,2	0,851629	0,148371	0,809514	0,086089	0,104396		
5jun	89,4	55,23	61,78	10,6	0,692583	0,307417	0,826344	0,171754	0,201901	94,8	57,02	60,14	10,6	0,679956	0,320044	0,609939	0,172676	0,217385	77	44,25	57,47	23	0,850201	0,149799	0,804091	0,081417	0,114492		
6jun	90,6	50,25	60,25	9,4	0,663458	0,336542	0,585137	0,165637	0,249233	95,8	58,7	61,27	9,4	0,648938	0,350062	0,577515	0,187247	0,235238	76,8	45,57	59,34	23,2	0,851629	0,148371	0,807765	0,083503	0,108732		
7jun	89,25	57,25	64,15	10,75	0,695822	0,304078	0,608208	0,185276	0,205516	95,8	58,7	61,27	10,75	0,68073	0,31927	0,609601	0,169815	0,220584	76,6	45,43	59,20	23,4	0,853038	0,148962	0,80469	0,082709	0,107822		
8jun	90,15	56,92	63,14	9,85	0,674911	0,325089	0,608208	0,185276	0,205516	94,8	56,01	59,04	9,85	0,661435	0,338565	0,59162	0,185554	0,222827	72,2	45,65	59,15	27,8	0,879752	0,120248	0,846079	0,073119	0,080801		
9jun	91,6	56,88	62,1	8,4	0,635362	0,364638	0,585069	0,201376	0,233555	94,8	56,01	59,04	8,4	0,62737	0,37263	0,551685	0,193592	0,254743	76,8	48,49	63,16	23,2	0,851629	0,148371	0,811674	0,089284	0,099042		
10jun	89,06	55,97	62,4	10,94	0,700064	0,299936	0,636248	0,171313	0,192439	96	51,82	60,22	10,94	0,684075	0,315925	0,604918	0,1508	0,244282	79,4	45,07	56,78	20,6	0,831358	0,168642	0,780159	0,089832	0,13001		
11jun	88	53,34	60,6	12	0,721529	0,278471	0,656702	0,153826	0,189672	95,8	56,72	59,2	12	0,704148	0,299852	0,635156	0,159001	0,206843	78,6	44,76	57,08	21,4	0,838012	0,161988	0,788517	0,086799	0,124685		
12jun	86,04	53,12	61,73	13,96	0,755076	0,244924	0,696344	0,139451	0,164205	96	56,81	59,18	13,96	0,734258	0,265742	0,668943	0,14327	0,187787	76,8	44,03	57,3	23,2	0,851629	0,148371	0,805719	0,080477	0,113804		
13jun	89,48	51,48	57,54	10,52	0,690776	0,309224	0,617781	0,1591	0,223139	95,4	54,22	56,84	10,52	0,678927	0,323073	0,601436	0,16314	0,235422	76,4	40,43	52,89	23,6	0,854427	0,145573	0,804783	0,07256	0,122657		
14jun	88,4	52,59	59,49	11,6	0,71374	0,28626	0,646288	0,154204	0,199507	95,4	56,02	58,72	11,6	0,67992	0,32028	0,627497	0,159486	0,213018	78	41,37	53,04	22,8	0,842748	0,157252	0,790226	0,078206	0,131569		
15jun	89,4	52,69	57,3																										

Tabela B.12 Magma C

Mel Afinado

Data	Brix	Pol	Pza	Cor	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater	Brix	Pol	Pza	Agua%	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
10/mai																			
11/mai																			
12/mai	93,6	71,48	76,37	18,05	6,4	0,51722	0,48278	0,51722	0,304022	0,178759									
13/mai	89,8	72,03	80,22	20,845	10,2	0,683367	0,316633	0,646887	0,240418	0,112694									
14/mai	91,4	72,9	79,76	22,41	8,6	0,641298	0,358702	0,601963	0,268549	0,129488	77,4	47,84	61,81	22,6	0,847283	0,152717	0,805024	0,089684	0,105291
15/mai	93,2	72,04	77,3	17,822	6,8	0,580947	0,419053	0,535124	0,298363	0,166513	80,4	49,25	61,25	19,6	0,822445	0,177555	0,774493	0,102422	0,123085
16/mai	92,6	74,1	80,02	18,42	7,4	0,602928	0,397072	0,562748	0,296569	0,140683	80,2	52,3	65,22	19,8	0,824284	0,175716	0,781299	0,108612	0,110089
17/mai	94,2	74,15	78,71	23,339	5,8	0,539151	0,460849	0,495414	0,333332	0,171254	82,2	52,88	64,32	17,8	0,80448	0,19552	0,756966	0,118351	0,124683
18/mai	92,8	74,28	80,04	19,682	7,2	0,59583	0,40417	0,555503	0,301614	0,142883	76,4	49,6	64,93	23,6	0,854427	0,145573	0,816883	0,090356	0,092762
19/mai	92,6	73,64	79,53	18,912	7,4	0,602928	0,397072	0,561817	0,294241	0,143942	80,8	49,73	61,55	19,2	0,818679	0,181321	0,770337	0,105008	0,124654
20/mai	93,2	70,8	75,96	21,551	6,8	0,580947	0,419053	0,532662	0,291878	0,17546	82,2	44,75	54,44	17,8	0,80448	0,19552	0,744769	0,098542	0,15669
21/mai	93,2	69,78	74,88	21,546	6,8	0,580947	0,419053	0,530654	0,286588	0,182758	80,6	43,58	54,05	19,4	0,820577	0,179423	0,763916	0,090314	0,14577
22/mai	92,2	72,68	73,82	21,66	7,8	0,616484	0,383516	0,5745	0,281732	0,143768	80,6	47,04	58,36	19,4	0,820577	0,179423	0,768878	0,098118	0,133004
23/mai	91,4	71,23	75,45	27,693	8,6	0,641298	0,358702	0,598648	0,260952	0,1404	81,4	43,88	53,9	18,6	0,812795	0,187205	0,75422	0,093643	0,152137
24/mai	93,6	68,15	72,81	26,167	6,4	0,565068	0,434932	0,510709	0,28621	0,203081	78,4	43,17	55,1	21,6	0,839614	0,160386	0,788468	0,082935	0,128597
25/mai	93,6	70,87	75,72	25,271	6,4	0,565068	0,434932	0,516015	0,300725	0,18326	75	44,1	58,8	25	0,863642	0,136358	0,822075	0,076319	0,101605
26/mai	92,9	73,46	79,68	23,066	7,1	0,592198	0,407802	0,549958	0,299466	0,150576	75,8	49,67	65,53	24,2	0,858482	0,141518	0,822374	0,088833	0,088793
27/mai	93	77,4	83,23	22,366	7	0,588507	0,411493	0,554085	0,322437	0,123478	75,6	51,61	68,27	24,4	0,859798	0,140202	0,826695	0,092027	0,081278
28/mai	93,2	75,37	80,87	26,391	6,8	0,580947	0,419053	0,54185	0,316078	0,142072	77,6	48,91	63,03	22,4	0,845793	0,154207	0,804511	0,09245	0,103039
29/mai	93	75,6	80,86	22,463	7	0,588507	0,411493	0,550371	0,312827	0,136802	73,8	46,87	63,51	26,2	0,870894	0,129106	0,835469	0,078659	0,085872
30/mai	94,6	76,87	81,26	24,203	5,4	0,520296	0,479704	0,481346	0,360617	0,158037	75,8	49,51	65,32	24,2	0,858482	0,141518	0,822162	0,088524	0,089314
31/mai	92,4	78	84,42	20,278	7,6	0,609809	0,390191	0,578166	0,31229	0,109544	77,2	51,01	66,08	22,8	0,848752	0,151248	0,811286	0,095526	0,093188
2/jun	92,4	74,57	80,7	18,338	7,6	0,609809	0,390191	0,571107	0,294913	0,133981	78,8	48,64	61,73	21,2	0,836385	0,163615	0,79176	0,095604	0,112636
3/jun	93,4	74,56	79,82	20,098	6,6	0,573138	0,426862	0,531916	0,31625	0,151833	72	49,72	69,06	28	0,8808	0,1192	0,852498	0,079669	0,067832
4/jun	93	75,69	81,38	23,287	7	0,588507	0,411493	0,550555	0,313305	0,13614	77,2	52,71	68,28	22,8	0,848752	0,151248	0,813617	0,098993	0,08739
5/jun	93,4	75,92	81,28	28,032	6,6	0,573138	0,426862	0,534693	0,323699	0,141608	82	53,11	64,77	18	0,806611	0,193389	0,760005	0,118017	0,121977
6/jun	93,2	76,48	82,07	17,549	6,8	0,580947	0,419053	0,54413	0,322082	0,133788	79,2	54,83	69,23	20,8	0,833059	0,166941	0,796246	0,110466	0,093288
7/jun	90,2	71,31	79,06	21,35	9,8	0,673672	0,326328	0,634636	0,243038	0,122326	79,8	50,94	63,83	20,2	0,827876	0,172124	0,783954	0,104045	0,112001
8/jun	93	73,73	79,29	26,091	7	0,588507	0,411493	0,546564	0,302979	0,150457	80,6	49,83	61,82	19,4	0,820577	0,179423	0,772927	0,104485	0,122589
9/jun	93,6	65,5	69,98	22,122	6,4	0,565068	0,434932	0,505644	0,272353	0,222003	81	52,74	65,11	19	0,816749	0,183251	0,772308	0,112824	0,114867
10/jun	92,8	74,66	80,45	17,39	7,2	0,59583	0,40417	0,556275	0,303578	0,140146	82,4	52,92	64,22	17,6	0,802311	0,197689	0,754295	0,119364	0,126341
11/jun	91,4	76,12	83,28	23,117	8,6	0,641298	0,358702	0,608459	0,283437	0,108104	79,8	55,37	69,38	20,2	0,827876	0,172124	0,79039	0,114022	0,095587
12/jun	92	74,41	80,88	23,606	8	0,622962	0,377038	0,585006	0,28637	0,128624	79,2	53,39	67,42	20,8	0,833059	0,166941	0,794172	0,107284	0,098543
13/jun	93,6	74,48	79,57	14,876	6,4	0,565068	0,434932	0,523228	0,320462	0,15631	78,4	48,1	61,36	21,6	0,839614	0,160386	0,795247	0,093201	0,111552
14/jun	93,4	72,08	77,17	26,682	6,6	0,573138	0,426862	0,526928	0,302864	0,170208	79,6	49,29	61,92	20,4	0,82963	0,17037	0,783862	0,099677	0,116461
15/jun	93	73,1	78,8	28,038	7	0,588507	0,411493	0,545294	0,299692	0,155014	79	48,84	61,82	21	0,834735	0,165265	0,78988	0,096681	0,113438
Medios	92,79118	73,45412	78,95412	22,13856	7,208824	0,596148	0,403852	0,554172	0,297181	0,148647	78,7625	49,56656	62,98188	21,2375	0,836692	0,163308	0,793461	0,097462	0,109077

Tabela B.13 Magma B

Data	Magma B					Magma C Afinado																
	Brix	Pol	Pza	Cor	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater	Brix	Pol	Pza	Cor	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater		
11/mai	88	77,46	88,03	15,243	12	0,721529	0,278471	0,7005	0,237974	0,081525												
12/mai	91,2	79,58	87,26	16,761	8,8	0,64707	0,35293	0,6219	0,295983	0,082117	75	62,1	82,8	20,513	25	0,863642	0,136358	0,845788	0,11057	0,043641		
13/mai	89,4	80,97	90,57	15,337	10,6	0,692583	0,307417	0,674972	0,27135	0,053678	78	65,16	83,54		22	0,842748	0,157252	0,823561	0,128375	0,048065		
14/mai	90,4	83,29	92,14	12,847	9,6	0,668632	0,331368	0,653308	0,298308	0,048384	76,8	66,75	86,92	22,267	23,2	0,851629	0,148371	0,837003	0,126741	0,036257		
15/mai	90,2	83,94	93,07	7,03	9,8	0,673672	0,326328	0,680214	0,297614	0,042172	79,2	67,89	85,72	21,592	20,8	0,833059	0,166941	0,81556	0,140095	0,044345		
16/mai	90,4	84,29	93,25	7,679	9,6	0,668632	0,331368	0,655421	0,302866	0,041714	86,6	59,57	89,5	18,533	33,4	0,905024	0,094976	0,896931	0,084191	0,018878		
17/mai	90,4	83,97	92,88	5,994	9,6	0,668632	0,331368	0,654743	0,301404	0,043853	71,8	65,39	91	13,444	28,2	0,881835	0,118165	0,873541	0,106603	0,019855		
18/mai	91,6	86,54	94,48	50,27	8,4	0,635362	0,364638	0,624048	0,338362	0,03759	66,2	61,1	92,24	14,505	33,8	0,906554	0,093446	0,900718	0,085692	0,01359		
19/mai	91,2	85,84	94,13	54,37	8,8	0,64707	0,35293	0,635211	0,3261	0,038689	70,8	63,07	89,11	19,23	29,2	0,886833	0,113167	0,87708	0,099702	0,023218		
20/mai	90,8	85,35	94	55,93	9,2	0,658143	0,341857	0,646209	0,315511	0,03828	66,8	56,88	85,12	24,09	33,2	0,904247	0,095753	0,892821	0,080503	0,026676		
21/mai	91	85,69	94,15	6,726	9	0,652683	0,347317	0,66337	0,371198	-0,03457	68,8	58,99	85,88	17,525	31,4	0,896878	0,103122	0,885366	0,087538	0,027096		
22/mai	90,8	85,28	93,92	7,425	9,2	0,658143	0,341857	0,648059	0,315179	0,038762	69	61,21	88,77	15,057	31	0,895141	0,104859	0,885704	0,09204	0,022256		
23/mai	91,8	85,03	92,62	6,912	8,2	0,629252	0,370748	0,614139	0,335159	0,050702	69	59,49	86,22	16,415	31	0,895141	0,104859	0,883647	0,089248	0,027107		
24/mai	87,8	82,33	93,77	7,579	12,2	0,725291	0,274709	0,714289	0,253687	0,032025	63,2	55,75	88,25	16,622	36,8	0,917108	0,082892	0,909112	0,072484	0,018404		
25/mai	92,2	85,45	92,87	8,41	7,8	0,616484	0,383516	0,601289	0,346678	0,052033	61,8	52,51	84,77	23,403	38,2	0,921537	0,078463	0,911857	0,065968	0,022175		
26/mai	91,8	83,36	90,81	11,047	8,2	0,629252	0,370748	0,610522	0,326641	0,082837	66,8	58,04	86,77	14,303	33,2	0,904247	0,095753	0,894142	0,082266	0,023592		
27/mai	91,2	83,53	91,59	71,91	8,8	0,64707	0,35293	0,630233	0,314838	0,054929	73,2	65,92	90,02	6,304	26,8	0,874318	0,125682	0,864592	0,111923	0,023485		
28/mai	91,2	85,43	93,67	61,87	8,8	0,64707	0,35293	0,634322	0,324088	0,04159	69,8	63,26	90,63	11,635	30,2	0,891552	0,108448	0,883473	0,097396	0,019132		
29/mai	90	84,69	94,1	55,8	10	0,678582	0,321418	0,667194	0,297379	0,035427	65,4	60,31	32,27	8,078	34,6	0,908523	0,090477	0,903794	0,08291	0,013295		
30/mai	93	86,7	93,23	52,61	7	0,588507	0,411493	0,574104	0,374228	0,051668	69	63,25	91,68		31	0,895141	0,104859	0,888156	0,09537	0,016473		
31/mai	90,6	85,5	94,37	56,52	9,4	0,663458	0,336542	0,652335	0,312273	0,035392	63	59,69	94,68	7,167	37	0,917758	0,082242	0,914203	0,077619	0,008178		
1/jun	90	85,73	95,26	49,65	10	0,678582	0,321418	0,669394	0,302023	0,028582	64,2	60,64	94,42	8,848	35,8	0,91376	0,08624	0,909844	0,081109	0,009047		
2/jun	91,2	87,27	95,69	41,96	8,8	0,64707	0,35293	0,638332	0,333161	0,028506	65	60,35	94,97	10,676	35	0,910963	0,089037	0,90577	0,082196	0,012033		
3/jun	92	87,53	95,14	46,88	8	0,622962	0,377038	0,612857	0,3529	0,034242	62,1	58,08	93,37	9,243	37,9	0,920612	0,079388	0,916373	0,073907	0,00972		
4/jun	90,8	86,21	94,95	47,96	9,2	0,658143	0,341857	0,648064	0,319805	0,032332	65,4	61,39	93,92	8,532	34,6	0,909523	0,090477	0,905004	0,084508	0,010488		
5/jun	90,6	86,14	95,08	56,58	9,4	0,663458	0,336542	0,653711	0,315274	0,031016	62,6	57,28	91,5	13,336	37,4	0,919041	0,080959	0,913385	0,073623	0,012992		
6/jun	91	87,25	95,88	44,6	9	0,652683	0,347317	0,644382	0,32877	0,026848	60,4	56,3	93,01	11,104	39,6	0,925692	0,074308	0,921509	0,068951	0,009541		
7/jun	91,2	88,08	96,58	4,365	8,8	0,64707	0,35293	0,640114	0,337192	0,022694	60,2	56,1	93,12	8,853	39,8	0,926265	0,073735	0,922097	0,068404	0,009499		
8/jun	91	88,02	96,72	4,409	9	0,652683	0,347317	0,646069	0,332539	0,021391	64,8	59,85	92,4	10,676	35,2	0,911672	0,088328	0,906169	0,081088	0,012743		
9/jun	90,8	87,17	96	4,435	9,2	0,658143	0,341857	0,650146	0,324202	0,025652	64,6	60,07	93,02	12,387	35,4	0,912375	0,087625	0,907357	0,081032	0,011611		
10/jun	91,4	87,49	95,76	4,595	8,8	0,641298	0,358702	0,632562	0,338679	0,028759	58,4	51,97	92,22	11,963	43,6	0,93626	0,06374	0,93206	0,05647	0,00947		
11/jun	90,8	85,93	94,63	3,207	9,2	0,658143	0,341857	0,647459	0,318269	0,034272	54	50,76	93,09	11,495	46	0,941813	0,058187	0,938863	0,054524	0,006613		
12/jun	91,6	86,18	94,08	48,33	8,4	0,635362	0,364638	0,623259	0,336528	0,040214	62	56,61	91,32	13,095	38	0,920922	0,078078	0,915259	0,071759	0,012962		
13/jun	91,2	86,1	94,4	5,811	8,8	0,64707	0,35293	0,635776	0,327379	0,036845	60,6	62,39	92,63	11,768	39,4	0,925115	0,074885	0,92696	0,077251	-0,00421		
14/jun	90,6	85,08	93,91	5,342	9,4	0,663458	0,336542	0,651436	0,310311	0,038253	63	57,82	91,8	12,326	37	0,917758	0,082242	0,912206	0,075023	0,01277		
15/jun	90,8	85,49	94,15	5,997	9,2	0,658143	0,341857	0,646511	0,316176	0,037314	61,6	55,95	90,79	14,243	38,4	0,922147	0,077853	0,916258	0,070261	0,013481		
Medios	90,83333	85,36583	93,69278	26,73308	9,166667	0,657244	0,342756	0,645305	0,316348	0,038348	68,19714	59,76829	88,49857	13,916	33,80286	0,906565	0,093435	0,899221	0,083676	0,017101		

Tabela B.14 Mel refinado

Data	Brix	Pol	Pza	Cor	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
11/mai	76,8	72,97	95,39	8,416	23,2	0,851629	0,148371	0,845995	0,140039	0,013966
12/mai	69,9	66,98	95,87	8,777	30,1	0,891092	0,108908	0,887458	0,103933	0,008609
13/mai	70,35	60,74	97,72	3,427	29,65	0,88899	0,11101	0,87702	0,094555	0,028425
14/mai	71,4	68,93	96,55	1,388	28,6	0,88387	0,11613	0,880685	0,111709	0,007606
15/mai	71,48	68,6	95,99	1,112	28,52	0,883467	0,116533	0,879749	0,111368	0,008884
16/mai	72,7	70,65	97,18	1,763	27,3	0,877077	0,122923	0,874349	0,119086	0,006565
17/mai	68,25	66	96,71	1,536	31,75	0,898366	0,101634	0,895665	0,097988	0,006347
18/mai	71,9	69,19	96,25	1,627	28,1	0,881319	0,118681	0,877785	0,11375	0,008465
19/mai	74,1	71,27	96,19	1,773	25,9	0,869133	0,130867	0,865241	0,125305	0,009454
20/mai	73,7	71,43	96,94	2,042	26,3	0,871474	0,128526	0,86838	0,124125	0,007495
21/mai	74,9	72,47	96,75	1,334	25,1	0,864268	0,135732	0,860856	0,13081	0,008334
22/mai	72	69,85	97,04	1,597	28	0,8808	0,1192	0,877987	0,115271	0,006741
23/mai	75	72,97	97,29	1,432	25	0,863642	0,136358	0,860783	0,132228	0,006989
24/mai	73,95	72,44	97,51	0,937	26,05	0,870018	0,129982	0,867944	0,127025	0,005031
25/mai	75,7	73,83	97,52	1,313	24,3	0,859142	0,140858	0,85646	0,136949	0,006591
26/mai	74,1	71,48	96,45	1,338	25,9	0,869133	0,130867	0,865528	0,125716	0,008755
27/mai	73,8	69,85	94,63	1,537	26,2	0,870894	0,129106	0,865511	0,12144	0,013048
28/mai	75,3	72,92	96,84	1,562	24,7	0,861739	0,138261	0,858363	0,133366	0,008271
29/mai	73,2	71,36	97,48	1,413	26,8	0,874318	0,125682	0,87184	0,122175	0,005986
30/mai	73,3	70,82	96,61	1,6	26,7	0,873757	0,126243	0,870411	0,121505	0,008084
31/mai	72,9	70,7	96,98	1,115	27,1	0,875983	0,124017	0,873043	0,11987	0,007087
1/jun	73,3	71,39	97,41	1,304	26,7	0,873757	0,126243	0,871177	0,122591	0,006232
2/jun	73,5	71,41	97,02	1,426	26,5	0,872622	0,127378	0,869787	0,123353	0,00686
3/jun	71,8	69,65	97,01	1,798	28,2	0,881835	0,118165	0,879036	0,114263	0,006702
4/jun	74,7	72,81	97,47	0,853	25,3	0,865508	0,134492	0,862865	0,130689	0,006446
5/jun	74,2	72,18	97,29	1,608	25,8	0,868538	0,131462	0,86575	0,127472	0,006778
6/jun	73,7	71,22	96,65	0,758	26,3	0,871474	0,128526	0,868095	0,12372	0,008186
7/jun	74,3	71,93	96,82	1,421	25,7	0,86794	0,13206	0,864662	0,127365	0,007973
8/jun	72,3	70,49	97,5	0,569	27,7	0,879223	0,120777	0,876837	0,117434	0,005729
9/jun	73,9	71,68	97	1,14	26,1	0,870311	0,129689	0,86727	0,125354	0,007377
10/jun	74	71,82	97,06	1,272	26	0,869724	0,130276	0,86673	0,126003	0,007267
11/jun	72,7	70,18	96,67	1,107	27,3	0,877077	0,122923	0,873726	0,118209	0,008065
12/jun	74,7	72,26	96,73	1,041	25,3	0,865508	0,134492	0,862099	0,129587	0,008314
13/jun	72,8	70,42	96,72	1,38	27,2	0,876532	0,123468	0,873359	0,119	0,007642
14/jun	74,8	72,56	97	1,128	25,2	0,86489	0,13511	0,861752	0,130588	0,00766
15/jun	73,2	71,77	97,22	1,181	26,8	0,874318	0,125682	0,872391	0,122955	0,004655
Medios	73,29528	70,75611	96,81833	1,80625	26,70472	0,873783	0,126217	0,870358	0,121367	0,008275

Tabela B.15 Mel Final

Brix	Pol	Pza	AR%	ART	Agua %	xaguabin	xsacbin	xaguater	xsacter	xnater
63,1	33,7	40,57	23,66	61,77	36,9	0,917434	0,082566	0,886731	0,042621	0,070648
51,7	32,7	40,02	21,1	58,92	48,3	0,94667	0,05333	0,930261	0,033146	0,036593
83,1	32,73	39,37	19,89	57,96	16,9	0,794417	0,205583	0,714304	0,072806	0,21289
86,2	32,74	37,97	19,25	57,45	13,8	0,752592	0,247408	0,661271	0,082567	0,256163
86,4	33,36	38,61	18,81	56,99	13,6	0,749429	0,250571	0,658291	0,084983	0,256726
85,8	34,14	39,77	19,57	57,87	14,2	0,758727	0,241273	0,670995	0,084902	0,244102
87,12	34,61	39,73	18,93	57,18	12,88	0,737473	0,262527	0,645539	0,091292	0,263169
85,4	33,56	39,28	19,54	56,17	14,6	0,764617	0,235383	0,677492	0,081959	0,240549
85,6	33,75	39,46	20,15	57,25	14,4	0,761701	0,238299	0,674124	0,083153	0,242724
86,9	33,73	38,82	20,83	56,96	13,1	0,741224	0,258776	0,648771	0,087915	0,263314
84,9	33,26	39,15	19,62	56,56	15,1	0,77166	0,22834	0,685918	0,079514	0,234568
87,48	34,54	39,48	18,74	74,05	12,52	0,731138	0,268862	0,637746	0,092596	0,269658
86	33,56	39,02	20,18	57,77	14	0,755691	0,244309	0,666347	0,084066	0,249587
84,75	32,94	38,85	19,73	55,78	15,25	0,773707	0,226293	0,688039	0,078215	0,233746
85,2	33,05	38,82	20,25	56	14,8	0,767476	0,232524	0,680327	0,079956	0,239716
84,8	33,88	40	20,41	58	15,2	0,773028	0,226972	0,688564	0,080774	0,230662
86,55	32,07	37,08	21,17	56,31	13,45	0,747013	0,252987	0,653368	0,08199	0,264642
82,8	31,91	38,74	19,47	67,09	17,2	0,797859	0,202141	0,717616	0,070067	0,212316
85,2	33,09	38,83	20,11	56,72	14,8	0,767476	0,232524	0,680387	0,08006	0,239553
81,8	33,46	40,92	19,38	57,16	18,2	0,808707	0,191293	0,734024	0,071022	0,194954
85,4	34,54	40,44	20,97	58,53	14,6	0,764617	0,235383	0,678954	0,084535	0,236511
86,4	36,49	41,08	21,35	60,13	13,6	0,749429	0,250571	0,66305	0,093628	0,243322
83,9	33,15	39,46	20,39	59,79	16,1	0,78477	0,21523	0,702459	0,076121	0,22142
82,1	33,06	40,27	20,69	58,41	17,9	0,80555	0,19445	0,729309	0,07089	0,1998
80,2	32,59	40,94	18,77	54,21	19,8	0,824284	0,175716	0,753538	0,065275	0,181186
81,2	34,16	42,07	19,63	58,37	18,8	0,814788	0,185212	0,743034	0,071055	0,185911
84,9	34,5	40,63			15,1	0,77166	0,22834	0,687753	0,082699	0,229548
88	35,52	40,36	21,99	60,61	12	0,721529	0,278471	0,627706	0,097785	0,274508
86,6	35,89	41,44	21,69	60,13	13,4	0,746199	0,253801	0,658163	0,092774	0,249063
84,2	32,6	38,7	20,91	58,89	15,8	0,780966	0,219034	0,696786	0,075663	0,227551
80,5	31,37	38,97	20,7	57,48	19,5	0,821515	0,178485	0,748163	0,063343	0,188493
70,32	28,01	39,48	19,99	53,77	29,68	0,889132	0,110868	0,838773	0,04166	0,119567
67,3	28,49	42,37	16,8	47,01	32,7	0,90227	0,09773	0,858712	0,039375	0,101913
61,2	29,48	43,91	19,96	49,95	38,8	0,92335	0,07665	0,891474	0,035648	0,072878
66,9	28,27	42,24	20,83	50,97	33,1	0,903856	0,096144	0,860842	0,038694	0,100463
81,14057	32,99714	39,91	20,16059	57,71206	18,85943	0,815374	0,184626	0,742198	0,068343	0,189459

Apêndice C
Sistema de Cozimento da Usina Cruz Alta na Safra 1999/2000

Figura C.1 Balanço de Sólidos

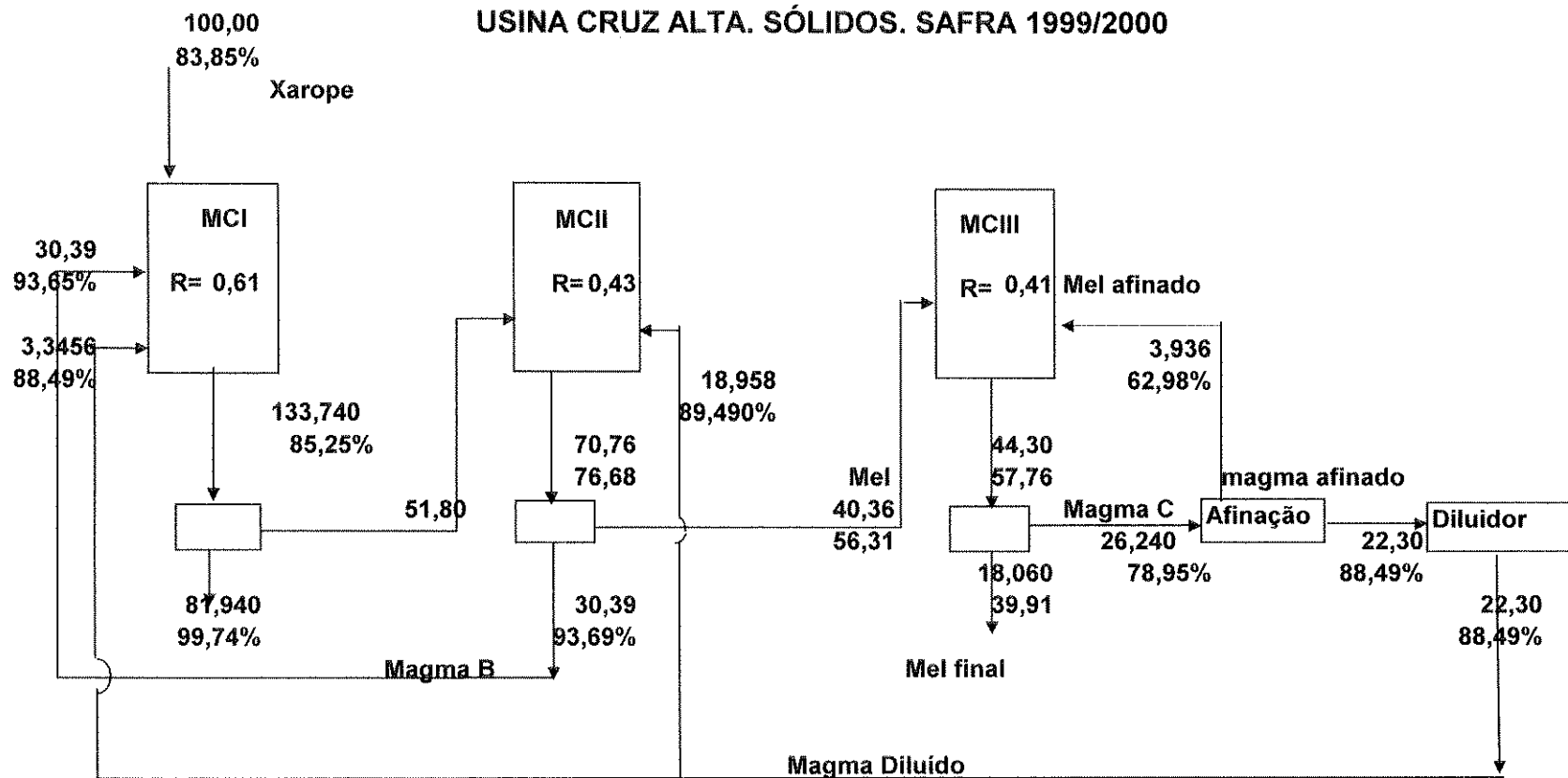
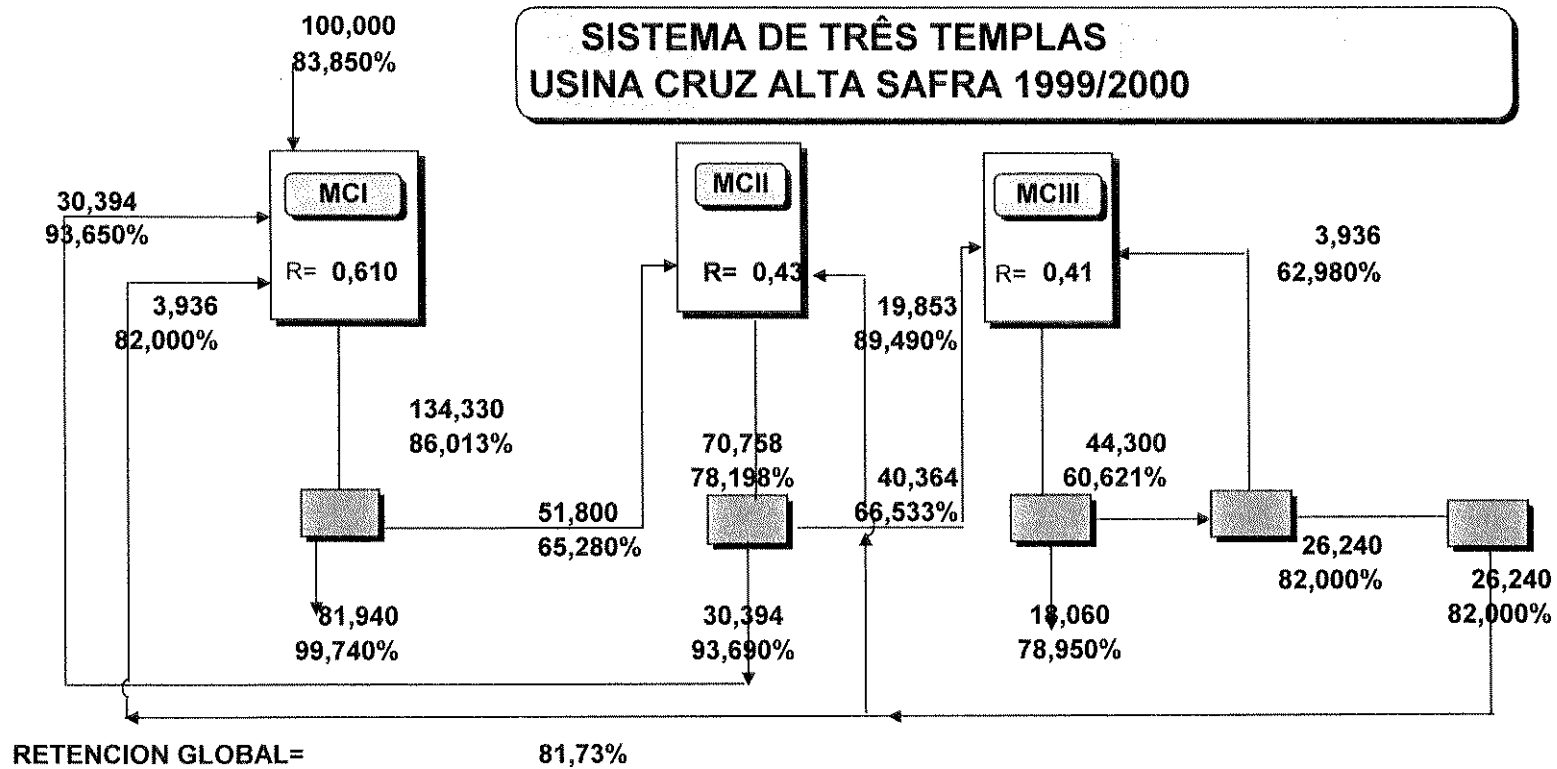


Figura C.1 Balanço de Sólidos

suma MC	248,798245			
Bce Sac.	0,00 <=	0,00		
Ret Tacho I	0,613 >=	0,40	0,613 <=	0,50
Ret Tacho II	0,430 >=	0,40	0,430 <=	0,45
Ret Tacho III	0,408 >=	0,35	0,408 <=	0,42
Div. Mieles I	0,000 >=	0,20	0,000 <=	0,30
MPI a 3a	0,000 >=	0,20	0,000 <=	0,30
AZII a Jbe	1,000 >=	1,00	1,000 <=	1,00
Mdo a II	0,000 >=	0,05	0,000 <=	0,10
Melado	100,00 >=	0,00		
Mdo a I	100,00 >=	0,00		
Mdo a II	0,00 >=	0,00		
Jarabe 2a	30,39 >=	0,00		
MRI	0,00 >=	0,00		
MCI	133,74 >=	0,00		
AZI	81,94 >=	0,00		
MPI	51,80 >=	0,00		
MPI a 2a	0,00 >=	0,00		
MPI a III	0,00 >=	0,00		
MCII	70,76 >=	0,00		
MPII	40,36 >=	0,00		
MCIII	44,30 >=	0,00		
AZIII	26,24 >=	0,00		
Melaza	18,06 >=	0,00		

Figura C.2 Purezas



BALANCES DE ÁGUA :

EV = ÁGUA EVAPORADA

**MOAGEM (TCD)
EXTRAÇÃO
TSD C. CLARIF**

MC I) EV I = 35,061 0,057 % CAÑA

MC II) EV II = 8,723 0,014 % CAÑA

MC III) EV III = 11,506 0,019 % CAÑA

EV TOTAL 55,290 0,089 % CAÑA

VAPOR NECESARIO 0,121 % CAÑA =

49,31 ton/h

Figura C.2 Purezas

CORRIENTE	BRIX %
CALDO CLARIF.	14,420%
MELADO	68,000%
MCI	91,801%
MEL RICA I	78,000%
MEL POBRE I	72,650%
MCII	92,130%
XAROPE II	76,160%
MAGMA II	93,690%
MC III	95,288%
MAGMA AFINADO	66,190%
MEL AFINADO	78,760%

CORRIENTE	Tn/D'a	HL	DENSIDAD	%CANA
AÇÚCAR CRISTAL	12,993			0,13
MCI	21,300	142,00	1,500	0,22
MCII	11,220	74,25	1,511	0,11
MCIII	7,024	46,06	1,525	0,07
MEL FINAL	2,864			0,03

Apêndice D
Simulação no EES®

{SAFRA 1999/2000, Caso A SEM MODIFICAÇÕES}

{Calculo exergético do sistema de evaporação da Usina Cruz Alta do Conjunto Açúcar Guaraní, esquema de evaporação instalado com extrações nos estagios primeiro, segundo}

{Dados de entrada fornecidos pela usina}

{Quantidade de cana processada pela usina em kg}

C=2002655370

{Composição da cana de açúcar processada pela usina}

{Fibra}

fibra=12 "Conteúdo de fibra na cana de açúcar, segundo boletim da safra 1999 da usina Cruz Alta"

Car=46,98 "Conteúdo de carbono na fibra"

H=6,11 "Conteúdo de hidrogenio na fibra"

O=44,09 "Conteúdo de oxigenio na fibra"

Nit=0,25 "Conteúdo de nitrogenio na fibra"

Cl=19863,52 "Valor calorífico inferior da fibra seca kJ/kg de fibra"

ROcar=O/Car "Relação oxigenio carbono"

RHCar=H/Car "Relação Hidrogenio Carbono"

RNitCar=Nit/Car "Relação Nitrogenio cabono"

Exespchfibra=Beta_f*Cl "Exergia específica da fibra na cana de açúcar kJ/kg de fibra"

Exchfibra=(fibra/100)*Exespchfibra "Exergia química da fibra"

Beta_f=(1,042+0,2160*(ROcar)-0,2499*(ROcar)*(1+0,78849*(RHCar))+0,0450*RNitCar)/(1-0,3035*(ROcar))

{Caldo na cana de açúcar}

Caldo=((100-fibra)/100) " massa da caldo na cana de açúcar"

Exchcaldo=Exchcaldocana*caldo

Exhcana=Exchfibra+Exchcaldo "Exergia total da cana"

Excana=Exhcana*moagem

{Trabalho elétrico suministrado ao difusor, tomado de: Sanchez P. M. G. e Nebra S. A. Thermoeconomic Analysis of a cogeneration system of a sugar mill plant, ECOS2002 15th International Conference on efficiency , Costs, optimization simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Berlin Germany, July 3-5, 2002}

WE1=768,1 "Turbomáquina P1, kW"

WE2=614,5 "Turbomáquina P2, kW"

WE3=1075,4 "Turbomáquina D, kW"

WE4=615 "Turbo maquina sistema de moagem M1,kW"

WE5=615 "Turbo maquina sistema de moagem M2, kW"

WET=WE1+WE2+WE3+WE4+WE5

{Exergia do bagaço que sai do difusor}

Bagaço=(fibra/100)*moagem

{No caso do bagaço que sai do difusor tem humidade de 49,5 %}

Cbag=23,5

Hbag=2,25

Obag=22

Humbag=51

Abag=1,25

Nitbag=0

ROcarb=Obag/Cbag

RHcarb=Hbag/Cbag

RNitcarb=Nitbag/Cbag

Beta_bag=(1,042+0,2160*(ROcarb)-0,2499*(ROcarb)*(1+0,78849*(RHcarb))+0,0450*RNitcarb)/(1-0,3035*(ROcarb))

PCI=19377-51,5*Abag-194,4*Humbag "kJ/kg"

b_wu=49,96

L=hgo-hfo

hgo=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;P=Po)

hfo=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;P=Po)

{L=2442 "(kJ/kg) Sanchez P.M."}

Exespbag=Beta_bag*(PCI+L*(Humbag/100))+b_wu*(Humbag/100)

Exbag=Bagaçõ*Exespbag

{Quantidade de caldo misto em toda a safra em kg}

{CM=2243594275 }"Boletim de safra 1999/2000"

CaldoMisto=(Caldo*moagem)+Magembeb

{Número de horas efetivas na safra é de}

NHE=4895,53

{Produção de vapor t/h segundo boletim de safra 1999}

PNVapor=266,684

{Número de efeitos de evaporação}

n=5

{brix do caldo em cana}

Brixccana=18,92395

Polccana=15,87815

Purezccana=83,83237

{Brix do caldo Clarificado}

Brixcc=14,42

{Caldo misto}

Brixcm=13,51263

Pzacm=83,50579

Polcm=11,28

{Xarope}

Brixx=64,42

Pzax=83,497

Polx=52,6777

{Xarope Clarificado}

Brixxc=61,10

Polxc=51,206

Pzaxc=83,853

{Massa cozida A}

brixmcA=91,80

PolmcA=77,96

PzamcA=85,259

{Massa em kg/s de vapor de escape à centrifugas e secador}

MVEC=1,081

{Açúcar}

Msac=13,427

Polaç=99,74

Pza=99,74

{Pureza magma afinado}

Pzamagmaafinado=88,49

{Brixmagmaafinado=66,19}

{Pureza mel afinado}

Pzamelafinado=49,57

Brixmelafinado=78,76

{Pureza magma B}

PzamagmaB=93,69

BrixmagmaB=90,83

{Pureza magma diluido}

PzamagmaD=88,49

BrixmagmaD=66,19

{Pureza massa cozida B}

{PzamassacozB=76,68}

brixmcb=92,13

{Pureza mel A}
{PzamelA=85,25}
BrixmelA=76,16
{Pureza mel B}
{PzamelB=56,31}
brixmelB=76,16
{Pureza massa C}
Brixmcc=95,29
{Mel Final}
Brixmf=81,14
Pzamf=39,91
Polmf=32,997
{Massa mel final kg/s}
MMF=0,033
{Mel A a Cozedor B}
{MelAB=MelA}
{Xarope Clarificado ao Cozedor A}
{XCCA=100}
{temperatura do caldo clarificado na entrada do multiplo}
{para o Caso A}
Tcc=95
{Para o Caso B}
{Tcc=Ts1}
{Temperatura de saída do caldo do aquecedor primario, oC}
Taqlps=95
{Temperatura de entrada do caldo ao aquecedor primario, oC}
Taqlpe=60
{Temperatura de saída do caldo do aquecedor secundario, do sistema de tratamento do caldo}
Taqlss=105
{Temperatura de entrada do caldo ao aquecedor secundario, do sistema de tratamento do caldo}
Taqlse=Taqlps
{Pressão do vapor de escape que entra na calandra dos evaporadores, kpa}
Pve=211,8
{Pressão de operação dos pre-evaporadores, leitura do manómetro do equipamento kPa}
{Pv1=158,6}
Pv1=170
{pressão de operação do segundo efeito, - não se reporta o valor da pressão de operação do primeiro efeito por estar o manometro com problemas}
Pv3=103,3
{pressão de operação do terceiro efeito de evaporação, leitura do manómetro do equipamento}
Pv4=67
{pressão de operação do quarto efeito de evaporação, leitura do manómetro do equipamento}
Pv5=23,9
{Pressão nos vacuos}
Pvacuo=23,9
{Temperatura do vapor de escape que entra na calandra dos pre-evaporadores, oC}
Tve=125
{Temperatura de ebulição do caldo, no primeiro efeito}
TV2=108
{Temperatura do xarope clarificado}
Txc=80
Magembeb=45,839 "Boletim de safra 1999/2000"
Mcondrep=3,124 "kg/s"

" 5 % da água de alimentar, Água alimentar= 65,28 kg/s. Tomado de: Sanchez P.M.G. e Nebra. S. A. , Carril T.P. Analysis of exergetic cost of a steam generation system of a Cruz Alta Sugar Mill. XVI Brazilian Congress of Mechanical Engineering, November 26-30 Uberlândia MG Brazil, pp 196-205, ano 2001"

{Sangrias de Vapor em kg/s, segundo o esquema Fábrica-EME_5-02/10/1999 Página 4ams }

{Msang1=11,02}

{Caso A - Esquema instalado na safra 1999/2000 de referencia. Caso B- Esquema modificado com aquecimento do caldo clarificado até a saturação usando vapor de escape}

Msang1=MVIaqs+MVIaqp

Msang2=MVIIC+MVIIaqp+MVIIaqp

Msang3=0

{Caso C- Esquema modificado com aquecimento do caldo clarificado até a saturação em duas etapas uma primeira até 107 °C com vapor vegetal I e uma segunda até a saturação com vapor de escape}

{Msang1=MVIaqs+MVI_cc+ MVIaqp}

Msang2=MVIIC+MVIIaqp+MVIIaqp

Msang3=0}

{Caso D- Mantem-se a modificação do caso C, sendo deslocada a sangria de vapor vegetal I e II do difusor para o efeito III}

{Msang1=MVIaqs+MVI_cc}

Msang2=MVIIC+MVIIaqp

Msang3=MVIIIaqp_a+MVIIIaqp_b}

{Caso J- Mantem-se as modificações do Caso D, mais soma-se à sangria do efeito III vapor para o aquecedor de xarope antes aquecido com vapor de escape}

{Msang1=MVIaqs+MVI_cc}

Msang2=MVIIC+MVIIaqp

Msang3=MVIIIaqp_a+MVIIIaqp_b+MVIIIxc}

Msang4=0

Msang5=0

{A pureza no sistema de evaporação varia entre 83,38684 do caldo clarificado e 83,49757 do xarope, segundo os dados promedios do laboratorio da usina, foi então tomado o valor medio de Pureza para todo o sistema}

Purez=83,44

{Area total de troca térmica do pré-evaporador, m2}

S1=7000

{Area de troca termica do primeiro efeito, m2}

S2=7800

{Area de troca termica do segundo efeito, m2}

S3=1400

{Area de troca termica do terceiro efeito, m2}

S4=1400

{Area de troca termica do quarto efeito, m2}

S5=1400

{Dados do sistema de referencia}

R=8,315

To=25

Po=101,3

{Cálculo das exergias de referencia ,denominadas reativa por Guallar, segundo Szargut, 1988}

Exrefsac=6007800 {kJ/kmol de sac}

Exrefnaç=2928800 {kJ/kmol}

Exrefag=9500 {kJ/kmol}

{Pesos moleculares dos compostos, aceitando como peso molecular dos não açúcares o da glicose}

PMsac=342,30254 {kg/kmol}

PMnaç=171 {kg/kmol}

PMag=18,01534 {kg/kmol}

{A vazão de caldo clarificado em kg/s, estimada a partir do caldo misto obtido no boletim da safra 2001, será }
moagem=(C/(NHE*3600))

Torta=1,44

Mo=CaldoMisto-Torta

{Estimação da demanda de vapor vegetal nos outros equipamentos da fábrica}

{Para os aquecedores do difusor}

{A usina conta com três aquecedores para o caldo no difusor denominados A1, A2, y A3}

{A1 e A2 operam em paralelo, recem o caldo das caixas de caldo menos enriquecido e vazam nas caixas de caldo mais enriquecido, usam como medio de aquecimento vapor vegetal que provem do primeiro efeito, as faixas de temperatura de operação destes aquecedores e aproximadamente de 84 oC até 96,1 para o caldo}

{A3 recebe o caldo da caixa numero um do difusor num nivel de temperatura de 86,4 oC e aquece até 90 oC com vapor vegetal que provem do segundo efeito de evaporação}

{Rein , 1995, estabelece que o caldo aquecido é circulado atraves dos aquecedores de caldo escaldado, ao final do difusor numa vazão de 300 % em cana o que equivale a 3000 kg/tc, valor que será utilizado no programa ao não dispor da vazão de caldo recirculada}

{Vazão de caldo recirculada nos aquecedores do difusor, kg/s}

$VCR=3000 \cdot C / (NHE \cdot 3600 \cdot 1000)$

{Quantidade de calor necessaria para o aquecimento do caldo misto desde 84 oC até 94 oC}

Ted=84

Tsd=94

$Qcmd = VCR \cdot C_{pcm30} \cdot (Tsd - Ted)$

{Quantidade de vapor vegetal I necessario para o aquecimento do caldo misto desde 84 oC até 94 oC, aquecedores A1, A2}

$MVlaqd = Qcmd / (hgfw1 \cdot 0,98)$

{Caso que o aquecimento fosse com vapor vegetal III}

$MVllaqd_a = Qcmd / ((hgw3 - hfw3) \cdot 0,98)$

{Para o aquecedor A3}

$MVllaqd = Qcmd / (hgfw2 \cdot 0,98)$

{Considerando o aquecimento com vapor vegetal III}

$MVllaqd_b = Qcmd / ((hgw3 - hfw3) \cdot 0,98)$

{Para os aquecedores de tratamento}

"Quantidade de vapor vegetal II a requerido para o aquecimento do caldo nos aquecedores primarios"

$QAP = Mo \cdot C_{po} \cdot (Ta_{qps} - Ta_{qpe})$

$hgfw2 = hgw2 - hfw2$

$MVllaqp = QAP / ((hgfw2) \cdot 0,98)$

{Quantidade de vapor vegetal I requerido para o aquecimento do caldo nos aquecedores secundarios}

$QAS = Mo \cdot C_{po} \cdot (Ta_{qss} - Ta_{qse})$

$hgfw1 = hgw1 - hfw1$

$MVlaqs = QAS / ((hgfw1) \cdot 0,98)$

{Quantidade de vapor vegetal II requerida para a evaporação nos cozedores}

$WTC = M5 \cdot (1 - Brix_{cc} / brix_{mcA})$

$MVlIC = WTC \cdot 1,37$

{Aquecimento do caldo clarificado desde 95 oc até a temperatura de saturação do caldo à pressão do primeiro efeito}

{Usando vapor de escape}

Tel=95

$Q_{cc} = Mo \cdot C_{po} \cdot (Ts1 - Tel)$

$MVE_{cc} = Q_{cc} / ((hgve - hve) \cdot 0,98)$

{Considerando o aquecimento do caldo clarificado em duas etapas, uma primeira usando vapor vegetal I desde 95 oC até 107 oC e uma segunda etapa com vapor de escape desde 107 até a saturação}

Tsl=107

{Quantidade de calor requerido para o aquecimento do caldo desde 95 oC até 107 oC}

$Q_{cci} = Mo \cdot C_{po} \cdot (Tsl - Tel)$

{Quantidade de vapor vegetal I para a primeira etapa de aquecimento do caldo}

$MVI_{cc} = Q_{cci} / ((hgw1 - hfw1) \cdot 0,98)$

{quantidade de calor requerido para o aquecimento do caldo desde 107 oC até a saturação}

```

Q_ccII=Mo*Cpo*(Ts1-TsI)
{Quantidade de vapor de escape requerido para o aquecimento do caldo desde 107 até a saturação}
MVEII_cc=Q_ccII/((hgve-hfve)*0,98)
{Quantidade de calor necessaria para o aquecimento do xarope desde 67,5 oC até 80 oC}
Txcs=80
Txce=67,5
Q_xc=M5*Cp5*(Txcs-Txce)
{Quantidade de vapor de escape consumido no aquecimento do xarope clarificado, casos A, B, C, D}
MVE_x=Q_xc/((hgve-hfve)*0,98)
{Quantidade de vapor vegetal III requerido para o aquecimento do xarope -Caso J}
MVIIXc=Q_xc/((hgw3-hfw3)*0,98)
{Balanço de massa do sistema de evaporação}
{Cálculo da evaporação total}
MWt=Mo*(1-(Brixcc/Brixx))
{vazão de xarope na saída do multiplo efeito}
M5=Mo-MWt
{Balanço de massas dos evaporadores}
Mo=Mw1+M1
M1=Mw2+M2
M2=Mw3+M3
M3=Mw4+M4
M4=Mw5+M5
{Vazão mássica de vapor vegetal do primeiro corpo que alimenta a calandria do segundo corpo}
Mw1=Mw1p1+Msang1
Mw2=Mw2p2+Msang2
Mw3=Mw3p3+Msang3
Mw4=Mw4p4+Msang4
{Cálculo do brix na saída do primeiro corpo}
Brix1=Brixcc*(Mo/(Mo-(Mw1)))
{Brix medio nos pre-evaporadores}
Brix1m=(Brixcc+Brix1)/2
{Calculo do Brix de saída do segundo efeito}
Brix2=Brixcc*(Mo/(Mo-(Mw1+Mw2)))
{Cálculo do Brix medio do segundo efeito}
Brix2m=(Brix1+Brix2)/2
{Calculo do Brix de saída do terceiro efeito}
Brix3=Brixcc*(Mo/(Mo-(Mw1+Mw2+Mw3)))
{Calculo do Brix medio do terceiro efeito}
Brix3m=(Brix2+Brix3)/2
{Calculo do Brix de saída do cuarto efeito}
Brix4=Brixcc*(Mo/(Mo-(Mw1+Mw2+Mw3+Mw4)))
{Calculo do brix medio do quarto efeito}
Brix4m=(Brix3+Brix4)/2
{Calculo do Brix de saída do quinto efeito}
Brix5=Brixcc*(Mo/(Mo-(Mw1+Mw2+Mw3+Mw4+Mw5)))
{Cálculo do brix medio do quinto efeito}
Brix5m=(Brix4+Brix5)/2
{PROPRIEDADES TERMOFISICAS DA DISOLUIÇÃO}
{Cálculo das frações molares do caldo na solução, considerando os não açúcares}
{Calculo das frações molares do caldo na cana}
{Cálculo das frações molares do caldo na solução do caldo no estado de referencia, considerando os não açúcares}
Msaccana=(Purezccana*Brixccana)/100
Magccana=100-Brixccana

```

Mnaçccana=Brixccana-Msaccana

xagccana=(Magccana/PMag)/((Msaccana/PMsac)+(Magccana/PMag)+(Mnaçccana/PMnaç))

xsaccana=(Msaccana/PMsac)/((Msaccana/PMsac)+(Magccana/PMag)+(Mnaçccana/PMnaç))

xnaçcana=(Mnaçccana/PMnaç)/((Msaccana/PMsac)+(Magccana/PMag)+(Mnaçccana/PMnaç))

{No caso que se considere a solução binária, pura}

Magbccana=100-Brixccana

Msacbccana=Brixccana

xagbccana=(Magbccana/PMag)/((Msacbccana/PMsac)+(Magbccana/PMag))

xsacbccana=(Msacbccana/PMsac)/((Msacbccana/PMsac)+(Magbccana/PMag))

{Cálculo das frações molares do caldo na solução do caldo no estado de referencia, considerando os não açúcares}

Msaco=(Purez*Brixo)/100

Mago=100-Brixo

Mnaço=Brixo-Msaco

xago=(Mago/PMag)/((Msaco/PMsac)+(Mago/PMag)+(Mnaço/PMnaç))

xsaco=(Msaco/PMsac)/((Msaco/PMsac)+(Mago/PMag)+(Mnaço/PMnaç))

xnaço=(Mnaço/PMnaç)/((Msaco/PMsac)+(Mago/PMag)+(Mnaço/PMnaç))

{No caso que se considere a solução binária, pura}

Magbo=100-Brixo

Msacbo=Brixo

xagbo=(Magbo/PMag)/((Msacbo/PMsac)+(Magbo/PMag))

xsacbo=(Msacbo/PMsac)/((Msacbo/PMsac)+(Magbo/PMag))

{Para o caldo clarificado que entra ao multiplo}

Msace=(Purez*Brixcc)/100

Mage=100-Brixcc

Mnaçe=Brixcc-Msace

xage=(Mage/PMag)/((Msace/PMsac)+(Mage/PMag)+(Mnaçe/PMnaç))

xsace=(Msace/PMsac)/((Msace/PMsac)+(Mage/PMag)+(Mnaçe/PMnaç))

xnaçe=(Mnaçe/PMnaç)/((Msace/PMsac)+(Mage/PMag)+(Mnaçe/PMnaç))

{No caso que se considere a solução binária, pura}

Magbe=100-Brixcc

Msacbe=Brixcc

xagbe=(Magbe/PMag)/((Msacbe/PMsac)+(Magbe/PMag))

xsacbe=(Msacbe/PMsac)/((Msacbe/PMsac)+(Magbe/PMag))

{Cálculo das frações molares do caldo na saída dos preevaporadores, considerando os não açúcares}

Msac1=(Purez*Brix1)/100

Mag1=100-Brix1

Mnaç1=Brix1-Msac1

xag1=(Mag1/PMag)/((Msac1/PMsac)+(Mag1/PMag)+(Mnaç1/PMnaç))

xsac1=(Msac1/PMsac)/((Msac1/PMsac)+(Mag1/PMag)+(Mnaç1/PMnaç))

xnaç1=(Mnaç1/PMnaç)/((Msac1/PMsac)+(Mag1/PMag)+(Mnaç1/PMnaç))

{No caso que se considere a solução binária, pura}

Magb1=100-Brix1

Msacb1=Brix1

xagb1=(Magb1/PMag)/((Msacb1/PMsac)+(Magb1/PMag))

xsacb1=(Msacb1/PMsac)/((Msacb1/PMsac)+(Magb1/PMag))

{Cálculo das frações molares na saída do primeiro efeito, considerando os não açúcares}

Msac2=(Purez*Brix2)/100

Mag2=100-Brix2

Mnaç2=Brix2-Msac2

xag2=(Mag2/PMag)/((Msac2/PMsac)+(Mag2/PMag)+(Mnaç2/PMnaç))

xsac2=(Msac2/PMsac)/((Msac2/PMsac)+(Mag2/PMag)+(Mnaç2/PMnaç))

xnaç2=(Mnaç2/PMnaç)/((Msac2/PMsac)+(Mag2/PMag)+(Mnaç2/PMnaç))

{No caso que se considere a solução binária, pura}

```

Magb2=100-Brix2
Msacb2=Brix2
xagb2=(Magb2/PMag)/((Msacb2/PMsac)+(Magb2/PMag))
xsacb2=(Msacb2/PMsac)/((Msacb2/PMsac)+(Magb2/PMag))
{Cálculo das frações molares do caldo na solução, na saída do segundo efeito, considerando os não açúcares}
Msac3=(Purez*Brix3)/100
Mag3=100-Brix3
Mnaç3=Brix3-Msac3
xag3=(Mag3/PMag)/((Msac3/PMsac)+(Mag3/PMag)+(Mnaç3/PMnaç))
xsac3=(Msac3/PMsac)/((Msac3/PMsac)+(Mag3/PMag)+(Mnaç3/PMnaç))
xnaç3=(Mnaç3/PMnaç)/((Msac3/PMsac)+(Mag3/PMag)+(Mnaç3/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binária, pura}
Magb3=100-Brix3
Msacb3=Brix3
xagb3=(Magb3/PMag)/((Msacb3/PMsac)+(Magb3/PMag))
xsacb3=(Msacb3/PMsac)/((Msacb3/PMsac)+(Magb3/PMag))
{Cálculo das frações molares do caldo na solução na saída do terceiro efeito, considerando os não açúcares}
Msac4=(Purez*Brix4)/100
Mag4=100-Brix4
Mnaç4=Brix4-Msac4
xag4=(Mag4/PMag)/((Msac4/PMsac)+(Mag4/PMag)+(Mnaç4/PMnaç))
xsac4=(Msac4/PMsac)/((Msac4/PMsac)+(Mag4/PMag)+(Mnaç4/PMnaç))
xnaç4=(Mnaç4/PMnaç)/((Msac4/PMsac)+(Mag4/PMag)+(Mnaç4/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binária, pura}
Magb4=100-Brix4
Msacb4=Brix4
xagb4=(Magb4/PMag)/((Msacb4/PMsac)+(Magb4/PMag))
xsacb4=(Msacb4/PMsac)/((Msacb4/PMsac)+(Magb4/PMag))
{Cálculo das frações molares do caldo na solução, na saída do quarto efeito, considerando os não açúcares}
Msac5=(Purez*Brix5)/100
Mag5=100-Brix5
Mnaç5=Brix5-Msac5
xag5=(Mag5/PMag)/((Msac5/PMsac)+(Mag5/PMag)+(Mnaç5/PMnaç))
xsac5=(Msac5/PMsac)/((Msac5/PMsac)+(Mag5/PMag)+(Mnaç5/PMnaç))
xnaç5=(Mnaç5/PMnaç)/((Msac5/PMsac)+(Mag5/PMag)+(Mnaç5/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binária, pura}
Magb5=100-Brix5
Msacb5=Brix5
xagb5=(Magb5/PMag)/((Msacb5/PMsac)+(Magb5/PMag))
xsacb5=(Msacb5/PMsac)/((Msacb5/PMsac)+(Magb5/PMag))
{Cálculo das frações molares do caldo misto, na entrada do aquecedor primário considerando os não açúcares}
Msaccm=(Pzacm*Brixcm)/100
Magcm=100-Brixcm
Mnaçcm=Brixcm-Msaccm
xagcm=(Magcm/PMag)/((Msaccm/PMsac)+(Magcm/PMag)+(Mnaçcm/PMnaç))
xsaccm=(Msaccm/PMsac)/((Msaccm/PMsac)+(Magcm/PMag)+(Mnaçcm/PMnaç))
xnaçcm=(Mnaçcm/PMnaç)/((Msaccm/PMsac)+(Magcm/PMag)+(Mnaçcm/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binária, pura}
Magbcm=100-Brixcm
Msacbcm=Brixcm
xagbcm=(Magbcm/PMag)/((Msacbcm/PMsac)+(Magbcm/PMag))
xsacbcm=(Msacbcm/PMsac)/((Msacbcm/PMsac)+(Magbcm/PMag))
{Cálculo das frações molares do xarope, na saída do sistema de evaporação}

```

```

Msacx=(Pzax*Brix)/100
Magx=100-Brix
Mnaçx=Brix-Msacx
xagx=(Magx/PMag)/((Msacx/PMsac)+(Magx/PMag)+(Mnaçx/PMnaç))
xsacx=(Msacx/PMsac)/((Msacx/PMsac)+(Magx/PMag)+(Mnaçx/PMnaç))
xnaçx=(Mnaçx/PMnaç)/((Msacx/PMsac)+(Magx/PMag)+(Mnaçx/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binaria, pura}
Magbx=100-Brix
Msacbx=Brix
xagbx=(Magbx/PMag)/((Msacbx/PMsac)+(Magbx/PMag))
xsacbx=(Msacbx/PMsac)/((Msacbx/PMsac)+(Magbx/PMag))
{Cálculo das frações molares do xarope clarificado na saída do aquecedor de xarope}
Msacxc=(Pzaxc*Brix)/100
Magxc=100-Brix
Mnaçxc=Brix-Msacxc
xagxc=(Magxc/PMag)/((Msacxc/PMsac)+(Magxc/PMag)+(Mnaçxc/PMnaç))
xsacxc=(Msacxc/PMsac)/((Msacxc/PMsac)+(Magxc/PMag)+(Mnaçxc/PMnaç))
xnaçxc=(Mnaçxc/PMnaç)/((Msacxc/PMsac)+(Magxc/PMag)+(Mnaçxc/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binaria, pura}
Magbxc=100-Brix
Msacbxc=Brix
xagbxc=(Magbxc/PMag)/((Msacbxc/PMsac)+(Magbxc/PMag))
xsacbxc=(Msacbxc/PMsac)/((Msacbxc/PMsac)+(Magbxc/PMag))
{Calculo das frações molares da massa cozida A}
MsacmcA=(PzamcA*brixmcA)/100
MagmcA=100-brixmcA
MnaçmcA=brixmcA-MsacmcA
xagmcA=(MagmcA/PMag)/((MsacmcA/PMsac)+(MagmcA/PMag)+(MnaçmcA/PMnaç))
xsacmcA=(MsacmcA/PMsac)/((MsacmcA/PMsac)+(MagmcA/PMag)+(MnaçmcA/PMnaç))
xnaçmcA=(MnaçmcA/PMnaç)/((MsacmcA/PMsac)+(MagmcA/PMag)+(MnaçmcA/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binaria, pura}
MagbmcA=100-brixmcA
MsacbmcA=brixmcA
xagbmcA=(MagbmcA/PMag)/((MsacbmcA/PMsac)+(MagbmcA/PMag))
xsacbmcA=(MsacbmcA/PMsac)/((MsacbmcA/PMsac)+(MagbmcA/PMag))
{Mel Final}
Msacmf=(Pzamf*Brixmf)/100
Magmf=100-Brixmf
Mnaçmf=Brixmf-Msacmf
xagmf=(Magmf/PMag)/((Msacmf/PMsac)+(Magmf/PMag)+(Mnaçmf/PMnaç))
xsacmf=(Msacmf/PMsac)/((Msacmf/PMsac)+(Magmf/PMag)+(Mnaçmf/PMnaç))
xnaçmf=(Mnaçmf/PMnaç)/((Msacmf/PMsac)+(Magmf/PMag)+(Mnaçmf/PMnaç))
{No caso que se considere a solução binaria, pura}
Magbmf=100-Brixmf
Msacbmfb=Brixmf
xagbmfb=(Magbmfb/PMag)/((Msacbmfb/PMsac)+(Magbmfb/PMag))
xsacbmfb=(Msacbmfb/PMsac)/((Msacbmfb/PMsac)+(Magbmfb/PMag))

{Calculo dos pesos moleculares ponderados da dissolução nos diferentes pontos de entrada e saída dos corpos}
PMdiscana=(xagccana*PMag)+(xsacccana*PMsac)+(xnaçccana*PMnaç)
PMdisbccana=(xagbccana*PMag)+(xsacbccana*PMsac)
PMdiso=(xago*PMag)+(xsaco*PMsac)+(xnaço*PMnaç)
PMdisbo=(xagbo*PMag)+(xsacbo*PMsac)

```

```

PMdisa=(xage*PMag)+(xsace*PMsac)+(xnaçe*PMnaç)
PMdisbe=(xagbe*PMag)+(xsacbe*PMsac)
PMdis1=(xag1*PMag)+(xsac1*PMsac)+(xnaç1*PMnaç)
PMdisb1=(xagb1*PMag)+(xsacb1*PMsac)
PMdis2=(xag2*PMag)+(xsac2*PMsac)+(xnaç2*PMnaç)
PMdisb2=(xagb2*PMag)+(xsacb2*PMsac)
PMdis3=(xag3*PMag)+(xsac3*PMsac)+(xnaç3*PMnaç)
PMdisb3=(xagb3*PMag)+(xsacb3*PMsac)
PMdis4=(xag4*PMag)+(xsac4*PMsac)+(xnaç4*PMnaç)
PMdisb4=(xagb4*PMag)+(xsacb4*PMsac)
PMdis5=(xag5*PMag)+(xsac5*PMsac)+(xnaç5*PMnaç)
PMdisb5=(xagb5*PMag)+(xsacb5*PMsac)
PMdiscm=(xagcm*PMag)+(xsaccm*PMsac)+(xnaçcm*PMnaç)
PMdisbcm=(xagbcm*PMag)+(xsacbcm*PMsac)
PMdisx=(xagx*PMag)+(xsacx*PMsac)+(xnaçx*PMnaç)
PMdisbx=(xagbx*PMag)+(xsacbx*PMsac)
PMdisxc=(xagxc*PMag)+(xsacxc*PMsac)+(xnaçxc*PMnaç)
PMdisbxc=(xagbxc*PMag)+(xsacbxc*PMsac)
PMdismcA=(xagmcA*PMag)+(xsacmcA*PMsac)+(xnaçmcA*PMnaç)
PMdisbmcA=(xagbmcA*PMag)+(xsacbmcA*PMsac)
PMdisbmf=(xagbmf*PMag)+(xsacbmf*PMsac)
PMdismf=(xagmf*PMag)+(xsacmf*PMsac)+(xnaçmf*PMnaç)

```

{Determinação das temperaturas de saturação à pressão de operação de cada corpo}

Tv1=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=1;P=Pv1)

Pv2=PRESSURE(Steam_NBS;T=TV2;x=1)

TV3=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=1;P=Pv3)

TV4=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=1;P=Pv4)

TV5=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=1;P=Pv5)

{Temperatura do vapor vegetal nos vacuos}

TVV=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=1;P=Pvacuo)

{Elevação do ponto de ebulição do caldo tomando conta da influência da concretização da solução, á variação da pressão do vapor, foi estudado por Starzack and Peackoc, 1997, como a fração molar dos não açúcares é tão pequena se considera binaria}

EPEA1=1+(0,5578*((xsacb1)^2))*(1-(1,0038*((xsacb1)))-(0,24653*((xsacb1)^2)))*((Tv1+226,28)/(Tv1+273,15))

EPEB1=(1+(((Tv1+226,28)/(3797,06))*ln(1-xsacb1)))

EPE1=((EPEA1/EPEB1)-1)*(Tv1+226,28)

EPEA2=1+(0,5578*((xsacb2)^2))*(1-(1,0038*((xsacb2)))-(0,24653*((xsacb2)^2)))*((TV2+226,28)/(TV2+273,15))

argum2=ln(1-xsacb2)

EPEB2=(1+(((TV2+226,28)/(3797,06))*argum2)))

EPE2=((EPEA2/EPEB2)-1)*(TV2+226,28)

EPEA3=1+(0,5578*((xsacb3)^2))*(1-(1,0038*((xsacb3)))-(0,24653*((xsacb3)^2)))*((TV3+226,28)/(TV3+273,15))

EPEB3=(1+(((TV3+226,28)/(3797,06))*ln(1-xsacb3)))

EPE3=((EPEA3/EPEB3)-1)*(TV3+226,28)

EPEA4=1+(0,5578*((xsacb4)^2))*(1-(1,0038*((xsacb4)))-(0,24653*((xsacb4)^2)))*((TV4+226,28)/(TV4+273,15))

EPEB4=(1+(((TV4+226,28)/(3797,06))*ln(1-xsacb4)))

EPE4=((EPEA4/EPEB4)-1)*(TV4+226,28)

EPEA5=1+(0,5578*((xsacb5)^2))*(1-(1,0038*((xsacb5)))-(0,24653*((xsacb5)^2)))*((TV5+226,28)/(TV5+273,15))

EPEB5=(1+(((TV5+226,28)/(3797,06))*ln(1-xsacb5)))

EPE5=((EPEA5/EPEB5)-1)*(TV5+226,28)

{Elevação do ponto de ebulição nos vacuos}

EPEAA=1+(0,5578*((xsacbmCA)^2))*(1-(1,0038*((xsacbmCA)))-(0,24653*((xsacbmCA)^2)))*((TVV+226,28)/(TVV+273,15))

$$EPEBA=(1+(((TVV+226,28)/(3797,06))^{\ln(1-x_{sac}b5)}))$$

$$EPEVA=((EPEAA/EPEBA)-1)*(TVV+226,28)$$

{Calculo das temperaturas reais de ebulição da solução}

$$Ts1=TV1+EPE1$$

$$Ts2=TV2+EPE2$$

$$Ts3=TV3+EPE3$$

$$Ts4=TV4+EPE4$$

$$Ts5=TV5+EPE5$$

{temperatura de saturação das massa cozida nos vacuos considerando a elevação do ponto de ebulição}

$$Tsv=TVV+EPEVA$$

{Calores específicos do caldo na saída e entrada do primeiro efeito, utilizaremos a expressão proposta por Kadlec e Baloh}

$$Cpo=4,1868-0,0297*(Brixo/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brixo/100)*To$$

$$Cpcc=4,1868-0,0297*(Brixc/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brixc/100)*Tcc$$

$$Cp1=4,1868-0,0297*(Brix1/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brix1/100)*Ts1$$

$$Cp2=4,1868-0,0297*(Brix2/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brix2/100)*Ts2$$

$$Cp3=4,1868-0,0297*(Brix3/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brix3/100)*Ts3$$

$$Cp4=4,1868-0,0297*(Brix4/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brix4/100)*Ts4$$

$$Cp5=4,1868-0,0297*(Brix5/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brix5/100)*Ts5$$

$$Cpcm30=4,1868-0,0297*(Brixcm/100)+4,6E-05*(Pzacm/100)+7,5E-05*(Brixcm/100)*Taqp$$

$$Cpcm31=4,1868-0,0297*(Brixcm/100)+4,6E-05*(Pzacm/100)+7,5E-05*(Brixcm/100)*Taqp$$

$$Cpcm32=4,1868-0,0297*(Brixcm/100)+4,6E-05*(Pzacm/100)+7,5E-05*(Brixcm/100)*Taqp$$

$$Cpcc40=4,1868-0,0297*(Brixc/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brixc/100)*Tel$$

$$Cpcc41=4,1868-0,0297*(Brixc/100)+4,6E-05*(Purez/100)+7,5E-05*(Brixc/100)*Tsl$$

$$Cpx=4,1868-0,0297*(Brixc/100)+4,6E-05*(Pzac/100)+7,5E-05*(Brixc/100)*Ts5$$

$$Cpcc=4,1868-0,0297*(Brixc/100)+4,6E-05*(Pzac/100)+7,5E-05*(Brixc/100)*Txc$$

$$CpmcA=4,1868-0,0297*(brixcA/100)+4,6E-05*(PzacA/100)+7,5E-05*(brixcA/100)*Tsv$$

$$Cpmf=4,1868-0,0297*(Brixf/100)+4,6E-05*(Pzacf/100)+7,5E-05*(Brixf/100)*Tsv$$

{Determinación das entalpiás do caldo na entrada e saída de cada corpo segundo a equação de Peacock, 1995}

$$hjo=2,326*(((Brixo/10)*(100+Brixo))/(900-8*Brixo))+1,8*To*(1-((Brixo/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjeo=2,326*(((Brixc/10)*(100+Brixc))/(900-8*Brixc))+1,8*To*(1-((Brixc/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hj1o=2,326*(((Brix1/10)*(100+Brix1))/(900-8*Brix1))+1,8*To*(1-((Brix1/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hj2o=2,326*(((Brix2/10)*(100+Brix2))/(900-8*Brix2))+1,8*To*(1-((Brix2/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hj3o=2,326*(((Brix3/10)*(100+Brix3))/(900-8*Brix3))+1,8*To*(1-((Brix3/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hj4o=2,326*(((Brix4/10)*(100+Brix4))/(900-8*Brix4))+1,8*To*(1-((Brix4/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hj5o=2,326*(((Brix5/10)*(100+Brix5))/(900-8*Brix5))+1,8*To*(1-((Brix5/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjcm30o=2,326*(((Brixcm/10)*(100+Brixcm))/(900-8*Brixcm))+1,8*To*(1-((Brixcm/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjcm31o=2,326*(((Brixcm/10)*(100+Brixcm))/(900-8*Brixcm))+1,8*To*(1-((Brixcm/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjcm32o=2,326*(((Brixcm/10)*(100+Brixcm))/(900-8*Brixcm))+1,8*To*(1-((Brixcm/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjcc40o=2,326*(((Brixc/10)*(100+Brixc))/(900-8*Brixc))+1,8*To*(1-((Brixc/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjcc41o=2,326*(((Brixc/10)*(100+Brixc))/(900-8*Brixc))+1,8*To*(1-((Brixc/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjxo=2,326*(((Brixc/10)*(100+Brixc))/(900-8*Brixc))+1,8*To*(1-((Brixc/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjxco=2,326*(((Brixc/10)*(100+Brixc))/(900-8*Brixc))+1,8*To*(1-((Brixc/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjmcAo=2,326*(((brixcA/10)*(100+brixcA))/(900-8*brixcA))+1,8*To*(1-((brixcA/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hjmfO=2,326*(((Brixf/10)*(100+Brixf))/(900-8*Brixf))+1,8*To*(1-((Brixf/100)*(0,6-0,0009*To))))$$

$$hje=2,326*(((Brixc/10)*(100+Brixc))/(900-8*Brixc))+1,8*Tcc*(1-((Brixc/100)*(0,6-0,0009*Tcc))))$$

$$hj1=2,326*(((Brix1/10)*(100+Brix1))/(900-8*Brix1))+1,8*Ts1*(1-((Brix1/100)*(0,6-0,0009*Ts1))))$$

$$hj2=2,326*(((Brix2/10)*(100+Brix2))/(900-8*Brix2))+1,8*Ts2*(1-((Brix2/100)*(0,6-0,0009*Ts2))))$$

$$hj3=2,326*(((Brix3/10)*(100+Brix3))/(900-8*Brix3))+1,8*Ts3*(1-((Brix3/100)*(0,6-0,0009*Ts3))))$$

$$hj4=2,326*(((Brix4/10)*(100+Brix4))/(900-8*Brix4))+1,8*Ts4*(1-((Brix4/100)*(0,6-0,0009*Ts4))))$$

$$hj5=2,326*(((Brix5/10)*(100+Brix5))/(900-8*Brix5))+1,8*Ts5*(1-((Brix5/100)*(0,6-0,0009*Ts5))))$$

```

hjcm30=2,326*(((Brixcm/10)*(100+Brixcm))/(900-8*Brixcm))+ (1,8*Taqpe*(1-((Brixcm/100)*(0,6-0,0009*Taqpe))))
hjcm31=2,326*(((Brixcm/10)*(100+Brixcm))/(900-8*Brixcm))+ (1,8*Taaps*(1-((Brixcm/100)*(0,6-0,0009*Taaps))))
hjcm32=2,326*(((Brixcm/10)*(100+Brixcm))/(900-8*Brixcm))+ (1,8*Taqs*(1-((Brixcm/100)*(0,6-0,0009*Taqs))))
hjcc40=2,326*(((Brixcc/10)*(100+Brixcc))/(900-8*Brixcc))+ (1,8*Tel*(1-((Brixcc/100)*(0,6-0,0009*Tel))))
hjcc41=2,326*(((Brixcc/10)*(100+Brixcc))/(900-8*Brixcc))+ (1,8*Tsl*(1-((Brixcc/100)*(0,6-0,0009*Tsl))))
hjsx=2,326*(((Brixx/10)*(100+Brixx))/(900-8*Brixx))+ (1,8*Ts5*(1-((Brixx/100)*(0,6-0,0009*Ts5))))
hjxc=2,326*(((Brixxc/10)*(100+Brixxc))/(900-8*Brixxc))+ (1,8*Txc*(1-((Brixxc/100)*(0,6-0,0009*Txc))))
hjmcA=2,326*(((brixmcA/10)*(100+brixmcA))/(900-8*brixmcA))+ (1,8*Tsv*(1-((brixmcA/100)*(0,6-0,0009*Tsv))))
hjmf=2,326*(((Brixmf/10)*(100+Brixmf))/(900-8*Brixmf))+ (1,8*Tsv*(1-((Brixmf/100)*(0,6-0,0009*Tsv))))

```

{Determinação da variação de entropia do caldo entre las condiciones de saída e o medio ambiente, Higa, 1999}

```

DELTAS_eo=4,1868*ln((Tcc+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Tcc+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Tcc-To)+0,0011*(100-Tcc
+273,15)*ln((Tcc+273,15)/(To+273,15))) * (Brix1/100)
DELTAS_1o=4,1868*ln((Ts1+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Ts1+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Ts1-To)+0,0011*(100-Ts1
+273,15)*ln((Ts1+273,15)/(To+273,15))) * Brix1/100
DELTAS_2o=4,1868*ln((Ts2+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Ts2+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Ts2-To)+0,0011*(100-Ts2
+273,15)*ln((Ts2+273,15)/(To+273,15))) * Brix2/100
DELTAS_3o=4,1868*ln((Ts3+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Ts3+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Ts3-To)+0,0011*(100-Ts3
+273,15)*ln((Ts3+273,15)/(To+273,15))) * Brix3/100
DELTAS_4o=4,1868*ln((Ts4+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Ts4+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Ts4-To)+0,0011*(100-Ts4
+273,15)*ln((Ts4+273,15)/(To+273,15))) * Brix4/100
DELTAS_5o=4,1868*ln((Ts5+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Ts5+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Ts5-To)+0,0011*(100-Ts5
+273,15)*ln((Ts5+273,15)/(To+273,15))) * Brix5/100
DELTAS_cm30o=4,1868*ln((Taqpe+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Taqpe+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Taqpe-To)+0
,0011*(100-Taqpe+273,15)*ln((Taqpe+273,15)/(To+273,15))) * Brixcm/100
DELTAS_cm31o=4,1868*ln((Taaps+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Taaps+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Taaps-To)+0
,0011*(100-Taaps+273,15)*ln((Taaps+273,15)/(To+273,15))) * Brixcm/100
DELTAS_cm32o=4,1868*ln((Taqs+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Taqs+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Taqs-To)+0
,0011*(100-Taqs+273,15)*ln((Taqs+273,15)/(To+273,15))) * Brixcm/100
DELTAS_cc40o=4,1868*ln((Tel+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Tel+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Tel-To)+0,0011*(100
-Tel+273,15)*ln((Tel+273,15)/(To+273,15))) * Brixcc/100
DELTAS_cc41o=4,1868*ln((Tsl+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Tsl+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Tsl-To)+0,0011*(100
-Tsl+273,15)*ln((Tsl+273,15)/(To+273,15))) * Brixcc/100
DELTAS_xo=4,1868*ln((Ts5+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Ts5+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Ts5-To)+0,0011*(100-Ts5
+273,15)*ln((Ts5+273,15)/(To+273,15))) * Brixx/100
DELTAS_xco=4,1868*ln((Txc+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Txc+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Txc-To)+0,0011*(100
-Txc+273,15)*ln((Txc+273,15)/(To+273,15))) * Brixxc/100
DELTAS_mco=4,1868*ln((Tsv+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Tsv+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Tsv-To)+0,0011*(100
-Tsv+273,15)*ln((Tsv+273,15)/(To+273,15))) * BrixmcA/100
DELTAS_mfo=4,1868*ln((Tsv+273,15)/(To+273,15))-(1,092*ln((Tsv+273,15)/(To+273,15))-0,0018*(Tsv-To)+0,0011*(100
-Tsv+273,15)*ln((Tsv+273,15)/(To+273,15))) * Brixmf/100

```

{Calculo das entalpias dos vapores de água que participam do processo}

```

ho=ENTHALPY(Steam_NBS;T=To;P=Po)
hgsve=ENTHALPY(Steam_NBS;P=Pve; x=1)
hgve=ENTHALPY(Steam_NBS;P=Pve; T=Tve)
hgw1=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;T=TV1)
hgw2=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;T=TV2)
hgw3=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;T=TV3)
hgw4=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;T=TV4)
hgw5=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;T=TV5)

```

{Entalpia vapor vegetal nos vacuos}

```

hgwwa=ENTHALPY(Steam_NBS;x=1;T=TVV)
{Entalpia dos condensados que saem de cada um dos corpos}
hfve=ENTHALPY(Steam_NBS;P=Pve; x=0)
hfw1=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;T=TV1)
hfw2=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;T=TV2)
hfw3=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;T=TV3)
hfw4=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;T=TV4)
hfw5=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;T=TV5)
{Entalpia condensado vapor vegetal nos vacuos}
hfwva=ENTHALPY(Steam_NBS;x=0;T=TVV)

{Entropias dos vapores de agua que participam no processo}
So=ENTROPY(Steam_NBS;T=To;P=Po)
sgve=ENTROPY(Steam_NBS;T=Tve; P=Pve)
sgw1=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV1;x=1)
sgw2=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV2;x=1)
sgw3=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV3;x=1)
sgw4=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV4;x=1)
sgw5=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV5;x=1)
{Entropia vapor vegetal nos vacuos}
sgwva=ENTROPY(Steam_NBS;T=TVV;x=1)

sfve= ENTROPY(Steam_NBS;P=Pve ;x=0)
sfw1=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV1;x=0)
sfw2=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV2;x=0)
sfw3=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV3;x=0)
sfw4=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV4;x=0)
sfw5=ENTROPY(Steam_NBS;T=TV5;x=0)
{entropia do condensado do vapor vegetal do vacuo}
sfwva=ENTROPY(Steam_NBS;T=TVV;x=0)
{Balanços de energia nos diferentes corpos do multiplo}
{Vazão mássica de vapor de escape fornecido ao pré-evaporador, considerando as perdas de calor de 20 %}
MVE=((Mw1*(hgw1-hje))+M1*(hj1-hje))/((hgve-hfve)*0,98)
Mw1p1=((Mw2*(hgw2-hj1))+M2*(hj2-hj1))/((hgw1-hfw1)*0,98)
Mw2p2=((Mw3*(hgw3-hj2))+M3*(hj3-hj2))/((hgw2-hfw2)*0,98)
Mw3p3=((Mw4*(hgw4-hj3))+M4*(hj4-hj3))/((hgw3-hfw3)*0,98)
Mw4p4=((Mw5*(hgw5-hj4))+M5*(hj5-hj4))/((hgw4-hfw4)*0,98)
{Fração do vapor total produzido na usina e que é consumido nos evaporadores}
FVE= (MVE*3600)/(PNVapor*1000)
{Determinação dos coeficientes de transferencia de calor , para cada corpo do multiplo, segundo a equação proposta pelo
Manula do IPT}
{calculo da diferenca de temperatura media logaritmica}
Tsve=TEMPERATURE(Steam_NBS;x=1;P=Pve)
LMTD1=((Tve-Tcc)-(Tsve-Ts1))/ln((Tsve-Tcc)/(Tve-Tsve))
DELTAT_A=Tve-Tv1
DELTAT_2=(Tvaq2-TV2)
DELTAT_3=(Tvaq3-TV3)
DELTAT_4=(Tvaq4-TV4)
DELTAT_5=(Tvaq5-TV5)
U1=(MVE*(hgve-hfve)*1000)/(S1*LMTD1) {Somente valida para o caso A}
U1A=(MVE*(hgve-hfve)*1000)/(S1*DELTAT_A)
U2=(Mw1p1*(hgw1-hfw1)*1000)/(S2*DELTAT_2)
U3=(Mw2p2*(hgw2-hfw2)*1000)/(S3*DELTAT_3)

```

$$U4=((Mw3-Msang3)*(hgw3-hfw3)*1000)/(S4*DELTAT_4)$$

$$U5=((Mw4-Msang4)*(hgw4-hfw4)*1000)/(S5*DELTAT_5)$$

{Calculo dos coeficientes de transferencia de calor segundo as equações propostas por Westphalen, 1999}

{Equação de Baloh}

$$UBaloh1=(5,23E+06)/((Brixc^2)+(Brix1^2)+800)$$

$$UBaloh2=(5,23E+06)/((Brix1^2)+(Brix2^2)+800)$$

$$UBaloh3=(5,23E+06)/((Brix2^2)+(Brix3^2)+800)$$

$$UBaloh4=(5,23E+06)/((Brix3^2)+(Brix4^2)+800)$$

$$UBaloh5=(5,23E+06)/((Brix4^2)+(Brix5^2)+800)$$

{Equação de Schwedenformel}

$$USchewedenformel1=502,31*Ts1/Brix1$$

$$USchewedenformel2=502,31*Ts2/Brix2$$

$$USchewedenformel3=502,31*Ts3/Brix3$$

$$USchewedenformel4=502,31*Ts4/Brix4$$

$$USchewedenformel5=502,31*Ts5/Brix5$$

{Equação de Speyerer}

$$USpeyerer1=465,11*Ts1/Brix1$$

$$USpeyerer2=465,11*Ts2/Brix2$$

$$USpeyerer3=465,11*Ts3/Brix3$$

$$USpeyerer4=465,11*Ts4/Brix4$$

$$USpeyerer5=465,11*Ts5/Brix5$$

{Equação de Hopstock}

$$UHopstock1=(69,78*Ts1*(3,5+0,04*Ts1))/Brix1$$

$$UHopstock2=(69,78*Ts2*(3,5+0,04*Ts2))/Brix2$$

$$UHopstock3=(69,78*Ts3*(3,5+0,04*Ts3))/Brix3$$

$$UHopstock4=(69,78*Ts4*(3,5+0,04*Ts4))/Brix4$$

$$UHopstock5=(69,78*Ts5*(3,5+0,04*Ts5))/Brix5$$

{Equação dos suecos}

$$Usuecos1=(502*Ts1)/Brix1m$$

$$Usuecos2=(502*Ts2)/Brix2m$$

$$Usuecos3=(502*Ts3)/Brix3m$$

$$Usuecos4=(502*Ts4)/Brix4m$$

$$Usuecos5=(502*Ts5)/Brix5m$$

{Dessin}

$$UDessin1=0,613*(100-Brix1m)*(Tve-54)$$

$$UDessin2=0,613*(100-Brix2m)*(Ts1-54)$$

$$UDessin3=0,613*(100-Brix3m)*(Ts2-54)$$

$$UDessin4=0,613*(100-Brix4m)*(Ts3-54)$$

$$UDessin5=0,613*(100-Brix5m)*(Ts4-54)$$

{Calculo das exergias dos vapores que participam no processo, exergia fisica mais quimica}

$$Exespve=((hgve-ho) - ((To+273,15) * (sgve-So))+49,96)$$

$$Exve = MVE * Exespve$$

$$Exespw1=((hgw1-ho)-((To+273,15)*(sgw1-So))+49,96)$$

$$exgs1=(Msang1)*Exespw1$$

$$Exgw1 = Mw1*Exespw1$$

$$Exgw1p1=(Mw1-Msang1)*Exespw1$$

$$Exespw2=((hgw2-ho)-((To+273,15)*(sgw2-So))+49,96)$$

$$Exgs2=(Msang2)*Exespw2$$

$$Exgw2 = Mw2*Exespw2$$

$$Exgw2p2=(Mw2p2)*Exespw2$$

$$Exespw3=((hgw3-ho) - ((To+273,15)*(sgw3-So))+49,96)$$

$$Exgw3p3 = Mw3p3*Exespw3$$

$$Exgw3=Mw3*Exespw3$$

```

Exgs3=Msang3*Exespw3
Exespw4=((hgw4-ho) - ((To+273,15)*(sgw4-So))+49,96)
Exgw4p4 = Mw4p4*Exespw4
Exgs4=Msang4*Exespw4
Exgw4=Mw4*Exespw4
Exespw5=((hgw5-ho) - ((To+273,15)*(sgw5-So))+49,96)
Exgw5 = Mw5*Exespw5
{Exergia do vapor vegetal II para o aquecimento primario}
Exgaqp=MVllaqp*Exespw2
ExgaqdII=MVllaqd*Exespw2
{Exergia do vapor vegetal I para o aquecimento secundario}
Exgaqs=MVlaqs*Exespw1
Exgaqdl=MVlaqd*Exespw1
{Exergia do vapor de escape para o aquecimento do caldo clarificado-Caso B}
Exgvecc=MVE_cc*Exespve
{Exergia do vapor de escape consumido na segunda etapa de aquecimento do caldo clarificado-caso C, D e J}
ExgVElIcc=MVElI_cc*Exespve
{Exergia do vapor vegetal I consumido na primeira etapa de aquecimento do caldo clarificado, Casos C, D, J}
ExgVlcc=MVl_cc*Exespw1
{Exergia do vapor de escape consumido para o aquecimento do xarope, casos A, B, C, D}
ExgVEx=MVE_x*Exespve
{Exergia do vapor vegetal III consumido para o aquecimento do xarope, caso J}
ExgVllxc=MVllxc*Exespw3
{Exergia especifica do vapor vegetal dos vacuos}
Exespwva=((hgwva-ho)-((To+273,15)*(sgwva-So))+49,96)
{Exergia total do vapor vegetal gerado nos vacuos}
Exgwva=WTC*Exespwva
{Exergia do vapor de escape consumido pelas centrifugas e secadores}
ExgVEC=MVEC*Exespve
{Exergia do vapor vegetal II consumida para a evaporação nos vacuos}
ExgVlIC=MVlIC*Exespw2
{Exergia do vapor vegetal III utilizado para os aquecedores do difusor}
ExgVllaqd_a=MVllaqd_a*Exespw3
ExgVllaqd_b=MVllaqd_b*Exespw3
{Exergia dos condensados dos vapores que participam no processo}
Exespconve= ((hfve-ho) - ((To+273,15) * (sfve-So))+49,96)
Exfconve= MVE *Exespconve
Exespcondw1=((hfw1-ho) - ((To+273,15)*(sfw1-So))+49,96)
Exfw1p1=Mw1p1*Exespcondw1
Exespcondw2=((hfw2-ho) - ((To+273,15)*(sfw2-So))+49,96)
Exfw2p2=(Mw2-Msang2)*Exespcondw2
Exespcondw3=((hfw3-ho) - ((To+273,15)*(sfw3-So))+49,96)
Exfw3p3=Mw3p3*Exespcondw3
Exespcondw4=((hfw4-ho) - ((To+273,15)*(sfw4-So))+49,96)
Exfw4p4=Mw4p4*Exespcondw4
Exespcondw5=((hfw5-ho) - ((To+273,15)*(sfw5-So))+49,96)
Exfw5=Mw5*Exespcondw5
{Exergia condensado de vapor II para o aquecedor primario}
Exfaqp=MVllaqp*Exespcondw2
ExfaqdII=MVllaqd*Exespcondw2
{Exergia do condensado do vapor I para o aquecimento secundario}
Exfaqs=MVlaqs*Exespcondw1
Exfaqdl=MVlaqd*Exespcondw1

```

{Exergia condensado vapor de escape para o aquecimento do caldo clarificado numa etapa só- Caso B}

$Exfvecc=MVE_{cc}*Exespcnve$

{Exergia do condensado de vapor de escape consumido na segunda etapa de aquecimento do caldo clarificado-caso Ce Caso D}

$ExfVEIcc=MVEI_{cc}*Exespcnve$

{Exergia do condensado do vapor vegetal I consumido na primeira etapa de aquecimento do caldo clarificado-Caso C, Caso D}

$ExfVIcc=MVI_{cc}*Exespcndw1$

{Exergia do condensado do vapor de escape consumido para o aquecimento do xarope, casos A, B, C, D}

$ExfVEx=MVE_x*Exespcnve$

{Exergia do condensado do vapor vegetal III consumido para o aquecimento do xarope- caso J}

$ExfVIlxc=MVIlxc*Exespcndw3$

{Exergia especifica do condensado vapor vegetal vacuos}

$Exespcndwva=((hfwva-ho) - ((To+273,15)*(sfwva-So))+49,96)$

{Exergia do condensado vapor vegetal vacuos}

$Exfwva=WTC*Exespcndwva$

{Exergia do condensado do vapor de escape consumido pelas centrifugas e secadores}

$ExfVEC=MVEC*Exespcnve$

{Exergia do condensado do vapor vegetal II consumido para a evaporação nos vacuos}

$ExfVIIC=MVIIC*Exespcndw2$

{Exergia do condensado do vapor vegetal III utilizado nos aquecedores do difusor}

$Exfaqd_a=MVIlIaqa_a*Exespcndw3$

$Exfaqd_b=MVIlIaqa_b*Exespcndw3$

{Determinação das exergias físicas do caldo nos diferentes pontos de entrada e saída dos corpos}

{Determinación de la exergía física do caldo da cana}

$DELTAHjeo=hje-hjeo$

$DELTAHj1o=hj1-hj1o$

$DELTAHj2o=hj2-hj2o$

$DELTAHj3o=hj3-hj3o$

$DELTAHj4o=hj4-hj4o$

$DELTAHj5o=hj5-hj5o$

$DELTAHjcm30o=hjcm30-hjcm30o$

$DELTAHjcm31o=hjcm31-hjcm31o$

$DELTAHjcm32o=hjcm32-hjcm32o$

$DELTAHjcc40o=hjcc40-hjcc40o$

$DELTAHjcc41o=hjcc41-hjcc41o$

$DELTAHjxo=hjx-hjxo$

$DELTAHjxco=hjxc-hjxco$

$DELTAHjmcAo=hjmcA-hjmcAo$

$DELTAHjmfo=hjmf-hjmfo$

$Exfjeo=(DELTAHjeo)-((To+273,15)*(DELTAS_{eo}))$

$Exfj1o=(DELTAHj1o)-((To+273,15)*(DELTAS_{1o}))$

$Exfj2o=(DELTAHj2o)-((To+273,15)*(DELTAS_{2o}))$

$Exfj3o=(DELTAHj3o)-((To+273,15)*(DELTAS_{3o}))$

$Exfj4o=(DELTAHj4o)-((To+273,15)*(DELTAS_{4o}))$

$Exfj5o=(DELTAHj5o)-((To+273,15)*(DELTAS_{5o}))$

$Exfjcm30o=(DELTAHjcm30o)-((To+273,15)*(DELTAS_{cm30o}))$

$Exfjcm31o=(DELTAHjcm31o)-((To+273,15)*(DELTAS_{cm31o}))$

$Exfjcm32o=(DELTAHjcm32o)-((To+273,15)*(DELTAS_{cm32o}))$

$Exfjcc40o=(DELTAHjcc40o)-((To+273,15)*(DELTAS_{cc40o}))$

$Exfjcc41o=(DELTAHjcc41o)-((To+273,15)*(DELTAS_{cc41o}))$

$Exfjxo=(DELTAHjxo)-((To+273,15)*(DELTAS_{xo}))$

$Exfjxco=(DELTAHjxco)-((To+273,15)*(DELTAS_{xco}))$

ExfjmcAo=(DELTAHjmcAo)-((To+273,15)*(DELTAS_mcAo))

Exfjmfo=(DELTAHjmfo)-((To+273,15)*(DELTAS_mfo))

{EXERGIA QUIMICA DO CALDO=SOMATORIA(EXERGÍAS DE REFERENCIAS)+SOMATORIA(EXERGÍAS DE MEZCLA)}

{Calculo dos coeficientes de atividade da agua segundo a equação de Starzack and Peacock}

Gwbcana=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbccana*(1-1,0038*xsacbccana-0,24653*(xsacbccana)^2)

gamma_wbcana=exp(Gwbcana)

awbcana=xagbccana*gamma_wbcana

Gwbo=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbo*(1-1,0038*xsacbo-0,24653*(xsacbo)^2)

gamma_wbo=exp(Gwbo)

awbo=xagbo*gamma_wbo

Gwbe=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbe*(1-1,0038*xsacbe-0,24653*(xsacbe)^2)

gamma_wbe=exp(Gwbe)

awbe=xagbe*gamma_wbe

Gwb1=-(2121,4/(To+273,15))*xsacb1*(1-1,0038*xsacb1-0,24653*(xsacb1)^2)

gamma_wb1=exp(Gwb1)

awb1=xagb1*gamma_wb1

Gwb2=-(2121,4/(To+273,15))*xsacb2*(1-1,0038*xsacb2-0,24653*(xsacb2)^2)

gamma_wb2=exp(Gwb2)

awb2=xagb2*gamma_wb2

Gwb3=-(2121,4/(To+273,15))*xsacb3*(1-1,0038*xsacb3-0,24653*(xsacb3)^2)

gamma_wb3=exp(Gwb3)

awb3=xagb3*gamma_wb3

Gwb4=-(2121,4/(To+273,15))*xsacb4*(1-1,0038*xsacb4-0,24653*(xsacb4)^2)

gamma_wb4=exp(Gwb4)

awb4=xagb4*gamma_wb4

Gwb5=-(2121,4/(To+273,15))*xsacb5*(1-1,0038*xsacb5-0,24653*(xsacb5)^2)

gamma_wb5=exp(Gwb5)

awb5=xagb5*gamma_wb5

Gwbcm=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbcm*(1-1,0038*xsacbcm-0,24653*(xsacbcm)^2)

gamma_wbcm=exp(Gwbcm)

awbcm=xagbcm*gamma_wbcm

Gwbx=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbx*(1-1,0038*xsacbx-0,24653*(xsacbx)^2)

gamma_wbx=exp(Gwbx)

awbx=xagbx*gamma_wbx

Gwbxc=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbx*(1-1,0038*xsacbx-0,24653*(xsacbx)^2)

gamma_wbxc=exp(Gwbxc)

awbxc=xagbxc*gamma_wbxc

{função atividade da água}

GwbmcA=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbmca*(1-1,0038*xsacbmca-0,24653*(xsacbmca)^2)

gamma_wbmca=exp(GwbmcA)

awbmca=xagbmca*gamma_wbmca

Gwbmf=-(2121,4/(To+273,15))*xsacbmfi*(1-1,0038*xsacbmfi-0,24653*(xsacbmfi)^2)

gamma_wbmfi=exp(Gwbmf)

awbmfi=xagbmfi*gamma_wbmfi

{Calculo dos coeficientes de atividade da sacarose no caso da dissolução binaria}

Fue=-(2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbe)-3,0076*xsacbe+0,634005*(xsacbe)^2+0,24653*(xsacbe)^3)

gamma_saco=exp(Fuo)

Asacbo=gamma_saco*xsacbo

{Valor de referência da função atividade, considerando como referência o sólido puro}

```

x0sac=1
Fuo=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(x0sac)-(3,0076*x0sac)+(0,634005*((x0sac)^2)))+(0,24653*((x0sac)^3)))
Fuen=Fuo-Fue
gamma_sace=exp(Fuen)
asacbe=gamma_sace*xsacbe
Fucana=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbccana)-(3,0076*xsacbccana)+(0,634005*((xsacbccana)^2)))+(0,24653*((xsacbccana)^3)))
Fuccana=Fuo-Fucana
gamma_saccana=exp(Fuccana)
asacbccana=gamma_saccana*xsacbccana
Fu1=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacb1)-(3,0076*xsacb1)+(0,634005*((xsacb1)^2)))+(0,24653*((xsacb1)^3)))
Fup=Fuo-Fu1
gamma_sac1=exp(Fup)
asacb1=gamma_sac1*xsacb1
Fu2=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacb2)-(3,0076*xsacb2)+(0,634005*((xsacb2)^2)))+(0,24653*((xsacb2)^3)))
Fus=Fuo-Fu2
gamma_sac2=exp(Fus)
asacb2=gamma_sac2*xsacb2
Fu3=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacb3)-(3,0076*xsacb3)+(0,634005*((xsacb3)^2)))+(0,24653*((xsacb3)^3)))
Fut=Fuo-Fu3
gamma_sac3=exp(Fut)
asacb3=gamma_sac3*xsacb3
Fu4=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacb4)-(3,0076*xsacb4)+(0,634005*((xsacb4)^2)))+(0,24653*((xsacb4)^3)))
Fuc=Fuo-Fu4
gamma_sac4=exp(Fuc)
asacb4=gamma_sac4*xsacb4
Fu5=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacb5)-(3,0076*xsacb5)+(0,634005*((xsacb5)^2)))+(0,24653*((xsacb5)^3)))
Fuq=Fuo-Fu5
gamma_sac5=exp(Fuq)
asacb5=gamma_sac5*xsacb5
Fucm=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbcm)-(3,0076*xsacbcm)+(0,634005*((xsacbcm)^2)))+(0,24653*((xsacbcm)^3)))
Fuqcm=Fuo-Fucm
gamma_saccm=exp(Fuqcm)
asacbcm=gamma_saccm*xsacbcm
Fux=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbx)-(3,0076*xsacbx)+(0,634005*((xsacbx)^2)))+(0,24653*((xsacbx)^3)))
Fuqx=Fuo-Fux
gamma_sacx=exp(Fuqx)
asacbx=gamma_sacx*xsacbx
Fuxc=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbxc)-(3,0076*xsacbxc)+(0,634005*((xsacbxc)^2)))+(0,24653*((xsacbxc)^3)))
Fuqxc=Fuo-Fuxc
gamma_sacxc=exp(Fuqxc)
asacbxc=gamma_sacxc*xsacbxc
FumcA=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbmca)-(3,0076*xsacbmca)+(0,634005*((xsacbmca)^2)))+(0,24653*((xsacbmca)^3)))
FuqmcA=Fuo-FumcA
gamma_sacmcA=exp(FuqmcA)
asacbmca=gamma_sacmcA*xsacbmca
Fumf=-((2121,4/(To+273,15))*(ln(xsacbmfi)-(3,0076*xsacbmfi)+(0,634005*((xsacbmfi)^2)))+(0,24653*((xsacbmfi)^3)))
Fuqmf=Fuo-Fumf
gamma_sacmf=exp(Fuqmf)
asacbmfi=gamma_sacmf*xsacbmfi
{Caso que a dissolução se considere binaria}
ExrefSZbcana=((xagbccana*Exrefag)+(xsacbccana*Exrefsac))/PMdisbccana
ExrefSZbe=((xagbe*Exrefag)+(xsacbe*Exrefsac))/PMdisbe

```

```

ExrefSZb1=((xagb1*Exrefag)+(xsacb1*Exrefsac))/PMdisb1
ExrefSZb2=((xagb2*Exrefag)+(xsacb2*Exrefsac))/PMdisb2
ExrefSZb3=((xagb3*Exrefag)+(xsacb3*Exrefsac))/PMdisb3
ExrefSZb4=((xagb4*Exrefag)+(xsacb4*Exrefsac))/PMdisb4
ExrefSZb5=((xagb5*Exrefag)+(xsacb5*Exrefsac))/PMdisb5
ExrefSZbcm=((xagbcm*Exrefag)+(xsacbcm*Exrefsac))/PMdisbcm
ExrefSZbx=((xagbx*Exrefag)+(xsacbx*Exrefsac))/PMdisbx
ExrefSZbxc=((xagbxc*Exrefag)+(xsacbxc*Exrefsac))/PMdisbxc
ExrefSZbmcA=((xagbmcA*Exrefag)+(xsacbmcA*Exrefsac))/PMdisbmcA
ExrefSZbmf=((xagbmf*Exrefag)+(xsacbmf*Exrefsac))/PMdisbmf

```

{Calculo da componente de mistura da exergia química do caldo nos diferentes pontos do multiplo}

{Caso dissolução binaria}

Exmistbcana=-(R*(To+273,15)/PMdisbccana)*((xagbccana*ln(awbccana))+(xsacbccana*ln(asacbccana)))

)

```

Exmistbe=-(R*(To+273,15)/PMdisbe)*((xagbe*ln(awbe))+(xsacbe*ln(asacbe)))
Exmistb1=-(R*(To+273,15)/PMdisb1)*((xagb1*ln(awb1))+(xsacb1*ln(asacb1)))
Exmistb2=-(R*(To+273,15)/PMdisb2)*((xagb2*ln(awb2))+(xsacb2*ln(asacb2)))
Exmistb3=-(R*(To+273,15)/PMdisb3)*((xagb3*ln(awb3))+(xsacb3*ln(asacb3)))
Exmistb4=-(R*(To+273,15)/PMdisb4)*((xagb4*ln(awb4))+(xsacb4*ln(asacb4)))
Exmistb5=-(R*(To+273,15)/PMdisb5)*((xagb5*ln(awb5))+(xsacb5*ln(asacb5)))
Exmistbcm=-(R*(To+273,15)/PMdisbcm)*((xagbcm*ln(awbcm))+(xsacbcm*ln(asacbcm)))
Exmistbx=-(R*(To+273,15)/PMdisbx)*((xagbx*ln(awbx))+(xsacbx*ln(asacbx)))
Exmistbxc=-(R*(To+273,15)/PMdisbxc)*((xagbxc*ln(awbxc))+(xsacbxc*ln(asacbxc)))
ExmistbmcA=-(R*(To+273,15)/PMdisbmcA)*((xagbmcA*ln(awbmcA))+(xsacmcA*ln(asacbmcA)))
Exmistbmf=-(R*(To+273,15)/PMdisbmf)*((xagbmf*ln(awbmf))+(xsacbmf*ln(asacbmf)))

```

```

Exreacbcana=-(R*(To+273,15)/PMdisbccana)*((xagbccana*ln(awbccana))+(xsacbccana*ln(asacbccana)))
Exreacobe=-(R*(To+273,15)/PMdisbe)*((xagbe*ln(awbo))+(xsacbe*ln(Asacbo)))
Exreacob1=-(R*(To+273,15)/PMdisb1)*((xagb1*ln(awbo))+(xsacb1*ln(Asacbo)))
Exreacob2=-(R*(To+273,15)/PMdisb2)*((xagb2*ln(awbo))+(xsacb2*ln(Asacbo)))
Exreacob3=-(R*(To+273,15)/PMdisb3)*((xagb3*ln(awbo))+(xsacb3*ln(Asacbo)))
Exreacob4=-(R*(To+273,15)/PMdisb4)*((xagb4*ln(awbo))+(xsacb4*ln(Asacbo)))
Exreacob5=-(R*(To+273,15)/PMdisb5)*((xagb5*ln(awbo))+(xsacb5*ln(Asacbo)))
Exreacobcm=-(R*(To+273,15)/PMdisbcm)*((xagbcm*ln(awbo))+(xsacbcm*ln(Asacbo)))
Exreacobx=-(R*(To+273,15)/PMdisbx)*((xagbx*ln(awbo))+(xsacbx*ln(Asacbo)))
Exreacobxc=-(R*(To+273,15)/PMdisbxc)*((xagbxc*ln(awbo))+(xsacbxc*ln(Asacbo)))
ExreacobmcA=-(R*(To+273,15)/PMdisbmcA)*((xagbmcA*ln(awbo))+(xsacbmcA*ln(Asacbo)))
Exreacobmf=-(R*(To+273,15)/PMdisbmf)*((xagbmf*ln(awbo))+(xsacbmf*ln(Asacbo)))

```

{Calculo das exergias químicas específicas para cada ponto de entrada e saída dos efeitos de evaporação, para o ambiente de referencia de Sazargut}

Exhcaldocana=(ExrefSZbcana+Exmistbcana)

Exche=ExrefSZbe+Exmistbe

Exch1=ExrefSZb1+Exmistb1

Exch2=ExrefSZb2+Exmistb2

Exch3=ExrefSZb3+Exmistb3

Exch4=ExrefSZb4+Exmistb4

Exch5=ExrefSZb5+Exmistb5

Exchcm=ExrefSZbcm+Exmistbcm

Exchx=ExrefSZbx+Exmistbx

Exchxc=ExrefSZbxc+Exmistbxc

ExchmcA=ExrefSZbmcA+ExmistbmcA

Exchaç=Exrefsac/PMsac

Exchmf=ExrefSZbmf+Exmistbmf

{Calculo das exergias quimicas totais}

EXe=Mo*(Exfjeo+Exche)

EX1=M1*(Exfj1o+Exch1)

EX2=M2*(Exfj2o+Exch2)

EX3=M3*(Exfj3o+Exch3)

EX4=M4*(Exfj4o+Exch4)

EX5=M5*(Exfj5o+Exch5)

EXcm30=CaldoMisto*(Exfjcm30o+Exchcm)

EXcm31=CaldoMisto*(Exfjcm31o+Exchcm)

EXcm32=CaldoMisto*(Exfjcm32o+Exchcm)

EXcc40=Mo*(Exfjcc40o+Exche)

EXcc41=Mo*(Exfjcc41o+Exche)

EXX=M5*(Exfjxo+Exchx)

EXXC=M5*(Exfjxco+Exchxc)

EXMCA=M5*(ExfjmcAo+ExchmcA)

EXAÇ=Msac*Exchaç

EXMF=MMF*(Exfjmfo+Exchmf)

{Calculo das exergias quimicas especificas para as condições de entrada e saída de cada corpo considerando o amiente de referencia de Guallar}

Exchbe=Exreacob+Exmistbe

Exchb1=Exreacob+Exmistb1

Exchb2=Exreacob+Exmistb2

Exchb3=Exreacob+Exmistb3

Exchb4=Exreacob+Exmistb4

Exchb5=Exreacob+Exmistb5

Exchbcm=Exreacob+Exmistbcm

Exchbx=Exreacob+Exmistbx

Exchbxc=Exreacob+Exmistbxc

ExchbmcA=Exreacob+ExmistbmcA

{Solubilidad de la sacarose segundo a equação de Grut , (1937) Listy Cukr, 1937/38. 53, 53-55 Z. Zuckerindustrie, 1937, 61, 356. reportada por Peackoc, (1995) , e Bubnick e Kadlec, (1996)}

{como o melhor ajuste para a solubilidade em toda a faixa, de interés, de temperatura}

Brixo=63,753+0,13542*To+0,0008869*(To^2)-2,222E-006*(To^3)

{O reportado por Guallar, 1987, a partir do tratamiento dos dados da Recueil de Methodes d'Analyses sucrieres é}

Ao=-0,04493

A1=0,10601

A2=0,00643

A3=-0,00006

{MS1 es el brix correspondente à dissolução saturada de sacarose à temperatura para a que determina-se SOL}

SOL= 64,476+0,07585*To+1,589E-03*((To)^2)

MS1=SOL+Ao+A1*(100-Purez)+A2*((100-Purez)^2)+A3*((100-Purez)^3)

{Toneladas de vapor/ toneladas de xarope}

Ivexar=MVE/M5

{Toneladas de vapor/tonelada de agua evaporada}

IVEwt=MVE/MWt

{Agua Evaporada/vapor de Escape}

IWtVe=MWt/MVE

{Assumindo que a operação do tanque de transferência 2 é estacionario consideraremos a vazão do caldo na saída do segundo efeito M2=191,79 em kg/s, dado de operação da planta}

{Diferença de temperatura até a saturação do caldo no pre-evaporador}

DELTA_Tinteg=Ts1-Tcc

{Superfície de troca térmica del pre-evaporador destinada al aumento de temperatura hasta la saturação}

Saq=0,1*Mo*3,6*DELTA_Tinteg

{Determinação do coeficiente de Dessin para o primer estagio de evaporação}

Tvaq2=TV1

Tvaq3=TV2

Tvaq4=TV3

Tvaq5=TV4

f1=(Mw1*3600)/((100-Brix1m)*(Tve-54)*S1*(Tve-Ts1))

f2=(Mw2*3600)/((100-Brix2m)*(Tve-54)*S2*(Tvaq2-Ts2))

{Determinação do coeficiente de Dessin para o tercer estagio de evaporação}

f3=(Mw3*3600)/((100-Brix3m)*(TV3-54)*S3*(Tvaq3-Ts3))

{Determinação do coeficiente de Dessin para o quarto estagio de evaporação}

f4=(Mw4*3600)/((100-Brix4m)*(Tvaq4-54)*S4*(Tvaq4-Ts4))

{Determinação do coeficiente de Dessin para o quinto estagio de evaporação}

f5=(Mw5*3600)/((100-Brix5m)*(Tvaq5-54)*S5*(Tvaq5-Ts5))

{Determinação do calor específico do xarope}

{Determinação da economia do vapor no quintuplo efeito de evaporação, a causa do uso das sangrias de vapor no aquecimento}

ecvap=(1/n)*(Msang1)+(2/n)*(Msang2)+(3/n)*(Msang3)+(4/n)*(Msang4)+(5/n)*(Msang5)

{Productividade do quintuplo efeito kg xarope/kg caldo clarificado}

PEX=M5/Mo

Processeficfac=MVE/Mw5

{Cálculo dos índices de evaporação por efeito, kg/m2/hr}

{Índice de evaporação do primer efeito}

IE1=Mw1*3600/S1

{Índice de evaporação do segundo efeito}

IE2=Mw2*3600/S2

{Índice de evaporação do terceiro efeito}

IE3=Mw3*3600/S3

{Índice de evaporação do quarto efeito}

IE4=Mw4*3600/S4

{Índice de evaporação do quinto efeito}

IE5=Mw5*3600/S5

{No caso do vapor vegetal ao circular dentro dos tubos desconsideraremos a exergia do calor}

{No caso da componente reativa da exergia para o ambiente de referencia associado ao processo, a To e Brixo, e pureza 84,33 que é a pureza media do caldo no sistema de evaporação}

{asaco=0,27259}

{Awo=((asaco)^(L1))*((anaço)^(L2))}

Exreacob=-R*(To+273,15)/PMdisbo*((xagbo*ln(awbo))+(xsacbo*ln(Asacbo)))

{Exreaco=-R*(To+273,15)/PMdiso*((xago*ln(awo))+(xsaco*ln(asaco))+(xnaço*ln(anaço)))}

{Exreaco1=-R*(To+273,15)/PMdis1*((xag1*ln(awbo))+(xsac1*ln(asacbo))+(xnaç1*ln(anaço)))}

{Balanço exergético}

{Usina como um volume de controle só}

kcana*Excana+k1*(Exve)+WET*kE=kaç*EXAÇ+Kmf*EXMF+k38*Exbag

kaç=Kmf

{DIFUSOR para os casos A, B, C}

kcana*Excana+kE*WET+K25*Exaguaemb+k18*Exgaqdl+K19*ExgaqdII=k35*ExfaqdII+K36*Exfaqdl+k30*EXcm30+K38*Exbag

{Para o caso em que usa-se vapor vegetal III para os aquecedores do difusor, Casos D e J}

{kcana*Excana+KE*WET+K25*Exaguaemb+k11*(ExgVIIIaqd_a+ExgvIIIaqd_b)=k30*EXcm30+K38*Exbag+k11*(Exfaqd_a+Exfaqd_b)}

kcana=1

$kE=7,348$ "Sanchez P.M.G. and Nebra S.A, 2002"
 $k30=K38$
 $\{k38=kcan\}$
 $\{Aquecedor\ primary\}$
 $CEX_{cm30}=k30*EX_{cm30}$
 $CEX_{cm31}=k31*EX_{cm31}$
 $Cex19=K19*Exgaqp$
 $Cex33=k33*Exfaqp$
 $k30*EX_{cm30}+K19*Exgaqp=k31*EX_{cm31}+k33*Exfaqp$
 $K19=k33$
 $\{aquecedor\ secundario\}$
 $CEX_{cm32}=k32*EX_{cm32}$
 $Cex18=k18*Exgaqs$
 $Cex34=k34*Exfaqs$
 $k31*EX_{cm31}+k18*Exgaqs=k32*EX_{cm32}+k34*Exfaqs$
 $k18=k34$
 $\{Decantador\}$
 $k32*EX_{cm32}=k3*exe$
 $\{Aquecedor\ de\ caldo\ clarificado\ usando\ vapor\ de\ escape\ como\ medio\ de\ aquecimento.\ Case\ B\}$
 $\{CEX_{gvecc}=Exgvecc*k1$
 $CEX_{fvecc}=k35*Exfvecc$
 $CEX_{cc40}=k40*EX_{cc40}$
 $k40*EX_{cc40}+Exgvecc*k1=k3*Exe+k37*Exfvecc$
 $k1=k37$
 $k32=k40\}$
 $\{Aquecimento\ do\ caldo\ clarificado\ em\ duas\ etapas.\ Case\ C,\ Case\ D,\ Case\ J\}$
 $\{Primeira\ etapa,\ aquecimento\ com\ vapor\ vegetal\ I\}$
 $\{CEX_{cc41}=k41*EX_{cc41}$
 $CEX_{gVlcc}=k18*ExgVlcc$
 $CexfVlcc=k44*ExfVlcc$
 $k40*EX_{cc40}+k18*ExgVlcc=k41*EX_{cc41}+k44*ExfVlcc$
 $k18=k44\}$
 $\{Segunda\ etapa\ de\ aquecimento\ com\ vapor\ de\ escape\}$
 $\{CexgVElcc=k1*ExgVElcc$
 $CexfVElcc=k43*ExfVElcc$
 $k41*EX_{cc41}+k1*ExgVElcc=k3*EXe+k43*ExfVElcc$
 $k1=k43$
 $k40=k32\}$
 $\{k3=k42\}$
 $\{Asignação\ de\ custos,\ considerando\ como\ produtos\ todos\ os\ fluxos\ que\ saem\ de\ cada\ evaporador,\ as\ k\ dos\ vapores\ vegetais\ iguais\ as\ k\ do\ caldo\ na\ saída\ de\ cada\ corpo\}$
 $CEX_{ve}=k1*Exve$
 $CEX_e=k3*EX_e$
 $CEX_1=k4*EX_1$
 $CEX_{fconve}=k2*Exfconve$
 $CEX_{gw1p1}=k5*Exgw1p1$
 $Cexgs1=k18*exgs1$
 $k1*Exve+k3*EX_e=k4*EX_1+k2*Exfconve+k5*Exgw1p1+k18*exgs1$
 $k1=5,834$
 $\{k3=k41\}\{case\ D\}$
 $k3=k32\{case\ A\}$
 $k5=k18$
 $k1=k2$

```

k4=k5
CEX2=k6*EX2
CExfw1p1=k7*Exfw1p1
CExgw2p2=k8*Exgw2p2
CExgs2=K19*Exgs2
k5*Exgw1p1+k4*EX1=k6*EX2+k7*Exfw1p1+k8*Exgw2p2+K19*Exgs2
k8=K19
k7=k5
k6=k8
CEX3=k9*EX3
CExfw2p2=k10*Exfw2p2
CExgw3=k11*Exgw3
k8*Exgw2p2+k6*EX2=k9*EX3+k10*Exfw2p2+k11*Exgw3p3+k11*Exgs3
k10=k8
k9=k11
CEX4=k13*EX4
CExfw3p3=k12*Exfw3p3
CExgw4p4=k14*Exgw4p4
k11*Exgw3p3+k9*EX3=k13*EX4+k12*Exfw3p3+k14*Exgw4p4
k12=k11
k13=k14
CEX5=k16*EX5
CExgw5=k17*Exgw5
CExfw4p4=k15*Exfw4p4
k14*Exgw4p4+k13*EX4=k16*EX5 +k17*Exgw5+k15*Exfw4p4
k15=k14
k17=k16
{Aquecedor de xarope}
k16*EX5+k1*ExgVEx=k59*EXXC+k60*ExfVEx
k60=k1
{Aquecedor de xarope usando como medio de aquecimento vapor III}
{CEXgVIIIxc=k11*ExgVIIIxc
CEXXC=k59*EXXC
CexfVIIIxc=k60*ExfVIIIxc
k16*Ex5+k11*ExgVIIIxc=k59*EXXC+k60*ExfVIIIxc
k60=k11}
{Cozimento-Centrifugação-Secagem}
CexgVIIC=K19*ExgVIIC
CexgVEC=k1*ExgVEC
CExAÇ=k70*EXAÇ
CexMF=K71*EXMF
CexfVIIC=k61*ExfVIIC
CExfVEC=K62*ExfVEC
CEXgwva=k63*Exgwva
K19*ExgVIIC+k59*EXXC+k1*ExgVEC=k70*EXAÇ+K71*EXMF+k61*ExfVIIC+K62*ExfVEC+k63*Exgwva
k70=K71
k61=K19
K62=k1
k63=k70
{Segunda variante considerando que as k dos vapores secundarios são iguais aos k do vapor que alimenta cada corpo}
kpcana*Excana+KpE*WET+Kp25*Exaguaemb+kp18*Exgaqdl+Kp19*ExgaqdlI=kp35*ExfaqdlI+Kp36*ExfaqdlI+kp30*EXcm30
+Kp38*Exbag
{Para o caso em que usa-se vapor vegetal III para os aquecedores do difusor}

```

$\{kpcana*Excana+KpE*WET+Kp25*Exaguaemb+kp11*(ExgVllaqd_a+Exgvvllaqd_b)=kp30*Excm30+Kp38*Exbag+kp11*(Exfaqd_a+Exfaqd_b)\}$

kpcana=1

KpE=7,348 "Sanchez P.M.G. and Nebra S.A, 2002"

kp30=Kp38

$\{kp38=kpcana\}$

$\{Aquecedor\ primary\}$

CExcmp30=kp30*EXcm30

CExcmp31=kp31*EXcm31

Cexp19=Kp19*Exgaqp

Cexp33=kp33*Exfaqp

$kp30*EXcm30+Kp19*Exgaqp=kp31*EXcm31+kp33*Exfaqp$

Kp19=kp33

$\{kp30=1,114\}$

$\{aquecedor\ secundario\}$

CExcmp32=kp32*EXcm32

Cexp18=k18*Exgaqs

Cexp34=k34*Exfaqs

$kp31*EXcm31+kp18*Exgaqs=kp32*EXcm32+kp34*Exfaqs$

kp34=kp18

$\{Aquecedor\ de\ caldo\ clarificado\ usando\ vapor\ de\ escape\ como\ medio\ de\ aquecimento\}$

$\{CExgveccp=Exgvecc*kp1\}$

$CExfveccp=kp35*Exfvecc$

$kp40*Excc40+Exgvecc*kp1=kp3*Exe+kp37*Exfvecc$

kp1=kp37

$kp32=kp40\}$

$\{Aquecimento\ do\ caldo\ clarificado\ em\ duas\ etapas\}$

$\{Primeira\ etapa,\ aquecimento\ com\ vapor\ vegetal\ I\}$

$\{kp40*EXcc40+kp18*ExgVlcc=kp41*EXcc41+kp44*ExfVlcc$

$kp18=kp44\}$

$\{segunda\ etapa\ de\ aquecimento\ com\ vapor\ de\ escape\}$

$\{kp41*EXcc41+Kp1*ExgVEllcc=kp3*EX3+kp43*ExfVEllcc$

$Kp1=kp43$

$kp40=kp32\}$

$\{Sistema\ de\ Evapora\c{a}\tilde{o}\}$

$Kp1*Exve+kp3*Exe=kp4*EX1+kp2*Exfconve+kp5*Exgw1p1+kp18*exgs1$

CExvep=Kp1*Exve

CExep=kp3*Exe

CEx1p=kp4*EX1

CExfconvep=kp2*Exfconve

CExgw1p1p=kp5*Exgw1p1

Cexgs1p=kp18*exgs1

Kp1=5,834

kp3=kp32{Caso A}

Kp1=kp2

Kp1=kp5

kp5=kp18

$kp5*Exgw1p1+kp4*EX1=kp6*EX2+kp7*Exfw1p1+kp8*Exgw2p2+Kp19*Exgs2$

CEx2p=kp6*EX2

CExfw1p1p=kp7*Exfw1p1

CExgw2p2p=kp8*Exgw2p2

CExgs2p=Kp19*Exgs2

kp8=Kp19

```

kp7=kp5
kp5=kp8
kp8*Exgw2p2+kp6*EX2=kp9*EX3+kp10*Exfw2p2+kp11*Exgw3p3+kp11*Exgs3
CEX3p=kp9*EX3
CExfw2p2p=kp10*Exfw2p2
CExgw3p3p=kp11*Exgw3p3
kp10=kp8
kp8=kp11
kp11*Exgw3p3+kp9*EX3=kp13*EX4+kp12*Exfw3p3+kp14*Exgw4p4
CEX4p=kp13*EX4
CExfw3p3p=kp12*Exfw3p3
CExgw4p4p=kp14*Exgw4p4
kp12=kp11
kp11=kp14
kp14*Exgw4p4+kp13*EX4=kp16*EX5 +kp17*Exgw5+kp15*Exfw4p4
CEX5p=kp16*EX5
CExgw5p=kp17*Exgw5
CExfw4p=kp15*Exfw4p4
kp15=kp14
kp14=kp17
{Aquecedor de xarope}
Kp16*EX5+kp1*ExgVEx=kp59*EXXC+kp60*ExfVEx
kp60=Kp1
{Aquecedor de xarope usando como medio de aquecimento vapor III- Caso J}
{kp16*Ex5+kp11*ExgVIIIxc=kp59*EXXC+kp60*ExfVIIIxc
kp60=kp11}
{Cozimento-Centrifugação}
Kp19*ExgVIIC+kp59*EXXC+Kp1*ExgVEC=kp70*EXAÇ+Kp71*EXMF+kp61*ExfVIIC+Kp62*ExfVEC+kp63*Exfwva
kp70=Kp71
kp61=Kp19
Kp62=Kp1
kp63=Kp19
{Eficiencias exergeticas dos corpos}
ETA_exD=(ExfaqdII+ExfaqdI+EXcm30+Exbag)/(Excana+WET+Exaguaemb+Exgaqdl+ExgaqdII)
ETA_exI=(Exgw1+EX1+Exfconve)/(Exve+EXe)
ETA_exII=(Exgw2+EX2+Exfw1p1)/(Exgw1p1+EX1)
ETA_exIII=(Exgw3+EX3+Exfw2p2)/(Exgw2p2+EX2)
ETA_exIV=(Exgw4+EX4+Exfw3p3)/(Exgw3p3+EX3)
ETA_exV=(Exgw5+EX5+Exfw4p4)/(Exgw4p4+EX4)
{Eficiencia exergetica considerando como produto do sistema de evaporação a água evaporada que sae do sistema, as
sangrias 1 e 2 e vapor vegetal 5}
ETA_aevap=(1-(Mw5/MWt))*100
ETA_ener=(M5*hj5+(Msang1*hw1)+(Msang2*hw2)+Mw5*hw5+MVE*hfve+Mw1p1*hf1+Mw2p2*hf2+Mw3*hf3+Mw4
*hf4)/(Mve*hgve+Mo*hje)
{Considerando produto todo o que sae, e fuel todo o que entra}
ETA_ExSE=(exgs1+Exgs2+Exgw5+Exfw1p1+Exfw2p2+Exfw3p3+Exfw4p4+Exfconve+EX5)/(Exve+EXe)
{Coeficiente de evaporação total do multiplo}
CEERT=(MWt*3600)/(S1+S2+S3+S4+S5)
{Irreversibilidade}
{Difusor}
I_D=(Excana+WET+Exaguaemb+Exgaqdl+ExgaqdII)-(ExfaqdII+ExfaqdI+EXcm30+Exbag)
I_aqp=(EXcm30+Exgaqp)-(EXcm31+Exfaqp)
I_aqs=(EXcm31+Exgaqs)-(EXcm32+Exfaqs)

```

```

I_total=(Exve+EXe)-(exgs1+Exgs2+Exgw5+Exfw1p1+Exfw2p2+Exfw3p3+Exfw4p4+Exfconve+EX5)
I_1=(Exve+EXe)-(exgs1+Exfconve+EX1+Exgw1p1)
I_1_total=I_1/I_total
I_2=(Exgw1p1+EX1)-(Exgs2+Exfw1p1+EX2+Exgw2p2)
I_2_total=I_2/I_total
I_3=(Exgw2p2+EX2)-(EX3+Exfw2p2+Exgw3p3)
I_3_total=I_3/I_total
I_4=(Exgw3p3+EX3)-(EX4+Exfw3p3+Exgw4)
I_4_total=I_4/I_total
I_5=(Exgw4p4+EX4)-(Exgw5+EX5+Exfw4p4)
I_5_total=I_5/I_total
I_aqx=(EX5+ExgVEx)-(EXXC+ExfVEx)
I_Coz=(ExgVIIC+EXXC+ExgVEC)-(EXAÇ+EXMF+ExfVIIC+ExfVEC+Exfwva)
{Volume de Controle virtual de todos os condensados que saem do multiplo efeito}
{Para o caso A}
Mtcond=Mw2p2+Mw3p3+Mw4+MVlaqd+MVllaqd+MVlaqs+MVllaqs+MVIIIC
Mtcond*htcond=(MVlaqd+MVlaqs)*hfw1+(Mw2p2+MVllaqd+MVllaqs+MVIIIC)*hfw2+Mw3p3*hfw3+Mw4*hfw4
Ttcond=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=htcond;P=Po)
Stcond=ENTROPY(Steam_NBS;T=Ttcond;P=Po)
Exesptcond=((htcond-ho)-((To+273,15)*(Stcond-So)))+49,96)
Exttcond=Mtcond*Exesptcond
Exaguaemb=Magembeb*Exesptcond
Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+Exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*ExfaqdII+K36*ExfaqdI+k61*ExfVIIC=Exttcond
*k240
Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+Exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*ExfaqdII+K36*ExfaqdI+k61*ExfVIIC=Exaguaemb
*k25
k35=K19
K36=k18
{k61=k35}
Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+Exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*ExfaqdII+Kp36*ExfaqdI+kp61*ExfVIIC
=Exttcond*kp240
Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+Exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*ExfaqdII+Kp36*ExfaqdI+kp61*ExfVIIC
=Exaguaemb*kp25
kp35=Kp19
Kp36=Kp18
{Volume de controle do condensado de reposição}
{MTcondrep=MVE+Mw1p1+MVEC+MVE_x
MTcondrep*hfarep=(MVE+MVEC+MVE_x)*hfw1+Mw1p1*hfw1
Tcondrep=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=hfarep;P=Po)
scondrep=ENTROPY(Steam_NBS;h=hfarep;P=Po)
Exespcndrep=((hfarep-ho)-((To+273,15)*(scondrep-So)))+49,96)
Extcondrep=MTcondrep*Exespcndrep
Excondrep=Mcondrep*Exespcndrep
Exfconve*k2+Exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx=Extcondrep*k73
Exfconve*k2+Exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx=Excondrep*k273
Exfconve*kp2+Exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+kp60*ExfVEx=Extcondrep*kp73
Exfconve*kp2+Exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+kp60*ExfVEx=Excondrep*kp273}
{Para o caso B}
{Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*exfaqdII+k36*ExfaqdI+k61*ExfVIIC+K62*ExfVEC
+k60*ExfVEx+k37*exfvecc=Exttcond*k240
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*exfaqdII+k36*ExfaqdI
+k61*ExfVIIC=Exaguaemb*k25
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*exfaqdII+kp36

```

```

*Exfaqdl+kp61*ExfVIIC=Exttcond*kp240
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*exfaqdli+kp36
*Exfaqdl+kp61*ExfVIIC=Exaguaemb*kp25
Mtcond=mw2p2+Mw3p3+Mw4+MVlaqd+MVllaqd+MVlaqs+MVllaqp+MVIIIC
Mtcond*htcond=(MVlaqd+MVlaqs)*hfw1+(mw2p2+MVllaqd+MVllaqp+MVIIIC)*hfw2+Mw3p3*hfw3+Mw4*hfw4
Ttcond=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=htcond;P=Po)
Stcond=ENTROPY(Steam_NBS;T=Ttcond;P=Po)
Exesptcond=(htcond-ho)-((To+273,15)*(stcond-so))+49,96)
Exttcond=Mtcond*Exesptcond}
{Volume de controle do condensado de reposição}
{MTcondrep=Mve+mw1p1+MVEC+MVE_x+MVE_cc
MTcondrep*hfragrep=(MVE+MVEC+MVE_x+MVE_cc)*hfw1+Mw1p1*hfw1
Tcondrep=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=hfragrep;P=Po)
scondrep=ENTROPY(Steam_NBS;h=hfragrep;P=Po)
Exespcondrep=((hfragrep-ho)-((To+273,15)*(sagrep-so))+49,96)
Extcondrep=Mtcondrep*exespcondrep
Excondrep=Mcondrep*exespcondrep
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx+k37*exfvecc=Extcondrep*k73
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx+k37*exfvecc=Excondrep*k273
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+kp60*ExfVEx+k37*exfvecc=Extcondrep*kp73
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+kp60*ExfVEx+k37*exfvecc=Excondrep*kp273}
{Para o Caso C}
{Mtcond=mw2p2+Mw3p3+Mw4+MVlaqd+MVllaqd+MVlaqs+MVllaqp+MVIIIC+MVlcc
Mtcond*htcond=(MVlaqd+MVlaqs+MVlcc)*hfw1+(mw2p2+MVllaqd+MVllaqp+MVIIIC)*hfw2+Mw3p3*hfw3+Mw4*hfw4
Ttcond=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=htcond;P=Po)
Stcond=ENTROPY(Steam_NBS;T=Ttcond;P=Po)
Exesptcond=(htcond-ho)-((To+273,15)*(stcond-so))+49,96)
Exttcond=Mtcond*Exesptcond
Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*exfaqdli+k36*Exfaqdl+k61*ExfVIIC+k44*ExfVlcc+
=Exttcond*k240
Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*exfaqdli+k36*Exfaqdl+k61*ExfVIIC+k44*ExfVlcc
=Exaguaemb*k25
Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*exfaqdli+kp36*Exfaqdl+kp61*ExfVIIC+kp44
*ExfVlcc=Exttcond*kp240
Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*exfaqdli+kp36*Exfaqdl+kp61*ExfVIIC+kp44
*ExfVlcc=Exaguaemb*kp25}
{Volume de controle do condensado de reposição}
{MTcondrep=Mve+mw1p1+MVEC+MVE_x+MVElcc
MTcondrep*hfragrep=(MVE+MVEC+MVE_x+MVElcc)*hfw1+Mw1p1*hfw1
Tcondrep=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=hfragrep;P=Po)
scondrep=ENTROPY(Steam_NBS;h=hfragrep;P=Po)
Exespcondrep=((hfragrep-ho)-((To+273,15)*(sagrep-so))+49,96)
Extcondrep=Mtcondrep*exespcondrep
Excondrep=Mcondrep*exespcondrep
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx+k43*ExfVElcc=Extcondrep*k73
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx+k43*ExfVElcc=Excondrep*k273
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+kp60*ExfVEx+k43*ExfVElcc=Extcondrep*kp73
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+kp60*ExfVEx+k43*ExfVElcc=Excondrep*kp273}

{Caso D}
{Mtcond=mw2p2+Mw3p3+Mw4+MVllaqd_a+MVllaqd_b
Mtcond*htcond=mw2p2*hfw2+(Mw3p3+MVllaqd_a+MVllaqd_b)*hfw3+Mw4*hfw4
Ttcond=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=htcond;P=Po)

```

```

Stcond=ENTROPY(Steam_NBS;T=Ttcond;P=Po)
Exesptcond=((htcond-ho)-((To+273,15)*(stcond-so))+49,96)
Exttcond=Mtcond*Exesptcond
Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k35*exfaqd_a+k36*Exfaqd_b=Exttcond*k240
Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k35*exfaqd_a+k36*Exfaqd_b=Exaguaemb*k25
Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp35*exfaqd_a+kp36*Exfaqd_b=Exttcond*kp240
Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp34+kp35*exfaqd_a+kp36*Exfaqd_b=Exaguaemb*kp25
k35=K19
K36=k18
kp35=Kp19
Kp36=Kp18}

```

```

{Volume de controle do condensado de reposição}
{MTcondrep=Mve+mw1p1+MVEC+MVE_x+MVEllcc
MTcondrep*hfagrep=(MVE+MVEC+MVE_x+MVEllcc)*hfve+Mw1p1*hfww1
Tcondrep=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=hfagrep;P=Po)
scondrep=ENTROPY(Steam_NBS;h=hfagrep;P=Po)
Exespscondrep=((hfagrep-ho)-((To+273,15)*(sagrep-so))+49,96)
Extcondrep=Mtcondrep*exespscondrep
Excondrep=Mcondrep*exespscondrep
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx+k43*ExfVellcc=Extcondrep*k73
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k60*ExfVEx+k43*ExfVellcc=Excondrep*k273
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+Kp60*ExfVEx+k43*ExfVellcc=Extcondrep*kp73
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+Kp60*ExfVEx+k43*ExfVellcc=Excondrep*kp273}

```

```

{caso J}
{{Mtcond=Mve+mw1p1+mw2p2+Mw3p3+Mw4+MVlllaqd_a+MVlllaqd_b+MVllaqs+MVllaqp+MVllc+MVEC+MVlllxc+MVEllcc
+MVll_cc
Mtcond*htcond=(mve+MVEC+MVEllcc)*hfve+(mw1p1+MVllaqs+MVllcc)*hfww1+(mw2p2+MVllaqp+MVllc)*hfww2+(Mw3p3
+MVlllaqd_a+MVlllaqd_b+MVlllxc)*hfww3+Mw4*hfww4
Ttcond=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=htcond;P=Po)
Stcond=ENTROPY(Steam_NBS;T=Ttcond;P=Po)
Exesptcond=((htcond-ho)-((To+273,15)*(stcond-so))+49,96)
Exttcond=Mtcond*Exesptcond
Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*exfaqd_a+k36*Exfaqd_b+k61*ExfVllc+k60
*ExfVlllxc+k44*ExfVllcc=Exttcond*k240
Exfw2p2*k10+Exfw3p3*k12+exfw4p4*k15+Exfaqs*k34+k33*Exfaqp+k35*exfaqd_a+k36*Exfaqd_b+k61*ExfVllc+k60
*ExfVlllxc+k44*ExfVllcc=Exaguaemb*k25
Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*exfaqd_a+kp36*Exfaqd_b+kp61*ExfVllc
+Kp60*ExfVlllxc+Kp44*EXfVllcc=Exttcond*kp240
Exfw2p2*kp10+Exfw3p3*kp12+exfw4p4*kp15+Exfaqs*kp34+kp33*Exfaqp+kp35*exfaqd_a+kp36*Exfaqd_b+kp61*ExfVllc
+Kp60*ExfVlllxc+Kp44*EXfVllcc=Exaguaemb*kp25}
{Volume de controle do condensado de reposição}
{MTcondrep=Mve+mw1p1+MVEC+MVEllcc
MTcondrep*hfagrep=(MVE+MVEC+MVEllcc)*hfve+Mw1p1*hfww1
Tcondrep=TEMPERATURE(Steam_NBS;h=hfagrep;P=Po)
scondrep=ENTROPY(Steam_NBS;h=hfagrep;P=Po)
Exespscondrep=((hfagrep-ho)-((To+273,15)*(sagrep-so))+49,96)
Extcondrep=Mtcondrep*exespscondrep
Excondrep=Mcondrep*exespscondrep
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k43*ExfVellcc=Extcondrep*k73
Exfconve*k2+exfw1p1*k7+K62*ExfVEC+k43*ExfVellcc=Excondrep*k273
Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+k43*ExfVellcc=Extcondrep*kp73

```

Exfconve*kp2+exfw1p1*kp7+Kp62*ExfVEC+k43*ExfVElcc=Excondrep*kp273}

{SISTEMA DE COZIMENTO}

{Cálculo da quantidade de vapor de escape consumida no aquecimento do xarope

Quantidade de calor dissipado pelo xarope

Quantidade de vapor de escape consumido no aquecimento do xarope clarificado

Análise do sistema de cozimento}

{ST=Moagem*(Brixcm/100)

MCozA=ST+MagmaBCA+MagmaDCA}

{Magma Diluido a Cozedor A}

{MagmaDCA=0,15*MagmaD

Smf=ST-Msac

MagmaDCB=0,85*magmaD

magmaD=magmafinado

magmaaafinado=0,85*MagmaC

PzaMCA=((Pzaxc*ST/100)+(magmaDCA*PzamagmaD/100)+(MagmaBCA*PzaMagmaB/100))/(MCozA)

MelA=MCozA-Msac

RTCA=Msac/MCozA

MCozB=MagmaDCB+mela

PzamelA=((MCozA*PzaMCA)-(Msac*Pza))/mela

PzaMCB=((MelA*PzamelA/100)+(MagmaDCB*PzamagmaD/100))/(MCozB)

MCozB=MagmaB+mela

MagmaB=0,46*McozB

MagmaBCA=MagmaB

RTCB=MagmaB/MCozB

PzamelB=((McozB*PzambB)-(MagmaB*PzaMagmaB))/MelB

McozC=MelB+melaafinado

melaafinado=0,15*magmaC

McozC=smf+magmaC

magmaaafinado=magmaC-melaafinado

PzaMCozC=((MelB*PzamelB)+(melaafinado*Pzamelafinado))/MCozC

Pzamagmac=((MCozC*pzamcozC)-(smf*pzmf))/magmac

Pzamelafinado=((MagmaC*Pzamagmac)-(Magmaaafinado*Pzamagmaaafinado))/melaafinado

EVAPCozA=(ST*((100/Brixxc)-1)+(MagmaBCA*((100/BrixmagmaB)-1)+(magmaDCA*((100/BrixmagmaD)-1))-(McozA*((100/Brixmca)-1))

EVAPCozB=(mela*((100/BrixmelA)-1)+(MagmaDCB*((100/BrixmagmaD)-1))-(MCozB*((100/BrixmCB)-1))

EVAPCozC=(MelB*((100/BrixmelB)-1)+(melaafinado*((100/Brixmelafinado)-1))-(MCozC*((100/Brixmcc)-1))

WTC=(EVAPCozA+EVAPCozB+EVAPCozC)

MV/IIC=WTC*1,35}}

Apêndice E
Consumo de vapor de escape e vapor vegetal ao condensador

Tabela E.1 Consumo de vapor e vapor vegetal ao condensador nos esquemas avaliados

Caso	Descrição	Consumo de vapor de escape kg/s	Consumo de vapor de escape %cana	Poupança de vapor kg/s	Poupança de vapor % cana	Vapor ao condensador kg/s	Vapor ao condensador % cana
A	Sistema de evaporação instalado na safra 1999	54,36	47,84	Referencia	Referencia	9,52	8,38
B	Pré-aquecimento do caldo clarificado até a saturação mediante o uso de vapor de escape	Total: 54,67 Evap: 48,92 Aquec: 5,75	48,11 43,05 5,06	+0,31 -5,44 +5,75	+0,27 -4,79 +5,06	9,52	8,38
C	Pré-aquecimento do caldo clarificado até a saturação em duas etapas, uma com vapor vegetal I até 107 °C e uma segunda com vapor de escape	Total: 54,09 Evap: 51,68 Aquec: 2,41	47,60 45,48 2,12	-0,27 -2,68 +2,41	-0,237 -2,36 +2,12	8,852	7,79
D	Sistema com preaquecimento do caldo clarificado em duas etapas e sangrias de vapor vegetal III para o difusor	Total: 50,18 Evap: 47,78 Aquec: 2,403	44,16 42,05 2,11	-4,18 -6,58 +2,403	-3,68 -5,79 +2,11	4,911	4,32
E	Termo-compressão do vapor vegetal I para o consumo do primeiro efeito de evaporação sem preaquecimento do caldo clarificado	Total: 51,17 VAP: 6,94 EVAP: 44,23	45,03 6,11 38,92	-3,19 +6,94 -10,13	-2,81 +6,11 -8,91	6,982	6,14
F	Termo-compressão no primeiro efeito com preaquecimento do caldo até a saturação usando vapor de escape	Total: 56,75 VAP: 6,94 EVAP: 44,23 Aquec: 5,58	49,94 6,11 38,92 4,91	+2,387 +6,94 -10,13 +5,58	+2,1 +6,11 -8,91 +4,91	6,982	6,14

Caso	Descrição	Consumo de vapor de escape kg/s	Consumo de vapor de escape %cana	Poupança de vapor Kg/s	Poupança de vapor % cana	Vapor ao condensador kg/s	Vapor ao condensador % cana
G	Termo-compressão no primeiro efeito com preaquecimento do caldo clarificado em duas etapas	Total: 56,18 EVAP: 46,91 VAP: 6,94 Aquec: 2,33	49,44 41,28 6,11 2,05	+1,82 -7,45 +6,94 +2,33	+1,60 -6,56 +6,11 +2,05	6,325	5,57
H	Termo-compressão nos efeitos primeiro e terceiro sem preaquecimento do caldo	NMVE: 42,42 VAP: 6,94 Total : 49,36	37,33 6,11 43,44	-11,94 +26,94 -5	-10,50 +6,11 -4,40	6,448	5,67
I	Termocompressão nos efeitos III e IV	NMVE: 42,21 VAP: 6,94 Total: 49,15	37,15 6,11 43,25	-12,15 +6,94 -11,11	-10,69 +6,11 -9,78	7,245	6,38

Apêndice F

Esquemas Térmicos Avaliados

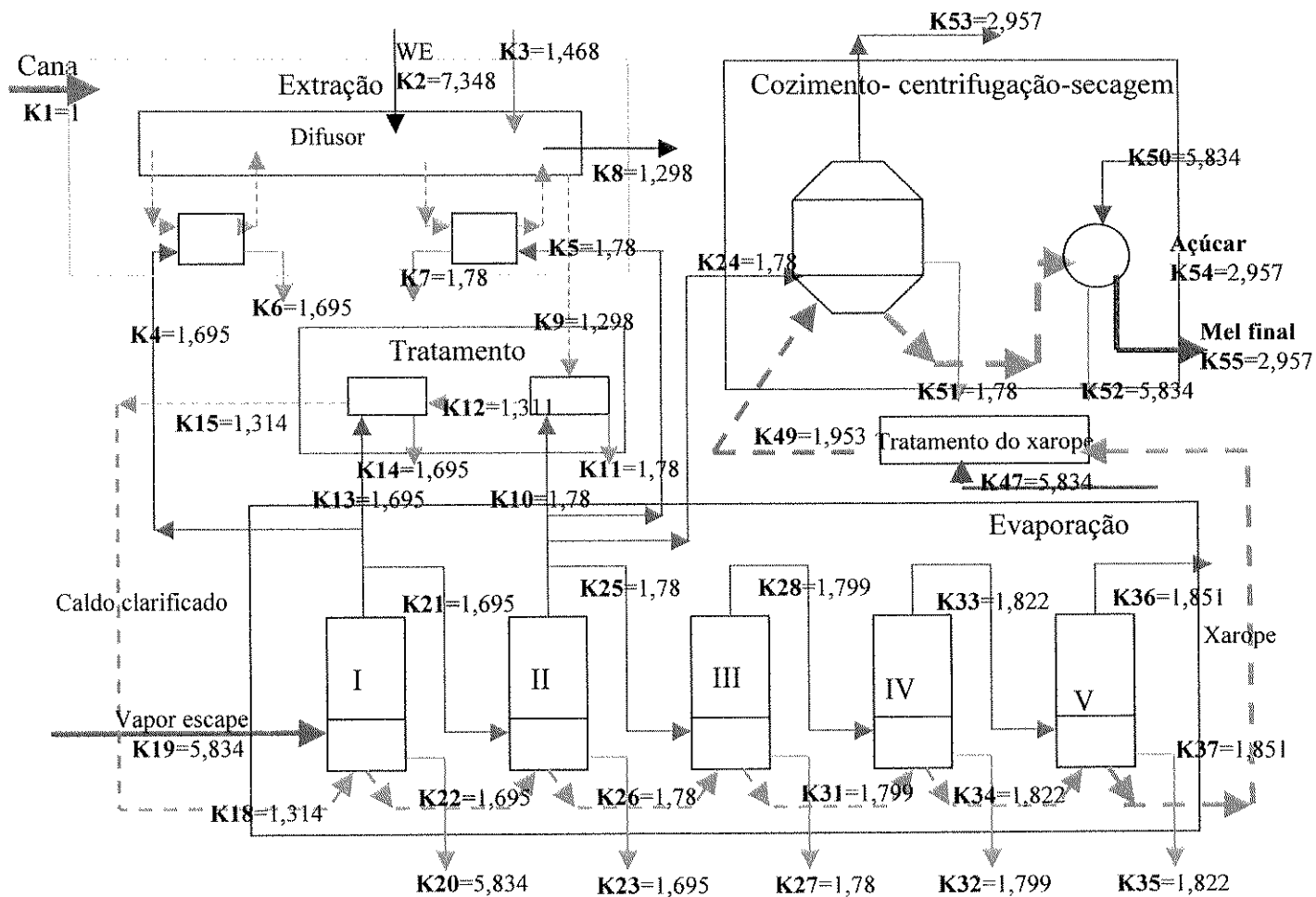


Figura F.1 Caso A Sistema instalado na safra 1999/2000

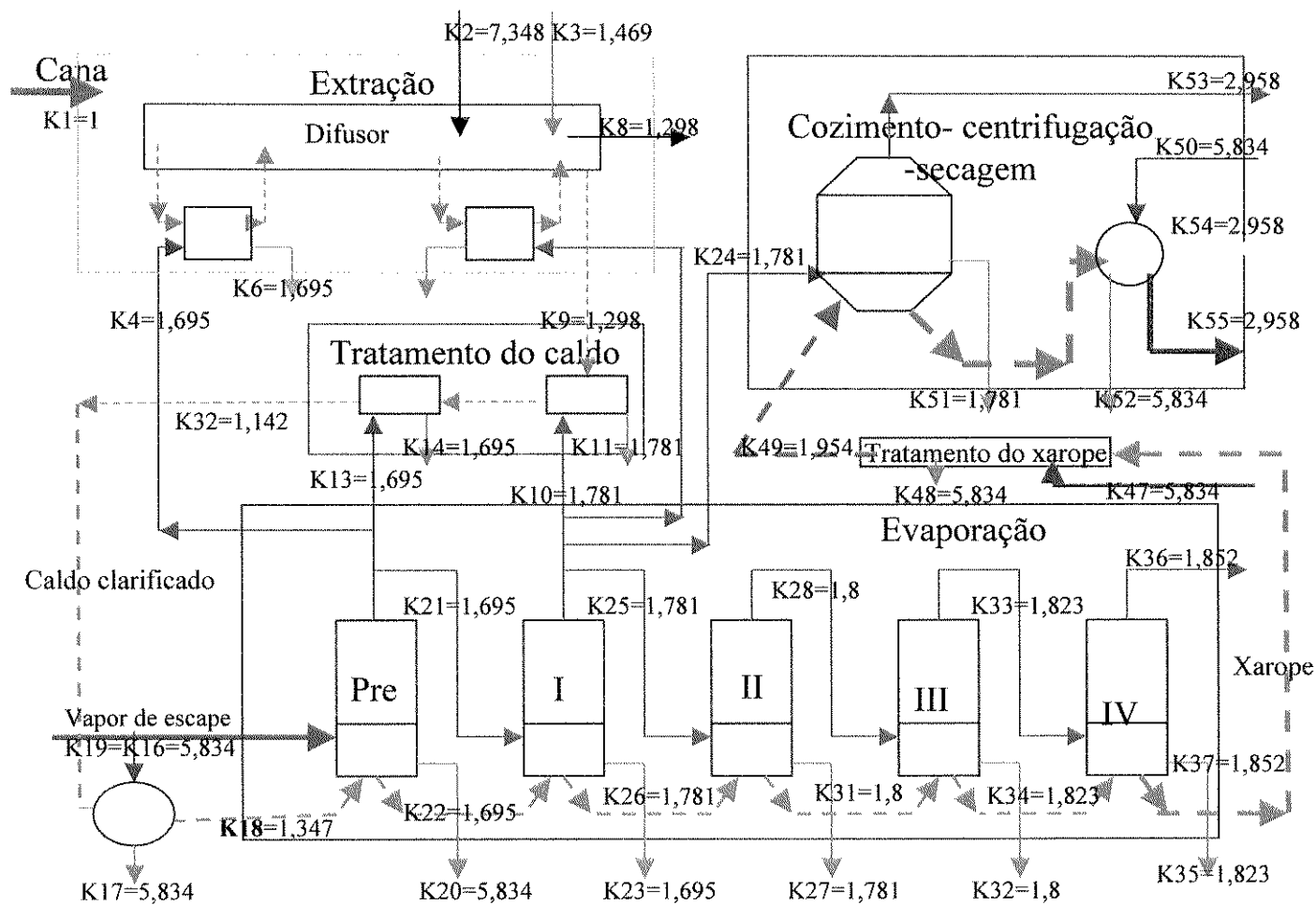


Figura F.2 Caso B. Sistema com preaquecimento do caldo numa etapa

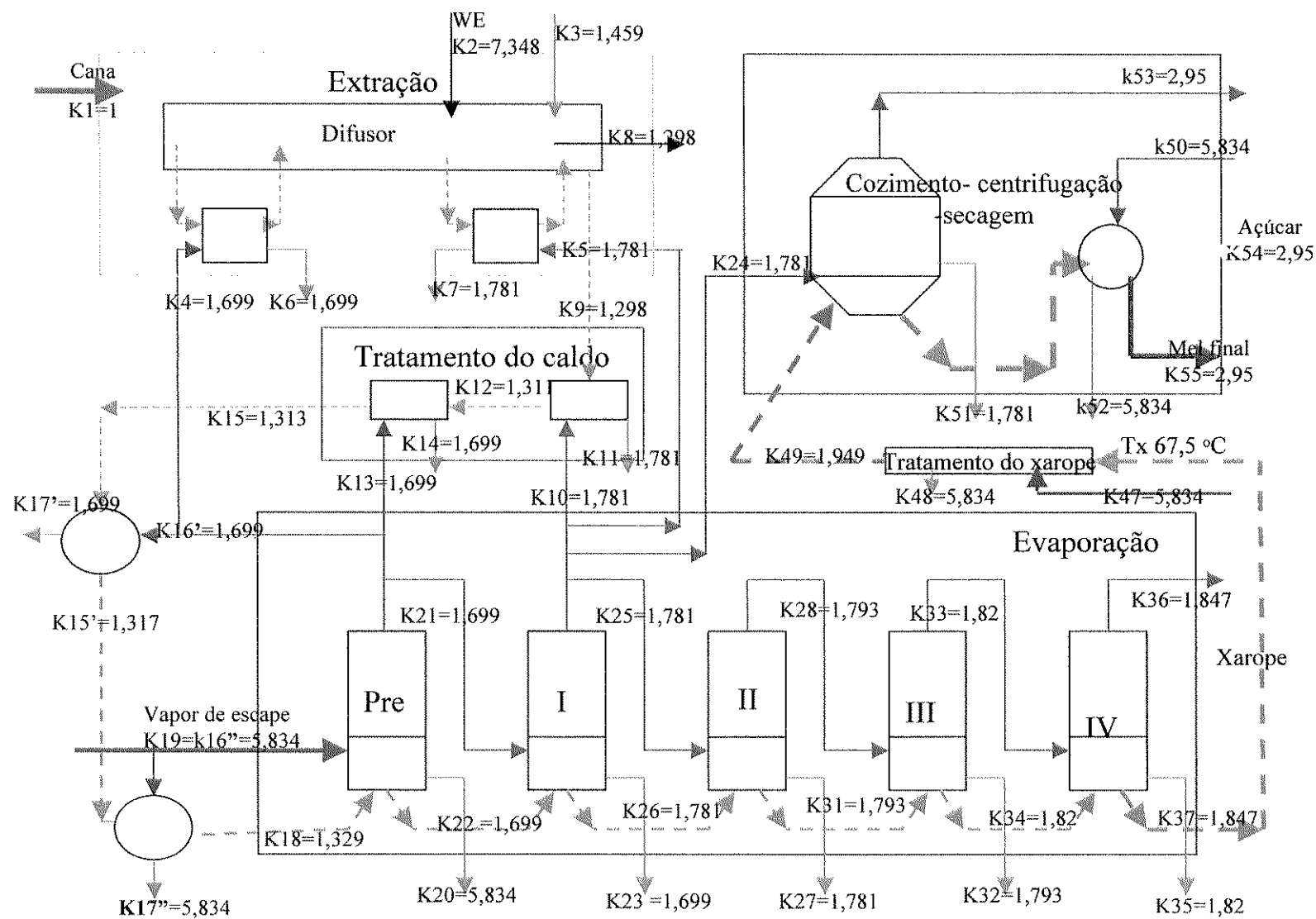


Figura F.3 Caso C. Sistema com preaquecimento do caldo em duas etapas

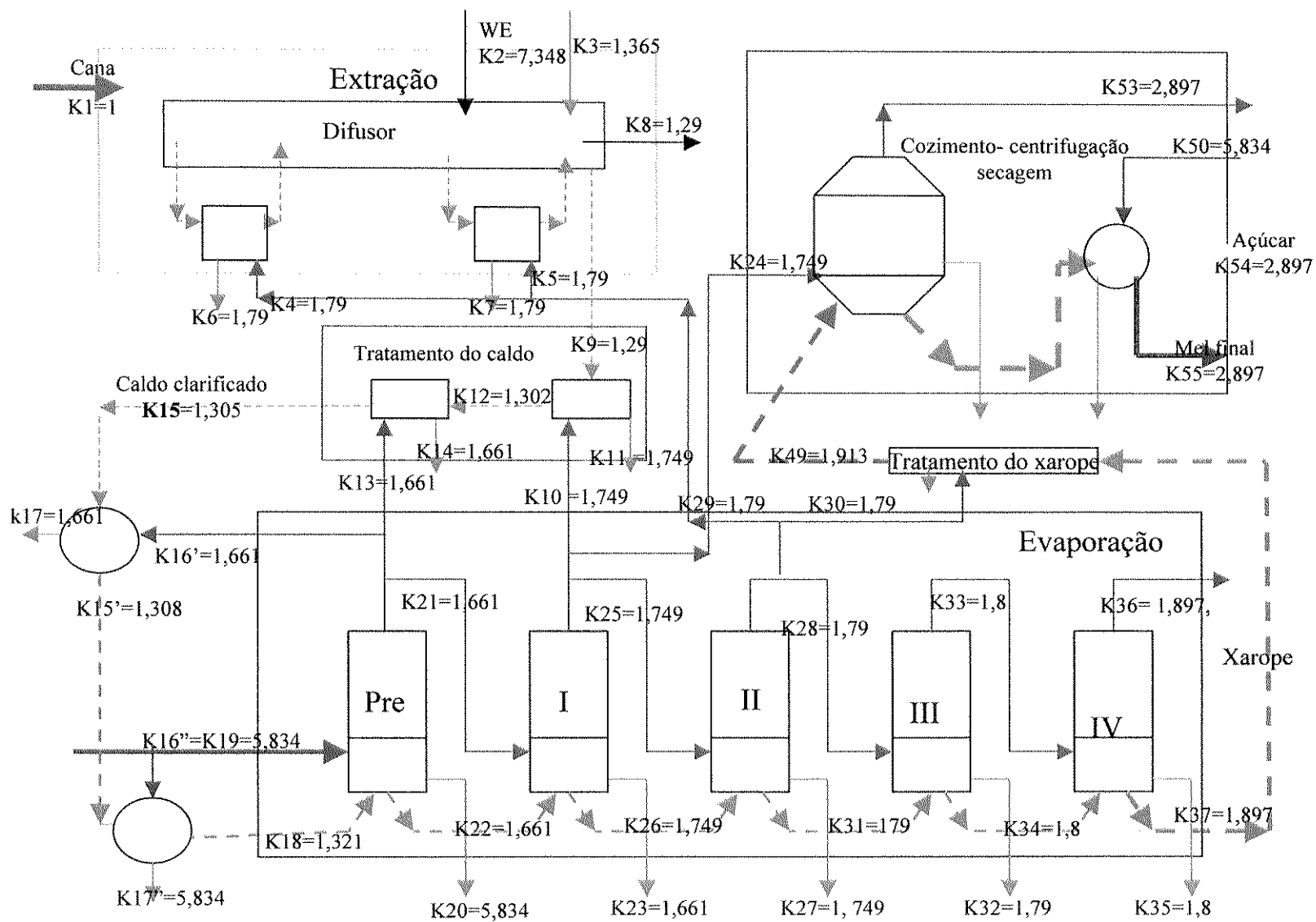


Figura F.4 Caso D. Sistema com preaquecimento do caldo em duas etapas e vapor vegetal III para o tratamento do xarope.

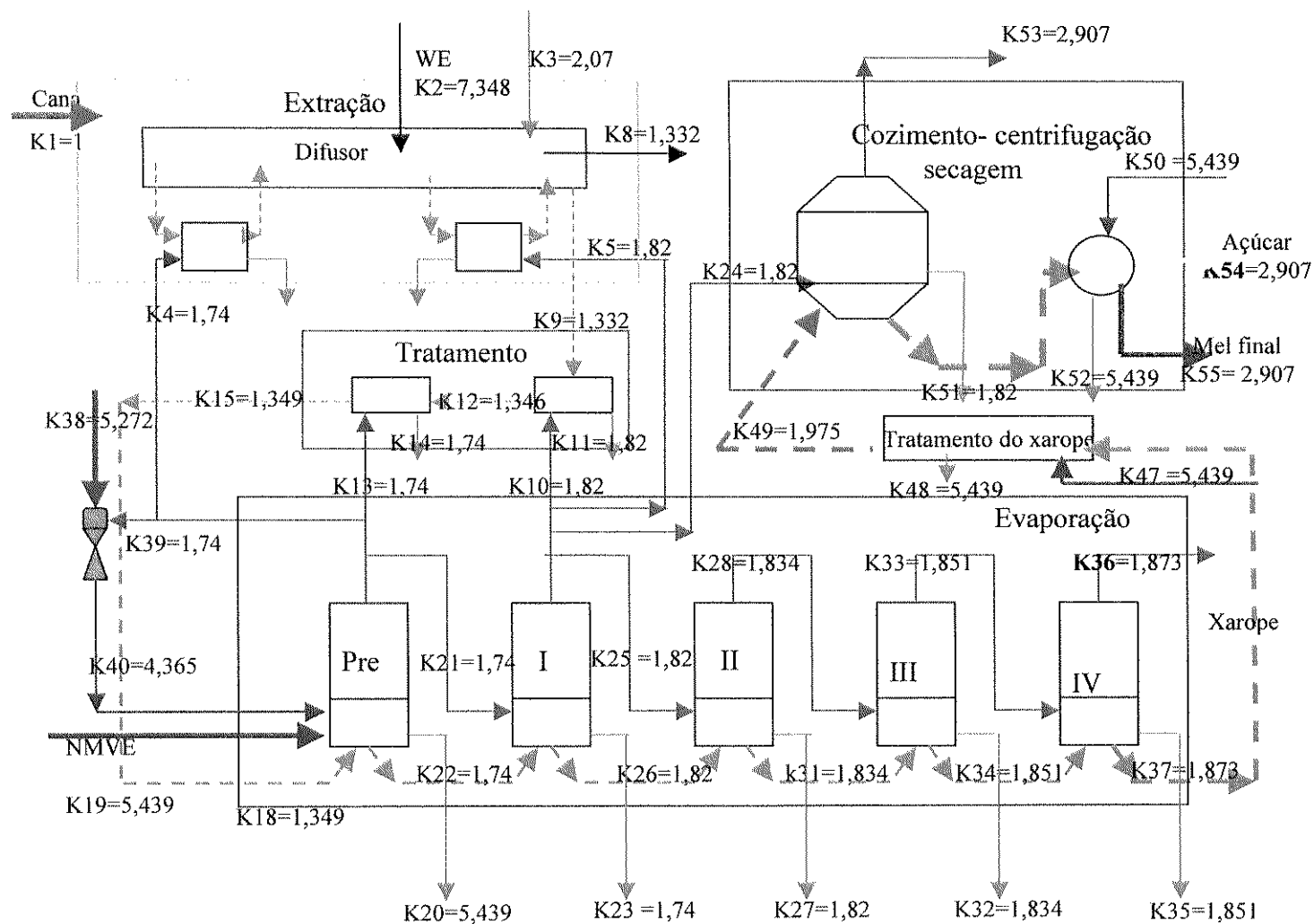


Figura F.5 Caso E. Sistema com termo-compressão no primeiro efeito

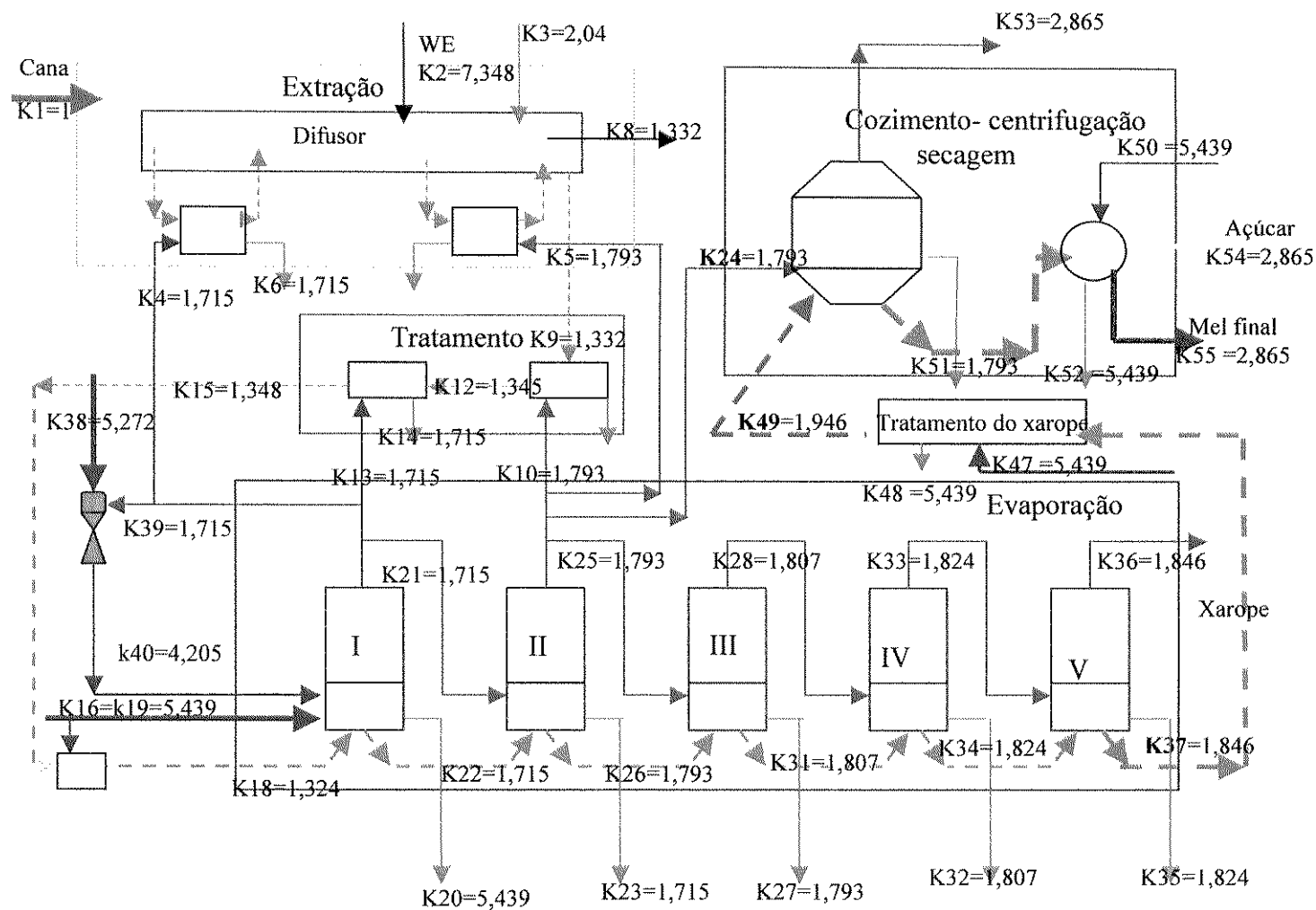


Figura F.6. Caso F. Termo-compressão no primeiro efeito com preaquecimento do caldo em uma etapa

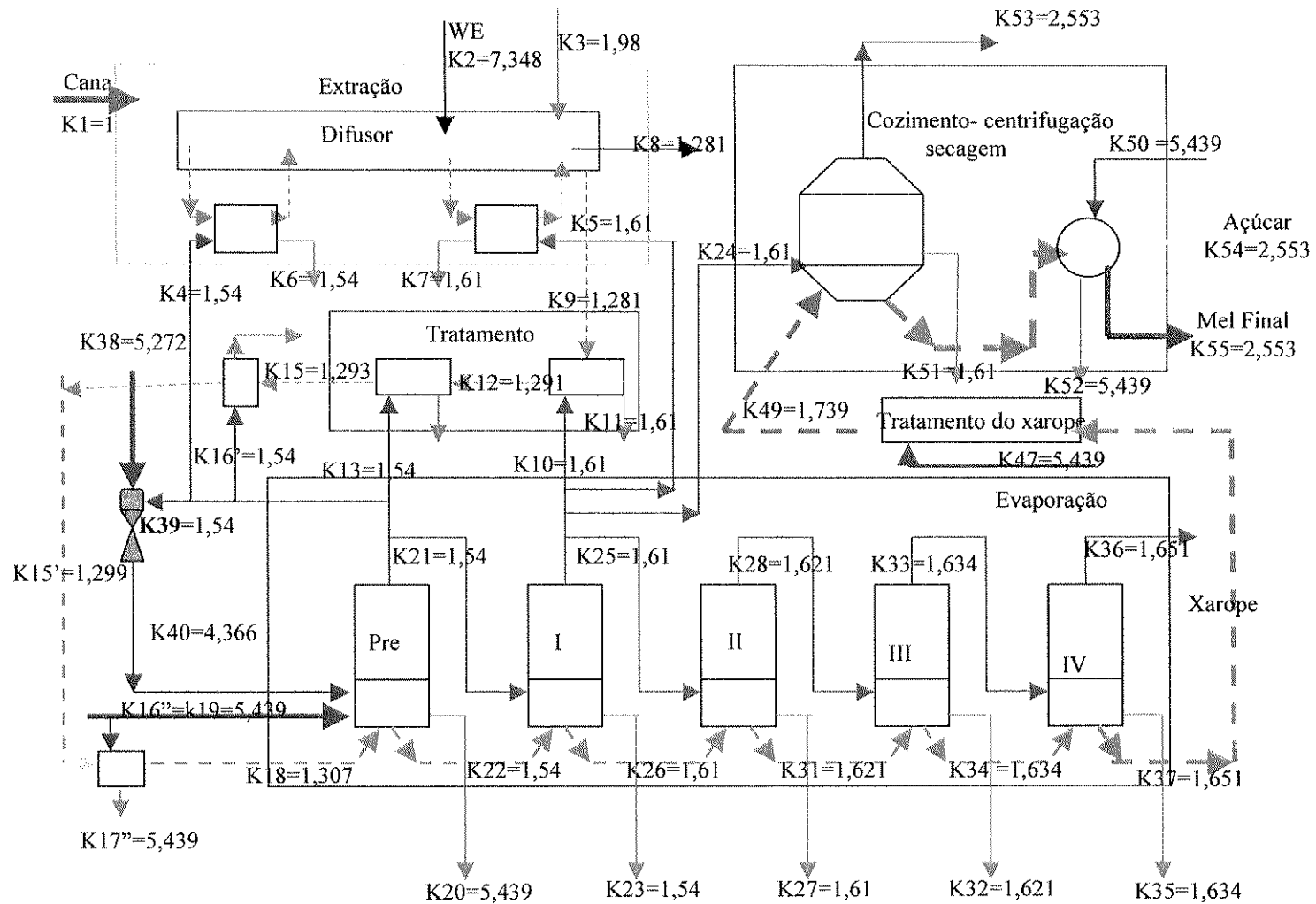


Figura F.7 Caso G. Termo-compressão no primeiro efeito e preaquecimento do caldo em duas etapas

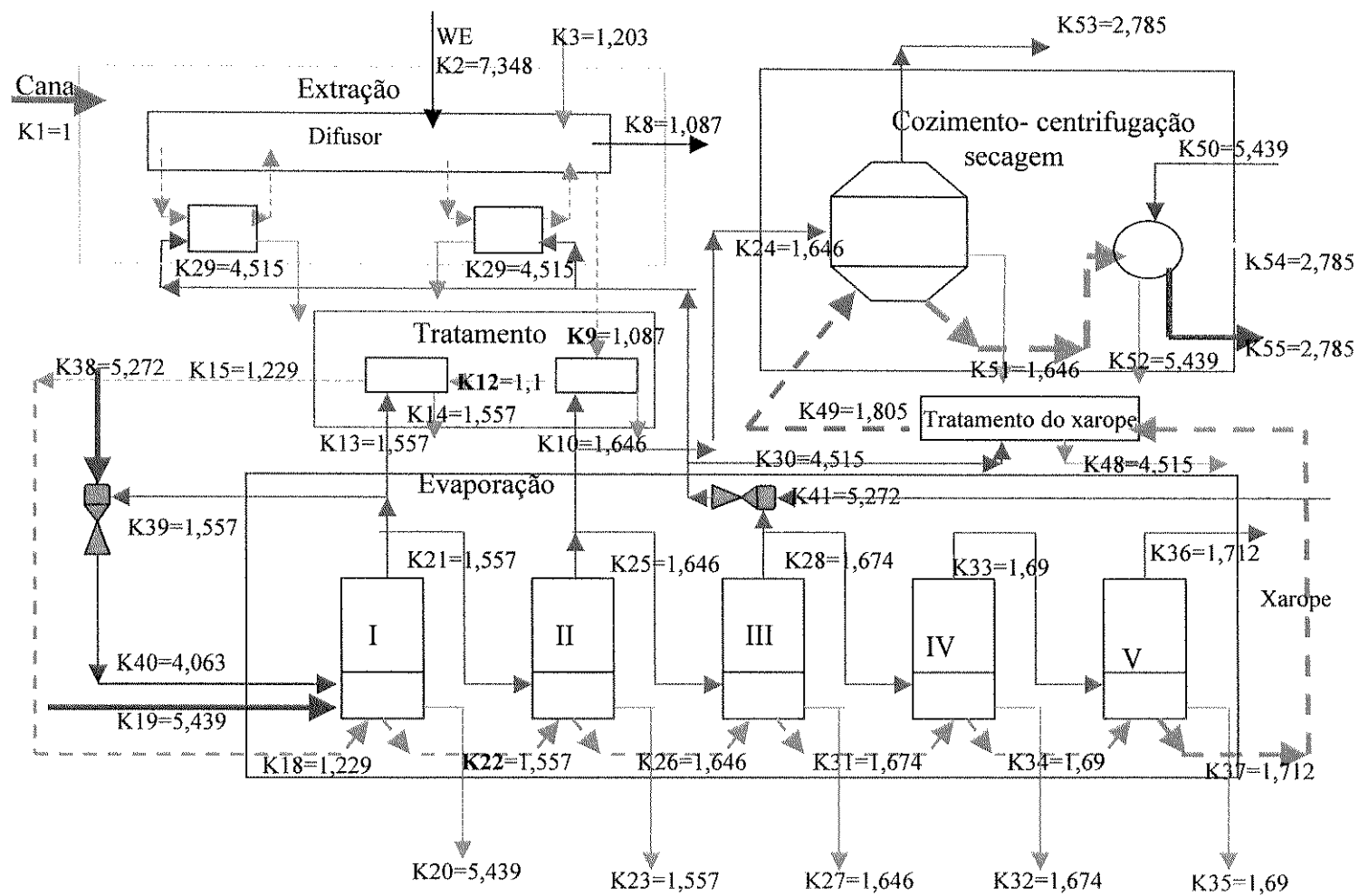


Figura F.8 Caso H. Termo-compressão no primeiro e terceiro efeito

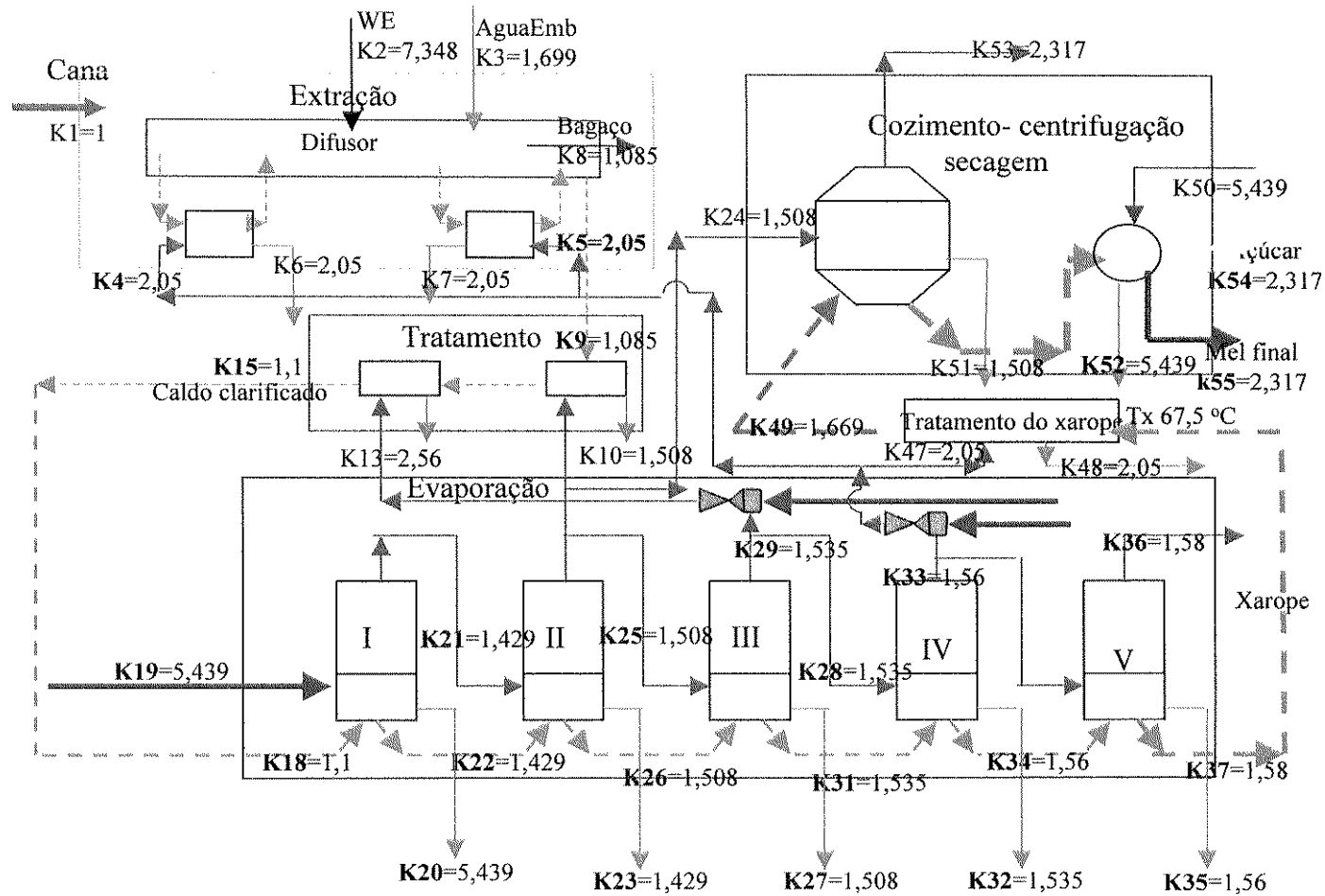


Figura F.9 Caso I. Termocompressores no terceiro e quarto efeito