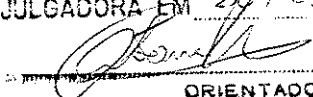


ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR MÁRCIO HIGA
E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 28, 08, 99.


ORIENTADOR

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

Otimização do Consumo de Energia em Usinas de Açúcar e Alcool através dos Métodos do "Pinch-Point" e Programação Linear

Autor: **Márcio Higa**
Orientador: **Antonio Carlos Bannwart**

37/99

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA**

Otimização do Consumo de Energia em Usinas de Açúcar e Álcool através dos Métodos do "Pinch-Point" e Programação Linear

Autor: **Márcio Higa**
Orientador: **Antonio Carlos Bannwart**

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Dissertação de mestrado apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campinas, 1999
S.P. – Brasil

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	111 Amf
V.	Ex.
TOMBO BC	39679
PROC.	229/99
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	02-12-99
N.º CPD	

CM-00137483-2

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

H533o Higa, Márcio
Otimização do consumo de energia em usinas de açúcar e álcool através dos métodos do "Pinch-Point" e programação linear / Márcio Higa.--Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientador: Antonio Carlos Bannwart
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

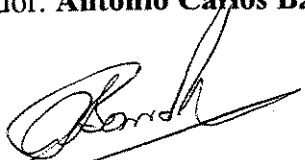
1. Energia - Conservação. 2. Programação linear. 3. Açúcar - Usinas. I. Bannwart, Antonio Carlos. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA**

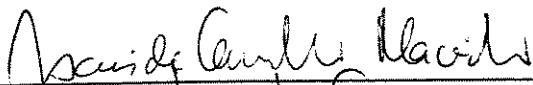
DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Otimização do Consumo de Energia em Usinas
de Açúcar e Álcool através dos Métodos do
"Pinch-Point" e Programação Linear**

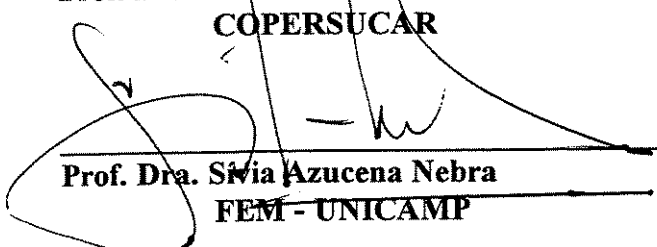
Autor: **Márcio Higa**
Orientador: **Antonio Carlos Bannwart**



**Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart, Presidente
FEM - UNICAMP**



**Prof. Dr. Isaias de Carvalho Macedo
COPERSUCAR**



**Prof. Dra. Sivia Azucena Nebra
FEM - UNICAMP**

Campinas, 20 de agosto de 1999

Dedicatória:

Dedico este trabalho aos meus pais:

Alice Mitsuyo Higa

e

Yoshimori Higa

Agradecimentos

Este trabalho não poderia ser terminado sem a ajuda de diversas pessoas às quais presto minha homenagem:

À Deus, de quem procede toda a vida.

À toda minha família pelo incentivo em todos os momentos.

Ao Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart que me mostrou os caminhos a serem seguidos.

Ao Dr. Manuel Régis e ao engenheiro Alberto Shintaku da COPERSUCAR pelos dados, informações e sugestões que muito contribuíram para a realização deste trabalho.

Ao Celso Tanabe, Nelson Kuwahara e Pedro Diaz meus amigos e companheiros de luta na UNICAMP.

Aos amigos Fábio e Priscila, Ronaldo, Tiaki, Luciana e Marcos, Clara, Sumie, Davi e a Tatiana, que me apoiaram neste trabalho.

Ao Rodrigues e à Neuza, funcionário da biblioteca e secretária do Departamento de Energia, que sempre me auxiliaram em todas as oportunidades.

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

Ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) que viabilizou o desenvolvimento desta dissertação.

*Sobre tudo o que se deve guardar, guarda o teu coração
Porque dele procedem as fontes da vida*

Resumo

HIGA, Márcio. *Otimização do Consumo de Energia em Usinas de Açúcar e Alcool através dos Métodos do “Pinch-Point” e Programação Linear*. Campinas, SP: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 157 p. Dissertação (Mestrado)

Através dos métodos do “*pinch-point*” e da programação linear, foram realizadas diversas simulações e análises térmicas de uma planta típica de produção de açúcar e álcool, visando a máxima recuperação de calor e a redução do consumo de vapor. As simulações foram divididas em três grupos. No primeiro, usou-se o método do “*pinch-point*” para investigar basicamente a planta de produção de açúcar, analisando também a influência de diversas alternativas (eliminação de sangrias de vapor entre estágios de evaporação, número de efeitos de evaporação, compressão mecânica do vapor do último estágio de evaporação, área e número de trocadores de calor). No segundo grupo, na mesma planta, empregou-se o método de programação linear, a fim de determinar a distribuição otimizada das sangrias de vapor para pré-aquecimento do caldo. No terceiro grupo de análises, considerando também o consumo na produção de álcool, retornou-se ao método do “*pinch-point*”, onde as sangrias foram primeiramente maximizadas nos últimos estágios de evaporação e em seguida ajustadas para satisfazer as áreas dos evaporadores existentes na planta básica. Para tanto, foi desenvolvido um programa de computador específico que permite a simulação do efeito das diversas variáveis, inclusive a razão de produção açúcar/álcool. Diversas alternativas de grande impacto no consumo de vapor são apresentadas.

Palavras Chave

Conservação de energia, Método do “*pinch-point*”, Programação linear, Usina de açúcar e álcool.

Abstract

HIGA, Márcio. *Energy Consumption Optimization in a Sugar Plant using Pinch Technology and Linear Programming*. Campinas, SP: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 157 p. Dissertação (Mestrado)

Using pinch technology and linear programming, several simulations of thermal analysis of a typical sugar cane plant and alcohol production were performed. The objective was the maximum heat recovery and the reduction of steam consumption. The simulations were divided into three groups. In the first, pinch technology was applied to analyze only the sugar cane basic plant production and the influence of several alternatives (elimination of vapor bleed between evaporator effects, number of evaporator effects, mechanical compression of vapor in the last effect of evaporation, area and number of heat exchangers). In the second group, use was made of linear programming in the same plant to determine the optimized configuration of vapor bleeds for juice preheating. In the third group, pinch technology was again applied, including the consumption from alcohol production. First of all, the maximum vapor bleed was assumed at the last effects of evaporation, then adjusted to adapt to the evaporator areas of basic plant. Therefore, a specific computer programming was developed to simulate the several variable, including the ratio of production sugar/alcohol. Several alternatives of deep impact in steam consumption were investigated.

Key Words

Energy conservation, Pinch technology, Linear programming, Sugar and alcohol production.

Índice

CAPÍTULO 1	1
INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2	5
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1 <i>Análise Exergética</i>	7
2.2 <i>Análise Termoeconômica</i>	7
2.3 <i>Modelo de Programação Linear</i>	8
2.4 <i>Método do “Pinch-Point”</i>	8
2.5 <i>Metodologia Utilizada</i>	8
CAPÍTULO 3	10
MÉTODOS DO “PINCH-POINT” E PROGRAMAÇÃO LINEAR	10
3.1 <i>Método do “Pinch-Point”</i>	10
3.1.1 <i>Curvas Compostas e o “Pinch-Point”</i>	11
3.1.2 <i>Grande Curva Composta</i>	13
3.1.3 <i>Método Tabular (Cascata Térmica)</i>	14
3.1.4 <i>Projeto da Rede de Trocadores de Calor</i>	18
3.2 <i>Programação Linear</i>	20
3.2.1 <i>Formulação: Função Objetivo e Restrições</i>	20
3.2.3 <i>Problema de Transporte</i>	21
3.2.4 <i>Aplicação aos Problemas de Integração Térmica</i>	22
CAPÍTULO 4	25
ESTUDO DE CASO: PLANTA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL	25
4.1 <i>Matéria Prima</i>	26
4.2 <i>Colheita e Transporte</i>	26
4.3 <i>Recebimento, Lavagem, Moagem e Extração</i>	27
4.4 <i>Produção de Açúcar</i>	27
4.4.1 <i>Tratamento do Caldo</i>	28
4.4.2 <i>Evaporação</i>	29
4.4.3 <i>Cozimento (Cristalização)</i>	29
4.4.4 <i>Secagem</i>	29
4.5 <i>Produção de Álcool</i>	30
4.5.1 <i>Tratamento e Concentração</i>	30
4.5.2 <i>Preparo do Mosto e Fermentação</i>	30
4.5.3 <i>Destilação</i>	31
4.6 <i>Consumo de Vapor de Processo</i>	31
4.7 <i>Planta de Estudo</i>	31
CAPÍTULO 5	34
MODELAGEM DO EVAPORADOR DE MÚLTIPLOS EFEITOS	34

5.1 Evaporação em Múltiplos Efeitos.....	34
5.2 Balanços de Massa e Energia.....	36
5.2.1 Estado de Entrada e Saída do Caldo e Vapor.....	36
5.2.2 Equações.....	37
5.2.3 Sistema de Equações.....	39
5.3 Métodos de Integração dos Evaporadores.....	41
5.3.1 Formulação para o “Pinch-Point” e Problema de Transporte.....	42
5.3.2 Formulação para a Programação Linear.....	46
5.4 Área dos Evaporadores.....	46
CAPÍTULO 6.....	50
PROGRAMA COMPUTACIONAL PARA INTEGRAÇÃO TÉRMICA.....	50
6.1 Softwares Comerciais.....	50
6.2 Algoritmo.....	51
CAPÍTULO 7.....	54
ANÁLISES E RESULTADOS.....	54
7.1 Análise através do Método “Pinch-Point”.....	54
7.1.1 Dados das Correntes da Planta em Estudo.....	55
7.1.2 Análise de “pinch-point” com o nível de sangria da situação inicial.....	59
7.1.3 Evaporação Sem Sangria.....	62
7.1.4 Acréscimo de Segundo Efeito na Evaporação do Caldo da Fermentação.....	65
7.1.5 Compressão Mecânica do Vapor Vegetal do Último Efeito.....	70
7.1.6 Compressão Mecânica do Vapor Vegetal do Último Efeito com Elevação de Temperatura de Pré-Aquecimento.....	74
7.1.7 Área e Número de Trocadores de Calor.....	79
7.1.8 Número de Efeitos no Evaporador.....	86
7.2 Análise através da Programação Linear.....	87
7.2.1 Análise Utilizando Formulação do Problema de Transporte.....	89
7.2.2 Análise com Determinação da Sangria durante a Resolução do Problema.....	94
7.3 Simulação do Consumo com Diferentes Demandas de Açúcar e Alcool.....	104
CAPÍTULO 8.....	113
CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS.....	113
8.1 Conclusões.....	113
8.2 Sugestões para Futuros Trabalhos.....	115
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	116
ANEXO I.....	121
PROGRAMA DE INTEGRAÇÃO UTILIZANDO O MÉTODO DO “PINCH-POINT”.....	121

Lista de Figuras

Figura 1.1- Esquema de geração e consumo de vapor em usinas	2
Figura 1.2- Utilização do vapor vegetal da evaporação para outros setores da produção	3
Figura 3.1- Integração tradicional através da sobreposição de corrente quente e fria	11
Figura 3.2- Curvas compostas.....	12
Figura 3.3- Troca de calor através da região do “ <i>pinch-point</i> ”	13
Figura 3.4- a) Curvas compostas fria e quente; b) Grande curva composta	14
Figura 3.5- Intervalos de temperaturas de correntes quentes e frias	15
Figura 3.6- Apresentação de um problema de transporte	22
Figura 3.7- Combinação entre as correntes participantes de um processo	22
Figura 3.8- Intervalos de temperaturas de correntes quente e fria	23
Figura 4.1- Esquema global para usina anexa	25
Figura 4.2- Esquema geral de produção de açúcar	28
Figura 4.3- Esquema geral de produção de álcool	30
Figura 4.4- Planta da produção de açúcar e tratamento do caldo para produção do álcool	33
Figura 5.1- Configurações de alimentação para evaporador múltiplo efeitos	35
Figura 5.2- Representação de um efeito do Evaporador Múltiplo Efeito	37
Figura 7.1- Planta esquemática para realização das análises térmicas	55
Figura 7.2- Esquema de simplificação de trocador regenerativo	56
Figura 7.3- Intervalos de temperaturas de troca de calor	59
Figura 7.4- Curvas compostas da planta com nível de sangria inicial	60
Figura 7.5- Grande curva composta da planta com nível de sangria inicial	60

Figura 7.6- Cascata térmica com nível de sangria inicial	61
Figura 7.7- Curvas compostas eliminando a sangria da evaporação	63
Figura 7.8- Grande curva composta eliminando a sangria da evaporação	63
Figura 7.9- Cascata térmica eliminando a sangria da evaporação	65
Figura 7.10- Curvas compostas com segundo efeito na evaporação para fermentação.....	67
Figura 7.11- Grande curvas compostas com segundo efeito na evaporação para fermentação	68
Figura 7.12- Cascata térmica com segundo efeito na evaporação para fermentação	69
Figura 7.13- Diagrama Temperatura-Entropia	70
Figura 7.14- Curvas compostas com compressão mecânica do V. Veg. do último efeito.....	71
Figura 7.15- Grande curva composta com compressão mecânica V. Veg. do último efeito	72
Figura 7.16- Cascata térmica com compressão mecânica do V. Veg. do último efeito.	73
Figura 7.17- Curvas compostas com elevação de temperatura do pré-aquecimento.....	76
Figura 7.18- Grande curva composta com elevação de temperatura do pré-aquecimento	76
Figura 7.19- Cascata térmica com elevação de temperatura no pré-aquecimento.	77
Figura 7.20- Distribuição dos trocadores de calor na planta inicial	83
Figura 7.21- Distribuição dos trocadores de calor na planta com compressão mecânica no último efeito	84
Figura 7.22- Trocadores de calor na planta com elevação de temperatura no evaporador e compressão no último efeito.....	85
Figura 7.23- Planta esquemática para análises térmicas através da programação linear	88
Figura 7.24- Intervalos de temperaturas de troca de calor	89
Figura 7.25- Intervalos temperaturas para simulações (41-22), (42-22), (51-22) e (52-22)	95
Figura 7.26- Intervalos de temperaturas para simulações (43-22) e (53-22)	96
Figura 7.27- Intervalos de temperaturas para simulações (54-22)	97
Figura 7.28- Evaporador múltiplo (5) efeitos - Produção de açúcar	98
Figura 7.29- Evaporador múltiplo (2) efeitos - Produção de álcool.....	99
Figura 7.30- Consumo em função da produção de açúcar/total (5-1)	106
Figura 7.31- Consumo mínimo em função da produção de açúcar/total com verificação de área dos evaporadores (5-1).....	107
Figura 7.32- Consumo e disponibilidade de energia nos evaporadores sem a utilização de sangria de vapor vegetal	

no evaporador do caldo de açúcar	108
Figura 7.33- Consumo e disponibilidade de energia nos evaporadores utilizando sangria de vapor vegetal no evaporador do caldo de açúcar até o 4º efeito.....	109
Figura 7.34- Consumo em função da produção de açúcar/total (5-2)	110
Figura 7.35- Curvas compostas da simulação 5	112
Figura 7.36- Grande curva composta da simulação 5	112

Lista de Tabelas

Tabela 3.1- Carga térmica dos intervalos de temperaturas	16
Tabela 4.1- Composição da cana de açúcar	26
Tabela 7.1- Aquecimento e resfriamento do caldo.....	55
Tabela 7.2- Cozimento	57
Tabela 7.3- Evaporação no caldo para produção de açúcar	57
Tabela 7.4- Evaporação no caldo para produção de álcool.....	58
Tabela 7.5- Consumo de vapor de escape inicial da planta em estudo	58
Tabela 7.6- Cargas térmicas dos intervalos com o nível de sangria inicial	59
Tabela 7.7- Evaporação no caldo para produção de açúcar sem sangria para o aquecimento	62
Tabela 7.8- Carga térmica dos intervalos eliminando a sangria da evaporação	64
Tabela 7.9- Resfriamento do caldo.....	66
Tabela 7.10- Evaporação no caldo para fermentação com 2 efeitos	66
Tabela 7.11- Carga térmica com segundo efeito na evaporação para fermentação	67
Tabela 7.12- Relação de consumo nos pré-evaporadores e consumo global da planta	70
Tabela 7.13- Carga térmica com compressão mecânica do V. Veg. vegetal do último efeito.....	72
Tabela 7.14- Aquecimento e resfriamento do caldo.....	74
Tabela 7.15- Evaporação no caldo para produção de açúcar	75
Tabela 7.16- Evaporação no caldo para fermentação	75
Tabela 7.17- Carga térmica com elevação de temperatura do pré-aquecimento	78
Tabela 7.18- Resultados finais de consumo de vapor de escape na planta.....	78

Tabela 7.19- Coeficientes globais de transferência de calor utilizados	80
Tabela 7.20- Estimativa das áreas dos trocadores de calor na planta na situação inicial	80
Tabela 7.21- Estimativa das áreas dos trocadores de calor na planta com compressor	81
Tabela 7.22- Estimativa das áreas dos trocadores de calor na planta com elevação de temperatura na evaporação e compressão mecânica	81
Tabela 7.23- Número e área dos equipamentos	81
Tabela 7.24- Estimativa da área do evaporador necessária para situação inicial	82
Tabela 7.25- Estimativa da área do evaporador necessária para situação modificada	82
Tabela 7.26- Estimativa do consumo de vapor nos evaporadores.....	86
Tabela 7.27- Consumo de vapor para combinações no número de efeitos dos evaporadores.....	87
Tabela 7.28- Aquecimento e resfriamento do caldo.....	88
Tabela 7.29 - Cozimento	89
Tabela 7.30- Cargas térmicas das correntes frias	90
Tabela 7.31- Cargas térmicas das correntes quentes	90
Tabela 7.32- Cargas térmicas das correntes frias aquecidas por utilidade quente	94
Tabela 7.33- Cargas térmicas das correntes quentes resfriadas por utilidade fria	94
Tabela 7.34- Cargas térmicas das correntes quentes e frias que trocam calor entre si.	94
Tabela 7.35- Número de efeitos e sangrias permitidas nos evaporadores	95
Tabela 7.36- Cargas térmicas para simulações (41-22), (42-22), (51-22) e (52-22)	96
Tabela 7.37- Cargas térmicas para simulações (43-22) e (53-22)	97
Tabela 7.38- Cargas térmicas para simulações (54-22)	98
Tabela 7.39- Resultados finais de consumo de vapor de escape.....	103
Tabela 7.40- Resultados finais de sangrias de vapor vegetal.....	103
Tabela 7.41- Destilação	104
Tabela 7.42- Relação de produção de açúcar/álcool.....	105
Tabela 7.43- Arranjos das áreas dos evaporadores	105
Tabela 7.44- Consumo em função da produção de açúcar/álcool (5-1)	106
Tabela 7.45- Consumo em função da produção de açúcar/álcool	110

Tabela 7.46 - Consumo de vapor de escape na planta em estudo	111
--	-----

Nomenclatura

Letras Latinas

A	Área de transferência de calor, m^2 ;
A_i	Área do efeito i do evaporador, m^2 ;
$a[i]$	Constante para resolução da matriz tri-diagonal;
$b[i]$	Constante para resolução da matriz tri-diagonal;
Bx	Concentração em massa de % de sólidos no caldo de cana, °Brix;
Bxmedi	Concentração média do caldo no efeito i do EME, °Brix;
C_{ij}	Custo de transporte da origem O_i para o destino D_j ;
CP_C	Capacidade térmica de corrente fria, $kW/^\circ C$;
CP_H	Capacidade térmica de corrente quente, $kW/^\circ C$;
$c[i]$	Constante para resolução da matriz tri-diagonal;
cp_i	Calor específico do caldo, $kJ/kg\ ^\circ C$;
csol	Constante para cálculo de calor específico do caldo;
D_j	Destino j ;
$d[i]$	Constante para resolução da matriz tri-diagonal;
d_j	Demanda de produtos do destino D_j ;
EPEhi:	Elevação média do ponto de ebulição devido à coluna de líquido no efeito i , °C;
EPExi	Elevação média do ponto de ebulição devido à concentração de sólidos no caldo no efeito i , °C;
F	Correntes frias;
H	Entalpia, kJ/kg ;
h_{lv}	Entalpia específica de vaporização da água, kJ/kg ;
h_{C_i}	Entalpia específica do caldo de saída no efeito i , kJ/kg ;
$h_{C_{i-1}}$	Entalpia específica do caldo de entrada no efeito i , kJ/kg ;

hL_{i-1}	Entalpia específica do vapor condensante (líquido saturado) no efeito i , kJ/kg;
hV_i	Entalpia específica do vapor vegetal formado no efeito i , kJ/kg;
hV_{i-1}	Entalpia específica do vapor condensante no efeito i , kJ/kg;
i	Índice de intervalo de temperatura ou de efeito no EME;
K	Correntes quentes;
MC_i	Vazão mássica do caldo de saída no efeito i do evaporador, kg/s;
MC_{i-1}	Vazão mássica do caldo de entrada no efeito i , kg/s;
MS_i	Sangria do vapor vegetal do efeito i utilizada a para aquecimento, kg/s;
MV_i	Vazão mássica de vapor vegetal formado no efeito i , kg/s;
MV_{i-1}	Vazão mássica do vapor condensante no efeito i , kg/s;
ms	Vazão mássica de sólidos do caldo na evaporação, kg/s;
m	Número de origens no problema de transporte;
n	Número de destinos no problema de transporte;
O_i	Origem i no problema de transporte;
P_{vi}	Pressão de Saturação do vapor condensante no efeito i , MPa;
Q	Taxa de transferência de calor, kW;
Q_{Cmin}	Carga térmica mínima a ser rejeitada pelo processo, kW;
Q_{Hmin}	Carga térmica mínima a ser fornecida ao processo, kW;
q_C	Somatória das cargas térmicas das correntes quentes, kW;
$q_{C_{K,R}}$	Carga Térmica da corrente K no intervalo R proveniente de utilidade fria, kW;
$q_{F,S}$	Carga térmica da corrente F no intervalo S , kW;
$q_{F,sh}$	Carga Térmica da corrente F no intervalo S proveniente de utilidade quente, kW;
$q_{F,S_{K,R}}$	Carga Térmica da corrente F no intervalo S recebida da corrente K no intervalo R , kW;
$q_{K,R}$	Carga térmica da corrente K no intervalo R , kW;
q_H	Somatória das cargas térmicas das correntes frias, kW;
q_H	Entalpia específica latente de condensação, kJ/kg;
R	Intervalo de corrente quente;
S	Intervalo de corrente fria;
S_i	Oferta de produtos da origem O_i ;
T	Temperatura, °C;

T_{C1}	Temperatura de entrada do fluido frio no trocador contra-corrente, °C;
T_{C2}	Temperatura de saída do fluido frio no trocador contra-corrente, °C;
T_{H1}	Temperatura de entrada do fluido quente no trocador contra-corrente, °C;
T_{H2}	Temperatura de saída do fluido quente no trocador contra-corrente, °C;
T_i	Temperatura do vapor vegetal formado no efeito i, °C;
T_{i-1}	Temperatura de saturação do vapor condensante no efeito i, °C;
T_x	Temperatura de saída do misturador, °C;
U	Coefficiente global de transferência de calor, $W/m^2\text{°C}$;
U_i	Coefficiente global de transferência de calor no efeito i do EME, $kW/m^2\text{°C}$;
X_i	Concentração de saída do caldo no efeito i, tsólidos/tsolução;
X_{medi}	Concentração média do caldo no efeito i, tsólidos/tsolução;
Z	Função objetivo na programação linear;
w_c	Entalpia específica da compressão, kJ/kg ;

Letras Gregas

ΔH_i	Somatória de cargas térmicas das correntes no intervalo i, kW;
$\Delta P_{hmed i}$	Elevação média da pressão devido à coluna de líquido no efeito i do EME, MPa;
ΔQ	Carga térmica trocada entre região da fonte de calor e sumidouro da planta, kW;
ΔQ_C	Acréscimo de carga térmica a ser rejeitada pelo processo, kW;
ΔQ_H	Acréscimo de carga térmica a ser fornecido ao processo, kW;
ΔT	Diferença média de temperatura de troca de calor entre os fluidos, °C;
ΔT_{min}	Diferença mínima de temperatura entre duas correntes que poderão trocar calor, °C;
$\rho_{med i}$	Massa específica média do caldo no efeito i do EME, kg/m^3 ;
$\sum CP_C$	Somatória das capacidades térmicas de correntes frias em dado intervalo, $kW/^\circ C$;
$\sum CP_H$	Somatória das capacidades térmicas de correntes quentes em dado intervalo, $kW/^\circ C$;
θ	Temperatura de definição dos intervalos de troca de calor entre as correntes, °C;

Siglas

GCC - Grande Curva Composta;

DMLT - Diferença Média Logaritimica de Temperatura;

EME - Evaporador Múltiplo Efeitos;

EPE - Elevação do Ponto de Ebulição;

HENS - Heat Exchanger Network Syntesis;

IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas;

TC - Tonelada de cana moída;

V.E. - Vapor de escape;

V.Veg. - Vapor Vegetal;

Capítulo 1

Introdução

A vida na sociedade moderna é cada vez mais dependente da utilização de energia, seja a mesma consumida diretamente através dos eletrodomésticos, eletroeletrônicos, meios de transporte e do condicionamento ambiente, ou indiretamente através dos processos industriais durante a fabricação destes produtos. Como os recursos energéticos para prover estas demandas normalmente são de natureza limitada, surge a necessidade da melhor utilização da energia disponível através do uso racional da mesma.

Quando se trata de plantas industriais, são vários os caminhos para a conservação da energia. As ações podem ser imediatas, com pouco investimento, ou de médio e longo prazos, aumentando os recursos econômicos necessários. As ações imediatas são as que trazem maior eficiência nos processos através do simples ajuste, limpeza ou manutenção dos equipamentos disponíveis. As ações a médio prazo são as que requerem determinados investimentos, procurando entretanto, a conservação de energia principalmente através da maior integração das correntes térmicas existentes nos processos. Já as ações a longo prazo necessitam de grandes investimentos, tanto em pesquisas e desenvolvimento, quanto em capital aplicado, e são realizadas por meio de mudanças nos processos industriais, utilização de novas tecnologias, ou mesmo na busca de fontes alternativas de combustíveis.

Este trabalho está inserido basicamente nas ações a curto e médio prazos, sendo proposto como caso de estudo uma usina de açúcar e álcool, onde a integração e a recuperação de calor são

pontos importantes nas análises de consumo energético. Dada a grande importância da energia térmica neste tipo de planta, diversos manuais sobre o assunto têm sido elaborados (IPT, 1990; Hugot, 1976; Baloh e Wittwer, 1995).

O consumo de vapor em uma usina de açúcar e álcool normalmente ocorre em dois níveis de pressão. O vapor de alta pressão ou primário provém das caldeiras e é fornecido para as turbinas, gerando potência para acionamento de equipamentos na moenda, no bombeamento dos fluidos (via turbobombas) ou para geração de energia elétrica. Já o vapor de baixa pressão ou secundário provém do escape das turbinas, servindo como fonte de calor para o próprio processo (aquecimento, evaporação, cozimento, fermentação e destilação). Caso haja falta de vapor de baixa, o complemento ocorre através de linhas diretas passando por válvulas redutoras de pressão do vapor de alta proveniente das caldeiras. Um esquema comumente utilizado de geração e consumo de vapor pode ser observado na Figura 1.1.

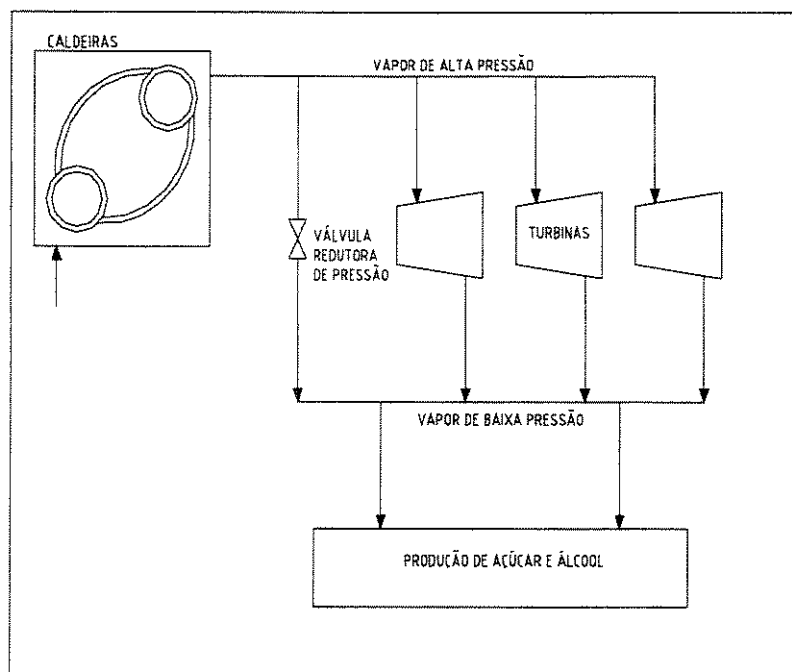


Figura 1.1- Esquema de geração e consumo de vapor em usinas

Observe-se que a passagem de vapor de alta pelas válvulas redutoras de pressão é uma situação indesejável, pois é um vapor que consome exergia para elevação de sua pressão e temperatura, e que está simplesmente sendo dissipada sem gerar trabalho. O melhor aproveitamento de energia no processo de produção reduz o consumo de vapor de baixa e evita a necessidade de passagem do vapor de alta pelas válvulas redutoras de pressão.

Na produção de açúcar e álcool, um setor que requer grande quantidade de calor é o de evaporação, gerando um problema mais complexo devido à possibilidade de utilização de parte do vapor d'água resultante da própria evaporação (vapor vegetal), para o aquecimento de correntes frias de outros setores (Figura 1.2).

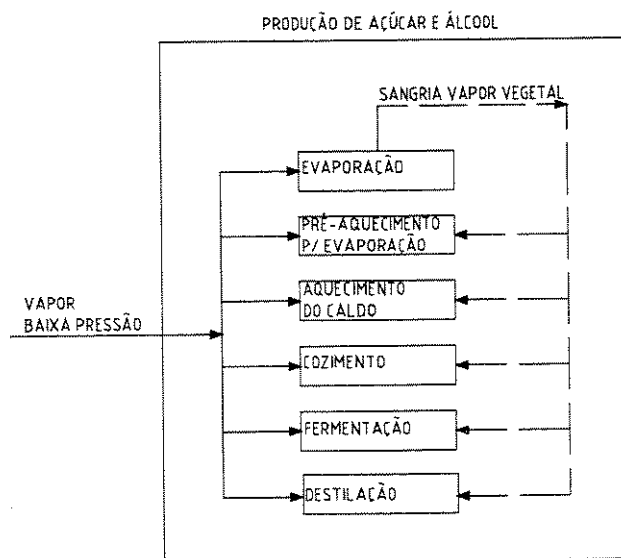


Figura 1.2- Utilização do vapor vegetal da evaporação para outros setores da produção

Esta integração com o restante do processo é um fator determinante para a redução do consumo global de energia. Na planta estudada no presente trabalho, são consideradas duas linhas de evaporação, nas quais as análises foram realizadas incluindo propostas de melhorias no número de efeitos utilizados nos evaporadores e principalmente na sangria de parte do vapor vegetal produzido em cada efeito, para aproveitamento nos demais setores. Os tipos de análises evoluíram

conforme os resultados foram sendo obtidos. A cada etapa, novas possibilidades de recuperação de energia foram surgindo, gerando várias opções de simulações.

As metodologias utilizadas nas diferentes análises térmicas da planta foram o método do “*pinch-point*” e da programação linear, sendo inclusive elaborado um programa específico visando facilitar estes estudos. Os resultados apresentados neste trabalho foram apenas parte de inúmeras possibilidades existentes. Embora o caso de estudo seja a produção de açúcar e álcool, as metodologias utilizadas são eficazes para outros tipos de plantas semelhantes. Destaca-se a indústria de alimentos, onde a evaporação é encontrada em grande diversidade como: suco de frutas concentrados, laticínios, concentrados de tomate, etc.

O texto está assim estruturado: no capítulo 2, comenta-se de forma resumida à respeito da integração térmica e o seu desenvolvimento, e também sobre alguns métodos de análises térmicas; no capítulo 3 são descritos os métodos do “*pinch-point*” e da programação linear, que são utilizados neste trabalho; no capítulo 4, procura-se dar uma visão geral da planta de produção de açúcar e álcool; no capítulo 5 são descritas as principais formulações na modelagem dos evaporadores de múltiplos efeitos, e a integração dos mesmos com o restante da produção; o capítulo 6 apresenta o algoritmo de um programa computacional, utilizado neste trabalho; no capítulo 7 são apresentados os principais resultados e análises térmicas realizados na planta; e finalmente no capítulo 8, são descritas as principais conclusões do trabalho, e apresentadas algumas sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica

A integração térmica envolve basicamente o projeto de uma rede de trocadores de calor (*Heat Exchanger Network Synthesis - HENS*). Visando a otimização destas redes, várias técnicas e métodos foram desenvolvidos, principalmente durante as décadas de 70 e 80. Os estudos se iniciaram em busca apenas do ótimo energético (consumo mínimo proveniente de utilidades), envolvendo posteriormente o custo ótimo global de toda a rede. Além da minimização do consumo de utilidades, a redução das áreas de transferência de calor e do número de equipamentos utilizados, com seus devidos custos de investimentos e de operação, constituem-se nos outros objetivos da integração térmica (Assunção, 1997).

Para Gundersen e Naess (1988), os trabalhos de integração térmica se desenvolveram em três linhas de pesquisa: métodos heurísticos (projetos baseados em experiências anteriores), métodos matemáticos e métodos termodinâmicos. Entre os pioneiros podem ser citados: Rudd *et al.* (1968), que introduziram a abordagem heurística; Kesler e Parker (1969), Kobayashi *et al.* (1971) e Nishida *et al.* (1971), nos problemas matemáticos de programação linear; Hohmann (1971), que através do enfoque termodinâmico, elaborou a tabela de factibilidade na primeira tentativa de se estabelecer a meta do mínimo consumo de utilidades, antes da elaboração de um projeto; e finalmente Umeda *et al.* (1978) e Linnhoff *et al.* (1979), que utilizaram o diagrama temperatura-entalpia na recuperação térmica através da tecnologia “*pinch*”.

Outros estudos importantes da área e a evolução dos métodos utilizados são descritos mais detalhadamente nos trabalhos de Assunção (1997), Rossi (1995) e de Gundersen e Naess (1988). Atualmente uma maior atenção tem sido dada aos métodos que relacionam de forma mais direta as leis da termodinâmica e as avaliações econômicas, que seriam, segundo Cristodoulou (1996), os quatro tipos de balanços necessários para se estudar o melhor aproveitamento de energia de uma instalação industrial. São eles:

- Balanço de massa;
- Análise pela 1ª lei da termodinâmica (balanço de energia);
- Análise pela 2ª lei da termodinâmica (balanço de entropia);
- Análise econômica (avaliação dos custos de investimentos de capital e de manutenção).

No setor sucro-alcooleiro, entretanto, as avaliações térmicas das usinas são comumente realizadas apenas pelos balanços de massa, de energia e da análise econômica, a partir dos quais são tomadas as decisões nestas empresas.

Embora com apenas estas três avaliações seja possível a realização de análises quantitativas do funcionamento da planta, elas não são suficientes para uma análise qualitativa da energia utilizada, pois consideram como equivalentes diferentes tipos de energia, como a térmica e a mecânica. Essas diferenças podem ser verificadas através da análise pela 2ª lei da termodinâmica, que indica o grau de irreversibilidade dos processos e a degradação da qualidade da energia, tornando-se portanto indispensável quando se deseja estudar o melhor aproveitamento da mesma (Paz e Cardenas, 1997).

Procurando integrar os quatro tipos de balanços, alguns métodos e formulações têm sido empregados, tais como: a análise exergetica, análise termoeconômica, programação linear e a tecnologia “*pinch*” (método “*pinch-point*”).

2.1 Análise Exergética

Segundo a definição de Kotas (1986), a exergia é o máximo trabalho útil que pode ser obtido de uma dada “forma de energia”, utilizando os parâmetros do ambiente como estado de referência. A análise exergética consiste na integração da 1ª e 2ª leis da termodinâmica, verificando a quantidade de energia utilizada, mas levando em conta as irreversibilidades dos processos (geração de entropia), e então contabilizando apenas a parcela disponível para realização de trabalho.

Apesar do número de trabalhos envolvendo a análise exergética se multiplicar e crescer em forma acelerada nos últimos anos, ainda não são numerosos os voltados para a produção de açúcar (Paz e Cardenas, 1997; Baloh e Wittwer, 1995; Paracuellos, 1987; Vertiola e Oliveira Jr., 1995).

2.2 Análise Termoeconômica

A termoeconomia é um método que combina a análise exergética com a análise econômica, e cujo objetivo é a atribuição de custos ao conteúdo exergético de um portador de energia. A análise de custos exergéticos baseia-se na “contabilidade” da destruição de exergia ligada à concepção do próprio sistema, à sua manutenção e operação, e levando em conta uma série de fatores de custos, materiais, ambiente e confiabilidade, entre outros (Nebra, 1998).

A análise vem sendo utilizada principalmente em sistemas envolvendo mais de um produto final ou subprodutos, sendo possível a distribuição dos custos de manutenção e de capital dos vários processos entre os mesmos. Uma planta completa de uma usina de açúcar e álcool, envolvendo, além da produção de ambos os produtos, a geração de energia elétrica e o vapor de processo em um sistema de cogeração, é um caso interessante para o uso da termoeconomia. No Brasil, trabalhos de cogeração na indústria açucareira têm sido elaborados por Vertiola e Oliveira Jr. (1995) e Barreda, Cerqueira e Nebra (1997).

2.3 Modelo de Programação Linear

O modelo de programação linear permite o desenvolvimento de formulações matemáticas que buscam a maximização ou minimização de uma função objetivo linear, através do equacionamento e resolução de um sistema de restrições também lineares, impostas ao problema (Bazaraa et al., 1990).

A publicação de trabalhos de otimização energética envolvendo a produção de açúcar é bastante restrita, com algumas aplicações da programação linear otimizando a configuração de produção de uma usina de açúcar e álcool para maximização dos lucros.

2.4 Método do “Pinch-Point”

O método do “*pinch-point*”, ou tecnologia “*pinch*” é visto como uma forma de se aplicar simultaneamente a 1ª e 2ª leis da termodinâmica. Utiliza-se de uma representação gráfica da temperatura e entalpia através de combinações das correntes quentes e frias da planta térmica, permitindo obter o mínimo requisito de energia das utilidades externas necessárias ao processo e indicando também em que direção pode-se produzir uma troca de calor espontânea (Christodoulou, 1996).

No setor de açúcar, as primeiras aplicações ocorreram a partir de 1984/85 em indústrias européias, via redimensionamentos de projetos visando a redução de consumo de energia na produção de açúcar derivado da beterraba (Twaite, Davenport e MacDonald, 1986; Carter e Thompson, 1990; Christodoulou, 1992). O método tem sido utilizado também na África em produção de açúcar proveniente da cana (Singh, Riley e Seillier, 1997).

2.5 Metodologia Utilizada

Todas as metodologias descritas acima podem ser utilizadas na avaliação de uma planta de produção de açúcar e álcool. Como este trabalho basicamente se restringe ao tema da integração térmica, e não inclui diretamente a geração de potência, os métodos de “*pinch-point*” e da

programação linear foram utilizados para a avaliação da situação atual e para a inclusão de propostas de melhorias em nosso caso de estudo. Estas duas ferramentas têm apresentado excelentes resultados na integração energética, mostrando-se eficazes inclusive em problemas bastante complexos, como é o caso de uma refinaria de petróleo estudada por Rossi e Bannwart (1995).

Algumas críticas feitas ao método “*pinch-point*”, alegam que não se trata de um método de otimização, mas sim de melhoramento para recuperação de calor (Wall e Gong, 1996). Para os autores, o método é aplicável quando envolve apenas trocadores de calor. Esta crítica esquece da questão econômica, que a minimização do consumo de vapor de processo possibilita maximizar a geração de potência, no caso de uma usina de açúcar e álcool. Assim, uma vez que a minimização do consumo de vapor de processo envolve um investimento em área de trocadores de calor, há que estabelecer um compromisso entre esse investimento e o ganho obtido na geração de potência.

Para outros pesquisadores, como Christodoulou (1992), o método provou ser o mais eficiente caminho no projeto de sistemas de trocadores de calor, sendo uma forma de se aplicar a 2ª lei da termodinâmica através de representação gráfica, sem empregar o conceito de exergia (Christodoulou, 1996).

Capítulo 3

Métodos do “Pinch-Point” e Programação Linear

3.1 Método do “Pinch-Point”

Conhecido desde 1979, o “*pinch-point*” tem sido aplicado a diversos tipos de indústrias como alimentícias, papel e celulose, siderúrgicas, químicas e petroquímicas. Através de combinações das correntes quentes e frias da planta térmica, o método permite obter o mínimo de utilidades externas necessárias ao processo, além de possuir procedimentos para minimização da área de troca de calor e do número de equipamentos utilizados.

O primeiro trabalho para desenvolvimento da tecnologia “*pinch*” foi realizado por Umeda *et al.* (1978). Eles desenharam no diagrama temperatura-entalpia duas curvas compostas de um processo: a curva de aquecimento, representando todas as correntes frias e a curva de resfriamento, representando todas as correntes quentes. Através da aproximação destas curvas, verificaram que as mesmas exibiam a máxima aproximação em um ponto, o “*pinch-point*”, em que a diferença de temperatura era mínima ($\Delta T_{\min}$) e formava um gargalo na recuperação de calor.

Foi através de Linnhoff *et al.* (1979) no entanto, que houve uma compreensão maior do problema da recuperação térmica, baseado nestas curvas compostas. Eles observaram a divisão do diagrama em duas regiões, onde acima do “*pinch*” havia demanda apenas de utilidades quentes, e abaixo deste, somente de utilidades frias. Assim estabeleceram as regras básicas da tecnologia, que são explicadas a seguir.

3.1.1 Curvas Compostas e o “Pinch-Point”

A integração para a troca de calor em um processo pode ser feita através da construção do gráfico temperatura-entalpia entre uma corrente quente e uma fria. A Figura 3.1 ilustra a sobreposição das correntes quente e fria, limitada por uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{min}). Esta é escolhida pelo projetista de acordo com o custo do capital. O intervalo sobreposto é a máxima recuperação de calor possível, enquanto os intervalos nos extremos indicam os mínimos de utilidades quente e fria necessárias ao processo.

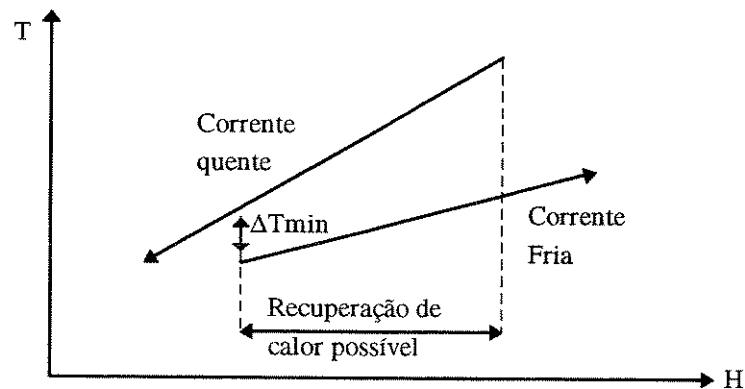


Figura 3.1- Integração tradicional através da sobreposição de corrente quente e fria

Esta integração é simples quando se trata de apenas duas correntes, tornando-se mais complexas quando este número aumenta, o que pode ser realizado através das curvas compostas do método “*pinch-point*”. A idéia de curva composta nada mais é do que combinar em apenas uma todas as correntes quentes, e em outra todas as correntes frias. Isto é feito através da somatória da capacidade térmica das correntes em cada nível de temperatura, resultando nas curvas compostas quente e fria, conforme ilustra a Figura 3.2. Da mesma forma que na curva tradicional, as curvas compostas determinam a máxima recuperação de calor, bem como os *targets* que são os mínimos de utilidades quente e fria necessárias ao processo.

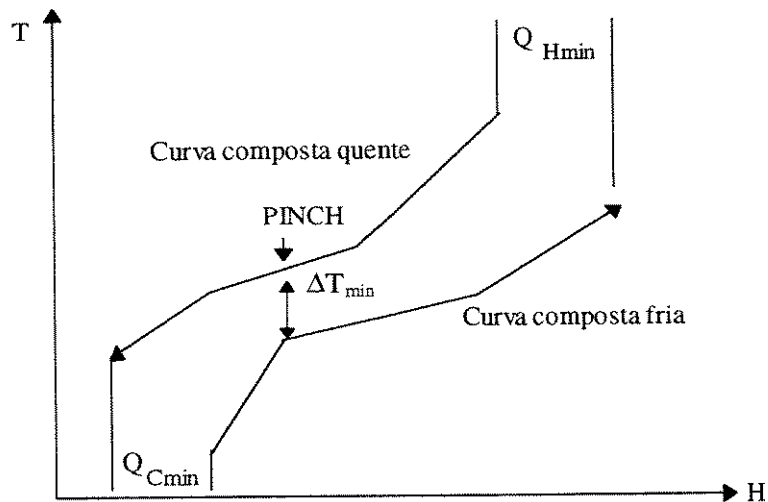


Figura 3.2- Curvas compostas

A diferença mínima de temperatura (ΔT_{min}) é novamente o ponto limite de aproximação entre as curvas, e é o *pinch-point*. Ele divide o processo em duas regiões, uma acima do *pinch*, chamada *sumidouro* pois precisa de calor adicional, onde por esta razão as correntes quentes devem fornecer todo calor disponível para as correntes frias e não devem ser resfriadas por utilidades externas; e a região abaixo do *pinch*, chamada *fonte de calor* pois dispõe de mais energia do que necessita, e assim as correntes frias devem receber calor apenas das correntes quentes, sem receber calor de utilidades externas.

É importante observar que não deve haver troca de calor entre estas regiões através do *pinch*, pois qualquer transferência de calor entre as regiões implica em um aumento tanto da necessidade de utilidade quente como de utilidade fria, como ilustra a Figura 3.3.

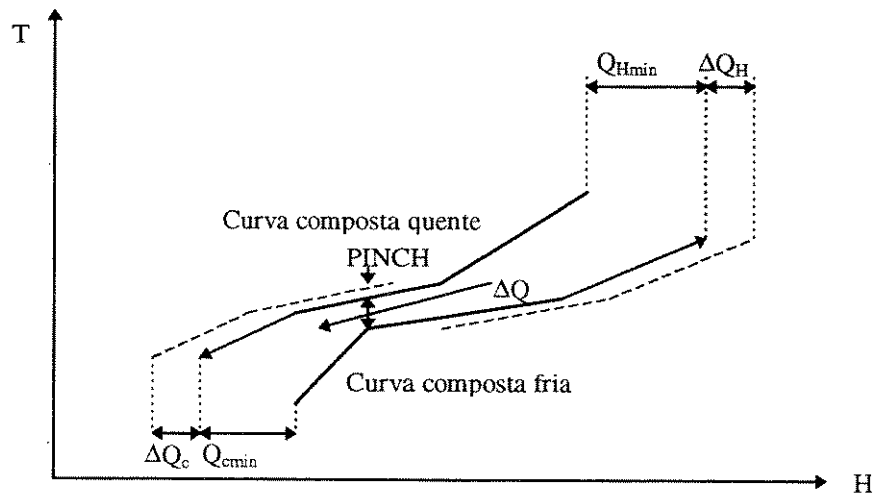


Figura 3.3- Troca de calor através da região do “pinch-point”

As regras básicas do método portanto, são:

- 1- A região acima do *pinch* deve trocar calor apenas com utilidades quentes;
- 2- A região abaixo do *pinch* deve trocar calor apenas com utilidades frias;
- 3- Não deve haver troca de calor entre as regiões através do *pinch*.

3.1.2 Grande Curva Composta

A grande curva composta (GCC) é a combinação das duas curvas compostas, a quente e a fria, transformadas em uma única, conforme a Figura 3.4b. A vantagem da grande curva composta é a possibilidade de se observar melhor onde o processo deve trocar calor com as utilidades e onde ele pode satisfazer a própria demanda, como demonstram as áreas escuras da figura. Quando se têm mais de uma utilidade (utilidades em múltiplos níveis de temperaturas), torna-se possível a escolha de cada uma delas com base no nível de temperatura mais próxima da demanda, o que diminui as irreversibilidades do processo de transferência de calor.

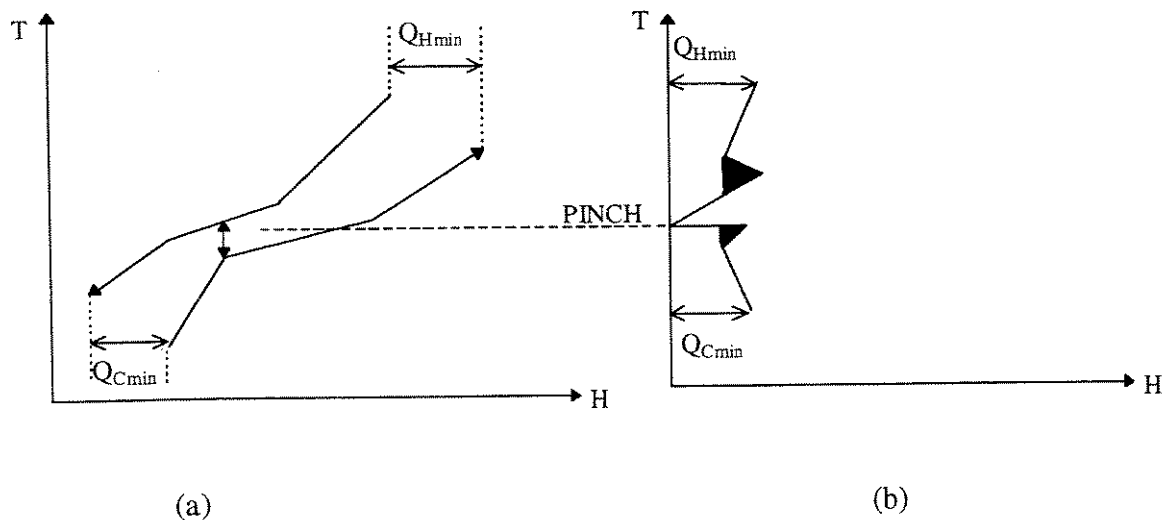


Figura 3.4- a) Curvas compostas fria e quente; b) Grande curva composta

Essencialmente, a utilidade é usada para satisfazer o balanço de energia do processo. A grande curva composta na análise “*pinch*”, pode ser vista como um resumo deste balanço em função da temperatura, indicando a quantidade de calor que deve ser fornecido ou removido do processo em uma dada temperatura. Caso este balanço possa ser satisfeito com várias utilidades, em diferentes níveis de temperatura, isto seria melhor do que através de uma única utilidade em uma temperatura extrema. O benefício de se ter um conjunto de utilidades em múltiplos níveis de temperatura, é que algum trabalho útil pode ser obtido na degradação do calor de um nível, para outro abaixo. Um exemplo bastante conhecido seria a turbina a vapor, capaz de gerar potência elétrica, utilizando a degradação do vapor de alta pressão para vapor de baixa pressão (Singh, Riley e Seiller, 1997).

3.1.3 Método Tabular (Cascata Térmica)

Outra forma de se fazer a análise de *pinch-point* é através do método tabular, que consiste na definição de intervalos de temperatura, onde as correntes quentes e frias possam trocar calor entre si. Em um processo de aquecimento e evaporação por exemplo, temos, conforme a Figura 3.5, as correntes frias que precisam ser aquecidas e as correntes quentes que precisam ser resfriadas. Desejando-se fazer a troca de calor entre as mesmas respeitando um determinado $\Delta T_{\min}$, esta condição é respeitada pelo acréscimo de $\Delta T_{\min}/2$ para os intervalos das correntes frias e

decréscimo de $\Delta T_{\min}/2$ para os intervalos das correntes quentes. Como uma corrente quente somente pode fornecer calor para uma corrente fria para os intervalos que estão no mesmo nível ou abaixo, estes acréscimos e decréscimos garantem o diferencial $\Delta T_{\min}$ definido.

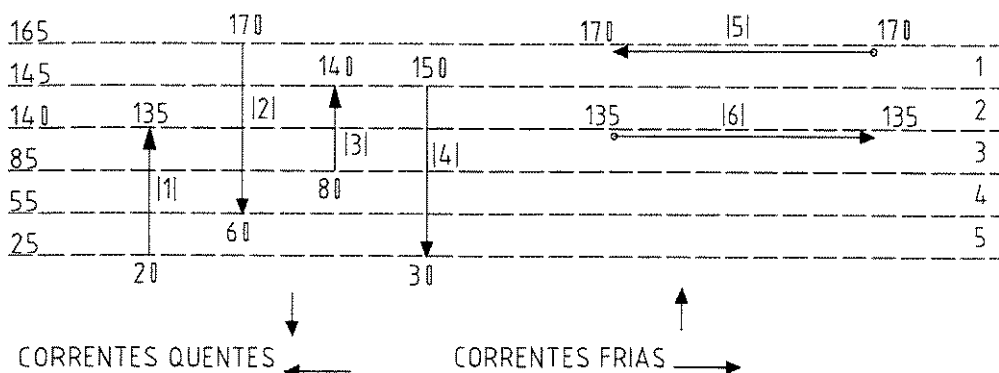


Figura 3.5- Intervalos de temperaturas de correntes quentes e frias

Observe-se que as correntes indicadas pelas linhas horizontais são os fluxos de vapor a ser condensado (5) ou evaporado (6), enquanto as linhas verticais são as correntes a serem aquecidas (1, 3) ou resfriadas (2, 4). Tomando a corrente (1), cujas temperaturas terminais são 20 e 135 °C como exemplo e um $\Delta T_{\min} = 10^\circ \text{C}$, a mesma fica então definida entre os níveis 25 e 140° C, por se tratar de uma corrente fria. A relação entre o nível de temperatura θ e a temperatura T é:

$$\theta = T \pm \frac{1}{2} \Delta T_{\min}$$

onde:

θ : Temperatura de definição dos intervalos de troca de calor entre as correntes;
o sinal “-” se aplica para correntes quentes e “+” para correntes frias.

A seguir, calcula-se a carga térmica para cada intervalo de temperatura, verificando se os mesmos consomem ou liberam energia, conforme a Tabela 3.1, onde:

$\Delta H_i = (\sum CP_C - \sum CP_H)_i (\theta_i - \theta_{i-1})$, é a carga térmica;

$\Delta H_i < 0$, significa liberação de energia, e $\Delta H_i > 0$ consumo de energia;

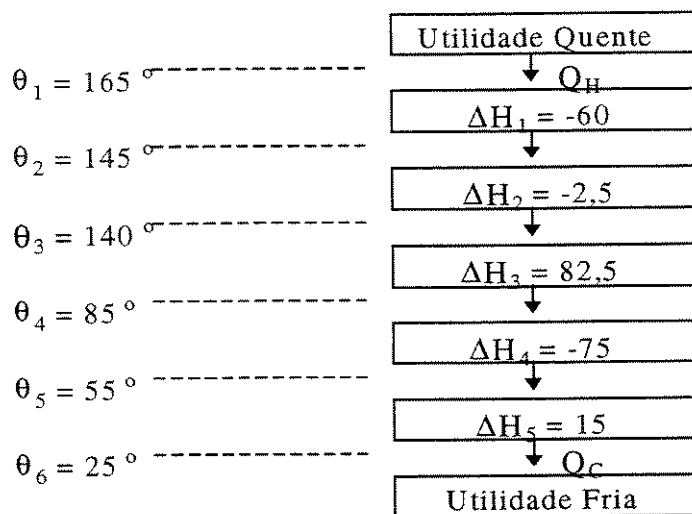
CP_C : Capacidade Térmica de uma corrente fria presente no intervalo i ;

CP_H : Capacidade Térmica de uma corrente quente presente no intervalo i ;

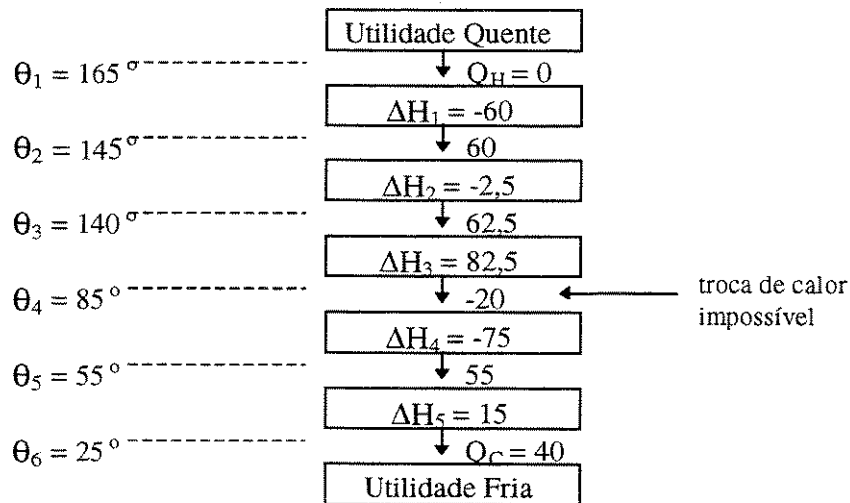
Tabela 3.1- Carga térmica dos intervalos de temperaturas

Intervalo (i)	$\theta_i - \theta_{i-1}$	$(\sum CP_C - \sum CP_H)_i$	ΔH_i
1	20	-3,0	-60
2	5	-0,5	-2,5
3	55	1,5	82,5
4	30	-2,5	-75,0
5	30	0,5	15

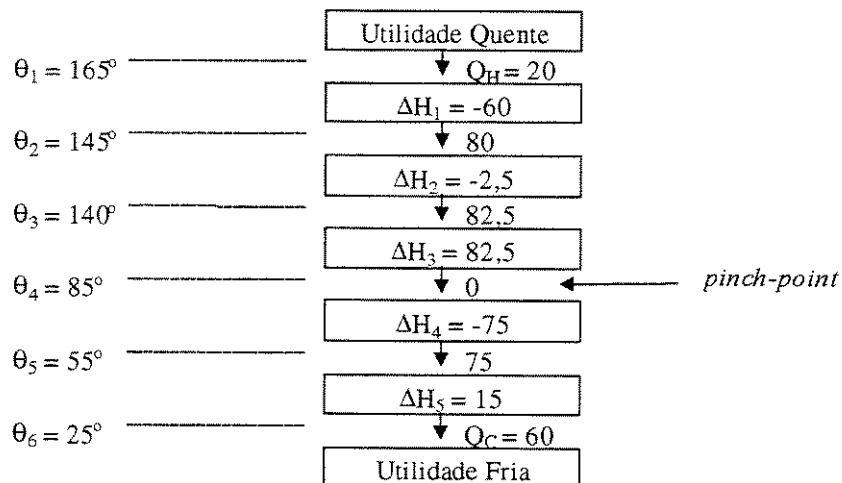
Dispondo os intervalos em forma de cascata térmica e acrescentando as utilidades quente e fria, obtém-se os intervalos que dispõem ou necessitam de energia, havendo troca de calor apenas das temperaturas mais elevadas para as mais baixas:



Supondo que $Q_H = 0$ temos o seguinte fluxo de calor:



Sendo a troca de calor -20 kW impossível, obtém-se o mínimo de energia a ser fornecido através da utilidade quente, assim:



Obtém-se desta forma o *pinch-point* no nível $\theta = 85^\circ \text{ C}$, o que significa 90° C de temperatura nas correntes frias e 80° C nas correntes quentes.

3.1.4 Projeto da Rede de Trocadores de Calor

Quando se deseja estudar a recuperação de calor, o objetivo final é a questão econômica, que inclui tanto o custo de capital quanto o de manutenção. No custo de capital para a rede de trocadores de calor, leva-se em conta principalmente dois fatores: a área e o número de trocadores, que devem ser analisados e comparados com a recuperação de calor obtida.

Quanto menor a diferença de temperatura de troca de calor ($\Delta T_{\min}$) entre os fluidos quente e frio, maior será a recuperação obtida, aumentando, entretanto, a área de troca de calor. A estimativa da área do trocador de calor pode ser obtida através da equação 3.1.

$$Q = U A \Delta T \quad (3.1a)$$

$$A = Q/(U\Delta T) \quad (3.1b)$$

onde:

Q: Taxa de transferência de calor;

U: Coeficiente global de transferência de calor;

A: Área de transferência de calor;

ΔT : Diferença média de temperatura entre os fluidos.

A taxa de transferência de calor e as temperaturas de entrada e saída dos fluidos em cada trocador é definida com base nas regras a serem definidas adiante. A diferença média de temperatura pode ser calculada com as temperaturas obtidas, considerando todos os trocadores de calor do tipo contracorrente através da equação 3.2, da diferença média logarítmica de temperaturas (DMLT). Para os coeficientes globais de transferência da calor, que dependem das áreas e materiais dos trocadores, e das condições dos fluidos, podem ser adotados valores fornecidos na literatura.

$$\Delta T = [(T_{H1} - T_{C2}) - (T_{H2} - T_{C1})] / \ln [(T_{H1} - T_{C2}) / (T_{H2} - T_{C1})] \quad (3.2)$$

onde:

T_{H1} : Temperatura de entrada do fluido quente;

T_{H2} : Temperatura de saída do fluido quente;

T_{C1} : Temperatura de entrada do fluido frio;

T_{C2} : Temperatura de saída do fluido frio;

A aplicação da tecnologia “*pinch*” e o processo de integração térmica conduzem não apenas à redução do consumo de energia, mas também à redução dos custos de investimento de capital. Pode ser demonstrado que se a recuperação de calor ocorrer verticalmente no diagrama de curvas compostas, a área total de transferência de calor é minimizada (Linnhoff e Hindmarsh (1983). No caso de transferência de calor não vertical, mesmo que localmente haja alguma diminuição da área necessária, no cômputo geral haverá um aumento da área total de transferência de calor.

Após a determinação da máxima recuperação de calor, é necessário o desenvolvimento de um projeto que torna possível alcançar os valores obtidos (*targets*). Para isso é necessário obedecer as seguintes regras heurísticas:

- 1ª Regra: - Não deve haver transferência de calor entre as regiões acima e abaixo do “*pinch*”;
- 2ª Regra: - Iniciar o projeto junto ao pinch-point, região onde estão as maiores restrições do projeto;
- 3ª Regra: - As correntes frias abaixo do pinch devem ser sempre aquecidas pelas correntes quentes e nunca por utilidades quentes. Se o número de correntes frias for maior do que o de correntes quentes, deve-se subdividir as correntes quentes para permitir o aquecimento de todas as correntes frias;
 - As correntes quentes acima do pinch devem sempre ser resfriadas pelas correntes frias e nunca por utilidades frias. Se o número de correntes quentes for maior do 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 logo acima do pinch, uma corrente quente só pode ceder calor se sua capacidade térmica for menor ou igual à capacidade térmica da corrente fria. Caso isso não ocorra, deve-se subdividir aquela corrente;

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

3.2 Programação Linear

Segundo Luenberger (1984), a programação linear é sem dúvida o modelo mais natural para a formulação de um vasto conjunto de problemas com modesto esforço. Credita-se a G. B. Dantzig a primeira abordagem da programação linear em 1947. Para a solução destes problemas ele desenvolveu o método “*Simplex*”, que teve grande aceitação devido à possibilidade de modelagem e solução de problemas complexos de redes e a capacidade de resolução em tempo razoável (Bazaraa et al., 1990).

3.2.1 Formulação: Função Objetivo e Restrições

Um problema de programação linear é um modelo matemático que busca a maximização ou minimização de uma função objetivo linear, através do equacionamento e resolução de um sistema de restrições também lineares, impostas ao problema. A formulação padrão pode ser descrita da seguinte maneira:

Função Objetivo:	Minimizar	$C_1X_1 + C_2X_2 + \dots + C_n X_n$
Restrições:	Sujeito à	$a_{11}X_1 + a_{12}X_2 + \dots + a_{1n}X_n \geq b_1$
		$a_{21}X_1 + a_{22}X_2 + \dots + a_{2n}X_n \geq b_2$
		$\vdots$
		$\vdots$
		$\vdots$
		$a_{m1}X_1 + a_{m2}X_2 + \dots + a_{mn}X_n \geq b_m$
		$x_1 \geq 0, x_2 \geq 0 \dots x_n \geq 0$

onde b_i , c_i e a_{ij} são constantes reais conhecidas e x_i são as variáveis reais a serem determinadas.

3.2.3 Problema de Transporte

O problema de transporte é um caso especial importante de programação linear, pois a sua teoria pode ser aplicada em muitos tipos de problemas comuns. O problema consiste em encontrar uma solução com mínimo custo global que atenda à seguinte questão: Uma quantidade de produtos S_i de m origens, devem ser enviados para atender a demanda d_j de n destinos com o custo de transporte C_{ij} da origem O_i para destino D_j (Figura 3.6).

Formulação:

Minimizar:

$$Z = C_{11} X_{11} + \dots C_{1n} X_{1n} + \dots C_{i1} X_{i1} + \dots C_{ij} X_{ij} + \dots C_{in} X_{in} + \dots C_{m1} X_{m1} + \dots C_{mn} X_{mn}$$

sujeito à:

$$X_{11} + \dots + X_{1j} + \dots + X_{1n} = S_1$$

.

.

$$X_{i1} + \dots + X_{ij} + \dots + X_{in} = S_i$$

.

$$X_{m1} + \dots + X_{mj} + \dots + X_{mn} = S_m$$

$$X_{11} + \dots + X_{i1} + \dots + X_{m1} = d_1$$

.

$$X_{1j} + \dots + X_{ij} + \dots + X_{mj} = d_j$$

.

.

$$X_{1n} + \dots + X_{in} + \dots + X_{mn} = d_n$$

$$X_{11}, \dots, X_{1j}, \dots, X_{1n}, \dots, X_{ij}, \dots, X_{m1}, \dots, X_{mn} \geq 0$$

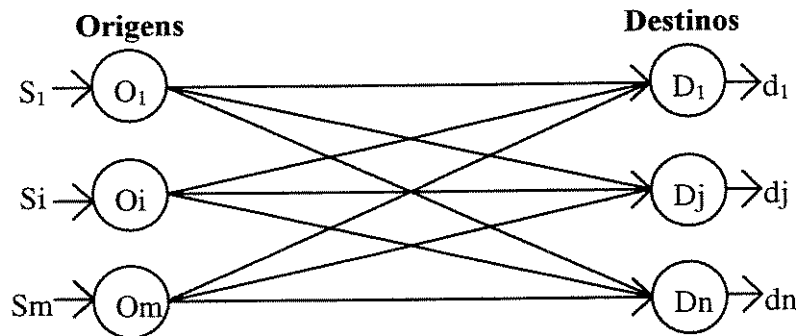


Figura 3.6- Apresentação de um problema de transporte

Uma forma direta para solução desses problemas pode ser obtida através da “regra do canto noroeste”. Por meio de uma solução inicial, a regra permite, via iterações, a resolução computacional (Luenberger, 1984).

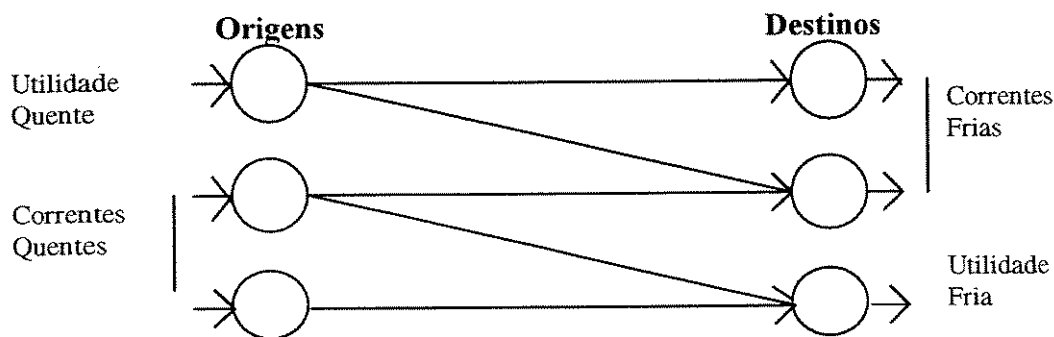


Figura 3.7- Combinação entre as correntes participantes de um processo

3.2.4 Aplicação aos Problemas de Integração Térmica

Os estudos de integração entre correntes quentes e frias de um processo, usando a programação linear foram elaborados por Cerda e Westerberg. (1983). O caso foi tratado como problema de transporte, onde da origem são feitos os fornecimentos de energia pelas utilidades e correntes quentes, enquanto no destino ocorre o recebimento pelas utilidades e correntes frias (Figura 3.7).

Os fornecimentos das origens e as demandas dos destinos, neste problema, referem-se à carga térmica de cada intervalo das correntes do processo (Figura 3.8). Observe-se que o fornecimento só é possível de ocorrer dos intervalos de correntes quentes para os de correntes frias que estejam com nível de temperatura igual ou abaixo.

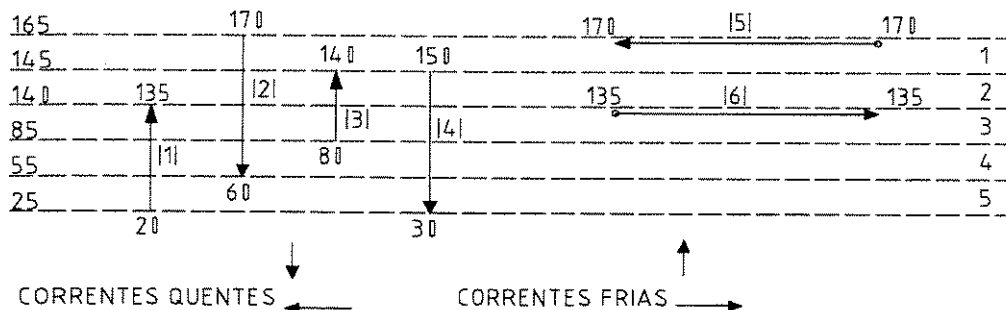


Figura 3.8- Intervalos de temperaturas de correntes quente e fria

No caso específico da Figura 3.8, a função objetivo representa o consumo das utilidades quente e fria e as restrições expressam as cargas térmicas conhecidas:

Minimizar:

$$Z = \sum_K \sum_{R=i}^u q_{C_{K,R}} + \sum_F \sum_{S=i}^u q_{F,S,h}$$

sujeito à:

- Carga térmica da corrente fria **F** em cada intervalo **S**

$$\sum_K \sum_{\substack{R=i \\ i \leq S}}^S q_{F,S,K,R} + q_{F,S,h} = q_{F,S}$$

- Carga térmica da corrente quente **K** em cada intervalo **R**

$$\sum_F \sum_{\substack{S=i, i \geq R \\ S=R, R > i}}^u q_{F,S,K,R} + q_{C_{K,R}} = q_{K,R}$$

- Somatória das cargas térmicas a serem recebidas pelas correntes frias:

$$\sum_F \sum_{S=i}^u q_{F,sh} \leq q_H$$

- Somatória das cargas térmicas a serem fornecidas pelas correntes quentes:

$$\sum_K \sum_{R=i}^u q_{C_{K,R}} \leq q_C$$

- Carga térmica das correntes positivas:

$$q_{C_{K,R}} \geq 0, q_{F,sh} \geq 0, q_{F,S,K,R} \geq 0.$$

onde: K: Corrente quente{2,4,5};

F: Corrente fria {1,3,6};

R: Intervalo de corrente quente;

S: Intervalo de corrente fria;

u: Último intervalo da corrente;

i: Primeiro intervalo da corrente.

$q_{C_{K,R}}$: Carga térmica da corrente K no intervalo R proveniente de utilidade fria;

$q_{F,sh}$: Carga térmica da corrente F no intervalo S proveniente de utilidade quente;

$q_{F,S,K,R}$: Carga térmica da corrente F no intervalo S proveniente da corrente K no intervalo R;

$q_{K,R}$: Carga térmica da corrente K no intervalo R;

$q_{F,S}$: Carga térmica da corrente F no intervalo S;

q_H : Somatória das cargas térmicas das correntes frias;

q_C : Somatória das cargas térmicas das correntes quentes.

Capítulo 4

Estudo de caso: Planta de Açúcar e Álcool

As matérias-primas básicas para a produção de açúcar no mundo são a beterraba ou a cana. Enquanto na Europa a fonte principal é a beterraba, no Brasil a produção é realizada através da cana, que serve também para a produção do álcool, sendo no país a matéria-prima com a maior relação ($\text{kg}_{\text{açúcar}}$ ou $\text{l}_{\text{álcool}}$)/ha plantado. Também contribui para utilização da cana como a principal matéria-prima o fato da mesma fornecer o bagaço como um insumo energético na própria produção.

As produções de açúcar e álcool podem ser realizadas separadamente em destilarias autônomas e em unidades que produzam exclusivamente açúcar, ou em usinas anexas como no esquema global representado na figura 4.1.

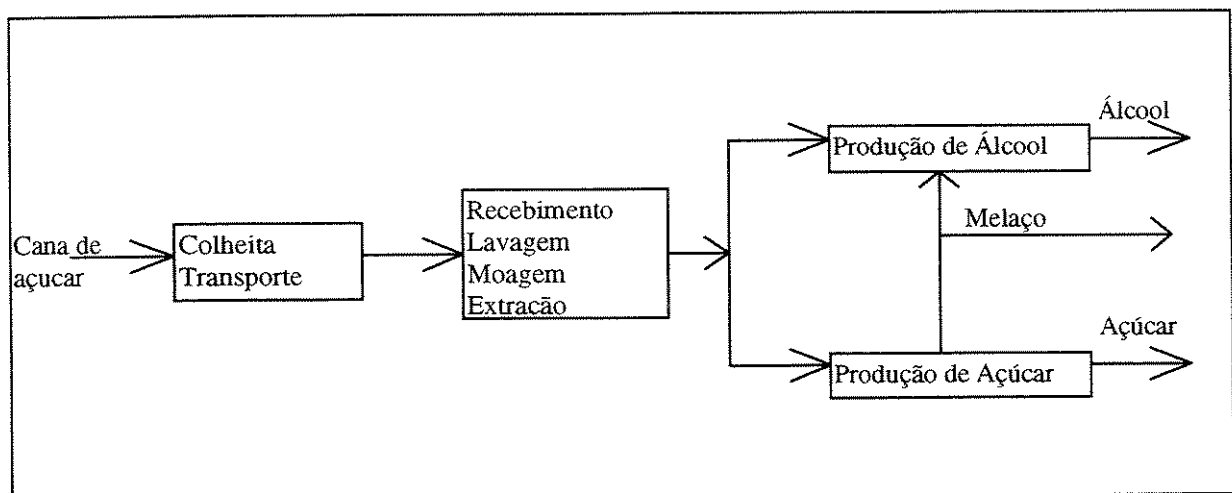


Figura 4.1- Esquema global para usina anexa

A seguir são descritos as principais etapas e processos na produção de açúcar e álcool, envolvendo desde a matéria prima, até a secagem na fabricação de açúcar, e destilação na fabricação do álcool. Estas descrições estão baseadas no manual do IPT (1990) e dados da COPERSUCAR (1988).

4.1 Matéria Prima

A cana de açúcar é basicamente constituída de fibra e caldo, sendo a fibra o material insolúvel em água enquanto o caldo é constituído da mistura dos açúcares, dos sólidos solúveis e da água (Tabela 4.1). Os açúcares são constituídos da sacarose, glicose e frutose, sendo a primeira o principal elemento da cana de açúcar.

Tabela 4.1- Composição da cana de açúcar

Composição	Teor (%)
Água	65-75
Açúcares (sacarose,glicose, frutose)	11-18
Fibras	8-14
Sólidos Solúveis	12-23

4.2 Colheita e Transporte

A colheita da cana envolve as operações de corte e carregamento, sendo importante a realização de um trabalho integrado tanto da colheita como do transporte para que o suprimento da usina aconteça de forma contínua e uniforme, e a mesma possa trabalhar na capacidade máxima aumentando sua eficiência e evitando a deterioração e a perda de açúcar na cana.

O transporte utilizado é predominantemente rodoviário, feito através de caminhões, que são alimentados com canas inteiras quando a colheita é manual, ou canas picadas no caso de colheita mecânica.

4.3 Recebimento, Lavagem, Moagem e Extração

O recebimento é realizado por meio da pesagem e do descarregamento da cana para armazenagem ou alimentação direta. A pesagem da cana realizada através do caminhão antes e após o descarregamento é um fator muito importante, pois desta forma é feito todo o controle agrícola e industrial, envolvendo desde pagamento de transporte até cálculo do rendimento global da fábrica. Além do peso, o pagamento da cana é realizado conforme o teor de sacarose da mesma que é obtido em laboratórios através de análises colhidas das amostras.

A lavagem da cana é realizada com água nas mesas alimentadoras das moendas, visando a retirada de impurezas e de materiais estranhos e evitando desgastes nos equipamentos. O volume de água empregado, a velocidade da esteira e a altura das pilhas são fatores importantes na lavagem, que deve ser feita de forma cuidadosa para reduzir a perda de sacarose no arraste da água.

A extração do caldo da cana pode ser realizada por difusão, uma técnica utilizada principalmente na África, ou através de moendas como é normalmente realizado no Brasil. As moendas são unidades constituídas por ternos, conjuntos constituído por 3 rolos formando um triângulo, que esmagam a cana e deslocam o caldo contido na mesma. A fim de obter a maior extração possível de caldo, a cana passa sucessivamente por vários ternos na moenda (4 a 7). Mas como já no primeiro terno, a quantidade de caldo, que era de 7 partes para cada 1 de fibra, cai para uma relação de 2 a 2,5, o processo de embebição (adição da água após o esmagamento) é utilizado, diluindo o caldo residual e aumentando a extração de sacarose para o próximo terno. Isto permite a extração de 92 a 96 % da sacarose para a produção de açúcar e álcool e bagaço com umidade final de aproximadamente 50%, que serve para alimentação da caldeira.

4.4 Produção de Açúcar

A produção de açúcar é feita praticamente em quatro etapas: tratamento do caldo, concentração, cozimento e secagem, conforme a ilustração da figura 4.2.

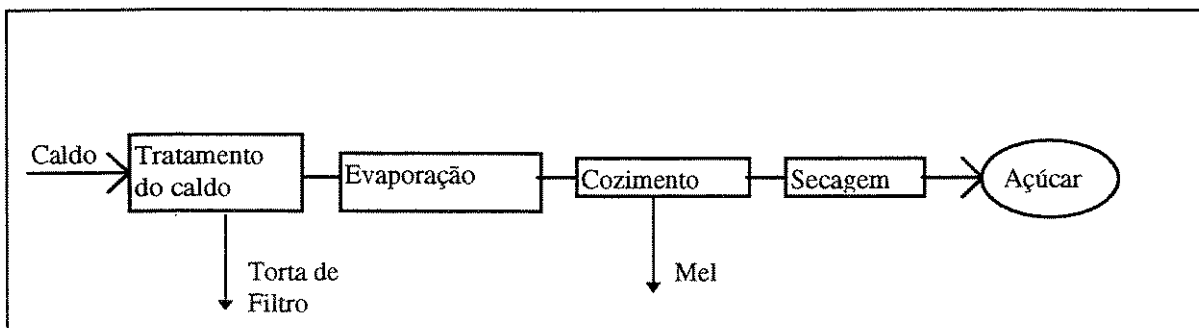


Figura 4.2- Esquema geral de produção de açúcar

4.4.1 Tratamento do Caldo

O tratamento do caldo destinado à produção de açúcar começa pela remoção das impurezas como bagaço e areia, em diferentes tipos de peneira, sendo a mais comum o cush-cush, que possui aberturas de 0,5 a 2mm e é do tipo fixa. Os outros modelos podem ser também rotativos ou vibratórios.

Após o tratamento preliminar ocorre o tratamento químico, visando eliminar impurezas menores solúveis, coloidais e insolúveis, feito basicamente através da sulfitação, que consiste na absorção de SO_2 (anidro sulfuroso) pelo caldo. Esse processo permite a formação de partículas precipitando os colóides que são eliminados por sedimentação, além de ações descorantes, fluidificantes e preservativas evitando a formação de microorganismos prejudiciais. A sulfitação deixa o caldo com pH final entre 3,8 e 4,3, havendo a necessidade de alcalinização com leite de cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) para elevar o pH para 6,8 e 7,2.

No tratamento térmico é realizado o aquecimento do caldo a uma temperatura próxima a 105°C com a finalidade de induzir a floculação das impurezas e colóides, acelerando processo químico, aumentando a eficiência da decantação e possibilitando a degasagem do caldo. A decantação visa remover o lodo, como são chamadas todas as impurezas reunidas nos tratamentos térmicos e químico, produzindo o caldo clarificado.

4.4.2 Evaporação

Após o tratamento, o caldo clarificado passa para o processo de concentração, para a retirada da água através da evaporação. O Brix, concentração percentual de sólidos no caldo, passa de valores entre 14-16 iniciais para 55-65 no xarope, o produto no final da evaporação. Esse é um processo que requer grande quantidade de energia para sua realização, e a fonte de calor utilizada é fornecida através da condensação do vapor de escape da turbina. Com vistas em reduzir a quantidade de vapor de escape necessária processo, o equipamento utilizado é o evaporador de múltiplos efeitos, onde a concentração do caldo é realizada em número de 3 a 5 etapas, e possui a grande vantagem da utilização do vapor vegetal formado em um efeito, como fonte energética em um outro posterior.

4.4.3 Cozimento (Cristalização)

O processo de concentração através dos evaporadores comuns não pode mais se realizar a partir da concentração com cerca de 70 a 80 Brix, pois este é o ponto de cristalização da sacarose e o xarope torna-se muito viscoso. Assim, o processo de cristalização passa a ser realizado através do cozimento em tachos à vácuo e normalmente é realizado de forma descontínua até atingir valores de concentração entre 93 e 95 Brix na temperatura de 65 a 75° C, formando uma mistura de cristais envolvidos em mel, que recebe o nome de massa cozida.

A massa cozida passa a seguir por uma agitação em tanques em forma de U, onde ocorrerá o resfriamento com água ou ar, seguindo para a centrifugação em cestos perfurados com o objetivo de separar os cristais de sacarose retidos no cesto, removendo o mel, que após retornar para os cozedores para um esgotamento, é enviado para a fabricação do álcool, enquanto o açúcar segue para a secagem.

4.4.4 Secagem

A secagem do açúcar que sai da cristalização com uma umidade em torno de 0,5 a 2 %, é realizada nos secadores através de um fluxo de ar succionado por um exaustor. O açúcar sai com uma faixa de umidade de 0,003 a 0,004% pronto para o ensaque e pesagem.

4.5 Produção de Álcool

4.5.1 Tratamento e Concentração

Até a concentração do caldo, a produção de álcool pode seguir da mesma forma que na produção de açúcar como demonstra o esquema da Figura 4.3, entretanto há uma diversidade de tipos de tratamento que se pode fazer no caldo misto. Algumas destilarias enviam o caldo peneirado após a extração diretamente para a fermentação, outras fazem a pasteurização através do aquecimento até 105° C e resfriamento rápido para 32° C, enquanto outras fazem ainda a decantação, a calagem e a concentração. O tipo de tratamento usado está relacionado com o rendimento na fermentação, tanto em relação a contaminações, quanto ao consumo de vapor de escape e capacidade de produção da destilação.

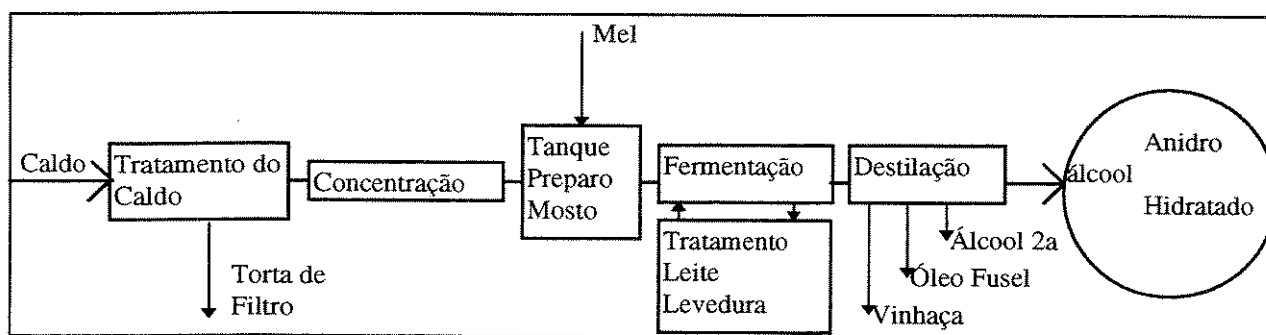


Figura 4.3- Esquema geral de produção de álcool

4.5.2 Preparo do Mosto e Fermentação

A preparação do mosto consiste na ajustagem da concentração da mistura de méis e caldo que segue para a fermentação em torno de 19 Brix. O processo de fermentação ocorre com a mistura do mosto com leveduras de vinho diluídas em água e ácido sulfúrico (pé-de-cuba) na proporção de 2:1, transformando os açúcares da mistura em álcool. Assim, o produto é o vinho fermentado que possui o teor médio de 7-10° GL (%de álcool no volume).

4.5.3 Destilação

O processo final na produção é a destilação, que visa separar o álcool dos subprodutos, através dos diferentes pontos de ebulição das substâncias voláteis presentes. Saem deste processo a vinhaça na proporção de 13 litros para cada litro de álcool, o óleo fusel, álcool de 2ª com 92°GL, álcool hidratado com 96°GL e o álcool anidro com 99,7°GL.

4.6 Consumo de Vapor de Processo

Diversos fatores influenciam o consumo do vapor de processo, tais como a qualidade da cana, o grau de embebição durante a moagem, a concentração do xarope e o uso incorreto de sangrias durante a evaporação, além da influência da tecnologia dos equipamentos empregados. Nesse sentido, a demanda de processo deve ser interpretada com certas restrições, enquanto indicador de eficiência energética de uma instalação (Walter, 1994).

Para uma análise mais precisa do consumo de vapor nas usinas de açúcar e álcool, recomenda-se a leitura de Nogueira (1987) e o manual do IPT (1990). Contudo, o consumo de vapor de escape na média das usinas brasileiras produtoras de açúcar e álcool pode ser considerado na ordem de 500 kg/TC. Dependendo das técnicas de uso racional de vapor, a média pode variar entre 400 e 450 kg/TC, sendo que alguns autores afirmam ser possível reduzir para o equivalente a até 250 kg/TC, com a utilização de tecnologias que são comercialmente aplicadas em outros segmentos industriais (Walter, 1994).

4.7 Planta de Estudo

Nos dois primeiros grupos de simulações deste trabalho, é tratada apenas a parte energética da planta no setor de produção de açúcar e na primeira etapa de produção de álcool, que vai até o resfriamento do xarope até 32° C conforme a Figura 4.4. O objetivo é verificar a quantidade mínima de vapor de escape necessária ao processo no aquecimento do caldo de 35 a 105° C, no cozimento e principalmente na evaporação, onde se verifica a maior demanda de energia.

Observa-se na figura a utilização de vapor de escape para o fornecimento de calor a aquecedores antes e na própria evaporação, enquanto no aquecimento do caldo é utilizada a energia disponível da sangria de vapor vegetal, formado nos evaporadores e no resfriamento do xarope que vai para a fermentação. A avaliação da energia disponível nos processos em seus respectivos níveis de temperaturas, procurando a integração da planta e a redução do consumo de energia através de propostas de melhorias, podem ser realizadas através da tecnologia “*pinch*”, e da programação linear e são o escopo deste estudo.

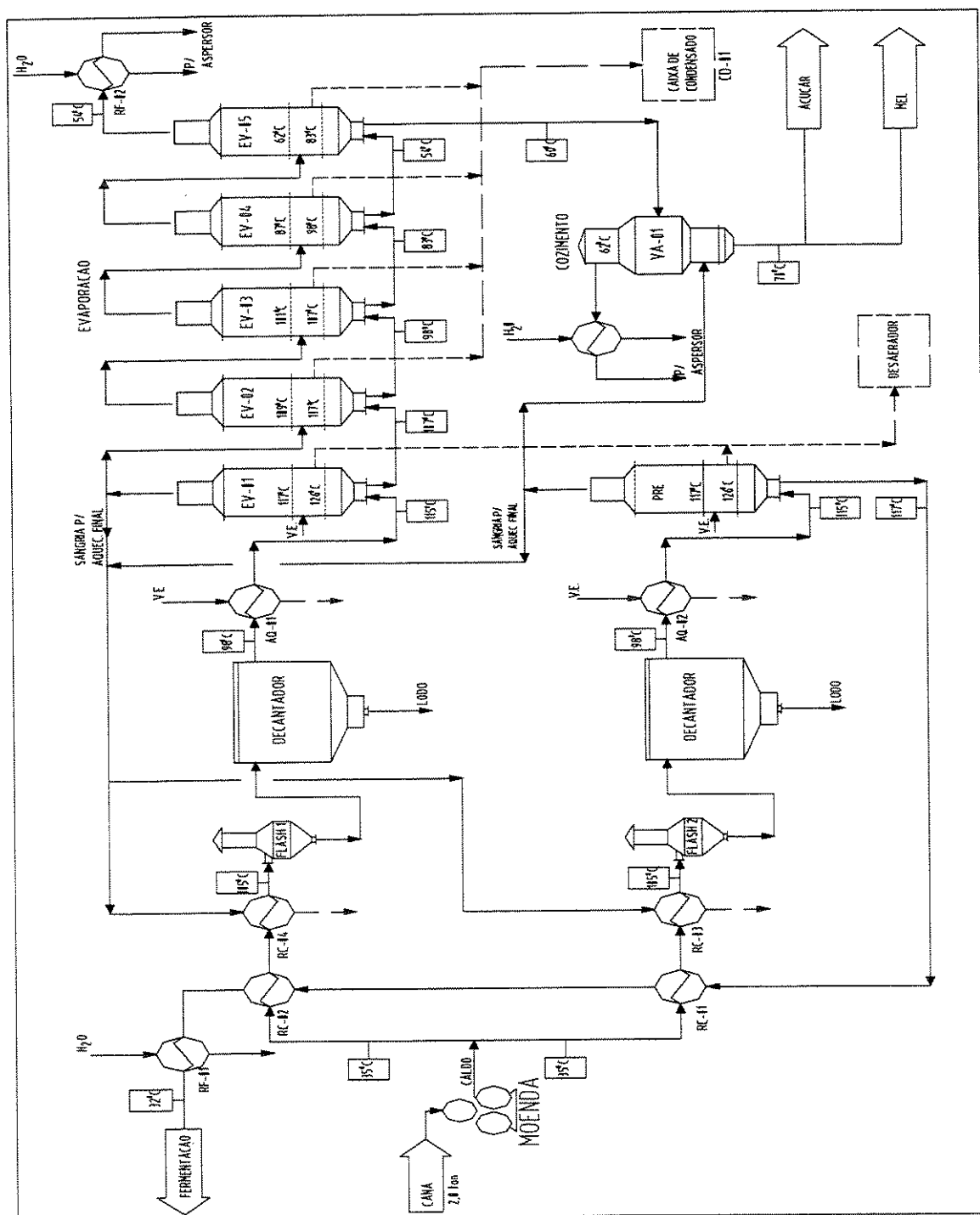


Figura 4.4- Planta da produção de açúcar e tratamento do caldo para produção do álcool

Capítulo 5

Modelagem do Evaporador de Múltiplos Efeitos

Conforme mencionado no capítulo precedente, é significativo o consumo de energia dos evaporadores no cômputo global na produção de açúcar e álcool. Devido a esta importância, este capítulo procura apresentar os balanços de massa e energia na modelagem do equipamento, o sistema de equações para a resolução do problema e trata também sobre a integração da evaporação, com outros setores da produção, através dos métodos do “*pinch-point*” e da programação linear. Diversos tipos de modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação podem ser encontrados em um trabalho bastante abrangente a respeito, realizado por Westphalen (1999).

5.1 Evaporação em Múltiplos Efeitos

A evaporação é uma operação unitária com o objetivo de aumentar a concentração de uma solução, através da eliminação do solvente por meio do emprego de calor. A fonte de calor é sempre indireta, ou seja, não há contato direto entre o fluido de aquecimento e a solução em concentração, sendo que o meio de aquecimento mais encontrado é o vapor proveniente de caldeiras ou do escape de turbinas. Os termos “vapor vivo” e “vapor vegetal” são utilizados para designar, respectivamente, o vapor de aquecimento e o vapor d’água resultante da evaporação.

No evaporador de múltiplos efeitos (EME), o equipamento é dividido em vários corpos denominados estágios ou efeitos que utilizam o vapor vegetal formado em cada efeito, como meio

de aquecimento do efeito seguinte. Desta forma, o vapor vivo é utilizado apenas no primeiro efeito (ou no pré-evaporador como também é conhecido), enquanto que para os demais efeitos utiliza-se o vapor vegetal resultante da própria evaporação. Como o vapor vegetal formado e a solução concentrada se encontram à mesma temperatura, e é necessário que exista uma diferença de temperatura entre os fluidos para a transferência de calor, a evaporação em cada efeito ocorre sempre em pressão inferior à do efeito anterior (Westphalen, 1999).

Teoricamente, o consumo de vapor vivo em um evaporador de N efeitos é de aproximadamente Q/N , onde Q é o consumo de um evaporador com apenas 1 efeito, sendo que o ganho na economia é significativo no acréscimo nos primeiros efeitos, mas vai diminuindo na medida que o número de efeitos aumenta. A economia obtida deve ser analisada através da comparação entre os custos da energia e o capital a ser investido (McCabe et al., 1985).

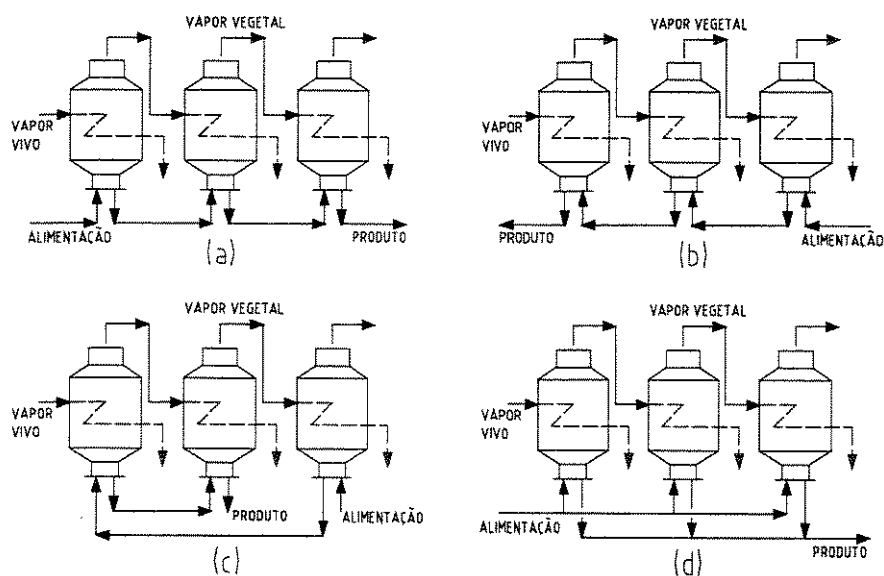


Figura 5.1- Configurações de alimentação para evaporador múltiplo efeitos

- | | |
|-------------------------|--------------------------|
| (a) alimentação frontal | (b) alimentação reversa |
| (c) alimentação mista | (d) alimentação paralela |

São vários os arranjos possíveis para o uso de EME, conforme ilustra a Figura 5.1. Eles podem ser classificados em: alimentação frontal, reversa, mista e paralela. Na alimentação frontal tanto a solução diluída quanto o vapor vivo são alimentados no pré-evaporador, e aproveitando o sentido decrescente de pressão, seguem paralelamente até o último efeito. Nos sistemas de alimentação reversa, a solução diluída é alimentada no último efeito com relação ao fluxo de vapor, sempre no sentido crescente de pressão, exigindo portanto, a utilização de bombas. Os arranjos com alimentação mista não possuem uma configuração típica, procurando explorar as vantagens dos dois arranjos anteriores. Já os sistemas com alimentação paralela utilizam a divisão do fluxo da solução no número de efeitos e posterior mistura do produto concentrado. Na produção de açúcar e álcool nas usinas brasileiras, o tipo de alimentação frontal é o comumente encontrado, sendo o mesmo utilizado neste trabalho para as simulações térmicas.

5.2 Balanços de Massa e Energia

A formulação dos balanços de massa e energia no evaporador pode ser realizada através da análise de entradas e saídas no volume de controle em cada efeito. Esses balanços são desenvolvidos a partir das considerações a seguir.

5.2.1 Estado de Entrada e Saída do Caldo e Vapor

Na Figura 5.2, os fluidos representados foram considerados nos seguintes estados físicos:

Caldo:

- entra com a mesma entalpia de saída do caldo no efeito anterior;
- sai mais concentrado à temperatura do efeito;

Vapor vegetal:

- sai vapor saturado à temperatura do efeito;

Vapor condensante:

- entra vapor saturado à temperatura do efeito anterior;
- sai líquido saturado à mesma temperatura do efeito anterior.

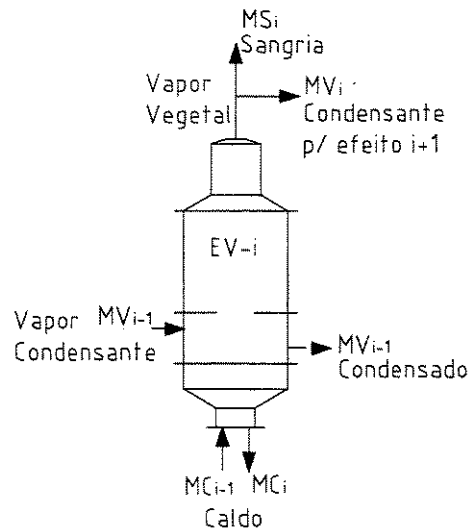


Figura 5.2- Representação de um efeito do Evaporador Múltiplo Efeito

Para a resolução dos balanços de massa e energia no EME, não foram consideradas as elevações do ponto de ebulição (EPE), que ocorrem nas temperaturas do caldo em cada efeito. Estas são decorrentes da concentração dos sólidos na solução e também da pressão hidrostática das colunas de líquido em cada corpo do evaporador. Elas foram consideradas nas simulações, apenas para os cálculos das áreas dos evaporadores, onde possuem influências consideráveis. Para os balanços de massa e energia, os resultados, quando comparados aos dados do manual do IPT (1990), demonstraram que as diferenças são desprezíveis. Esta simplificação entretanto, permite que as equações sejam lineares, tornando a solução mais simples.

5.2.2 Equações

Balanço de massa:

$$MV_i + MS_i = MC_{i-1} - MC_i \quad \text{para } i \geq 1$$

Balanço de energia:

$$MV_{i-1} h_{Vi-1} + MC_{i-1} h_{Ci-1} = (MV_i + MS_i) h_{Vi} + MC_i h_{Ci} + MV_{i-1} h_{Li-1}$$

onde:

i: Índice do efeito;

MV_{i-1} : vazão mássica de vapor condensante, [kg/s];

h_{Vi-1} : entalpia específica do vapor condensante, [kJ/kg];

MC_{i-1} : vazão mássica do caldo de entrada, [kg/s];

h_{Ci-1} : entalpia específica do caldo de entrada, [kJ/kg];

MV_i : vazão mássica do vapor vegetal a ser utilizado no efeito $i+1$, [kg/s];

MS_{i-1} : vazão mássica de vapor vegetal utilizado na sangria para outros setores, [kg/s];

h_{Vi} : entalpia específica do vapor vegetal formado no efeito, [kJ/kg];

MC_i : vazão mássica do caldo de saída, [kg/s];

h_{Ci} : entalpia específica do caldo de saída, [kJ/kg];

h_{Li-1} : entalpia específica do condensado, [kJ/kg];

Utilizando o balanço de massa no segundo termo da equação de energia, resulta:

$$MV_{i-1} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + MC_i (h_{Vi} - h_{Ci}) = MC_{i-1} (h_{Vi} - h_{Ci-1}) \quad (5.1)$$

Ou ainda, utilizando o balanço de massa também no primeiro termo da equação, temos:

$$(MC_{i-2} - MC_{i-1} - MS_{i-1}) (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + MC_i (h_{Vi} - h_{Ci}) = MC_{i-1} (h_{Vi} - h_{Ci-1})$$

Resultando:

$$MC_{i-2} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + MC_{i-1} [(h_{Li-1} - h_{Vi-1}) + (h_{Ci-1} - h_{Vi})] + MC_i (h_{Vi} - h_{Ci}) + MS_{i-1} (h_{Li-1} - h_{Vi-1}) = 0 \quad (5.2)$$

Utilizando os valores dos calores específicos para o caldo, as equações (5.1) e (5.2) ficam, respectivamente, conforme as equações (5.3) e (5.4), que são semelhantes à equação utilizada no manual do IPT (1990).

$$M_{Vi-1} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + M_{Ci} (h_{Vi} - c_{pi}T_i) = M_{Ci-1} (h_{Vi} - c_{pi-1}T_{i-1}) \quad (5.3)$$

$$M_{Ci-2} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + M_{Ci-1} [(h_{Li-1} - h_{Vi-1}) + (c_{pi-1}T_{i-1} - h_{Vi})] + M_{Ci} (h_{Vi} - c_{pi}T_i) + M_{Si-1} (h_{Li-1} - h_{Vi-1}) = 0 \quad (5.4)$$

5.2.3 Sistema de Equações

Os valores de h_{Vi} e h_{Li} foram extraídos da tabela de vapor d'água, enquanto que h_{Ci} foi calculado através do calor específico do caldo, conforme a equação fornecida por Hugot (1976) e utilizada também no manual do IPT (1990).

$$c_{pi} = 4,187 (1 - 0,006 \times B_{xi})$$

onde:

c_{pi} : calor específico do caldo, [kJ/kg °C];

B_{xi} : concentração em massa de % de sólidos no caldo, [Brix];

$$B_{xi} = ms \times 100 / M_{Ci};$$

ms : vazão mássica de sólidos do caldo [kg/s];

$$ms = M_{C0} \times B_{x0} / 100.$$

Portanto:

$$c_{pi} = 4,187 (1 - 0,6 ms / M_{Ci}) \text{ ou}$$

$$c_{pi} = 4,187 (1 - csol / M_{Ci}) \quad (5.5)$$

onde:

csol: constante para cálculo do calor específico do caldo;

csol = 0,6 x ms.

Substituindo a equação (5.5) nas equações (5.3) e (5.4) tem-se:

$$M_{Vi-1} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + M_{Ci} [h_{Vi} - 4,187 (1 - csol / M_{Ci}) T_i] = M_{Ci-1} [h_{Vi} - 4,187 (1 - csol / M_{Ci-1}) T_{i-1}]$$

Resultando:

$$M_{Vi-1} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + M_{Ci} (h_{Vi} - 4,187 T_i) = M_{Ci-1} (h_{Vi} - 4,187 T_{i-1}) + 4,187 csol (T_{i-1} - T_i) \quad (5.6)$$

$$M_{Ci-2} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + M_{Ci-1} [h_{Li-1} - h_{Vi-1} + 4,187 (1 - csol / M_{Ci-1}) T_{i-1} - h_{Vi}] + M_{Ci} [h_{Vi} - 4,187 (1 - csol / M_{Ci}) T_i] + M_{Si-1} (h_{Li-1} - h_{Vi-1}) = 0$$

$$M_{Ci-2} (h_{Vi-1} - h_{Li-1}) + M_{Ci-1} (h_{Li-1} - h_{Vi-1} + 4,187 T_{i-1} - h_{Vi}) + M_{Ci} (h_{Vi} - 4,187 T_i) + M_{Si-1} (h_{Li-1} - h_{Vi-1}) = 4,187 csol (T_{i-1} - T_i) \quad (5.7)$$

Tomando como exemplo um evaporador com 5 efeitos, teríamos o seguinte sistema de equações (considerando $MV_0 = MV_{VE}$: Consumo de vapor de escape na evaporação):

- 1º Efeito:

$$MV_{VE} (h_{V_{VE}} - h_{L_{VE}}) + MC_1 (h_{V_1} - 4,187 T_1) = MC_0 (h_{V_1} - 4,187 T_0) + 4,187 csol (T_1 - T_0)$$

- 2º Efeito:

$$MC_1 (h_{L_1} - h_{V_1} + 4,187 T_1 - h_{V_2}) + MC_2 (h_{V_2} - 4,187 T_2) + MS_1 (h_{L_1} - h_{V_1}) = MC_0 (h_{L_1} - h_{V_1}) + 4,187 csol (T_1 - T_2)$$

- 3º Efeito:

$$MC1 (hV2 - hL2) + MC2 (hL2 - hV2 + 4,187 T2 - hV3) + MC3 (hV3 - 4,187 T3) + MS2 (hL2 - hV2) = 4,187 \text{ csol} (T2 - T3)$$

- 4º Efeito:

$$MC2 (hV3 - hL3) + MC3 (hL3 - hV3 + 4,187 T3 - hV4) + MC4 (hV4 - 4,187 T4) + MS3 (hL3 - hV3) = 4,187 \text{ csol} (T3 - T4)$$

- 5º Efeito:

$$MC3 (hV4 - hL4) + MC4 (hL4 - hV4 + 4,187 T4 - hV5) + MS4 (hL4 - hV4) = MC5 (4,187 T5 - hV5) + 4,187 \text{ csol} (T4 - T5)$$

Para a resolução deste sistema de equações, assume-se como conhecidos os valores de entalpia específica, as temperaturas, os fluxos massa de entrada (MC0) e de saída (MC5), e a constante de “csol” relacionada com a concentração do caldo na entrada. Assim teríamos como variáveis os fluxos de massa entre os efeitos MC1, MC2, MC3 e MC4, o vapor vivo MV_{VE}, e as sangrias MS1, MS2, MS3 e MS4, somando 9 variáveis e 5 equações. Entretanto, para a resolução das simulações, as sangrias de vapor vegetal, MS_i, podem ser determinadas conforme o método de análise proposto, como será discutido adiante. Assim, resulta um sistema determinado de 5 equações e 5 incógnitas.

5.3 Métodos de Integração dos Evaporadores

São duas as formas de resolução utilizadas neste trabalho. Na primeira, para simulação através do método do “*pinch-point*” e também na formulação do transporte na programação linear, determina-se as sangrias previamente às simulações, por meio de estimativas realizadas em análises anteriores, e resolve-se as equações através de um algoritmo de matrizes tri-diagonais. Na segunda forma, utilizada apenas para simulações através da programação linear, o sistema de equações é inserido nas restrições do problema e resolvido durante a simulação.

5.3.1 Formulação para o “Pinch-Point” e Problema de Transporte

O seguinte sistema de equações é resultante quando as sangrias MS_i são conhecidas, para um evaporador com N efeitos.

- 1º Efeito:

$$MV_{VE} (hV_{VE} - hL_{VE}) + MC1 (hV1 - 4,187 T1) = MC0 (hV1 - 4,187 T0) + 4,187 csol (T1 - T0)$$

- 2º Efeito:

$$MC1 (hL1 - hV1 + 4,187 - hV2) + MC2 (hV2 - 4,187 T2) = MC0 (hL1 - hV1) + 4,187 csol (T1 - T2) + MS1 (hV1 - hL1)$$

- 3º Efeito:

$$MC1 (hV2 - hL2) + MC2 (hL2 - hV2 + 4,187 T2 - hV3) + MC3 (hV3 - 4,187 T3) = 4,187 csol (T2 - T3) + MS2 (hV2 - hL2)$$

- (i)º Efeito:

$$MC(i-2) [hV(i-1) - hL(i-1)] + MC(i-1) [hL(i-1) - hV(i-1) + 4,187 T(i-1) - hV(i)] + MC(i) [hV(i) - 4,187 T(i)] = 4,187 csol [T(i-1) - T(i)] + MS(i-1) [hV(i-1) - hL(i-1)]$$

- Nº Efeito:

$$MC(N-2) [hV(N-1) - hL(N-1)] + MC(N-1) [hL(N-1) - hV(N-1) + 4,187 T(N-1) - hV(N)] = MC(N) [4,187 T(N) - hV(N)] + 4,187 csol [T(N-1) - T(N)] + MS(N-1) [hV(N-1) - hL(N-1)]$$

Este sistema pode ser descrito na seguinte matriz de equações:

$$\begin{bmatrix} b[1] & c[1] & & & & \\ a[2] & b[2] & c[2] & & & \\ & a[3] & b[3] & c[3] & & \\ & & a[i] & b[i] & c[i] & \\ & & & \vdots & \vdots & \vdots \\ & & & a[N] & b[N] & \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV_{ve} \\ MC1 \\ MC2 \\ MC[i] \\ \vdots \\ MC[N] \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} d[1] \\ d[2] \\ d[3] \\ d[i] \\ \vdots \\ d[N] \end{bmatrix}$$

onde, para:

- 1° Efeito:

$$b[1] = (hV_{VE} - hL_{VE})$$

$$c[1] = (hV1 - 4,187 T1)$$

$$d[1] = MC0 (hV1 - 4,187 T0) + 4,187 csol (T1 - T0)$$

- 2° Efeito:

$$a[2] = 0$$

$$b[2] = (hL1 - hV1 + 4,187 - hV2)$$

$$c[2] = (hV2 - 4,187 T2)$$

$$d[2] = MC0 (hL1 - hV1) + 4,187 csol (T1 - T2) + MS1 (hV1 - hL1)$$

- 3° Efeito:

$$a[3] = (hV2 - hL2)$$

$$b[3] = (hL2 - hV2 + 4,187 T2 - hV3)$$

$$c[3] = (hV3 - 4,187 T3)$$

$$d[3] = 4,187 csol (T2 - T3) + MS2 (hV2 - hL2)$$

- (i)° Efeito:

$$a[i] = [hV(i-I) - hL(i-I)]$$

$$b[i] = [hL(i-I) - hV(i-I) + 4,187 T(i-I) - hV(i)]$$

$$c[i] = [hV(i) - 4,187 T(i)]$$

$$d[i] = 4,187 csol [T(i-I) - T(i)] + MS(i-I) [hV(i-I) - hL(i-I)]$$

- N° Efeito:

$$a[N] = [hV(N-I) - hL(N-I)]$$

$$b[N] = [hL(N-I) - hV(N-I) + 4,187 T(N-I) - hV(N)]$$

$$d[N] = MC(N) [4,187 T(N) - hV(N)] + 4,187 csol [T(N-I) - T(N)] + MS(N-I) [hV(N-I) - hL(N-I)]$$

Este tipo de sistema de equações formando uma matriz tri-diagonal pode ser resolvido através de um algoritmo computacional. Quando se inclui a elevação do ponto de ebulição (EPE) nas temperaturas do caldo, as equações tornam-se mais complexas, dificultando a resolução do problema. McCabe et al (1985) e o manual do IPT (1990), propõem a resolução completa incluindo a EPE no sistema, através de métodos iterativos. Como mencionado anteriormente, os resultados obtidos através desta formulação, foram comparados com simulações do manual do IPT (1990), apresentando os mesmos valores.

Assim, após a alocação dos dados pode-se resolver o sistema através de um programa computacional, com o seguinte algoritmo para matriz tri-diagonal:

1º Transformar o valor de b[i] em 1;

$$b[1] = b[1]/b[1];$$

$$c[1] = c[1]/b[1];$$

$$d[1] = d[1]/b[1];$$

Resultando na Matriz de Equações:

$$\begin{bmatrix} 1 & c[1]/b[1] & & & & \\ : & : & : & & & \\ & : & & : & & \\ & & a[i] & b[i] & c[i] & \\ & & & : & : & \\ & & & & a[N] & b[N] \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV_{ve} \\ MC1 \\ MC2 \\ MC[i] \\ : \\ MC[N] \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} d[1]/b[1] \\ : \\ : \\ d[i] \\ : \\ d[N] \end{bmatrix}$$

2º Transformar os valores de a[i] em 0 e b[i] em 1;

$$a[i] = a[i] - b[i-1] \times a[i];$$

$$b[i] = b[i] - c[i-1] \times a[i];$$

$$b[i] = b[i]/b[i];$$

$$c[i] = c[i]/b[i];$$

$$d[i] = (d[i] - d[i-1] \times a[i])/b[i];$$

Resultando na Matriz de Equações:

$$\begin{bmatrix} 1 & c[1] & & & \\ 0 & 1 & c[2] & & \\ & & \vdots & \ddots & \\ & & & 0 & 1 & c[i] \\ & & & & \vdots & \\ & & & & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV_{ve} \\ MC1 \\ MC2 \\ MC[i] \\ \vdots \\ MC[N] \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} d[1] \\ \vdots \\ d[i] \\ \vdots \\ d[N] \end{bmatrix}$$

3º Transformar os valores de $c[i]$ em 0

$$c[i] = c[i] - b[i+1] \times c[i];$$

$$d[i] = d[i] - d[i+1] \times c[i];$$

Resultando na Matriz de Equações:

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & & & \\ 0 & 1 & 0 & & \\ & & \vdots & \ddots & \\ & & & 0 & 1 & 0 \\ & & & & \vdots & \vdots \\ & & & & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV_{ve} \\ MC1 \\ MC2 \\ MC[i] \\ \vdots \\ MC[N] \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} d[1] \\ \vdots \\ d[i] \\ \vdots \\ d[N] \end{bmatrix}$$

4º Assim obtém-se os valores finais, onde $MV_{VE} = d[1]$, e $MC[i] = d[i]$;

Através dos valores obtidos, pode-se calcular a carga térmica dos evaporadores, a partir das entalpias do vapor condensante em seus respectivos níveis de temperatura, inclusive as sangrias, quando ocorrerem, da seguinte forma:

$$Q_e = MV_{VE} (hV_{VE} - hL_{VE});$$

onde:

Q_e : Carga térmica fornecida ao pré-evaporador;

$$Q_i = MS_i (hV_i - hL_i);$$

Q_i : Carga térmica disponível através da sangria no efeito i do evaporador.

A integração do EME com o restante do processo, utilizando os métodos do “*pinch-point*” e do problema de transporte, portanto, é realizada simplesmente através da inclusão das cargas térmicas Q_e e Q_i obtidas, em seus respectivos níveis de temperatura na cascata térmica.

5.3.2 Formulação para a Programação Linear

Para as simulações através da programação linear, o problema pode ser resolvido com a mesma formulação anterior, configurando-se um problema de transporte. Outra alternativa, seria a inclusão do sistema de equações descrito na seção 5.2.3, juntamente com as disponibilidades e demandas de cargas térmicas das outras correntes, como restrição do problema. Neste caso, o acréscimo das equações mencionadas mantém o problema de programação linear, mas faz com que o mesmo não seja mais um problema de transporte, onde se incluem apenas as restrições de oferta e demanda.

A vantagem da inclusão desses balanços no sistema de restrições, é que isso permite que a quantidade de vapor vegetal para a sangria, em cada efeito, seja determinada de acordo com a demanda dos outros setores da produção. Como todas as simulações de programação linear foram realizadas através de um programa específico **CPLEX** da Maximal Software Inc., inclusive o problema de transporte, as resoluções dos problemas não sofreram alterações. Com o acréscimo do sistema de equações do EME, houve apenas o aumento de variáveis e restrições a serem diretamente determinadas pelo programa. Neste caso, além das demandas e ofertas de outras correntes da produção, as variáveis incluídas para um EME com 5 efeitos, são as seguintes: os fluxos de massa entre os efeitos MC1, MC2, MC3 e MC4, o vapor vivo MV_{VE} , e as sangrias MS1, MS2, MS3 e MS4.

5.4 Área dos Evaporadores

Após a resolução dos balanços de massa e energia, é possível determinar as áreas de transferência de calor dos evaporadores. Para cada efeito do EME usa-se a mesma equação (3.1b) na determinação da área em cada efeito.

Mantendo o esquema de alimentação frontal, onde tanto o caldo como o vapor seguem paralelamente do primeiro para o último efeito, o coeficiente global de transferência de calor pode ser estimado através da equação de Dessin. Na equação original o coeficiente utilizado é 0,001 e não 0,0005. Esta modificação tornando a equação conservadora foi utilizada em simulações do IPT, e é descrita conforme (5.8).

$$U_i = 0,0005 (100 - Bx_{medi}) (T_{i-1} - 54) h_{iv} / 3600 \quad (5.8)$$

onde:

U_i : Coeficiente global de transferência de calor na evaporação [$\text{kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$];

Bx_{medi} : Concentração média do caldo no efeito i do EME [$^\circ\text{Brix}$];

T_{i-1} : Temperatura de saturação do vapor condensante [$^\circ\text{C}$];

h_{iv} : Entalpia específica de vaporização da água evaporada [kJ/kg].

A diferença média de temperatura entre os fluidos neste caso, não é mais a DMLT. Para os evaporadores, como a diferença entre as temperaturas dos fluidos pode ser considerada constante, usa-se apenas a diferença entre a temperatura do vapor condensante e a do caldo no efeito. Como já foi dito anteriormente, para a resolução dos balanços de massa e energia não foram consideradas as elevações do ponto de ebulição (EPE). Para a estimativa das áreas, entretanto, essas elevações possuem influência direta no cálculo das mesmas. Desta forma, após a resolução dos balanços de massa e energia, são determinadas as concentrações do caldo (Brix), facilitando os cálculos da EPE em cada efeito. Isto pode ser realizado através das equações abaixo (IPT, 1990):

$$X_{medi} = (X_{i-1} + X_i) / 2;$$

onde:

X_{medi} : Concentração média do caldo no efeito i [ton sólidos/ton solução];

$$EPE_{xi} = X_{medi} (0,3 + X_{medi}) (0,22 + 0,0078 T_i) / [0,355 (1,036 - X_{medi})] \quad (5.9)$$

onde:

EPExi: Elevação média do ponto de ebulição devido à concentração de sólidos no caldo no efeito i [°C];

Ti: Temperatura do efeito i [°C];

$$\Delta P_{Hmed i} = H_i \rho_{med i} 9,806 \times 10^{-3} \quad (5.10)$$

onde:

$\Delta P_{hmed i}$: Elevação média da pressão devido à coluna de líquido no efeito i, [MPa];

$\rho_{med i} = 1,000 + 0,5 X_{med i}$;

$\rho_{med i}$: Massa específica média do caldo no efeito i do EME, [g/m³];

H: Comprimento dos tubos no efeito, [m];

$$EPEhi = A \alpha [1 + \alpha (-1/2 + 1/\beta)] / \beta^2 \quad (5.11)$$

onde:

EPEhi: Elevação média do ponto de ebulição devido à coluna de líquido no efeito i, [°C];

$\alpha = \Delta P_{Hmed i} / P_{vi}$;

$\beta = [B - \ln (C P_{vi})]$;

A = 3816,44;

B = 18,3036;

C = 7501,3;

Pvi: Pressão de Saturação do vapor condensante, [MPa];

Assim:

$$\Delta T_i = T_{i-1} - (T_i + EPExi + EPEhi) \quad (5.12)$$

onde:

ΔT_i : Diferença média de temperatura para a estimativa da área do evaporador, [°C].

Com o ΔT_i assim calculado, obtém-se a área A_i do i -ésimo efeito:

$$A_i = Q_i / (U_i \Delta T_i)$$

onde:

A_i : Área do efeito i do evaporador, [m²].

Capítulo 6

Programa computacional para integração térmica

Para a realização das análises térmicas propostas neste trabalho, são inúmeros os procedimentos e cálculos necessários para a obtenção dos resultados finais. As execuções destas tarefas são sempre repetitivas, tornando a utilização de um programa computacional essencial para as resoluções.

6.1 Softwares Comerciais

Para o projeto de redes de trocadores de calor, diversos pacotes comerciais podem ser encontrados. Destacam-se entre eles: HEXTRAN, utilizado na obtenção da rede com o menor consumo de energia e no dimensionamento de trocadores; ADVENT, programa baseado no método do “*pinch-point*”; SUPERTARGET, também baseado no método do “*pinch-point*”, tendo como um dos objetivos principais, estabelecer o valor ótimo para o $\Delta T_{\min}$ de um projeto; e o RESHEX e o MAGNETS, que utilizam modelos de transporte da programação linear, para geração de redes com o menor número de trocadores de calor (Assunção, 1997). Observa-se, porém, que programas para simulação e projeto de evaporadores de múltiplos efeitos (EMEs) não são encontrados comercialmente (Westphalen, 1999).

Como, neste trabalho, a simulação e a integração da evaporação em múltiplos efeitos são partes bastante consideráveis, foi elaborado um programa próprio para a produção de açúcar e álcool. Os procedimentos utilizados, entretanto, podem facilmente ser adaptados a outras

aplicações. Adiante é descrito de forma sucinta, o algoritmo do programa, desenvolvido em linguagem C, da Borland International Inc.

6.2 Algoritmo

O programa foi desenvolvido com base no método “*pinch-point*”. Os procedimentos adotados seguem as formulações gerais descritas neste trabalho. O programa pode funcionar de duas maneiras. Em uma opção, a integração térmica da planta é realizada com as sangrias de vapor vegetal na evaporação, pré-determinadas pelo usuário. Na outra opção, busca-se determinar as sangrias da evaporação, através da integração com outros setores da produção. Neste caso, é realizada também uma verificação se as áreas disponíveis do EME satisfazem a demanda das sangrias requeridas. As rotinas e os procedimentos básicos para ambas as opções são descritos a seguir:

- 1° Passo: Entrada dos dados da produção (seção 5.2.3);
- 2° Passo: Determinação das temperaturas θ dos intervalos, com deslocamento de todas as correntes quentes em $(-\Delta T_{\min}/2)$ e das correntes frias em $(\Delta T_{\min}/2)$;
- 3° Passo: Estabelecimento dos intervalos de temperatura;
- 4° Passo: Resolução dos balanços do EME;
- 5° Passo: Estimativa das áreas necessárias no EME ;
- 6° Passo: Determinação do consumo do cozimento, fermentação e destilação;
- 7° Passo: Cálculo das cargas térmicas para cada intervalo de temperatura;
- 8° Passo: “Cascadeamento” do fluxo de calor através dos intervalos de temperatura, iniciando o primeiro intervalo com uma entrada de calor igual a zero;
- 9° Passo: Identificação do maior valor negativo e atribuição deste valor ao consumo mínimo de utilidade quente ($Q_{H\min}$);
- 10° Passo: Novo “cascadeamento” dos fluxos de calor através dos intervalos de temperatura, iniciando com o valor de $Q_{H\min}$ no primeiro intervalo. Obtenção do consumo mínimo de utilidade fria ($Q_{C\min}$), a partir de fluxo de calor que deixa o último intervalo de temperatura.

Os passos 2, 7 ao 10 são realizados de acordo com os conceitos fornecidos na seção 3.1.3, e semelhantes ao descrito no algoritmo “*Problem Table*”, publicado em detalhes por Linnhoff *et al.* (1982). Para a resolução dos balanços de massa e energia, e do cálculo das áreas do EME, nos passos 4 e 5, o desenvolvimento segue a metodologia de 5.3.1. No programa desenvolvido neste trabalho, para a opção de simulação com as sangrias da evaporação conhecidas, o algoritmo resume-se ao descrito acima, com o passo 4 da resolução do EME realizado através destes dados fornecidos. Para a outra opção, de determinação das sangrias pelo próprio programa, a primeira integração térmica é realizada sem sangria nos EME. O algoritmo, então, continua a simulação através dos passos 11 ao 15:

- 11° Passo: Determinação das cargas térmicas demandadas, através “cascateamento” do passo 8, em cada nível de temperatura dos efeitos do EME;
- 12° Passo: Determinação das sangrias necessárias em cada efeito;
- 13° Passo: Verificação das possibilidades de sangrias pela disponibilidade de vapor vegetal;
- 14° Passo: Verificação das sangrias através da verificação das áreas disponíveis dos EME;
- 15° Passo: Retorno à integração térmica através da cascata térmica com evaporação utilizando as sangrias determinadas nos passos 12 a 14.

O algoritmo do programa completo pode ser ilustrado na Figura 6.1. A determinação das sangrias de vapor vegetal nos passos 11 e 12, dão prioridade aos últimos efeitos do EME. Como mencionado na seção 3.1.2, uma planta pode trabalhar com utilidades em múltiplos níveis de temperatura para satisfazer a demanda. Um evaporador produz, aproximadamente, tanto vapor quanto ele consome, embora em baixos níveis de temperatura e pressão. Ao mesmo tempo, ele produz a concentração da solução em cada efeito. Como o vapor vegetal formado durante a evaporação pode ser utilizado como fonte de calor para a produção em vários níveis de pressão, ele pode ser considerado como utilidade em múltiplos níveis (Singh et al, 1997). Portanto, este vapor vegetal deve ser utilizado para concentração do caldo tanto quanto possível, antes de ser utilizado como fonte de calor no restante da planta.

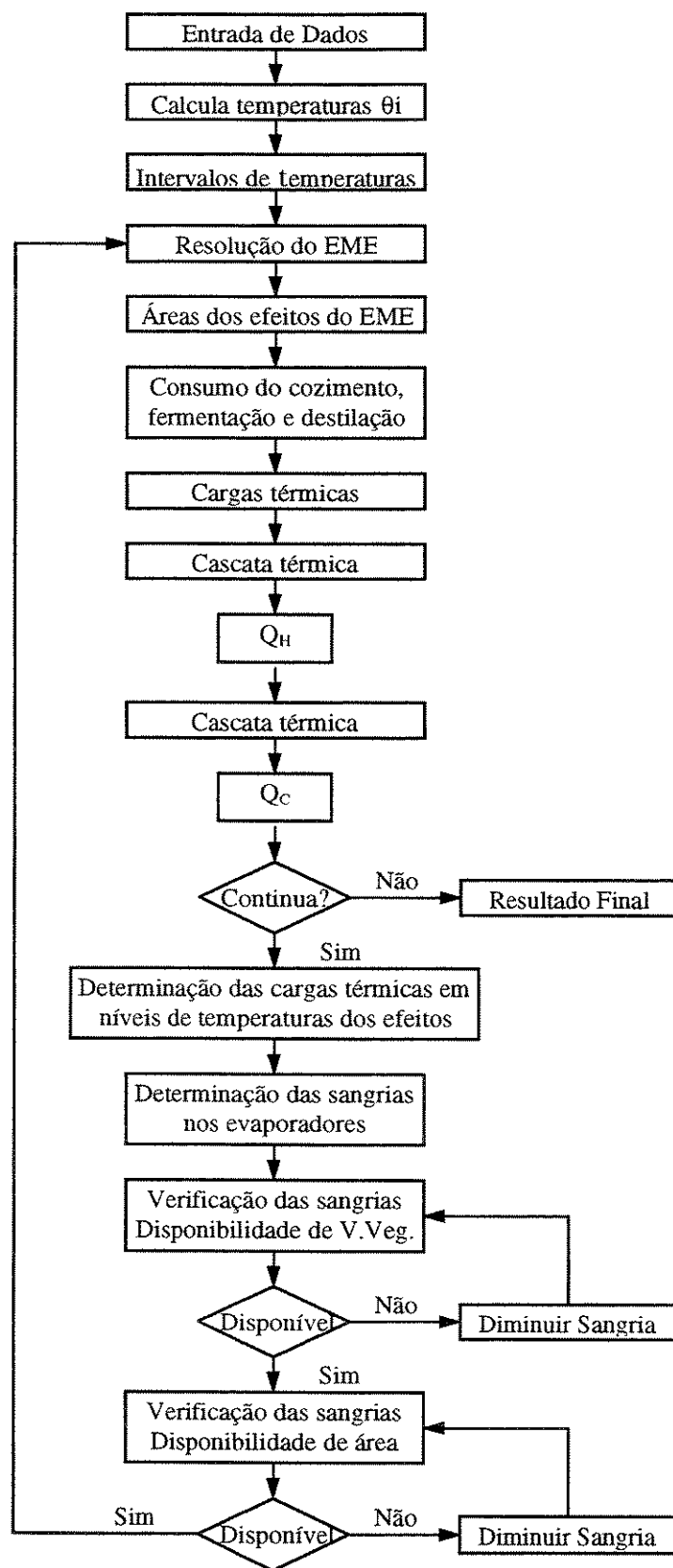


Figura 6.1. Algoritmo para o programa de integração térmica

Capítulo 7

Análises e Resultados

Como mencionado anteriormente, as análises térmicas da planta proposta foram realizadas em três grupos. No primeiro grupo, através do método do “*pinch-point*”, foi estudada apenas a parte da planta envolvendo o setor de produção de açúcar e a etapa inicial da produção de álcool. No segundo grupo na mesma planta, foi utilizada a programação linear procurando principalmente, determinar a distribuição otimizada das sangrias de vapor vegetal da evaporação para os aquecimentos do caldo e cozimento. Já no terceiro grupo, as simulações foram realizadas considerando também o consumo de energia na fermentação e na destilação na produção de álcool. Para isso foi novamente utilizado o “*pinch-point*”, sendo que através deste método foi elaborado um programa computacional, possibilitando obter a quantidade mínima de vapor de escape necessária ao processo, capaz de satisfazer as áreas disponíveis nos evaporadores.

7.1 Análise através do Método “*Pinch-Point*”

Antes de iniciar as análises através do método, foi necessário desenhar uma planta esquemática conforme a Figura 7.1, contendo todas as correntes quentes e frias do processo. Foram eliminados desta planta todos os trocadores de calor representados na Figura 4.4 e que eram utilizados inicialmente, deixando apenas as indicações das correntes existentes com suas respectivas vazões, níveis de temperatura e calor específico, fornecidas através das Tabelas 7.1 a 7.4.

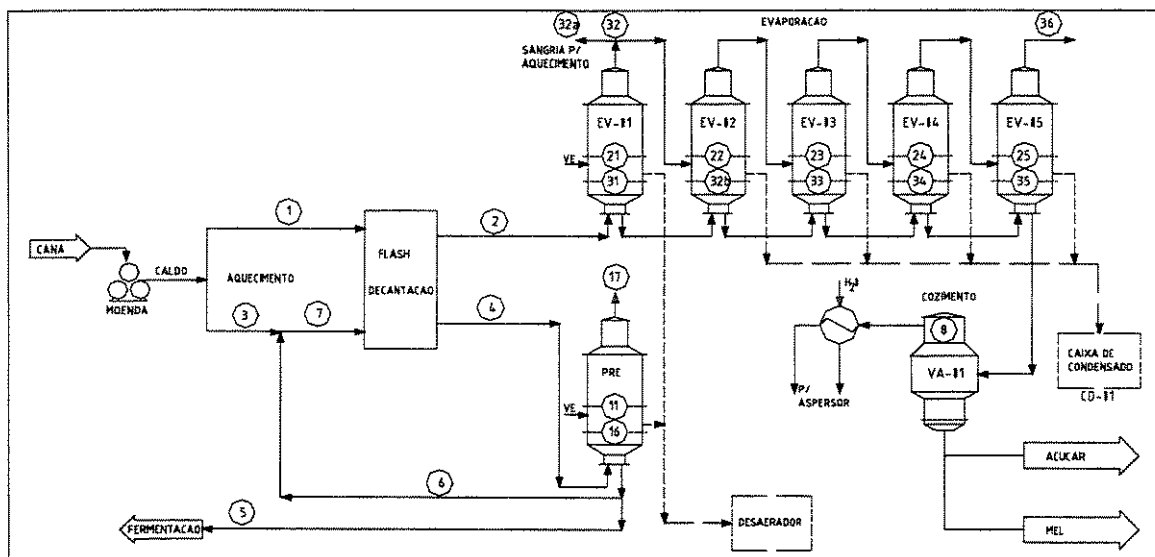


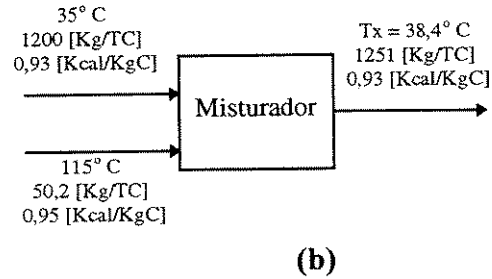
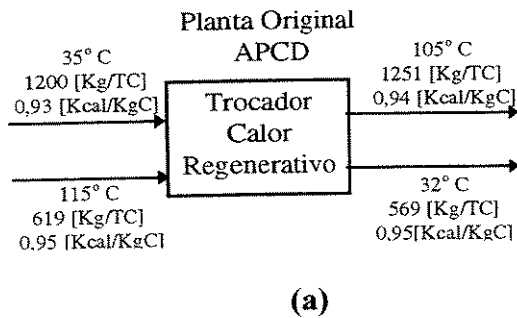
Figura 7.1- Planta esquemática para realização das análises térmicas

7.1.1 Dados das Correntes da Planta em Estudo

Tabela 7.1- Aquecimento e resfriamento do caldo

Corrente	Tipo	Temperatura [°C]		Calor Específico[kcal/kg°C]		Vazão [kg/TC]
		Inferior	Superior	Inferior	Superior	
1	Fria	35	105	0,93	0,94	1200
2	Fria	98	115	0,94	0,94	991
3	Fria	35	38,4	0,93	0,93	1200
4	Fria	98	115	0,94	0,94	1051
5	Quente	32	115	0,95	0,95	569
6	Quente	38,4	115	0,93	0,95	51,2
7	Fria	38,4	105	0,93	0,94	1251

A fim de facilitar a resolução do modelo foram realizadas algumas simplificações. Uma delas está descrita na Tabela 7.1 em relação as correntes 3, 5, 6 e 7. Na planta original são duas correntes passando através de um trocador de calor regenerativo, no qual também há transferência de massa entre as mesmas (Figura 7.2a). Neste caso as partes que trocam a massa de 51,2 kg/TC foram tratadas como se chegassem em um misturador (Figura 7.2b), formando uma nova corrente com temperatura T_x , calculado através do balanço de energia (Figura 7.2c). Resultando assim as correntes 3, 5, 6 e 7 (Figura 7.2d).



Balço de Energia no Misturador:

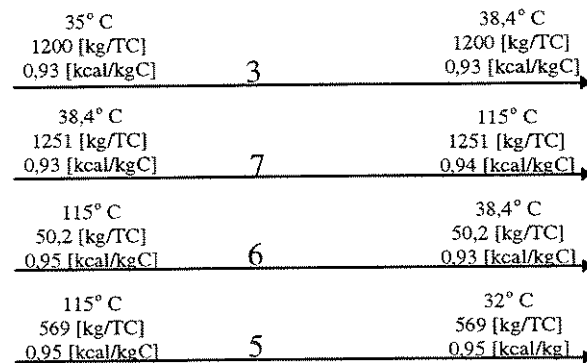
$$(m_1 h_1) + (m_2 h_2) = (m_1 + m_2) h_x$$

$$(m_1 c_{p1} T_1) + (m_2 c_{p2} T_2) = (m_1 + m_2) c_{ps} T_x$$

$$T_x = (m_1 c_{p1} T_1) + (m_2 c_{p2} T_2) / ((m_1 + m_2) c_{ps})$$

$$T_x = (1200 \times 0,93 \times 35) + (50,2 \times 0,95 \times 115) / (1251 \times 0,93)$$

$$T_x = 38,4^\circ \text{C}$$



(c)

(d)

Figura 7.2- Esquema de simplificação de trocador regenerativo

a) Trocador de calor regenerativo

b) Consideração de misturador

c) Balço de Energia

d) Correntes para análises térmicas.

Os valores descritos na Tabela 7.1 foram retirados da planta em estudo. Para dados não fornecidos, os consumos específicos de vapor foram estimados por meio de valores disponíveis em manuais. Este é o caso do cozimento na Tabela 7.2, para o qual o consumo adotado foi de 2,0 [ton_{vapor}/ton_{açúcar}]. Segundo dados do manual do IPT (1990), que foram coletados em 20 usinas, o consumo médio era de 1,98, o consumo máximo de 2,93 e o consumo mínimo de 1,05 [ton_{vapor}/ton_{açúcar}]. Portanto, o valor adotado segue a média geral, havendo possibilidades de maior recuperação térmica na planta se o consumo real for menor, ou caso o consumo for maior, serve como uma indicação de que o cozimento deva ser avaliado para uma possível melhoria no rendimento deste processo.

Tabela 7.2- Cozimento

Corrente	Tipo	Temperatura [°C]	Açúcar Produzido [kg/TC]	Consumo Específico [ton _{vapor} /ton _{açúcar}]
8	Fria	62	69	2,0

Os valores da Tabela 7.3 foram obtidos através do balanço de massa e energia no evaporador de múltiplo efeito, considerando a mesma sangria de vapor vegetal praticada no primeiro efeito do EME da planta na situação inicial, e que está representada pela corrente 32a.

Tabela 7.3- Evaporação no caldo para produção de açúcar

Dados de Entrada					
	Temperatura [°C]		Concentração [Brix]		Vazão [kg/TC]
Entrada	115		14		991
Saída	-		58,5		-
Efeito	1	2	3	4	5
Temperatura [°C]	115	107	98	83	54
Sangria V. Veg.[kg/TC]	106	-	-	-	-
Dados de Saída					
Corrente Fria	21	22	23	24	25
Vazão Mássica [kg/TC]	774	653,8	525,2	386,8	237,2
Concentração [Brix]	17,9	21,2	26,4	35,9	58,5
Corrente Quente	32	33	34	35	36
Vazão Mássica [kg/TC]	217	120,2	128,6	138,4	149,6
Corrente Sangria V.Veg	32a	33a	34a	35a	36a
Vazão Mássica [kg/TC]	106	-	-	-	-

Tabela 7.4- Evaporação no caldo para produção de álcool

Dados de Entrada						
	Temperatura [°C]	Concentração [Brix]	Vazão [kg/TC]			
Entrada	115	14	1051			
Saída	-	23,8	-			
Efeito	Temperatura [°C]	Sangria V. Veg. [kg/TC]				
1	115	-				
Dados de Saída						
Corrente Fria	Vazão Mássica [kg/TC]	Concentração [Brix]	Corrente Quente	Vazão Mássica [kg/TC]	Corrente Sangria V. Veg	Vazão Mássica [kg/TC]
11	618,2	23,8	16	439	-	-

O consumo de vapor de escape na planta em estudo, ocorre apenas nas correntes de pré-aquecimento da evaporação 2 e 4, e diretamente nas correntes 11 e 21 da evaporação. A soma dessas quatro contribuições representa o consumo de vapor de escape na situação atual, apresentado na Tabela 7.5.

Tabela 7.5- Consumo de vapor de escape inicial da planta em estudo

Tonelada de Cana Moída [TC/h]	Consumo do V.E. [kg/TC]	Carga Térmica [kWh/TC]
1500	360,9	219,1

Nas análises térmicas da planta, além das correntes integradas inicialmente também foi considerada a corrente 36 formada pelo vapor vegetal do último efeito da evaporação. Apesar de possuir uma exergia considerável, este vapor é normalmente utilizado apenas para o condensador barométrico (RF-02-Figura 4.4).

Nesta seção são realizadas, em várias etapas, análises térmicas através do método do “*pinch-point*”, adotando o $\Delta T_{\min} = 6^{\circ} \text{C}$ da planta inicial. Isto resulta nos intervalos de temperaturas de troca de calor da Figura 7.3, sendo que as alternativas de melhorias evoluíram conforme os resultados apresentados.

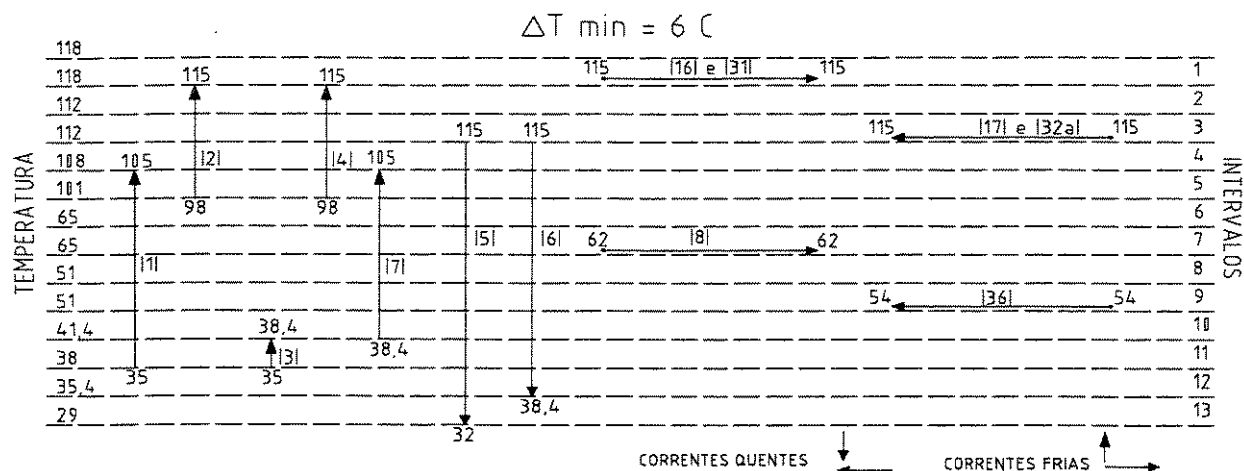


Figura 7.3- Intervalos de temperaturas de troca de calor

7.1.2 Análise de “pinch-point” com o nível de sangria da situação inicial

A primeira análise é feita com a planta mantendo o mesmo nível de sangria representado pela corrente 32a do evaporador na situação inicial. Isto é realizado através da construção das curvas compostas da Figura 7.4, da grande curva composta da Figura 7.5, dos cálculos das cargas térmicas dos intervalos da Tabela 7.6, e utilizando a cascata térmica da Figura 7.6.

Tabela 7.6- Cargas térmicas dos intervalos com o nível de sangria inicial

Intervalo	θ_1 [$^{\circ}\text{C}$]	θ_2 [$^{\circ}\text{C}$]	ΔH_i [kW]
1	118	118	-300196
2	118	112	-10046
3	112	112	248786
4	112	108	-4641
5	108	101	-22271
6	101	65	-54259
7	65	65	-62855
8	65	51	-21101
9	51	51	74019
10	51	41,4	-14508
11	41,4	38	-4887
12	38	35,4	1350
13	35,4	29	3004

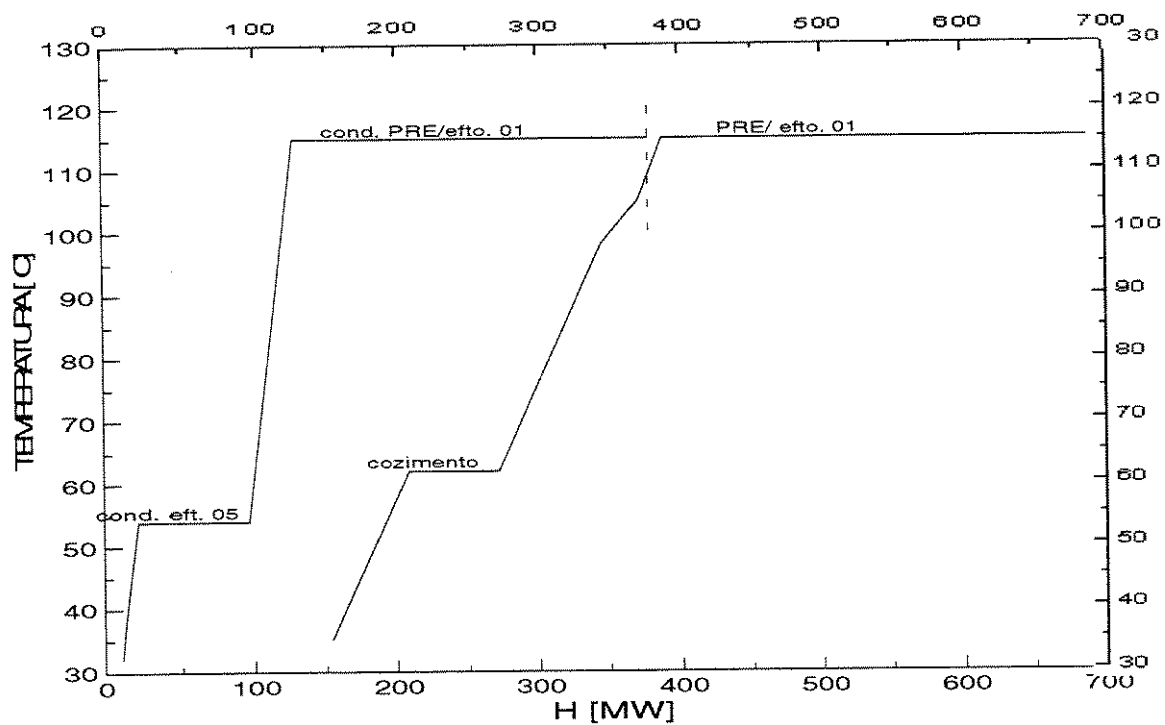


Figura 7.4- Curvas compostas da planta com nível de sangria inicial

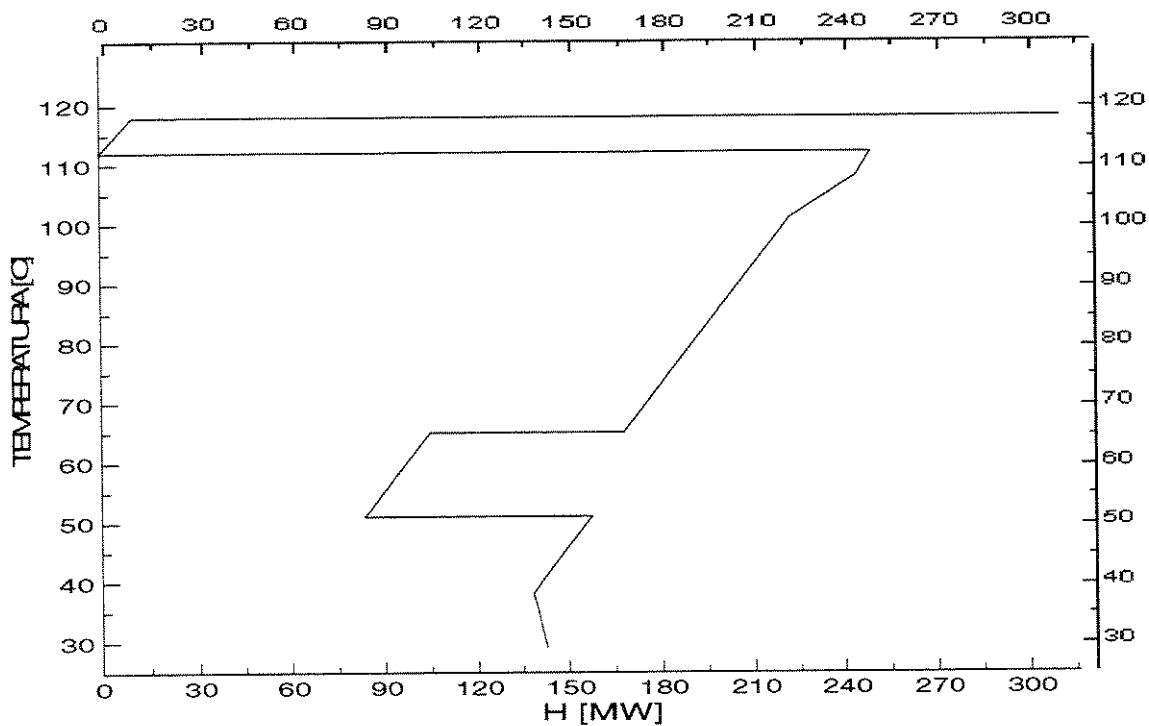


Figura 7.5- Grande curva composta da planta com nível de sangria inicial

Pelas curvas da Figuras 7.4 e 7.5 e também pela cascata térmica da Figura 7.6, pode-se observar o “*pinch point*” na temperatura de 112° C. Com isso constata-se um excedente de energia na região abaixo de 115° C (fonte de calor) e que o consumo de vapor de escape deve ser na região com temperatura acima de 109° C (sumidouro). Como acima desta temperatura opera basicamente a evaporação, quanto menor o consumo nos pré-evaporadores, menor será o consumo global da planta. Isto pode ser melhorado através da sangria para o aquecimento, que pode ser diminuída ou até mesmo eliminada.

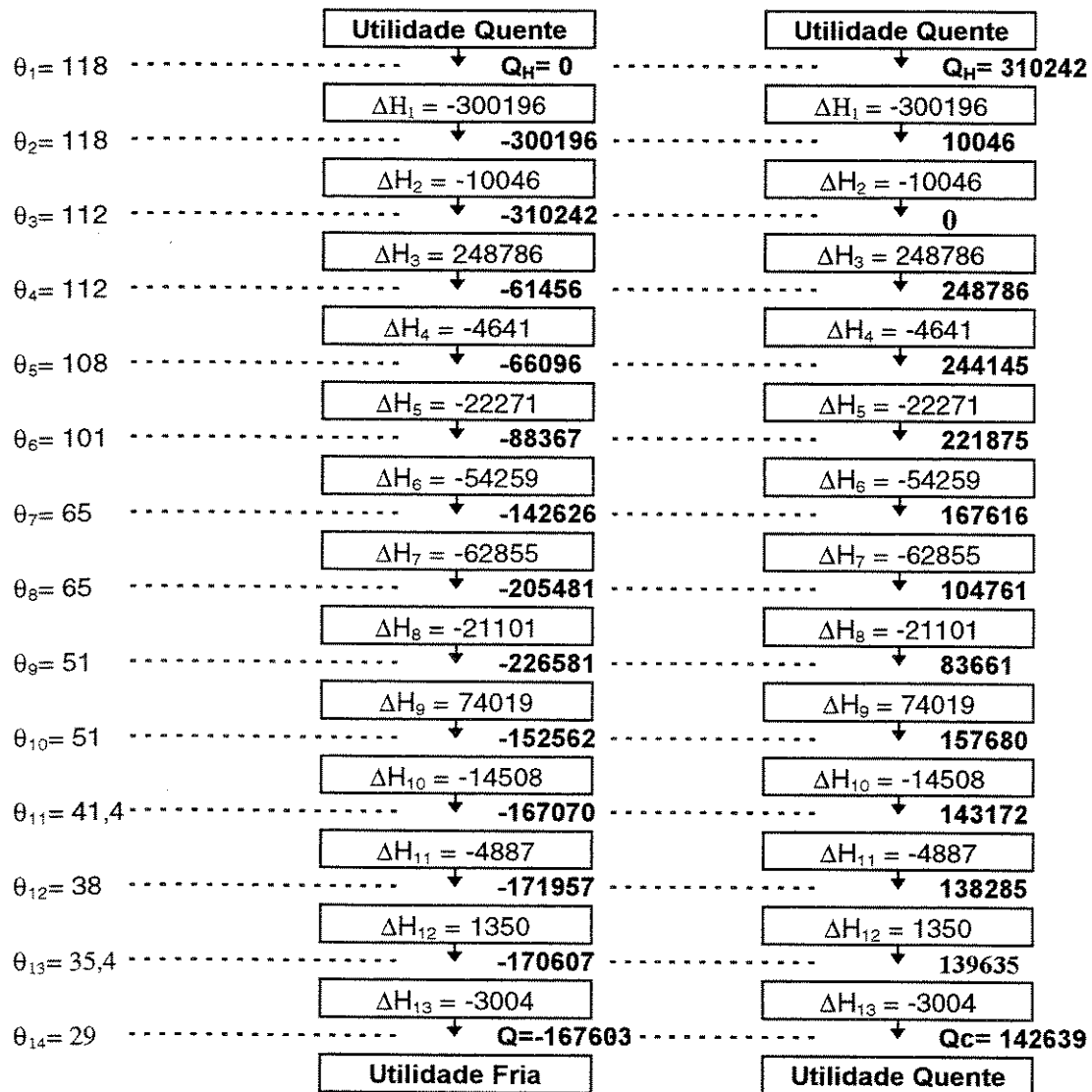


Figura 7.6- Cascata térmica com nível de sangria inicial

7.1.3 Evaporação Sem Sangria

Nesta análise verifica-se o consumo de vapor sem a sangria para o aquecimento no pré-evaporador da concentração de açúcar, mantendo a utilização apenas do vapor vegetal do pré-evaporador do caldo da fermentação. O consumo energético em cada efeito da evaporação passa a ser representada através dos valores da Tabela 7.7 e novamente realiza-se a construção das curvas compostas (Figura 7.7), grande curva composta (Figura 7.8), cálculo das cargas térmicas dos intervalos (Tabela 7.8) e a cascata térmica (Figura 7.9).

Tabela 7.7- Evaporação no caldo para produção de açúcar sem sangria para o aquecimento

Dados de Entrada					
	Temperatura [°C]		Concentração [Brix]		Vazão [kg/TC]
Entrada	115		14		991
Saída	-		58,5		-
Efeito	1	2	3	4	5
Temperatura [°C]	115	107	98	83	54
Sangria V. Veg. [kg/TC]	0	-	-	-	-
Dados de Saída					
Corrente Fria	21	22	23	24	25
Vazão Mássica [kg/TC]	860,3	720,0	570,2	409,6	237,2
Concentração [Brix]	16,1	19,3	24,3	33,9	58,5
Corrente Quente	32	33	34	35	36
Vazão Mássica [kg/TC]	130,4	140,6	149,8	160,6	172,4
Corrente Sangria V. Veg	32a	33a	34a	35a	36a
Vazão Mássica [kg/TC]	-	-	-	-	-

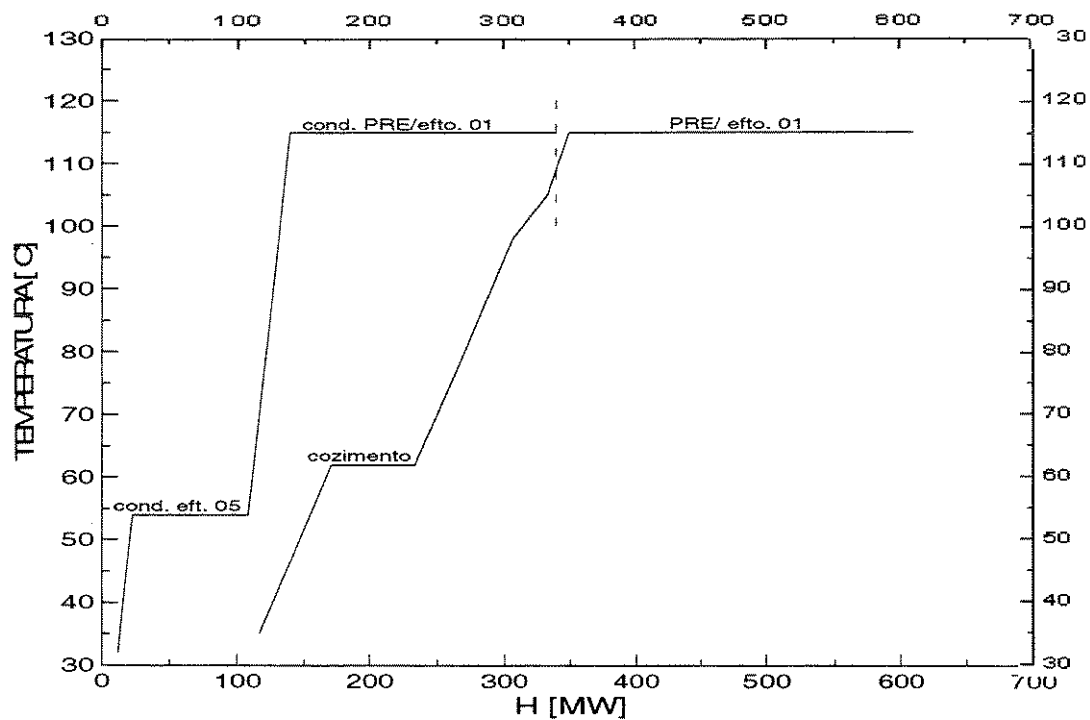


Figura 7.7- Curvas compostas eliminando a sangria da evaporação

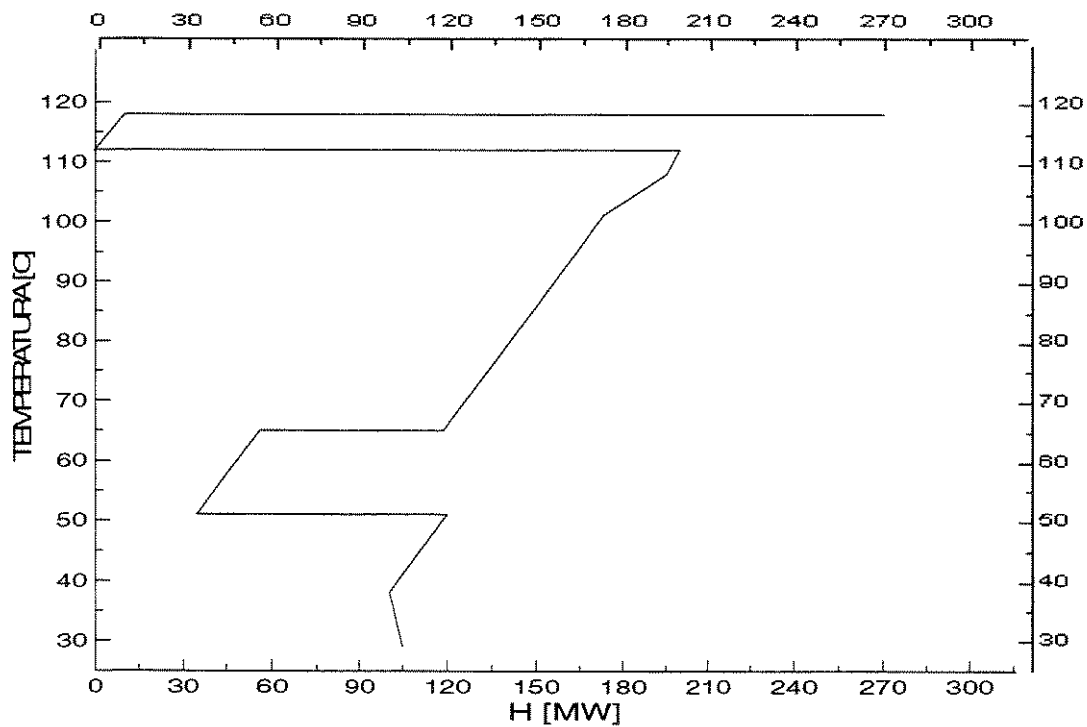
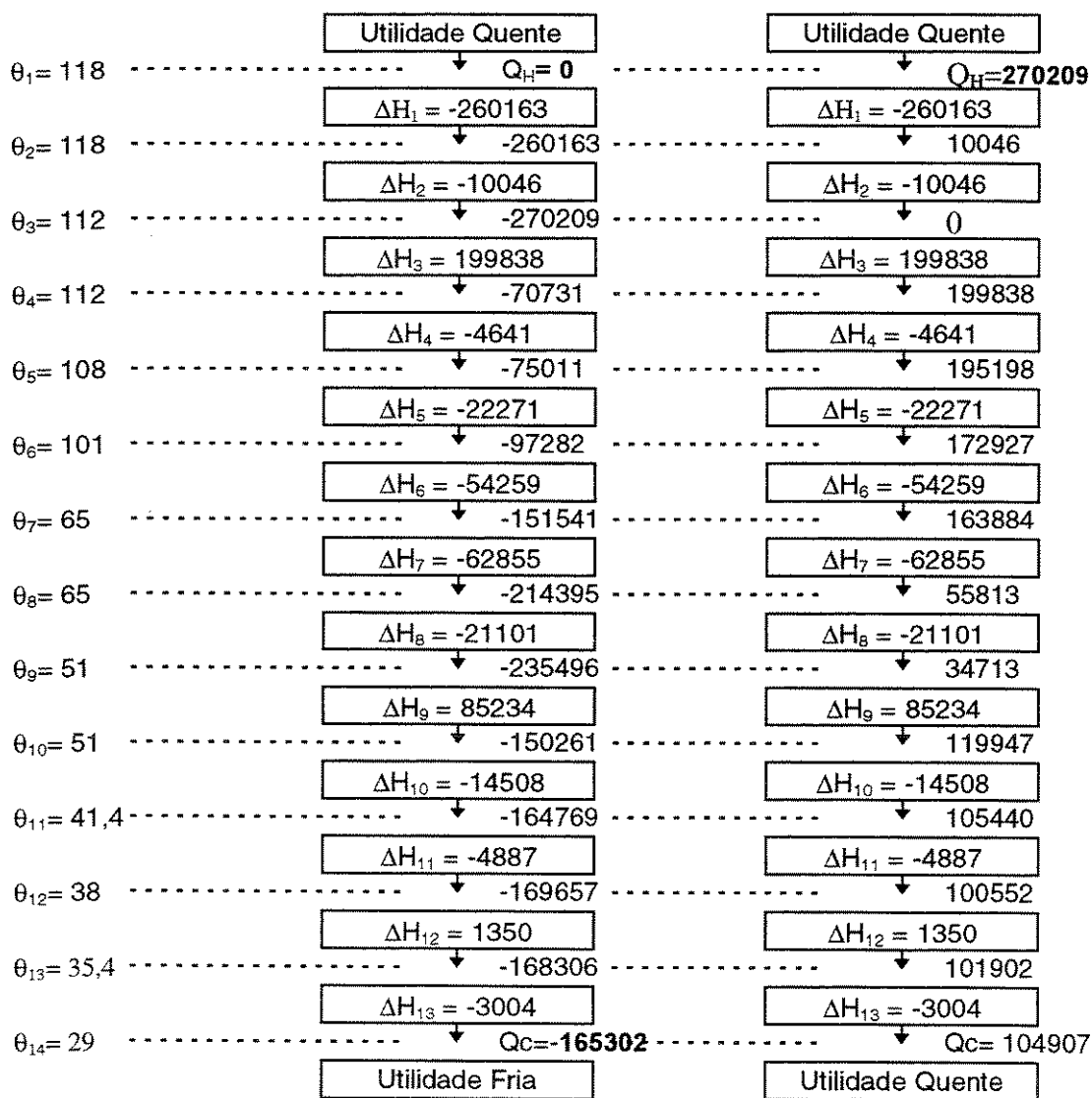


Figura 7.8- Grande curva composta eliminando a sangria da evaporação

Tabela 7.8- Carga térmica dos intervalos eliminando a sangria da evaporação

Intervalo	θ_1 [°C]	θ_2 [°C]	ΔH_i [kW]
1	118	118	-260163
2	118	112	-10046
3	112	112	199838
4	112	108	-4641
5	108	101	-22271
6	101	65	-54259
7	65	65	-62855
8	65	51	-21101
9	51	51	85234
10	51	41,4	-14508
11	41,4	38	-4887
12	38	35,4	1350
13	35,4	29	3004

Nesta análise verifica-se uma possibilidade de redução do consumo em quase 20% dos valores iniciais. Entretanto, ainda há um excesso de vapor vegetal formado nos pré-evaporadores, o que é indicado pelas curvas compostas que possuem as mesmas características anteriores e pela manutenção do *pinch-point* em 112° C (Figuras 7.7 e 7.8).



Dados das correntes da planta com segundo efeito na evaporação do caldo da fermentação.

Tabela 7.9- Resfriamento do caldo

Corrente	Tipo	Temperatura [°C]		Calor Específico[kcal/kg°C]		Vazão [kg/TC]
		Inferior	Superior	Inferior	Superior	
3	Fria	35	38,0	0,93	0,93	1200
5	Quente	32	107	0,95	0,95	569
6	Quente	38,0	107	0,93	0,95	51,2
7	Fria	38,0	105	0,93	0,94	1251

Tabela 7.10- Evaporação no caldo para fermentação com 2 efeitos

Dados de Entrada						
	Temperatura [°C]		Concentração [Brix]		Vazão [kg/TC]	
Entrada	115		14		1051	
Saída	-		23,8		-	
Efeito		Temperatura [°C]		Sangria V. Veg. [kg/TC]		
1		115		0		
2		107		-		
Dados de Saída						
Corrente Fria	Vazão Mássica [kg/TC]	Concentração [Brix]	Corrente Quente	Vazão Mássica [kg/TC]	Corrente Sangria V. Veg	Vazão Mássica [kg/TC]
11	839,3	17,5	16	211,8	-	-
12	618,2	23,8	17	221	-	-

Tabela 7.11- Carga térmica com segundo efeito na evaporação para fermentação

Intervalo	θ_1 [°C]	θ_2 [°C]	ΔH_i [kW]
1	118	118	-158095
2	118	108	-16743
3	108	104	-14783
4	104	104	103029
5	104	101	-9544
6	101	65	-54254
7	65	65	-62855
8	65	51	-21099
9	51	51	85234
10	51	41	-15010
11	41	38	-4403
12	38	35	1522
13	35	29	2847

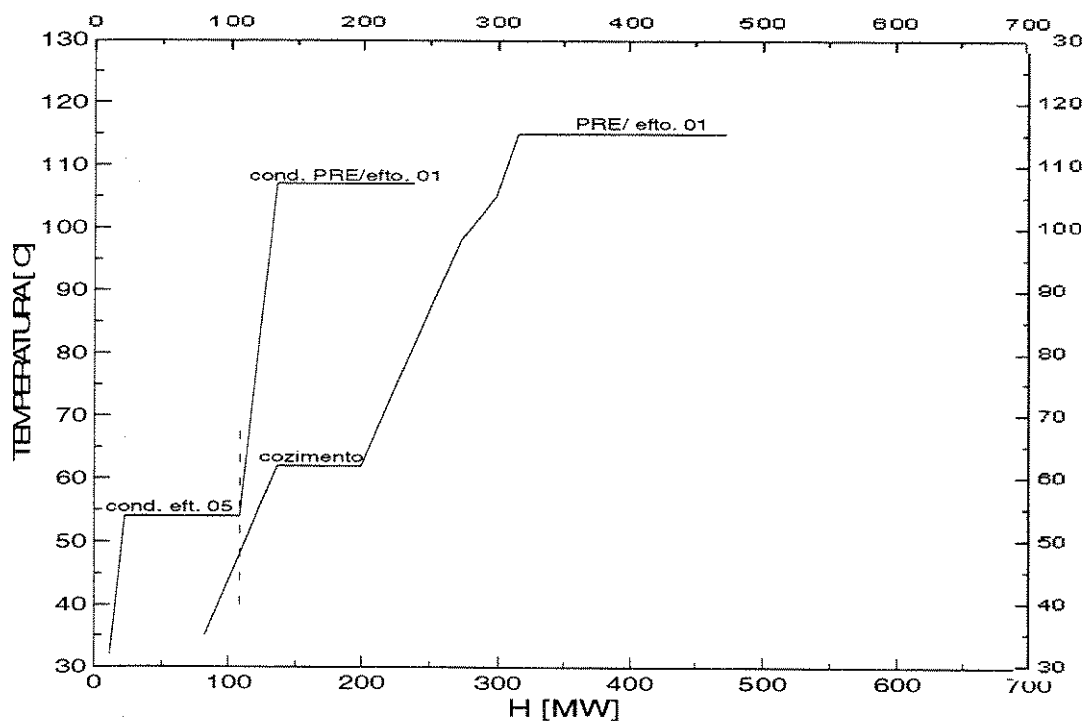


Figura 7.10- Curvas compostas com segundo efeito na evaporação para fermentação

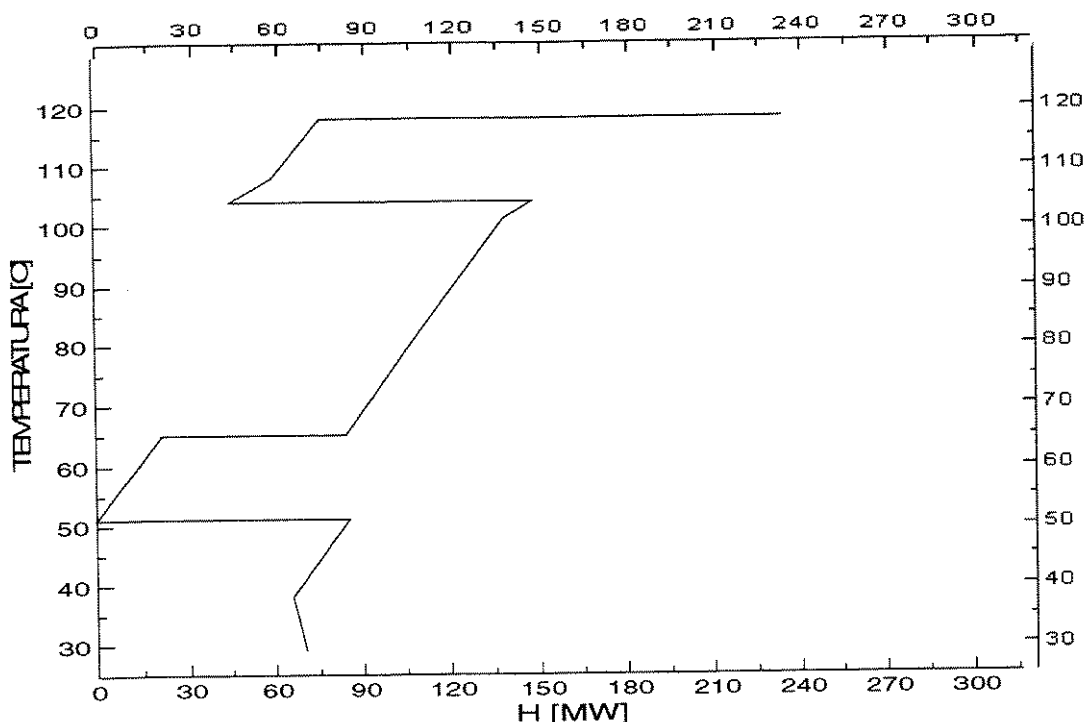


Figura 7.11- Grande curvas compostas com segundo efeito na evaporação para fermentação

Analisando as curvas compostas (Figuras 7.10 e 7.11) e a cascata térmica (Figura 7.12), observa-se que o *pinch point* passou da temperatura de 112°C para 51°C. Apesar da redução do consumo de vapor cair para 71% do valor inicial, nesta nova configuração é necessário o uso de vapor de escape para outras partes além do pré-aquecimento e da evaporação, pois o vapor vegetal que anteriormente supria o resto do processo diminuiu havendo necessidade de complementação. Isto pode ser observado através da na Figura 7.11, onde na temperatura de 104°C observa-se a necessidade de utilidade quente para o processo.

Na situação em que apenas havia sido eliminada a sangria, o consumo dos pré-evaporadores e dos aquecimentos onde as correntes precisam ser aquecidas com utilidade externa devido $\Delta T_{\min}$ de 6° C (intervalos das correntes 2 e 4), representava a totalidade do consumo da planta em estudo, enquanto que com o acréscimo de mais um efeito, o consumo dos pré-evaporadores e intervalos das correntes 2 e 4 representa 72% do consumo total (Tabela 7.12). Como verifica-se ainda um excedente de calor disponível em temperaturas abaixo de 54° C, uma possível alternativa

seria comprimir este vapor vegetal do último efeito, elevando a sua pressão e temperatura para o melhor aproveitamento do mesmo.

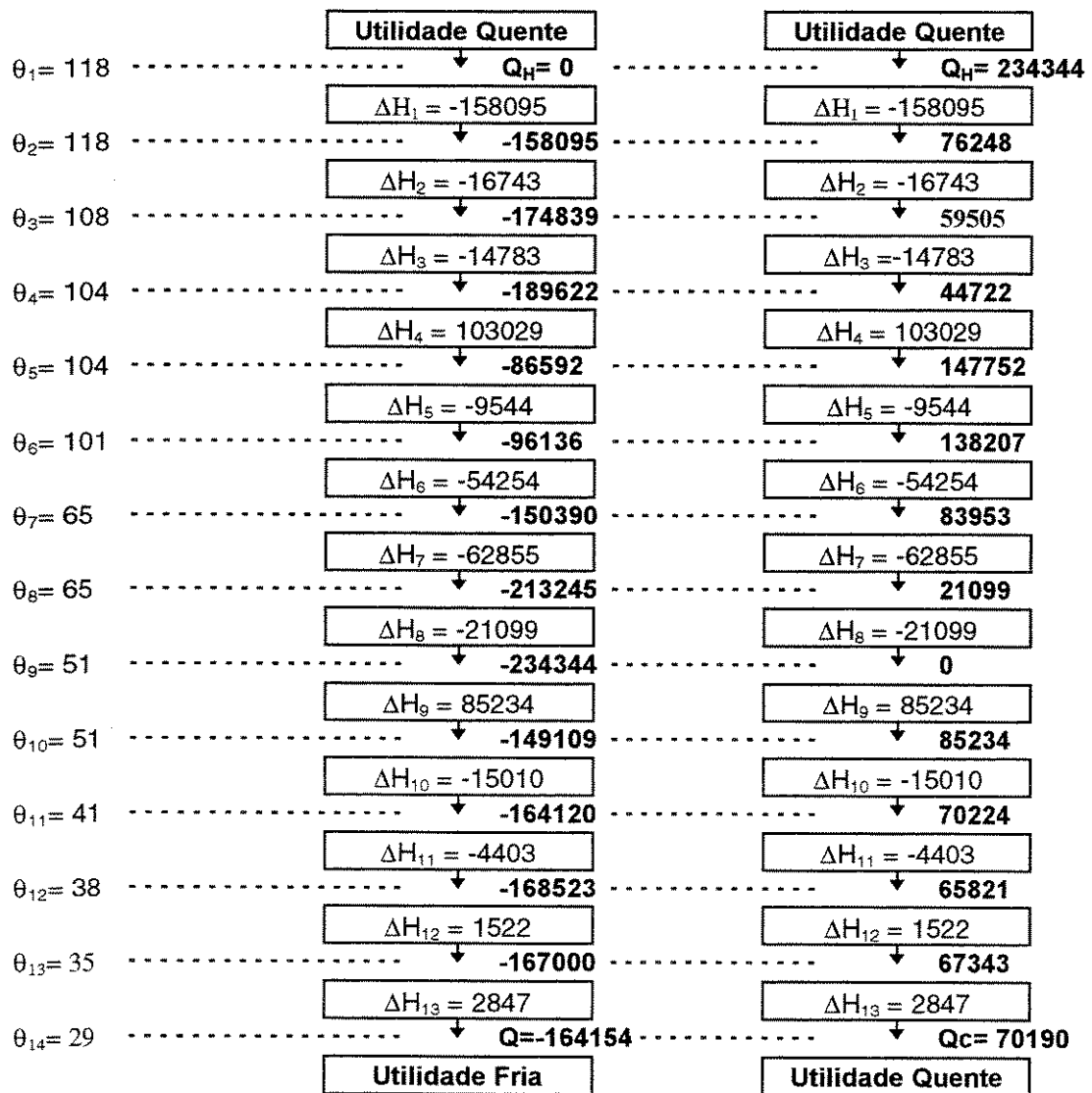


Figura 7.12- Cascata térmica com segundo efeito na evaporação para fermentação

Tabela 7.12- Relação de consumo nos pré-evaporadores e consumo global da planta

Consumo [kg/TC]	Eliminando Sangria	Acréscimo de 2º Efeito
Global da planta	297	257
Pré-evaporadores + interval. Correntes 2 e 4	297	185
(Pré + (2 e 5))/(Global da planta) [%]	1	0,72

7.1.5 Compressão Mecânica do Vapor Vegetal do Último Efeito

Uma alternativa de utilização do vapor vegetal do último efeito é a elevação de pressão deste vapor, que pode ser realizada através do fornecimento de trabalho para a compressão mecânica. Nesta análise foi considerada a compressão mecânica, onde o vapor passa da temperatura de 54° C para a temperatura de 98° C, ou seja a mesma temperatura do vapor do terceiro efeito. Segundo Kern (1980), o uso de compressor mecânico no último efeito para a geração de vácuo seria proibitivo por causa da energia necessária para a compressão, pois isto poderia ser realizado pela condensação barométrica do vapor vegetal do último efeito. No caso entretanto, em que se deseja a utilização deste vapor como fonte térmica, o trabalho específico para esta compressão é de 348 kJ/kg, enquanto a energia térmica recuperada é de 2.536,4 kJ/kg. Mesmo que o processo de compressão tenha pouca eficiência, ainda assim a recuperação de calor é relativamente muito maior do que o trabalho fornecido (Figura 7.13).

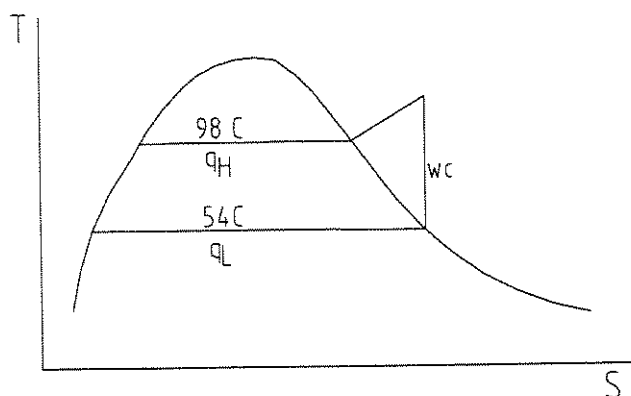


Figura 7.13- Diagrama Temperatura-Entropia

Entalpia Específica da Compressão = $w_c = 348 \text{ kJ/h}$;

Entalpia Específica Latente = $qH = 2.536,4 \text{ KJ/h}$;

Coeficiente de Eficácia = $qH/w_c = 7,3$

As análises podem ser novamente observadas através das Figuras 7.14 e 7.15, da Tabela 7.13 e da cascata térmica da Figura 7.16. Observe nas curvas compostas que a condensação 5 está se realizando na temperatura de 98°C , e não mais a 54°C devido à compressão do vapor vegetal.

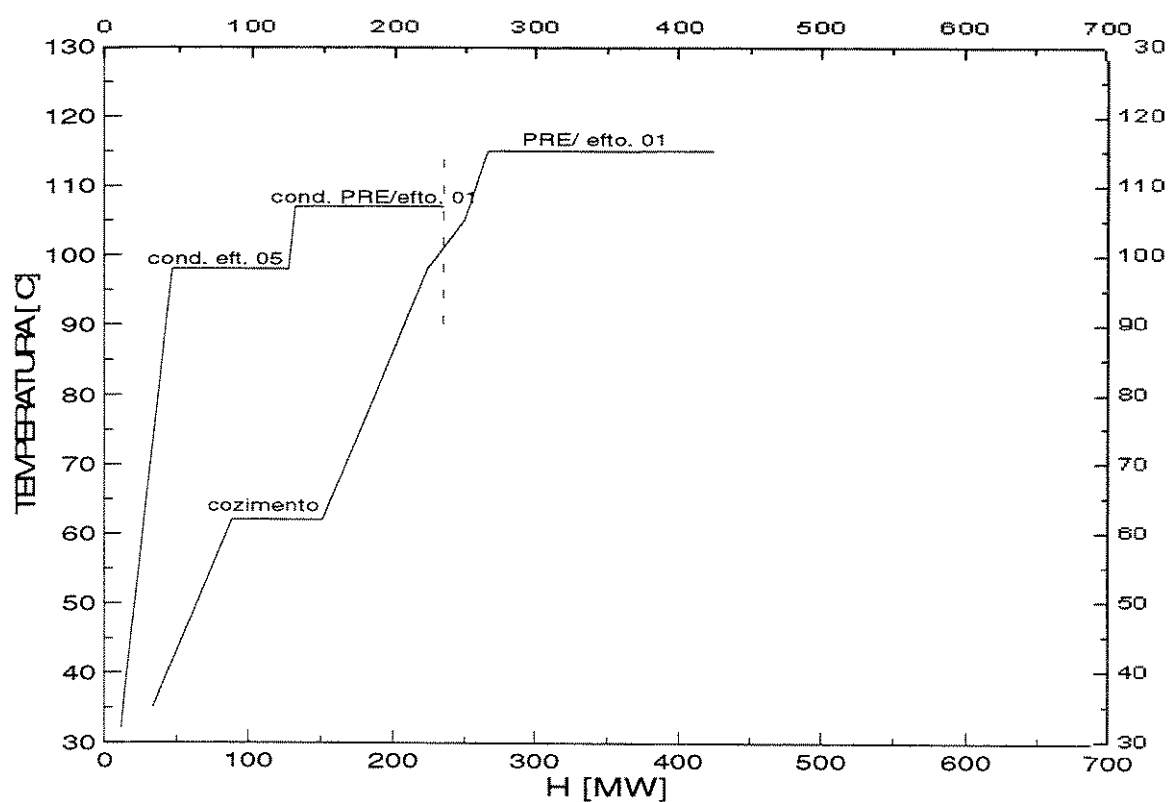


Figura 7.14- Curvas compostas com compressão mecânica do V. Veg. do último efeito

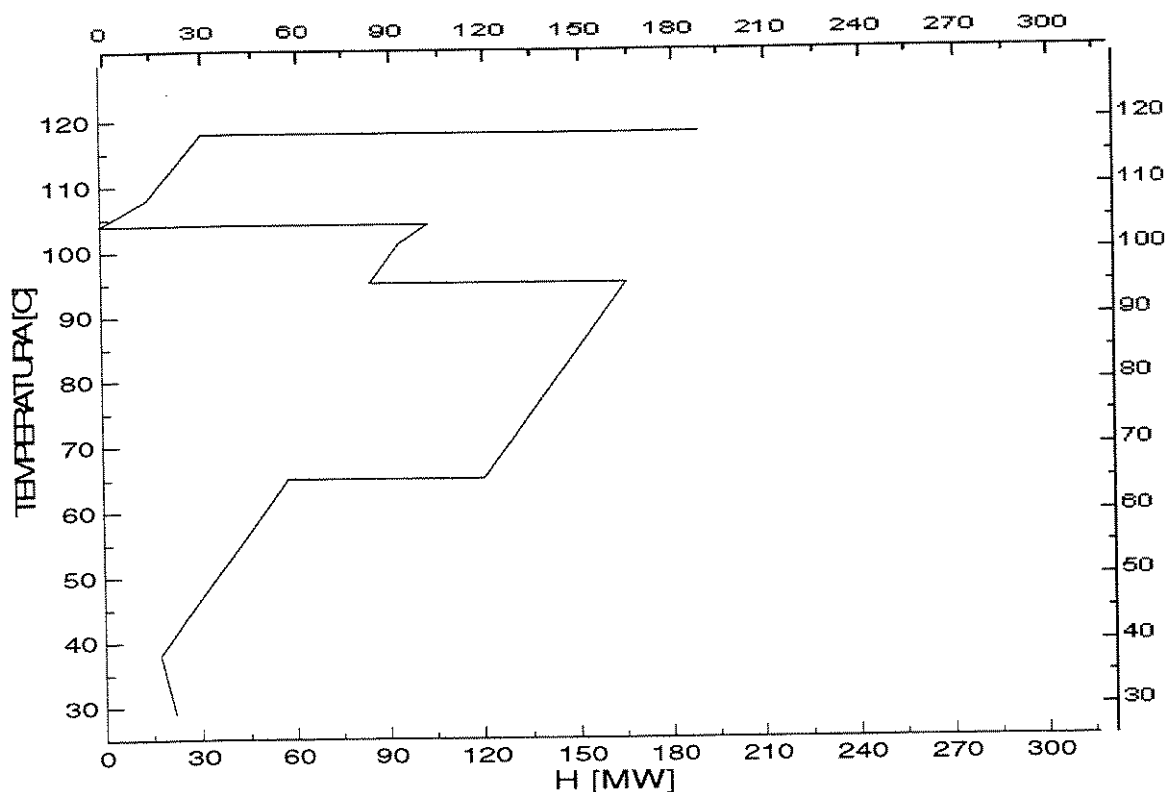


Figura 7.15- Grande curva composta com compressão mecânica V. Veg. do último efeito

Tabela 7.13- Carga térmica com compressão mecânica do V. Veg. vegetal do último efeito

Intervalo	θ_1 [°C]	θ_2 [°C]	ΔH_i [kW]
1	118	118	-158095
2	118	108	-16743
3	108	104	-14783
4	104	104	103029
5	104	101	-9544
6	101	95	-9042
7	95	95	81262
8	95	65	-45212
9	65	65	-62855
10	65	41	-36109
11	41	38	-4403
12	38	35	1522
13	35	29	2847

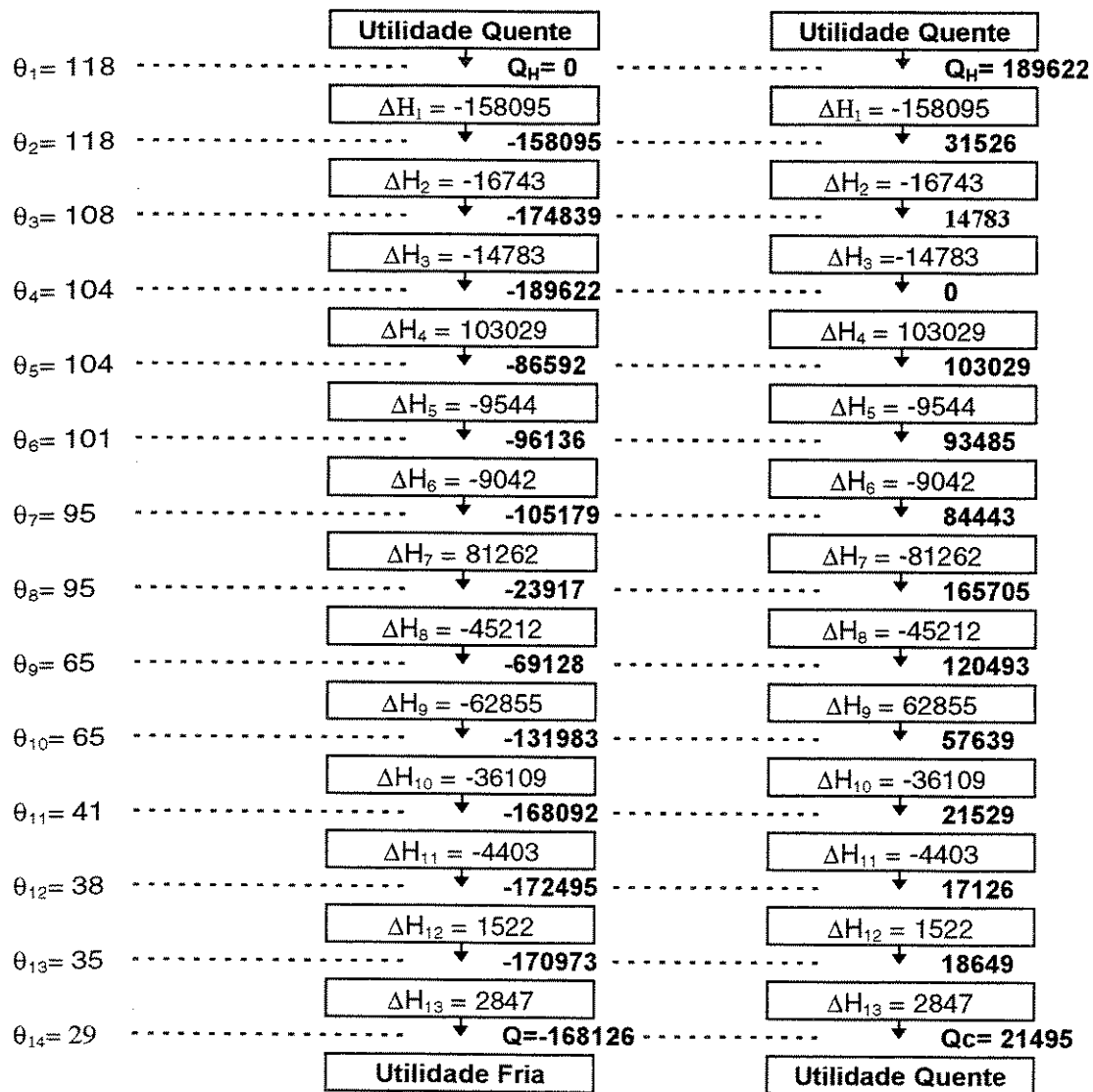


Figura 7.16- Cascata térmica com compressão mecânica do V. Veg. do último efeito.

Pelas curvas das Figuras 7.14 e 7.15 e pela cascata na Figura 7.16, verifica-se uma sensível redução do consumo do vapor de escape, demonstrando que o segundo efeito na evaporação do caldo que vai para a fermentação é muito melhor aproveitado, se for possível a utilização do vapor vegetal formado no último efeito também para a troca térmica e não apenas para a geração do vácuo.

7.1.6 Compressão Mecânica do Vapor Vegetal do Último Efeito com Elevação de Temperatura de Pré-Aquecimento

Apesar da recuperação térmica alcançar níveis acima de 40% de economia em relação ao consumo inicial, o número de trocadores de calor aumentou muito como será apresentado na seção 7.1.7. Isto se deve ao $\Delta T_{\min}$ de 6° C adotado para a análise do método “*pinch-point*”. Como o vapor vegetal aproveitado para o aquecimento provém do segundo efeito do evaporador e está com 107° C, ele não tem temperatura suficiente para aquecer as correntes frias que estão a 105° C. Visando diminuir o número de trocadores, pode-se elevar um pouco mais a temperatura de pré-aquecimento na evaporação, permitindo que o vapor vegetal do segundo efeito saia com temperatura suficiente para um $\Delta T_{\min}$ de 6° C em todo o aquecimento realizado antes da decantação. Esta alteração melhora a questão do número de trocadores de calor, como será tratado na seção 7.1.7.

As Tabelas 7.14, 7.15 e 7.16 apresentam as novas temperaturas e cargas térmicas nos evaporadores, enquanto as curvas das Figuras 7.17 e 7.18, a Tabela 7.17 e a cascata da Figura 7.19 demonstram os novos resultados.

Correntes da planta com compressão e alteração nas temperaturas nos evaporadores.

Tabela 7.14- Aquecimento e resfriamento do caldo

Corrente	Tipo	Temperatura [°C]		Calor Específico[kcal/kg°C]		Vazão [kg/TC]
		Inferior	Superior	Inferior	Superior	
1	Fria	35	105	0,93	0,94	1200
2	Fria	98	119	0,94	0,94	991
3	Fria	35	38,2	0,93	0,93	1200
4	Fria	98	115	0,94	0,94	1051
5	Quente	32	115	0,95	0,95	569
6	Quente	38,2	115	0,93	0,95	51,2
7	Fria	38,2	105	0,93	0,94	1251,2

Tabela 7.15- Evaporação no caldo para produção de açúcar

Dados de Entrada					
	Temperatura [°C]		Concentração [Brix]		Vazão [kg/TC]
Entrada	119		14		991
Saída	-		58,5		-
Efeito	1	2	3	4	5
Temperatura [°C]	119	111	100	86	62
Sangria V. Veg. [kg/TC]	-	-	-	-	-
Dados de Saída					
Corrente Fria	21	22	23	24	25
Vazão Mássica [kg/TC]	861,2	721	569,6	408,4	237,2
Concentração [Brix]					
Corrente Quente	32	33	34	35	36
Vazão Mássica [kg/TC]	129,8	140,2	151,4	161,2	171,2
Corrente Sangria V. Veg.	32a	33a	34a	35a	36a
Vazão Mássica [kg/TC]	-	-	-	-	-

Tabela 7.16- Evaporação no caldo para fermentação

Dados de Entrada						
	Temperatura [°C]	Concentração [Brix]	Vazão [kg/TC]			
Entrada	119	14	1051			
Saída	-	23,8	-			
Efeito		Temperatura [°C]	Sangria V. Veg. [kg/TC]			
1		119	0			
2		111	-			
Dados de Saída						
Corrente Fria	Vazão Mássica [kg/TC]	Concentração [Brix]	Corrente Quente	Vazão Mássica [kg/TC]	Corrente Sangria V. Veg	Vazão Mássica [kg/TC]
11	839,2	17,5	16	211,8	-	-
12	618,2	23,8	17	221	-	-

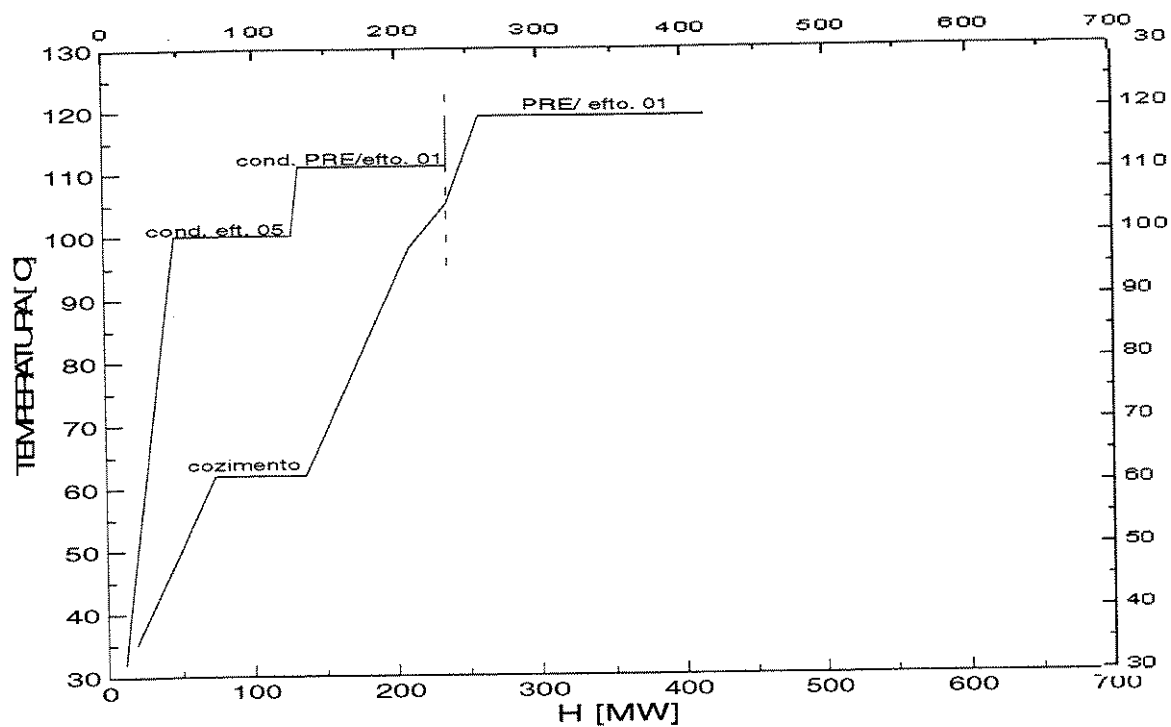


Figura 7.17- Curvas compostas com elevação de temperatura do pré-aquecimento

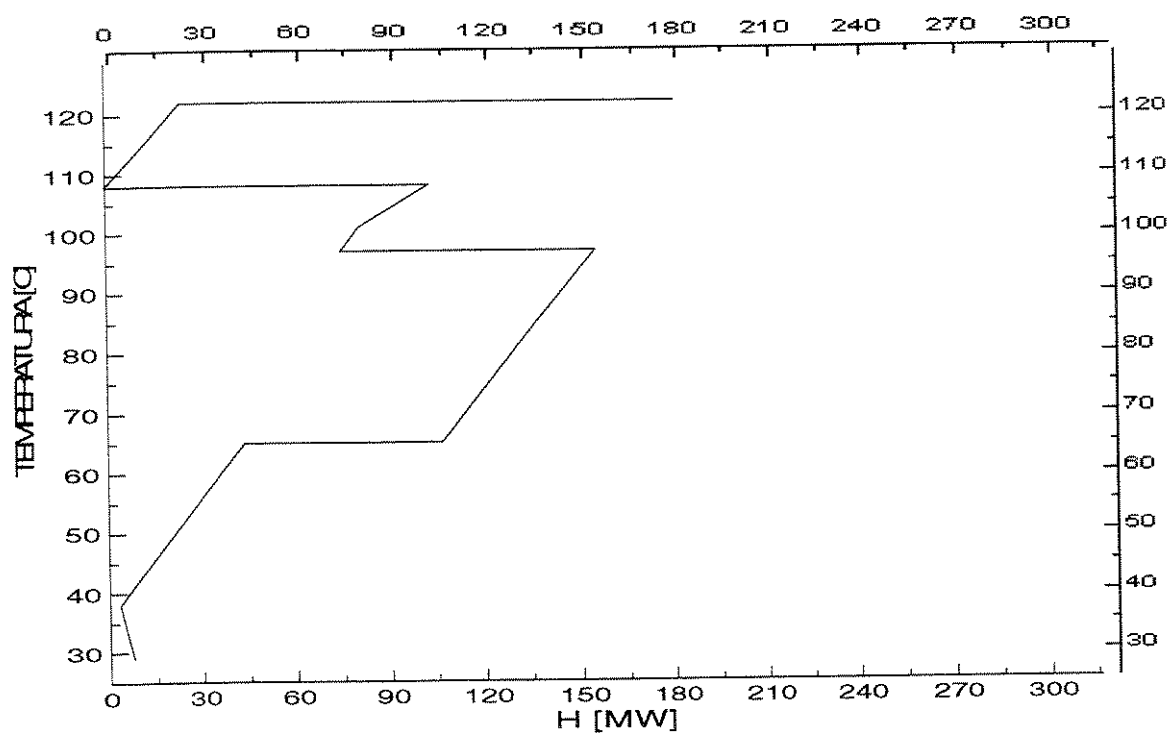


Figura 7.18- Grande curva composta com elevação de temperatura do pré-aquecimento

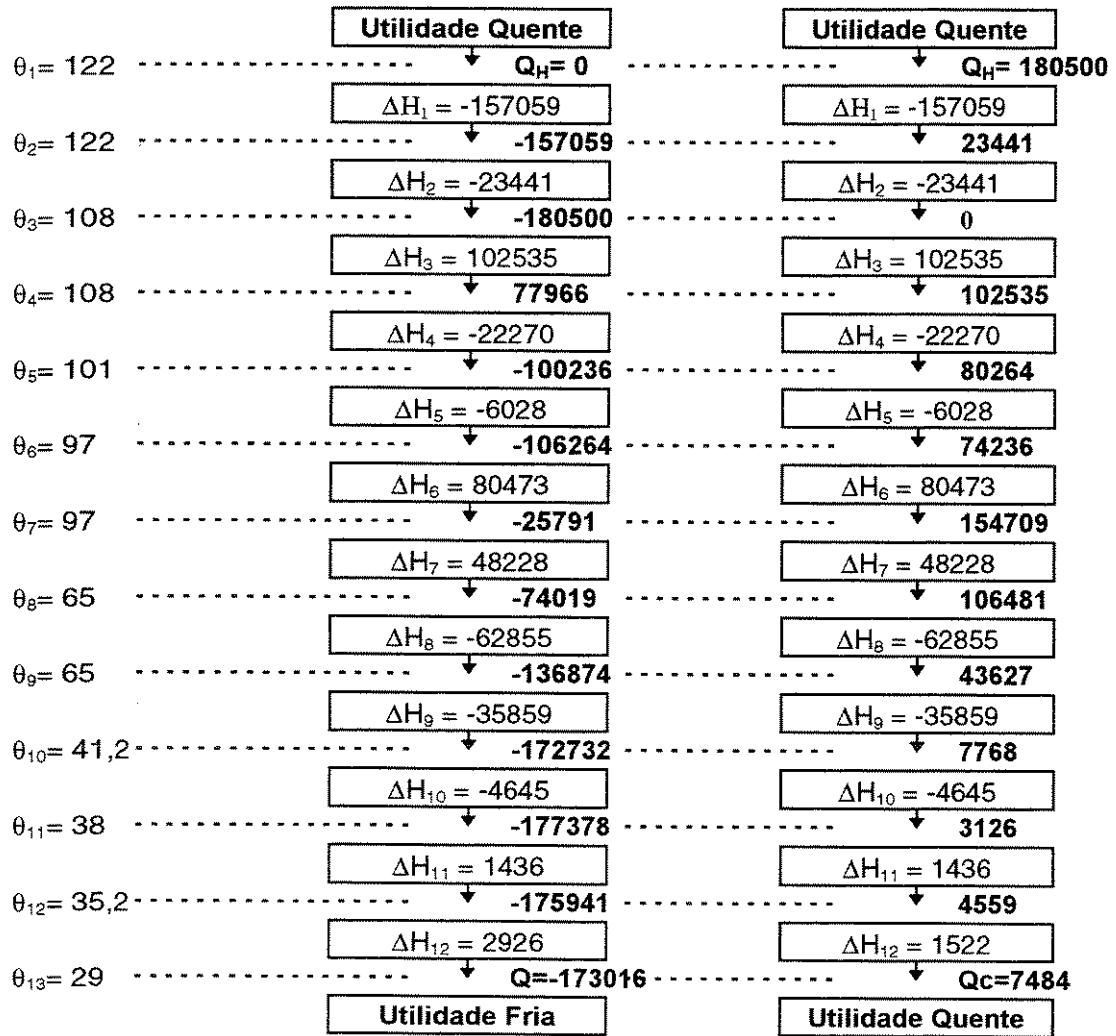


Figura 7.19- Cascata térmica com elevação de temperatura no pré-aquecimento.

Como na situação anterior apenas com o acréscimo do compressor, a elevação do pré-aquecimento antes da evaporação manteve a redução do consumo do vapor de escape de forma significativa. Neste caso entretanto, o número de trocadores também teve uma melhoria significativa, conforme será observado na seção 7.1.7.

Tabela 7.17- Carga térmica com elevação de temperatura do pré-aquecimento

Intervalo	θ_1 [°C]	θ_2 [°C]	ΔH_i [kW]
1	122	122	-157059
2	122	108	-23441
3	108	108	102535
4	108	101	-22270
5	101	97	-6028
6	97	97	80473
7	97	65	-48228
8	65	65	-62855
9	65	41,2	-35859
10	41,2	38	-4645
11	38	35,2	1436
12	35,2	29	2926

As duas últimas análises demonstraram que a utilização do compressor mecânico pode trazer um melhor reaproveitamento do vapor vegetal. Entretanto, o seu uso só é justificado em locais, onde a recuperação de calor obtida compense economicamente os gastos em energia elétrica e os altos custos de capital a serem investidos nos compressores mecânicos.

Tabela 7.18- Resultados finais de consumo de vapor de escape na planta

Situação	Consumo de Vapor [kg/TC]	Carga Térmica [kWh/TC]	Relação com consumo atual
Inicial	361	219,1	1
Mantendo sangria inicial	341	206,8	0,94
Retirando a sangria	297	180,1	0,82
Colocação do 2º efeito	257	156,2	0,71
Compressão mecânica V.V. final	208	126,4	0,58
Comp. e elevação temperatura no pré-aquecimento da evaporação	198	120,3	0,55

7.1.7 Área e Número de Trocadores de Calor

Nas análises realizadas, o $\Delta T_{\min}$ adotado foi o mesmo que o da planta na situação inicial, mas com a diferença que as correntes que trocam calor entre si, não são necessariamente as mesmas. Como consequência houve também diferença nos níveis de temperatura. Assim, além da recuperação máxima já demonstrada, foi realizada uma análise do número e das áreas dos trocadores de calor.

A estimativa da área do trocador de calor foi obtida através da equação 3.1b.

$$Q = U A \Delta T \quad (3.1a)$$

$$A = Q/(U\Delta T) \quad (3.1b)$$

onde:

Q: Taxa de transferência de calor;

U: Coeficiente global de transferência de calor;

A: Área de transferência de calor;

ΔT : Diferença média de temperatura entre os fluidos.

A taxa de transferência de calor e as temperaturas de entrada e saída dos fluidos em cada trocador é definida com base nas regras definidas no item 3.1, enquanto a diferença média de temperatura foi calculada com essas temperaturas obtidas, considerando todos os trocadores de calor do tipo contracorrente através da equação 3.2. Para os coeficientes globais de transferência da calor, que dependem das áreas e materiais dos trocadores, e das condições dos fluidos, foram adotados alguns valores fornecidos por Linnhoff (1982) e descritos na Tabela 7.19.

$$\Delta T = [(T_{H1} - T_{C2}) - (T_{H2} - T_{C1})] / \ln [(T_{H1} - T_{C2}) / (T_{H2} - T_{C1})] \quad (3.2)$$

onde:

T_{H1} : Temperatura de entrada do fluido quente;

T_{H2} : Temperatura de saída do fluido quente;

T_{C1} : Temperatura de entrada do fluido frio;

T_{C2} : Temperatura de saída do fluido frio;

Tabela 7.19- Coeficientes globais de transferência de calor utilizados

U [W/m ² K]	Fluidos Orgânicos	Vapor Condensante
Fluidos Orgânicos	500	818
Água Tratada	720	1607

Nas tabelas abaixo estão os valores estimados para a planta na situação inicial e nos casos de compressão do vapor no último efeito. Os outros casos de estudo não foram analisados, pois apresentam resultados semelhantes aos mencionados. A localização de cada equipamento onde ocorrem as trocas de calor entre os fluidos estão demonstradas nas seguintes Figuras 7.20, 7.21 e 7.22.

Tabela 7.20- Estimativa das áreas dos trocadores de calor na planta na situação inicial

	U [W/m ² K]	ΔT_m [° C]	Q [MJ/h]	A [m ²]
RC-01	500	49,9	76993	857
RC-02	500	14,7	40510	1531
RC-03	818	30,2	182117	2048
RC-04	818	33,1	208235	2136
AQ-01	818	16,7	55462	1128
AQ-02	818	16,7	58820	1196
RF-01	720	8,4	21905	1006
RF-02	1607	16,3	259297	27506

Tabela 7.21- Estimativa das áreas dos trocadores de calor na planta com compressor

	U [W/m ² K]	ΔT_m [° C]	Q [MJ/h]	A [m ²]
RC-01	500	18,0	114812	3544
RC-02	818	25,0	213494	2897
RC-03	818	20,0	76164	1305
RC-04	818	9,4	28290	1018
RC-05	818	11,4	49586	1472
RC-06	818	8,2	15486	710
AQ-01	818	16,7	55487	1125
AQ-02	818	14,9	43319	986
AQ-03	818	22,0	7073	110
AQ-04	818	22,0	7367	114
RF-01	720	6,5	15686	933

Tabela 7.22- Estimativa das áreas dos trocadores de calor na planta com elevação de temperatura na evaporação e compressão mecânica

	U [W/m ² K]	ΔT_m [° C]	Q [MJ/h]	A [m ²]
RC-01	500	18,4	131022	3953
RC-02	818	29,2	239984	2895
RC-03	818	19,4	127656	2230
AQ-01	818	15,1	61328	1375
AQ-02	818	15,1	65041	1458
RF-01	720	6,5	15686	933

Tabela 7.23- Número e área dos equipamentos

Trocador de Calor	Inicial		Elevação de Temperatura/Compressão		Compressão Mecânica	
	Nº de Equipamentos	Área de troca [m ²]	Nº de Equipamentos	Área de troca [m ²]	Nº de Equipamentos	Área de troca [m ²]
Recuperador	4	6517	3	9077	6	10953
Aquecedor	2	4126	1	933	1	933
Resfriador	2	2320	2	2833	4	2336
Total	8	12625	6	12843	11	14222

Para os evaporadores usa-se a mesma equação de (3.1b) na determinação da área em cada efeito, onde o coeficiente global de transferência de calor utilizado foi da equação de Dessin modificada, também utilizada nas simulações do IPT e descrita conforme 5.8.

$$U_i = 0,0005 (100 - Bx_{medi}) (T_i - 1 - 54) h_{iv} / 3600 \quad (5.8)$$

sendo:

U_i : Coeficiente global de transferência de calor na evaporação [kW/m².°C];

Bx_{medi} : Concentração média do caldo no efeito i do EME [°Brix];

$T_i - 1$: Temperatura de saturação do vapor condensante [°C];

h_{iv} : Entalpia específica de vaporização da água evaporada [kJ/kg].

Assim foram calculadas as áreas em cada efeito para a situação atual e no caso da elevação da temperatura na evaporação, com os resultados apresentados na Tabela 7.24.

Tabela 7.24- Estimativa da área do evaporador necessária para situação inicial

x [Brix médio]	T[°C]	Q [MJ/h]	U [kJ/h.m ² .°C]	ΔT [°C]	A [m ²]
16,0	126	360964	6706	9,8	5508
19,6	115	184590	5491	6,4	5223
23,8	107	201889	4567	6,9	6373
31,1	98	217985	3487	11,7	5360
47,2	83	238807	1817	19,2	6831

Tabela 7.25- Estimativa da área do evaporador necessária para situação modificada

Bx médio	T[°C]	Q [MJ/h]	U [kJ/h.m ² .°C]	ΔT [°C]	A [m ²]
15,1	126	214848	6745	5,9	5408
17,7	119	214736	5960	6,6	5444
21,8	111	234201	5030	9,1	5116
29,2	100	256197	3737	11,0	6232
46,2	86	277579	2024	16,6	8255

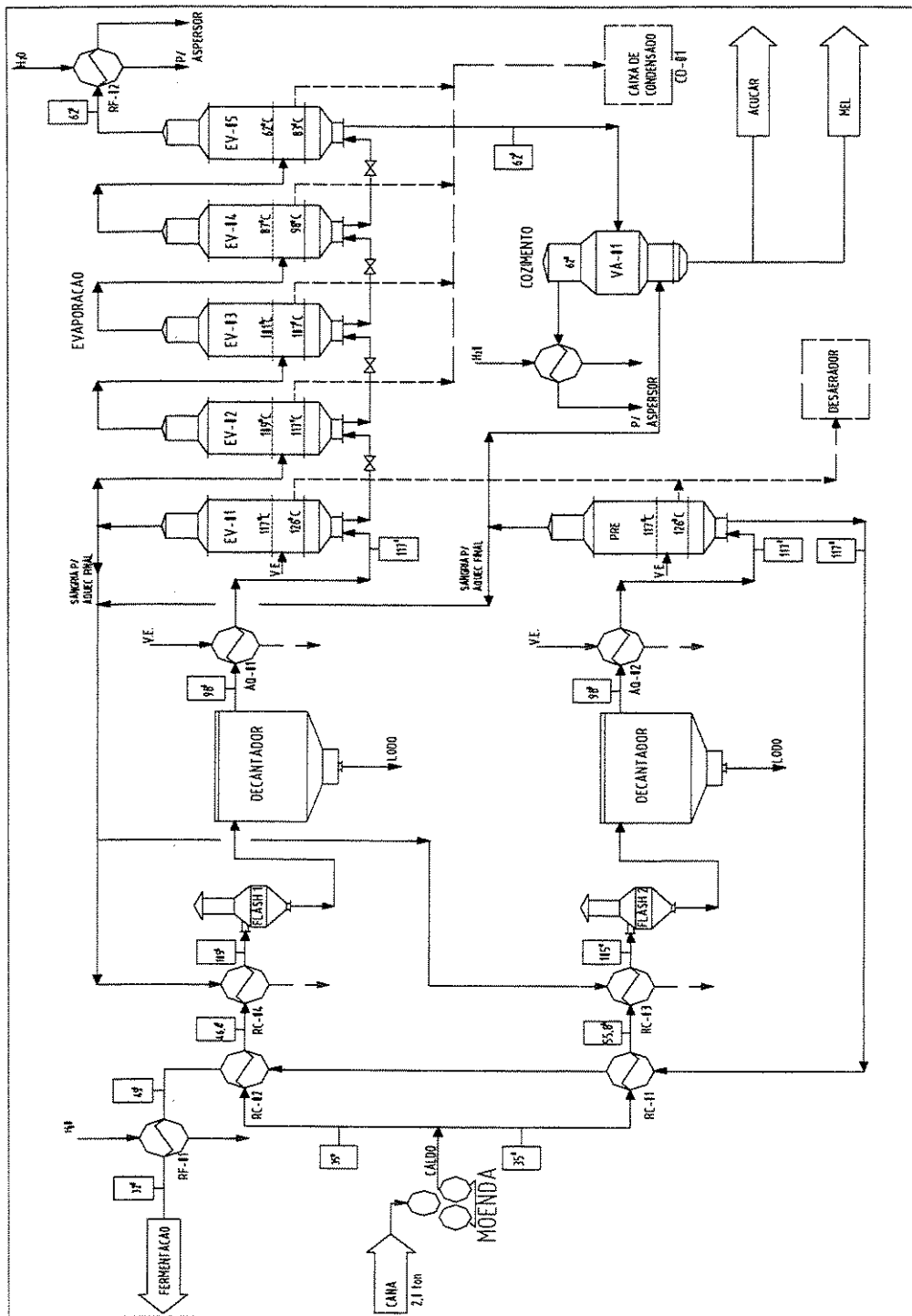


Figura 7.20- Distribuição dos trocadores de calor na planta inicial

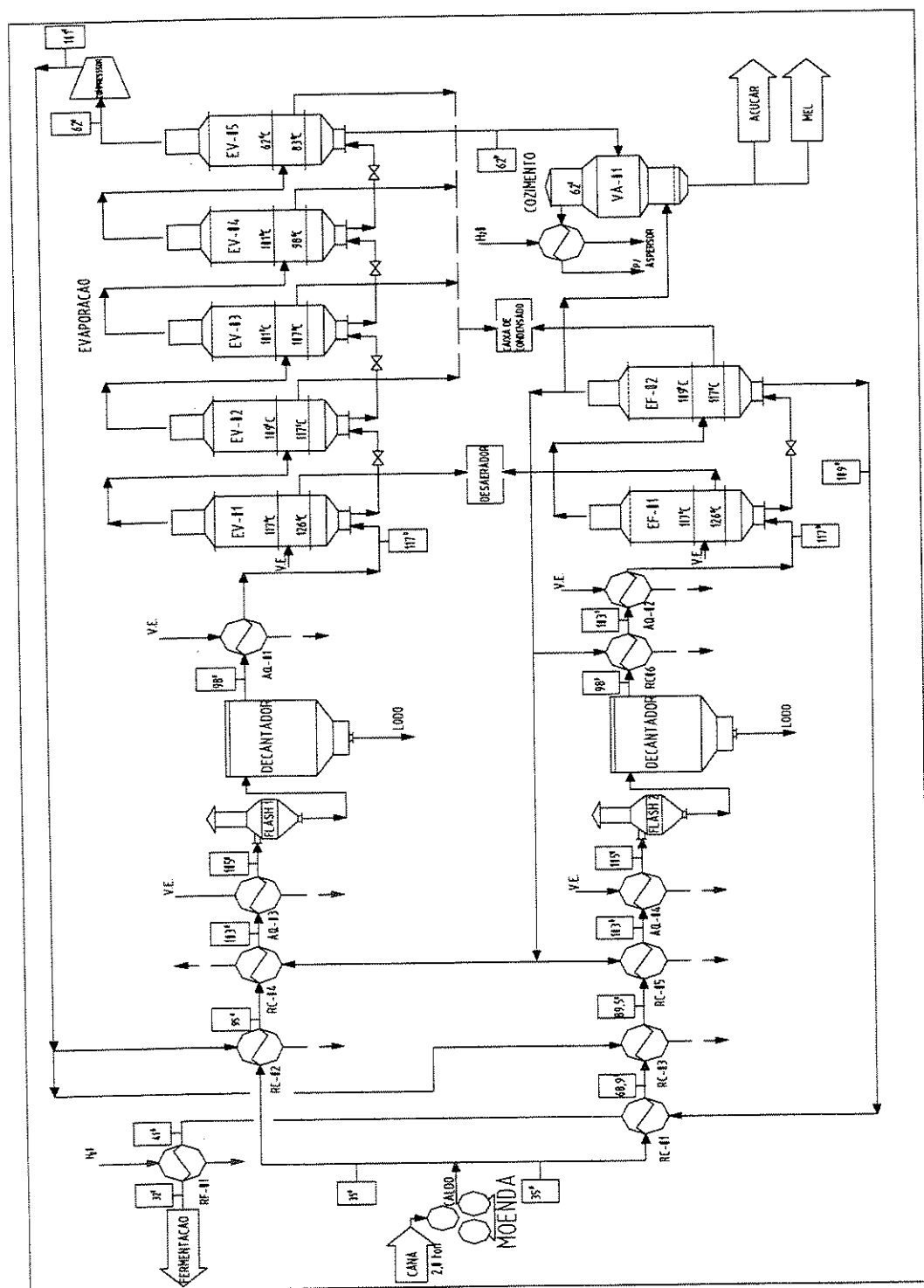


Figura 7.21- Distribuição dos trocadores de calor na planta com compressão mecânica no último efeito

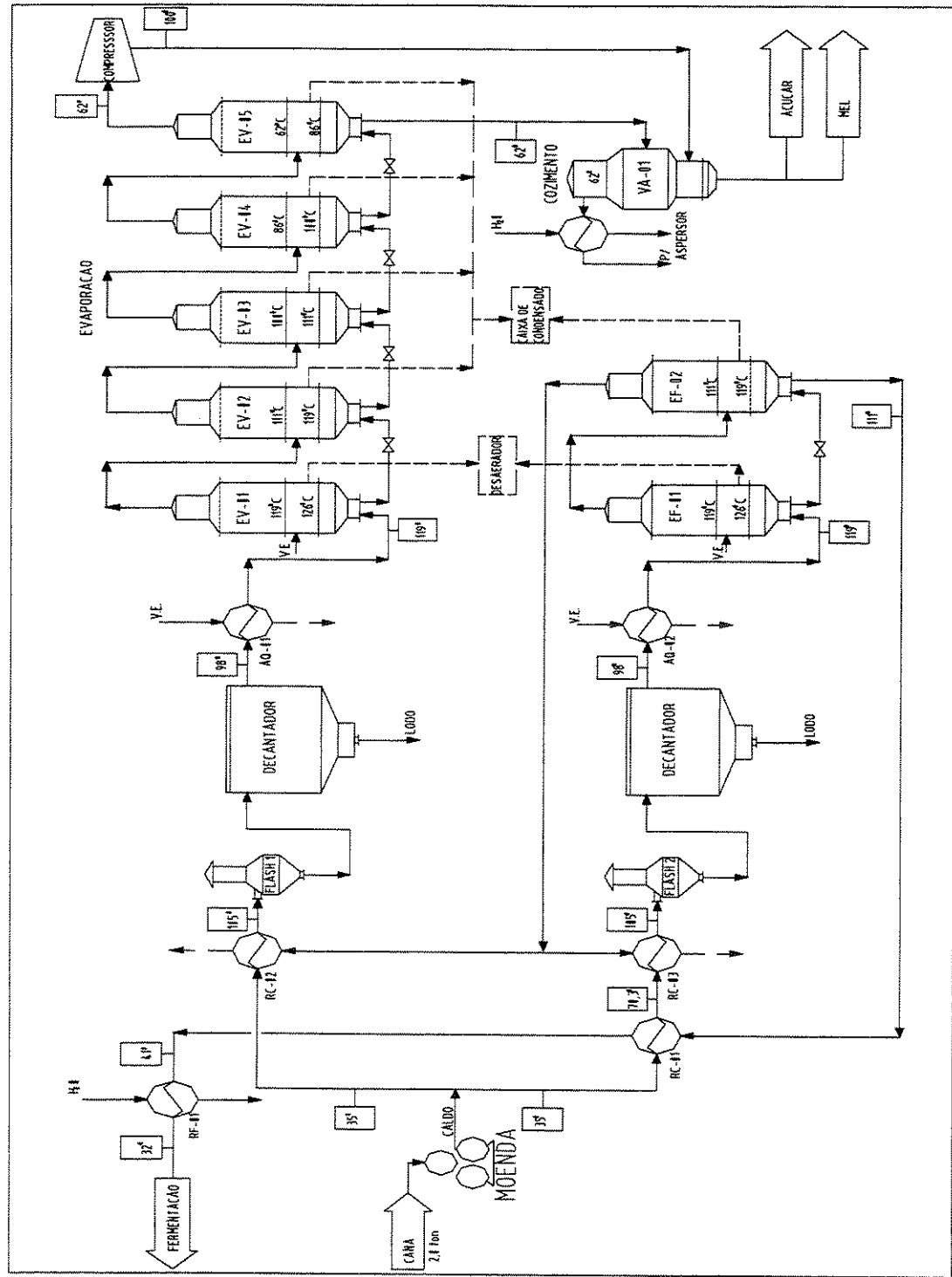


Figura 7.22- Trocadores de calor na planta com elevação de temperatura no evaporador e compressão no último efeito

Pode-se observar que apesar dos coeficientes globais serem maiores e os ΔT serem menores, algumas áreas necessárias são menores na situação modificada. Isto se deve ao fato das cargas térmicas também serem menores do que na situação inicial.

7.1.8 Número de Efeitos no Evaporador

Como o setor que demanda mais energia na planta em estudo são os evaporadores, a questão do número de efeitos no processo de evaporação é muito importante de ser analisada. Teoricamente, o consumo de vapor em um evaporador de N efeitos é de aproximadamente Q/N , onde Q é o consumo de um evaporador com apenas 1 efeito, sendo que o ganho na economia é significativo no acréscimo nos primeiros efeitos, mas vai diminuindo a medida que o número é maior. A economia obtida deve ser analisada através da comparação com os custos de capital a serem investidos.

Na planta em estudo foram analisados os dois evaporadores. No evaporador do caldo da fermentação, que possui apenas um efeito, foi verificado o consumo no acréscimo de um e dois efeitos, ou seja evaporadores com 2 e 3 efeitos. Enquanto no evaporador do caldo para a produção de açúcar, a análise foi realizada com a retirada de um e dois efeitos e o acréscimo de um efeito, ou seja evaporadores com 3, 4 e 5 efeitos. Os resultados estão na Tabela 7.26.

Tabela 7.26- Estimativa do consumo de vapor nos evaporadores

Evaporador do caldo para fermentação			Evaporador do caldo para o açúcar		
Efeitos	Consumo [kg/TC]	Relação com consumo de 1 efeito	Efeitos	Consumo [kg/TC]	Relação com consumo de 5 efeitos
1 Referência	219	1	3	124	1,85
2	107	0,49	4	90	1,34
3	68	0,31	5 Referência	67	1
			6	52	0,78

Os consumos descritos na Tabela 7.26 referem-se a cada evaporador, não refletindo o consumo global na planta com as mudanças. Como o aquecimento do caldo é realizado também

pelo vapor vegetal da evaporação, e as temperaturas são alteradas com o número de efeitos, a economia obtida não é refletida de forma direta no consumo global. Quando é possível a utilização do vapor vegetal do último efeito através da compressão, os consumos globais da planta para várias combinações do número de efeitos nos evaporadores são representados pela Tabela 7.27.

Tabela 7.27- Consumo de vapor para combinações no número de efeitos dos evaporadores

Número de Efeitos				
Evaporador do xarope para o açúcar	Evaporador do xarope para a fermentação	Consumo de vapor [kg/TC]	Carga térmica [kWh/TC]	Relação com consumo atual
Inicial (5-1)		361	219	1
5	2	208,5	127	0,55
6	1	280,5	170	0,78
4	2	227	138	0,63
3	3	248,5	151	0,69

7.2 Análise através da Programação Linear

Foram desenvolvidas duas etapas de estudos através da programação linear. A primeira etapa, utilizando a formulação matemática do problema de transporte, foi elaborada com todas as cargas térmicas das correntes da evaporação definidas previamente, conforme apresentadas na seção 5.3.1. Na segunda etapa, as sangrias de vapor vegetal dos evaporadores para o processo foram consideradas como variáveis a serem obtidas durante a resolução do problema. Neste caso, foram necessários os acréscimos das equações dos balanços de massa e energia, na formulação matemática, conforme descrito na seção 5.3.2.

As análises através da programação linear basearam-se na planta esquemática da Figura 7.23. Nesta planta todos os aquecedores, resfriadores e recuperadores representados na Figura 4.4, e que são utilizados atualmente foram novamente eliminados, inclusive o trocador regenerativo. Na análise através do “*pinch-point*”, o trocador regenerativo era tratado como um misturador, enquanto que através da programação linear os valores foram aproximados através das correntes 3 e 6 fornecidos nas Tabelas 7.28 e 7.29. Esta aproximação visa apenas diminuir o número de equações no sistema de restrição do problema, sendo que os resultados praticamente

não são afetados por estas simplificações. As correntes frias e quentes do EME, que trocam calor entre si, foram novamente eliminadas da formulação. Na formulação do modelo, foram equacionadas apenas correntes do processo de evaporação em múltiplo efeito disponíveis para a troca térmica. Com exceção da corrente 36 do último efeito da evaporação, que desta vez foi utilizado apenas para a condensação barométrica, apenas as correntes de sangria de vapor vegetal em cada efeito foram incluídas nas análises.

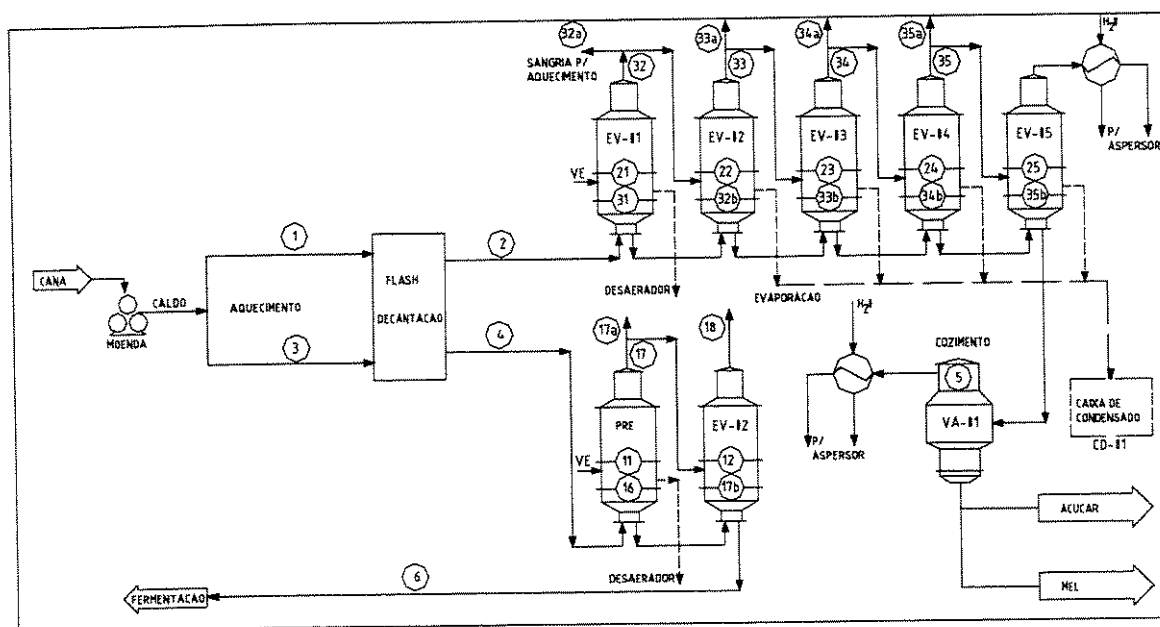


Figura 7.23- Planta esquemática para análises térmicas através da programação linear

Dados das correntes da planta em estudo

Tabela 7.28- Aquecimento e resfriamento do caldo

Corrente	Tipo	Temperatura [°C]		Calor Específico [kcal/kg°C]	Vazão [kg/TC]
		Inferior	Superior		
1	Fria	35	105	0,94	1200
2	Fria	98	115	0,94	991
3	Fria	35	105	0,93	1250
4	Fria	98	115	0,94	1051
6	Quente	32	115	0,95	620

Tabela 7.29 - Cozimento

Corrente	Tipo	Temperatura [°C]	Açúcar Produzido [kg/TC]	Consumo Específico [ton _{vapor} /ton _{açúcar}]
5	Fria	62	69	2,0

7.2.1 Análise Utilizando Formulação do Problema de Transporte

A formulação matemática do problema de transporte baseia-se nos dados fornecidos nas Tabelas 7.28 e 7.29 das correntes representadas na Figura 7.23. Cada restrição é limitada pela carga térmica da corrente no intervalo de temperatura definido (Figura 7.24 e Tabelas 7.30 e 7.31). Os valores descritos foram retirados da planta em estudo, mantendo os fluxos e sangrias praticados atualmente, inclusive nos evaporadores. Esta simulação serviu para confirmar o resultado apresentado através do método “*pinch-point*”, na seção 7.1.2 já que foi o mesmo obtido anteriormente.

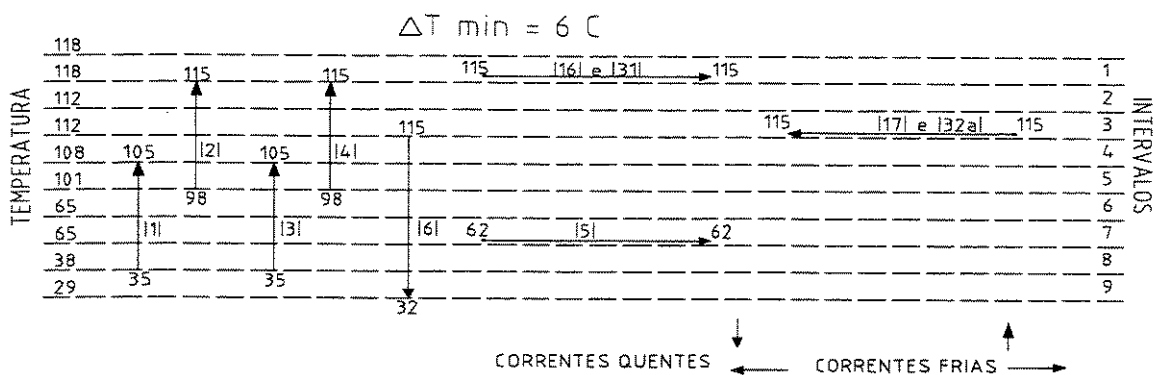


Figura 7.24- Intervalos de temperaturas de troca de calor

Dados das correntes da planta em estudo na situação inicial

Tabela 7.30- Cargas térmicas das correntes frias

	$q_{F,S}$ [kW]						
s	$q_{1,S}$	$q_{2,S}$	$q_{3,S}$	$q_{4,S}$	$q_{5,S}$	$q_{16,S}$	$q_{31,S}$
1						199928	100268
2		4876		5171			
3		0		0			
4		3250		3447			
5	6888	5688	7174	6033			
6	35422		36898				
7	0				62855		
8	26567		27673				
q_H	68877	13814	71745	14651	62855	199928	100268

Tabela 7.31- Cargas térmicas das correntes quentes

	$q_{K,R}$ [kW]		
R	$q_{6,R}$	$q_{17,R}$	$q_{32,R}$
3		199838	48948
4	2049		
5	3586		
6	18441		
7	0		
8	13833		
9	4611		
q_F	42520	199838	48948

Assim, formulamos o problema de transporte, utilizando as funções descritas na seção 3.2.3, onde cada corrente **F** no intervalo **S** possui uma carga térmica $q_{F,S}$ a ser recebida (correntes frias - Tabela 7.30) ou cada corrente **K** no intervalo **R** possui uma carga térmica $q_{K,R}$ a ser fornecida (correntes quentes - Tabela 7.31).

A carga térmica de cada intervalo de corrente fria pode ser fornecida por uma utilidade quente externa, ou pela carga térmica de outro intervalo de corrente quente que esteja no mesmo nível ou acima da mesma. A carga térmica de cada intervalo de corrente quente pode ser recebida por uma utilidade fria externa, ou por outro intervalo de corrente fria que esteja no mesmo nível

ou abaixo da mesma. A função objetivo é portanto minimizar o consumo das utilidades externas quente $q_{F,sh}$ (vapor de escape da turbina) e também a fria $q_{C_{K,R}}$ (água) no processo. A restrição para cada intervalo é que o mesmo deve receber ou fornecer exatamente o valor de sua carga térmica. Além disso, a quantidade de utilidades quentes e frias externas não podem ultrapassar a somatória das cargas q_H e q_C . A notação $q_{F,S,K,R}$ indica o calor recebido pelo intervalo S da corrente F proveniente do intervalo R da corrente K.

Função Objetivo

Minimizar:

$$Z = \sum_K \sum_{R=i}^u q_{C_{K,R}} + \sum_F \sum_{S=i}^u q_{F,sh}$$

$$K = \{6, 17, 32\}$$

$$F = \{1, 2, 3, 4, 5, 16, 31\}$$

R e S: Intervalos das correntes quentes e frias

i : primeiro intervalo da corrente

u: último intervalo da corrente

Sujeito à:

- Para cada intervalo S da corrente F

$$\sum_K \sum_{\substack{R=i \\ i \leq S}}^S q_{F,S,K,R} + q_{F,sh} = q_{F,S}$$

- Para cada intervalo R da corrente K

$$\sum_F \sum_{\substack{S=i, i \geq R \\ S=R, R > i}}^u q_{F,S,K,R} + q_{C_{K,R}} = q_{K,R}$$

- Carga térmica máxima a ser recebida pelas correntes frias:

$$\sum_F \sum_{S=i}^u q_{F,sh} \leq q_H$$

- Carga térmica máxima a ser fornecida pelas correntes quentes:

$$\sum_K \sum_{R=i}^u q_{CK,R} \leq q_C$$

Portanto:

Minimizar: $q_{1,5h} + q_{1,6h} + q_{1,8h} + q_{2,2h} + q_{2,4h} + q_{2,5h} + q_{3,5h} + q_{3,6h} + q_{3,8h} + q_{4,2h} + q_{4,4h} + q_{4,5h} + q_{5,7h} + q_{16,1h} + q_{31,1h} + q_{c6,4} + q_{c6,5} + q_{c6,6} + q_{c6,8} + q_{c6,9} + q_{c17,3} + q_{c32,3}$;

Sujeito à:

- 1) $q_{1,5_6,4} + q_{1,5_6,5} + q_{1,5_17,3} + q_{1,5_32,3} + q_{1,5h} = 6888$;
- 2) $q_{1,6_6,4} + q_{1,6_6,5} + q_{1,6_6,6} + q_{1,6_17,3} + q_{1,6_32,3} + q_{1,6h} = 35422$;
- 3) $q_{1,8_6,4} + q_{1,8_6,5} + q_{1,8_6,6} + q_{1,8_6,8} + q_{1,8_17,3} + q_{1,8_32,3} + q_{1,8h} = 26566$;
- 4) $q_{2,2h} = 4875$;
- 5) $q_{2,4_6,4} + q_{2,4_17,3} + q_{2,4_32,3} + q_{2,4h} = 3250$;
- 6) $q_{2,5_6,4} + q_{2,5_6,5} + q_{2,5_17,3} + q_{2,5_32,3} + q_{2,5h} = 5688$;
- 7) $q_{3,5_6,4} + q_{3,5_6,5} + q_{3,5_17,3} + q_{3,5_32,3} + q_{3,5h} = 7175$;
- 8) $q_{3,6_6,4} + q_{3,6_6,5} + q_{3,6_6,6} + q_{3,6_17,3} + q_{3,6_32,3} + q_{3,6h} = 36898$;
- 9) $q_{3,8_6,4} + q_{3,8_6,5} + q_{3,8_6,6} + q_{3,8_6,8} + q_{3,8_17,3} + q_{3,8_32,3} + q_{3,8h} = 2767$;
- 10) $q_{4,2h} = 5171$;
- 11) $q_{4,4_6,4} + q_{4,4_17,3} + q_{4,4_32,3} + q_{4,4h} = 3447$;
- 12) $q_{4,5_6,4} + q_{4,5_6,5} + q_{4,5_17,3} + q_{4,5_32,3} + q_{4,5h} = 6032$;
- 13) $q_{5,7_6,4} + q_{5,7_6,5} + q_{5,7_6,6} + q_{5,7_17,3} + q_{5,7_32,2} + q_{5,7h} = 62855$;
- 14) $q_{16,1h} = 199928$;
- 15) $q_{31,1h} = 100268$;
- 16) $q_{1,5h} + q_{1,6h} + q_{1,8h} + q_{2,2h} + q_{2,4h} + q_{2,5h} + q_{3,5h} + q_{3,6h} + q_{3,8h} + q_{4,2h} + q_{4,4h} + q_{4,5h} + q_{5,7h} + q_{16,1h} + q_{31,1h} \leq 532136$;

$$17) q_{1,5_6,4} + q_{1,6_6,4} + q_{1,8_6,4} + q_{2,4_6,4} + q_{2,5_6,4} + q_{3,5_6,4} + q_{3,6_6,4} + q_{3,8_6,4} + q_{4,4_6,4} + q_{4,5_6,4} + q_{5,7_6,4} + q_{c6,4} = 2049;$$

$$18) q_{1,5_6,5} + q_{1,6_6,5} + q_{1,8_6,5} + q_{2,5_6,5} + q_{3,5_6,5} + q_{3,6_6,5} + q_{3,8_6,5} + q_{4,5_6,5} + q_{5,7_6,5} + q_{c6,5} = 3586;$$

$$19) q_{1,6_6,6} + q_{1,8_6,6} + q_{3,6_6,6} + q_{3,8_6,6} + q_{5,7_6,6} + q_{c6,6} = 18441;$$

$$20) q_{1,8_6,8} + q_{3,8_6,8} + q_{c6,8} = 13833;$$

$$21) q_{c6,9} = 4611;$$

$$22) q_{1,5_17,3} + q_{1,6_17,3} + q_{1,8_17,3} + q_{2,4_17,3} + q_{2,5_17,3} + q_{3,5_17,3} + q_{3,6_17,3} + q_{3,8_17,3} + q_{4,4_17,3} + q_{4,5_17,3} + q_{5,7_17,3} + q_{c17,3} = 199838;$$

$$23) q_{1,5_32,3} + q_{1,6_32,3} + q_{1,8_32,3} + q_{2,4_32,3} + q_{2,5_32,3} + q_{3,5_32,3} + q_{3,6_32,3} + q_{3,8_32,3} + q_{4,4_32,3} + q_{4,5_32,3} + q_{5,7_32,3} + q_{c32,3} = 48948;$$

$$24) q_{c6,4} + q_{c6,5} + q_{c6,6} + q_{c6,8} + q_{c6,9} + q_{c17,3} + q_{c32,3} \leq 291306;$$

O problema possui 74 variáveis e 24 restrições.

Resultado: O problema foi resolvido utilizando o programa **CPLEX** da Maximal Software Inc. fornecendo os seguintes resultados:

MPL Modeling System - Maximal Software, Inc.

Solver: CPLEX 300
 Objective value: 330708.000000
 Constraints: 24
 Variables: 72

SOLUTION RESULT

Optimal solution found

MIN Z = 330708.0000

Tabela 7.32- Cargas térmicas das correntes frias aquecidas por utilidade quente

	$q_{F,sh}$ [kW]			
s	$q_{2,sh}$	$q_{4,sh}$	$q_{16,sh}$	$q_{31,sh}$
1			199928	100268
2	4875	5171		
q_H	4875	5171	199928	100268

Tabela 7.33- Cargas térmicas das correntes quentes resfriadas por utilidade fria

	$q_{C,K,R}$ [kW]
R	$q_{C6,R}$
6	15855
9	4611
q_C	20466

Tabela 7.34- Cargas térmicas das correntes quentes e frias que trocam calor entre si.

$q_{F,S \ K,R}$ [kW]					
$q_{1,5_17,3}$	= 6888	$q_{2,4_17,3}$	= 3250	$q_{4,4_17,3}$	= 3447
$q_{1,6_6,6}$	= 2589	$q_{2,5_6,4}$	= 2049	$q_{4,5_17,3}$	= 6032
$q_{1,6_17,3}$	= 32833	$q_{2,5_6,5}$	= 3586		
$q_{1,8_6,8}$	= 13832	$q_{2,5_17,3}$	= 53	$q_{5,7_6,5}$	= 3586
$q_{1,8_17,3}$	= 12734			$q_{5,7_17,3}$	= 62855
		$q_{3,5_17,3}$	= 7175	$q_{5,7_32,3}$	= 48948
		$q_{3,6_17,3}$	= 36898		
		$q_{3,8_17,3}$	= 27673		

7.2.2 Análise com Determinação da Sangria durante a Resolução do Problema

Na segunda etapa, a planta é a mesma da Figura 7.20. As diferenças são as correntes 17, 18, 32a, 33a, 34a e 35a, que são variáveis a serem definidas durante a resolução do problema. A inclusão das equações de balanço de massa e energia dos efeitos é realizada através das restrições do problema, conforme descrito na seção 5.3.2. A vantagem da inclusão desses balanços no sistema de restrições é que isso permite que a quantidade de vapor vegetal para sangria em cada efeito, seja determinado de acordo com a demanda do aquecimento do caldo ou do cozimento.

Foram realizadas 7 simulações com as seguintes considerações(Tabela 7.35):

Tabela 7.35- Número de efeitos e sangrias permitidas nos evaporadores

Simulação	Evaporador/Açúcar		Evaporador/Fermentação	
	Efeitos	Vapor p/ Sangria	Efeitos	Vapor p/ Sangria
(54-22)	5	até 4º efeito	2	até 2º efeito
(53-22)	5	até 3º efeito	2	até 2º efeito
(52-22)	5	até 2º efeito	2	até 2º efeito
(51-22)	5	até 1º efeito	2	até 2º efeito
(43-22)	4	até 3º efeito	2	até 2º efeito
(42-22)	4	até 2º efeito	2	até 2º efeito
(41-22)	4	até 1º efeito	2	até 2º efeito

Através dessas considerações, o número de correntes e intervalos ficaram conforme as Figuras 7.25, 7.26 e 7.27. Os valores das cargas térmicas são fornecidos nas Tabelas 7.36, 7.37 e 7.38. As correntes quentes horizontais representam apenas os vapores vegetais correspondentes às sangrias.

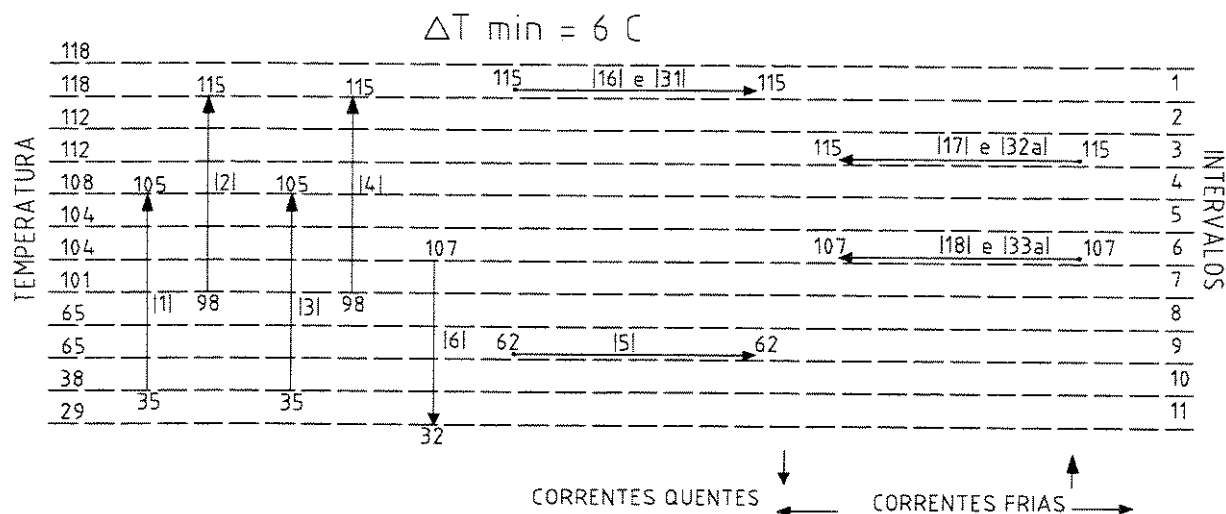


Figura 7.25- Intervalos temperaturas para simulações (41-22), (42-22), (51-22) e (52-22)

Tabela 7.36- Cargas térmicas para simulações (41-22), (42-22), (51-22) e (52-22)

s	$q_{F,S}$ [kW]					$q_{K,R}$ [kW]	
	$q_{1,S}$	$q_{2,S}$	$q_{3,S}$	$q_{4,S}$	$q_{5,S}$	R	$q_{6,R}$
1						1	
2		4876		5171		2	
3		0		0		3	
4		3250		3447		4	
5	3936	3250	4100	3447		5	
6	0	0	0	0		6	
7	2952	2438	3075	2585		7	1537
8	35422		36898			8	18443
9	0		0		62855	9	0
10	26567		27673			10	13833
11						11	4611
q_H	68877	13814	71746	14650	62855	q_F	38424

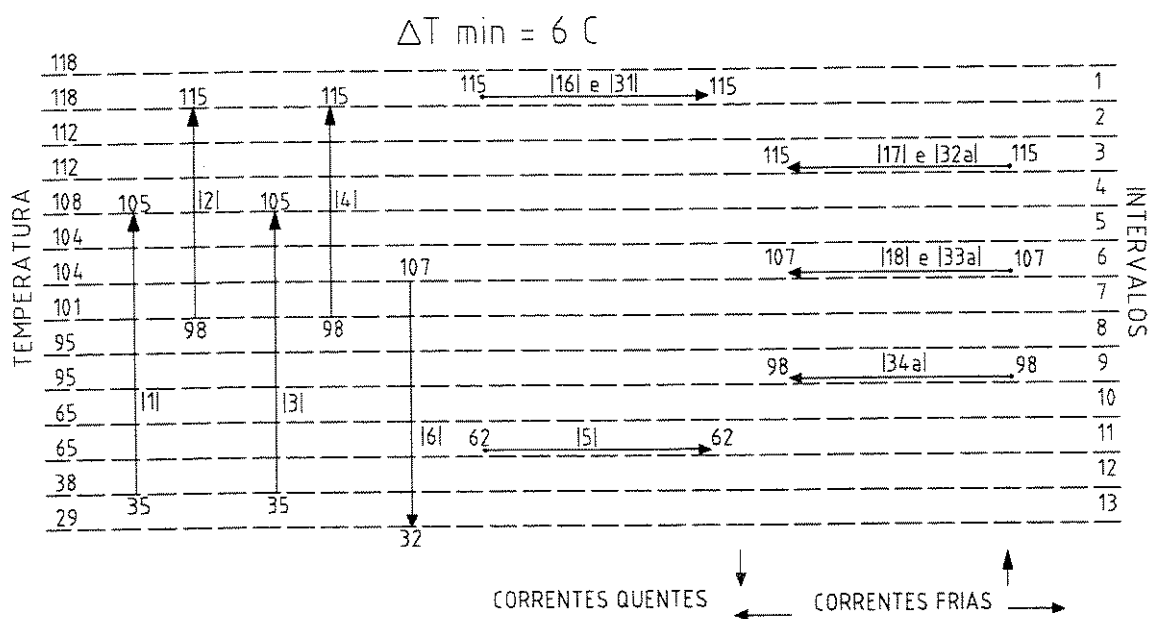


Figura 7.26- Intervalos de temperaturas para simulações (43-22) e (53-22)

Tabela 7.37- Cargas térmicas para simulações (43-22) e (53-22)

S	$q_{F,S}$ [kW]					$q_{K,R}$ [kW]	
	$q_{1,S}$	$q_{2,S}$	$q_{3,S}$	$q_{4,S}$	$q_{5,S}$	R	$q_{6,R}$
8	5904		6150			8	3074
9	0		0			9	0
10	29518		30748			10	15369
11	0		0		62855	11	0
12	26567		27673			12	13833
13						13	4611
q_H	68877	13814	71746	14650	62855	q_F	38424

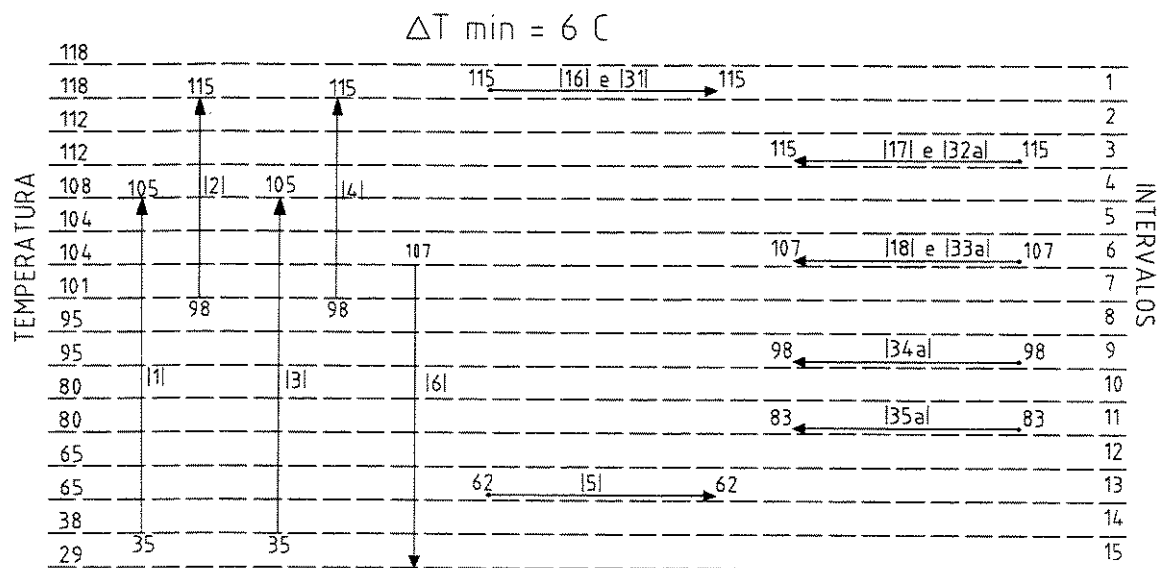


Figura 7.27- Intervalos de temperaturas para simulações (54-22)

Tabela 7.38- Cargas térmicas para simulações (54-22)

s	$q_{F,S}$ [kW]					$q_{K,R}$ [kW]	
	$q_{1,S}$	$q_{2,S}$	$q_{3,S}$	$q_{4,S}$	$q_{5,S}$	R	$q_{6,R}$
8	5904		6150			8	3074
9	0		0			9	0
10	14759		15374			10	7685
11	0		0			11	0
12	14759		15374			12	7685
13	0		0		62855	13	0
14	26567		27673			14	13833
15						15	4611
q_H	68877	13814	71746	14650	62855	q_F	38424

Nas figuras anteriores, as linhas horizontais representam as correntes dos evaporadores e do cozimento (correntes 16, 17 e 18 do evaporador para o caldo da fermentação; correntes 31, 32a, 33a, 34a e 35a do evaporador para xarope do açúcar; corrente 5 do cozimento). Nesta etapa não foi considerada a corrente 36 (quinto efeito) como disponível para o aquecimento, utilizado desta vez apenas para a condensação barométrica. Portanto, além das cargas térmicas fornecidas nas Tabelas 7.36, 7.37 e 7.38, temos os acréscimos das equações conforme os esquemas das Figuras 7.28 e 7.29.

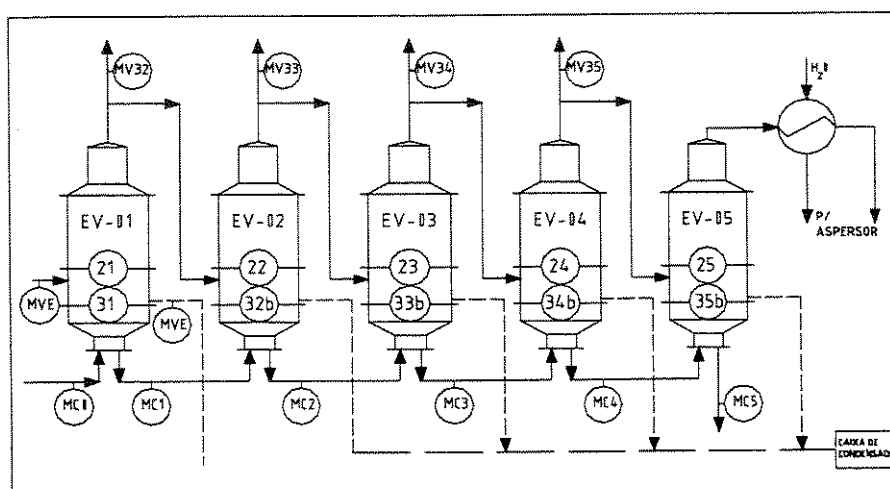


Figura 7.28- Evaporador múltiplo (5) efeitos - Produção de açúcar

Baseado nas formulações da seção 5.2.2. temos as seguintes equações:

Evaporação do Caldo da Produção de Açúcar com 5 efeitos:

$$\begin{aligned}
 &522.0 \text{ MVE} + 529.6 \text{ MC1} = 393635.8; \\
 &-1056.1 \text{ MC1} + 534.7 \text{ MC2} - 529.4 \text{ MV32} = -392959.7; \\
 &534.6 \text{ MC1} - 1066.0 \text{ MC2} + 540.4 \text{ MC3} - 534.6 \text{ MV33} = 561.9; \\
 &540.3 \text{ MC2} - 1075.0 \text{ MC3} + 549.7 \text{ MC4} - 540.3 \text{ MV34} = 936.5; \\
 &549.7 \text{ MC3} - 1087.4 \text{ MC4} - 551.5 \text{ MV35} = -98994.9; \\
 &q_{31,1h} - 2185.8 \text{ MVE}/3.6 = 0;
 \end{aligned}$$

Equações para Evaporação do caldo da produção de açúcar com 4 efeitos:

$$\begin{aligned}
 &522.0 \text{ MVE} + 529.6 \text{ MC1} = 393635.8; \\
 &-1056.1 \text{ MC1} + 534.7 \text{ MC2} - 529.4 \text{ MV32} = -392959.7; \\
 &534.6 \text{ MC1} - 1066.0 \text{ MC2} + 540.4 \text{ MC3} - 534.6 \text{ MV33} = 561.9; \\
 &540.3 \text{ MC2} - 1075.0 \text{ MC3} - 540.3 \text{ MV34} = -96834.8; \\
 &q_{31,1h} - 2185.8 \text{ MVE}/3.6 = 0; \text{ MCA} - \text{MV18} = 463.7; \\
 &q_{16,1h} - 2185.8 \text{ MVA}/3.6 = 0;
 \end{aligned}$$

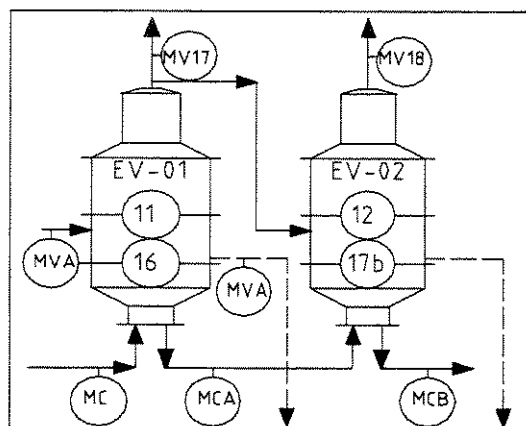


Figura 7.29- Evaporador múltiplo (2) efeitos - Produção de álcool

Equações para Evaporação do caldo para fermentação com 2 efeitos:

$$\begin{aligned} 522.0 \text{ MVA} + 529.6 \text{ MCA} &= 417468.5; \\ -529.4 \text{ MV17} - 1056.1 \text{ MCA} &= -664701.7; \\ \text{MCA} - \text{MV18} &= 463.7; \\ q_{16,1h} - 2185.8 \text{ MVA}/3.6 &= 0; \end{aligned}$$

Seguindo a formulação descrita na análise anterior e acrescentando os sistemas de equações da evaporação, temos para simulação (54-22):

Minimizar: $q_{1,5h} + q_{1,7h} + q_{1,8h} + q_{1,10h} + q_{1,12h} + q_{1,14h} + q_{2,2h} + q_{2,4h} + q_{2,5h} + q_{2,7h} + q_{3,5h} + q_{3,7h} + q_{3,8h} + q_{3,10h} + q_{3,12h} + q_{3,14h} + q_{4,2h} + q_{4,4h} + q_{4,5h} + q_{4,7h} + q_{5,13h} + q_{16,1h} + q_{31,1h} + q_{c6,7} + q_{c6,8} + q_{c6,10} + q_{c6,12} + q_{c6,14} + q_{c6,15} + q_{c17,3} + q_{c32a,3} + q_{c18,6} + q_{c33a,6} + q_{c34a,9} + q_{c35a,11}$;

Sujeito à:

- 1) $q_{1,5_17,3} + q_{1,5_32a,3} + q_{1,5h} = 3936$;
- 2) $q_{1,7_6,7} + q_{1,7_17,3} + q_{1,7_32a,3} + q_{1,7_18,6} + q_{1,7_33a,6} + q_{1,7h} = 2952$;
- 3) $q_{1,8_6,7} + q_{1,8_6,8} + q_{1,8_17,3} + q_{1,8_32a,3} + q_{1,8_18,6} + q_{1,8_33a,6} + q_{1,8h} = 5904$;
- 4) $q_{1,10_6,7} + q_{1,10_6,8} + q_{1,10_6,10} + q_{1,10_17,3} + q_{1,10_32a,3} + q_{1,10_18,6} + q_{1,10_33a,6} + q_{1,10_34a,9} + q_{1,10h} = 14759$;
- 5) $q_{1,12_6,7} + q_{1,12_6,8} + q_{1,12_6,10} + q_{1,12_6,12} + q_{1,12_17,3} + q_{1,12_32a,3} + q_{1,12_18,6} + q_{1,12_33a,6} + q_{1,12_34a,9} + q_{1,12_35a,11} + q_{1,12h} = 14759$;
- 6) $q_{1,14_6,7} + q_{1,14_6,8} + q_{1,14_6,10} + q_{1,14_6,12} + q_{1,14_6,14} + q_{1,14_17,3} + q_{1,14_32a,3} + q_{1,14_18,6} + q_{1,14_33a,6} + q_{1,14_34a,9} + q_{1,14_35a,11} + q_{1,14h} = 26567$;
- 7) $q_{2,2h} = 4876$;
- 8) $q_{2,4_17,3} + q_{2,4_32a,3} + q_{2,4h} = 3250$;
- 9) $q_{2,5_17,3} + q_{2,5_32a,3} + q_{2,5h} = 3250$;
- 10) $q_{2,7_6,7} + q_{2,7_17,3} + q_{2,7_32a,3} + q_{2,7_18,6} + q_{2,7_33a,6} + q_{2,7h} = 2438$;
- 11) $q_{3,5_17,3} + q_{3,5_32a,3} + q_{3,5h} = 4100$;

- 12) $q_{3,7_6,7} + q_{3,7_17,3} + q_{3,7_32a,3} + q_{3,7_18,6} + q_{3,7_33a,6} + q_{3,7h} = 3075;$
- 13) $q_{3,8_6,7} + q_{3,8_6,8} + q_{3,8_17,3} + q_{3,8_32a,3} + q_{3,8_18,6} + q_{3,8_33a,6} + q_{3,8h} = 6150;$
- 14) $q_{3,10_6,7} + q_{3,10_6,8} + q_{3,10_6,10} + q_{3,10_17,3} + q_{3,10_32a,3} + q_{3,10_18,6} + q_{3,10_33a,6} + q_{3,10_34a,9} + q_{3,10h} = 15374;$
- 15) $q_{3,12_6,7} + q_{3,12_6,8} + q_{3,12_6,10} + q_{3,12_6,12} + q_{3,12_17,3} + q_{3,12_32a,3} + q_{3,12_18,6} + q_{3,12_33a,6} + q_{3,12_34a,9} + q_{3,12_35a,11} + q_{3,12h} = 15374;$
- 16) $q_{3,14_6,7} + q_{3,14_6,8} + q_{3,14_6,10} + q_{3,14_6,12} + q_{3,14_6,14} + q_{3,14_17,3} + q_{3,14_32a,3} + q_{3,14_18,6} + q_{3,14_33a,6} + q_{3,14_34a,9} + q_{3,14_35a,11} + q_{3,14h} = 27673;$
- 17) $q_{4,2h} = 5171;$
- 18) $q_{4,4_17,3} + q_{4,4_32a,3} + q_{4,4h} = 3447;$
- 19) $q_{4,5_17,3} + q_{4,5_32a,3} + q_{4,5h} = 3447;$
- 20) $q_{4,7_6,7} + q_{4,7_17,3} + q_{4,7_32a,3} + q_{4,7_18,6} + q_{4,7_33a,6} + q_{4,7h} = 2585;$
- 21) $q_{5,13_6,7} + q_{5,13_6,8} + q_{5,13_6,10} + q_{5,13_6,12} + q_{5,13_17,3} + q_{5,13_32a,3} + q_{5,13_18,6} + q_{5,13_33a,6} + q_{5,13_34a,9} + q_{5,13_35a,11} + q_{5,13h} = 62855;$
- 22) $522.0 \text{ MVA} + 529.6 \text{ MCA} = 417468.5;$
- 23) $-529.4 \text{ MV17} - 1056.1 \text{ MCA} = -664701.7;$
- 24) $\text{MCA} - \text{MV18} = 463.7;$
- 25) $q_{16,1h} - 2185.8 \text{ MVA}/3.6 = 0;$
- 26) $522.0 \text{ MVE} + 529.6 \text{ MC1} = 393635.8;$
- 27) $-1056.1 \text{ MC1} + 534.7 \text{ MC2} - 529.4 \text{ MV32} = -392959.7;$
- 28) $534.6 \text{ MC1} - 1066.0 \text{ MC2} + 540.4 \text{ MC3} - 534.6 \text{ MV33} = 561.9;$
- 29) $540.3 \text{ MC2} - 1075.0 \text{ MC3} + 549.7 \text{ MC4} - 540.3 \text{ MV34} = 936.5;$
- 30) $549.7 \text{ MC3} - 1087.4 \text{ MC4} - 551.5 \text{ MV35} = -98994.9;$
- 31) $q_{31,1h} - 2185.8 \text{ MVE}/3.6 = 0;$
- 32) $q_{1,5h} + q_{1,7h} + q_{1,8h} + q_{1,10h} + q_{1,12h} + q_{1,14h} + q_{2,2h} + q_{2,4h} + q_{2,5h} + q_{2,7h} + q_{3,5h} + q_{3,7h} + q_{3,8h} + q_{3,10h} + q_{3,12h} + q_{3,14h} + q_{4,2h} + q_{4,4h} + q_{4,5h} + q_{4,7h} + q_{5,13h} + q_{16,1h} + q_{31,1h} - 2185.8 \text{ MVE}/3.6 - 2185.8 \text{ MVA}/3.6 \leq 234441;$

- 33) $q_{1,7_6,7} + q_{1,8_6,7} + q_{1,10_6,7} + q_{1,12_6,7} + q_{1,14_6,7} + q_{2,7_6,7} + q_{3,7_6,7} + q_{3,8_6,7} + q_{3,10_6,7} + q_{3,12_6,7} + q_{3,14_6,7} + q_{4,7_6,7} + q_{5,13_6,7} + q_{c6,7} = 1537;$
- 34) $q_{1,8_6,8} + q_{1,10_6,8} + q_{1,12_6,8} + q_{1,14_6,8} + q_{3,8_6,8} + q_{3,10_6,8} + q_{3,12_6,8} + q_{3,14_6,8} + q_{5,13_6,8} + q_{c6,8} = 3074;$
- 35) $q_{1,10_6,10} + q_{1,12_6,10} + q_{1,14_6,10} + q_{3,10_6,10} + q_{3,12_6,10} + q_{3,14_6,10} + q_{5,13_6,10} + q_{c6,10} = 7685;$
- 36) $q_{1,12_6,12} + q_{1,14_6,12} + q_{3,12_6,12} + q_{3,14_6,12} + q_{5,13_6,12} + q_{c6,12} = 7685;$
- 37) $q_{1,14_6,14} + q_{3,14_6,14} + q_{c6,14} = 13833;$
- 38) $q_{c6,15} = 4611;$
- 39) $q_{1,5_17,3} + q_{1,7_17,3} + q_{1,8_17,3} + q_{1,10_17,3} + q_{1,12_17,3} + q_{1,14_17,3} + q_{2,4_17,3} + q_{2,5_17,3} + q_{2,7_17,3} + q_{3,5_17,3} + q_{3,7_17,3} + q_{3,8_17,3} + q_{3,10_17,3} + q_{3,12_17,3} + q_{3,14_17,3} + q_{4,4_17,3} + q_{4,5_17,3} + q_{4,7_17,3} + q_{5,13_17,3} + q_{c17,3} - 2216.5 \text{ MV17/3.6} = 0;$
- 40) $q_{1,5_32a,3} + q_{1,7_32a,3} + q_{1,8_32a,3} + q_{1,10_32a,3} + q_{1,12_32a,3} + q_{1,14_32a,3} + q_{2,4_32a,3} + q_{2,5_32a,3} + q_{2,7_32a,3} + q_{3,5_32a,3} + q_{3,7_32a,3} + q_{3,8_32a,3} + q_{3,10_32a,3} + q_{3,12_32a,3} + q_{3,14_32a,3} + q_{4,4_32a,3} + q_{4,5_32a,3} + q_{4,7_32a,3} + q_{5,13_32a,3} + q_{c32a,3} - 2216.5 \text{ MV32/3.6} = 0;$
- 41) $q_{1,7_18,6} + q_{1,8_18,6} + q_{1,10_18,6} + q_{1,12_18,6} + q_{1,14_18,6} + q_{2,7_18,6} + q_{3,7_18,6} + q_{3,8_18,6} + q_{3,10_18,6} + q_{3,12_18,6} + q_{3,14_18,6} + q_{4,7_18,6} + q_{5,13_18,6} + q_{c18,6} - 2238.4 \text{ MV18/3.6} = 0;$
- 42) $q_{1,7_33a,6} + q_{1,8_33a,6} + q_{1,10_33a,6} + q_{1,12_33a,6} + q_{1,14_33a,6} + q_{2,7_33a,6} + q_{3,7_33a,6} + q_{3,8_33a,6} + q_{3,10_33a,6} + q_{3,12_33a,6} + q_{3,14_33a,6} + q_{4,7_33a,6} + q_{5,13_33a,6} + q_{c33a,6} - 2238.4 \text{ MV33/3.6} = 0;$
- 43) $q_{1,10_34a,9} + q_{1,12_34a,9} + q_{1,14_34a,9} + q_{3,10_34a,9} + q_{3,12_34a,9} + q_{3,14_34a,9} + q_{5,13_34a,9} + q_{c34a,9} - 2262.4 \text{ MV34/3.6} = 0;$
- 44) $q_{1,12_35a,11} + q_{1,14_35a,11} + q_{3,12_35a,11} + q_{3,14_35a,11} + q_{5,13_35a,11} + q_{c35a,11} - 2309.1 \text{ MV35/3.6} = 0;$
- 45) $q_{c6,7} + q_{c6,8} + q_{c6,10} + q_{c6,12} + q_{c6,14} + q_{c6,15} + q_{c17,3} + q_{c32a,3} + q_{c18,6} + q_{c33a,6} + q_{c34a,9} + q_{c35a,11} - 2216.5 \text{ MV17/3.6} - 2238.4 \text{ MV18/3.6} - 2216.5 \text{ MV32/3.6} - 2238.4 \text{ MV33/3.6} - 2262.4 \text{ MV34/3.6} - 2309.1 \text{ MV35/3.6} \leq 38424;$

Assim temos os seguintes resultados obtidos através do programa **CPLEX** da Maximal Software Inc (Tabela 7.39):

Tabela 7.39- Resultados finais de consumo de vapor de escape

Simulação	Qmin [kW]	Consumo de Vapor [kg/TC]	Consumo Específico [kWh/TC]	Relação com consumo atual
Inicial	328650	361	219	1
(54-22)	194879	214	130	0,59
(53-22)	210481	231	140	0,64
(52-22)	225474	248	150	0,69
(51-22)	237749	261	158	0,72
(43-22)	219375	241	146	0,67
(42-22)	238339	262	159	0,73
(41-22)	254165	279	169	0,77

Tabela 7.40- Resultados finais de sangrias de vapor vegetal

Simulação	Vapor Vegetal da Evaporação através das Correntes [kg/TC]					
	32	17	33	18	34	35
Inicial	106	-	-	-	-	-
(54-22)	0	46,4	0	197,6	0	154,8
(53-22)	0	46,4	0	197,6	158	-
(52-22)	46,2	0	136,4	221,0	-	-
(51-22)	184,2	0	-	221,0	-	-
(43-22)	0	46,4	0	197,6	158	-
(42-22)	7,0	39,4	156	201,6	-	-
(41-22)	184,2	0	-	201,6	-	-

Através dos resultados obtidos da programação linear, foi possível verificar que para a otimização do consumo de utilidades, os melhores resultados são obtidos quando as sangrias nos evaporadores ocorrem nos últimos efeitos. As sangrias nos primeiros efeitos são apenas para suprir a pequena demanda deste nível de temperatura, enquanto o restante do processo é atendido com a temperatura em níveis mais próximos da demanda.

7.3 Simulação do Consumo com Diferentes Demandas de Açúcar e Álcool

Através dos resultados obtidos da programação linear foi possível elaborar um programa computacional utilizando o método “*pinch-point*”, em que as sangrias dos evaporadores funcionam como se fossem utilidades em múltiplos níveis de temperatura. Em caso de demanda, as prioridades de sangrias devem ser realizadas através dos últimos efeitos dos evaporadores. Os resultados obtidos foram os mesmos conseguidos através da programação linear.

Considerando também o consumo na fermentação e na destilação na produção de álcool, a elaboração do programa permitiu as simulações de vários outros casos, entre os quais o comportamento da usina com diferentes demandas de açúcar e álcool. Além disso, o programa também tornou possível verificar a otimização com as áreas dos evaporadores disponíveis.

O consumo específico na destilação e a relação de produção de álcool hidratado/anidro considerados são fornecidos através das Tabelas 7.41.

Tabela 7.41- Destilação

Corrente	Tipo	Temperatura Média [°C]	Produção [Hidratado/Total]	Consumo Específico [kg vapor/álcool]	
				Hidratado	Anidro
9	Fria	90	0,40	3,5	5,0

Os dados utilizados neste grupo de simulações foram os mesmos do primeiro, havendo apenas as variações nas vazões das correntes, conforme a relação de produção de açúcar/álcool conforme a Tabela 7.42. Os arranjos das áreas dos evaporadores disponíveis são fornecidos na Tabela 7.43.

Tabela 7.42- Relação de produção de açúcar/álcool

Relação de Produção		Vazão da Correntes [kg/TC]			
Açúcar[%]	Álcool[%]	1	2	3	4
90	10	2160	1783,8	240	210,2
80	20	1920	1585,6	480	420,4
70	30	1680	1387,4	720	630,6
60	40	1440	1189,2	960	840,8
50	50	1200	991	1200	1051
40	60	960	792,8	1440	1261,2
30	70	720	594,6	1680	1471,4
20	80	480	396,4	1920	1681,6
10	90	240	198,2	2160	1891,8

Tabela 7.43- Arranjos das áreas dos evaporadores

Simulação	açúcar/total [%]	Áreas dos Efeitos dos Evaporadores [m ²]						
		Açúcar					Álcool	
		1	2	3	4	5	1	2
1	10	3000	7325	7325	7325	7325	12000	12000
2	20	3000	7325	7325	7325	7325	12000	12000
3	30	6000	7325	7325	7325	7325	9000	12000
4	40	9000	7325	7325	7325	7325	9000	9000
5	50	9000	7325	7325	7325	7325	9000	9000
	50	12000	7325	7325	7325	7325	15000	-
6	60	15000	7325	7325	7325	7325	12000	-
7	70	18000	7325	7325	7325	7325	9000	-
8	80	21000	7325	7325	7325	7325	6000	-
9	90	24000	7325	7325	7325	7325	3000	-

Os resultados das simulações realizadas através do programa são fornecidos nas Tabelas 7.44 e 7.45 e nas Figuras 7.30, 7.31 e 7.32. Nestas análises o consumo na produção do álcool anidro não foi incluído na simulação, apenas somado ao consumo mínimo nos resultados finais.

Tabela 7.44- Consumo em função da produção de açúcar/álcool (5-1)

Açúcar [%]	Álcool [%]	Consumo [kW] (Nº de Efeitos dos Evaporadores 5-1)				
		s/ sangria	sangria até 1 efto	sangria até 2 efto	sangria até 3 efto	sangria até 4 efto
50	50	391120	386425	381368	376374	370811
60	40	407334	392760	377088	361060	344106
70	30	423548	399095	372807	345745	319557
80	20	439762	404926	368526	330884	320970
90	10	455977	411261	364245	333457	322346
Com Verificação de Área			1	2	3	4
50	50		386425	382567	380382	370938
60	40		392760	389796	386832	367541
70	30		399095	397025	392923	368477
80	20		404926	404133	397527	383322
90	10		411261	411122	411189	398638

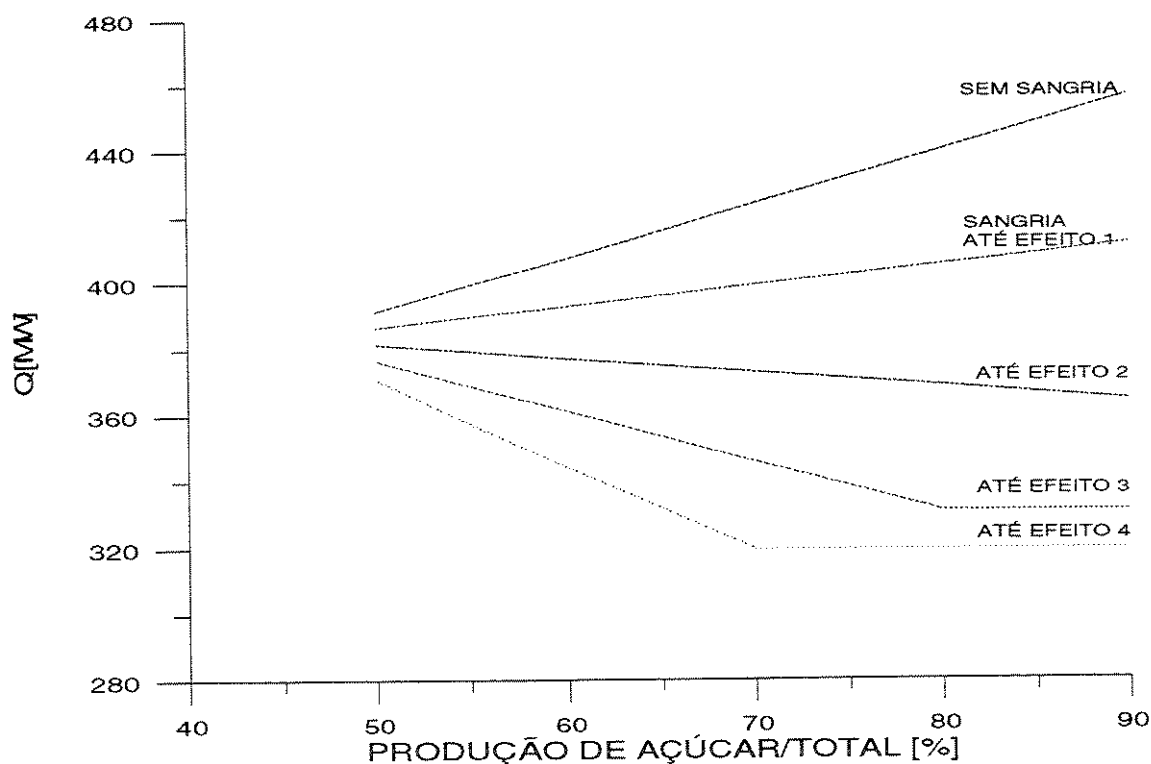


Figura 7.30- Consumo em função da produção de açúcar/total (5-1)

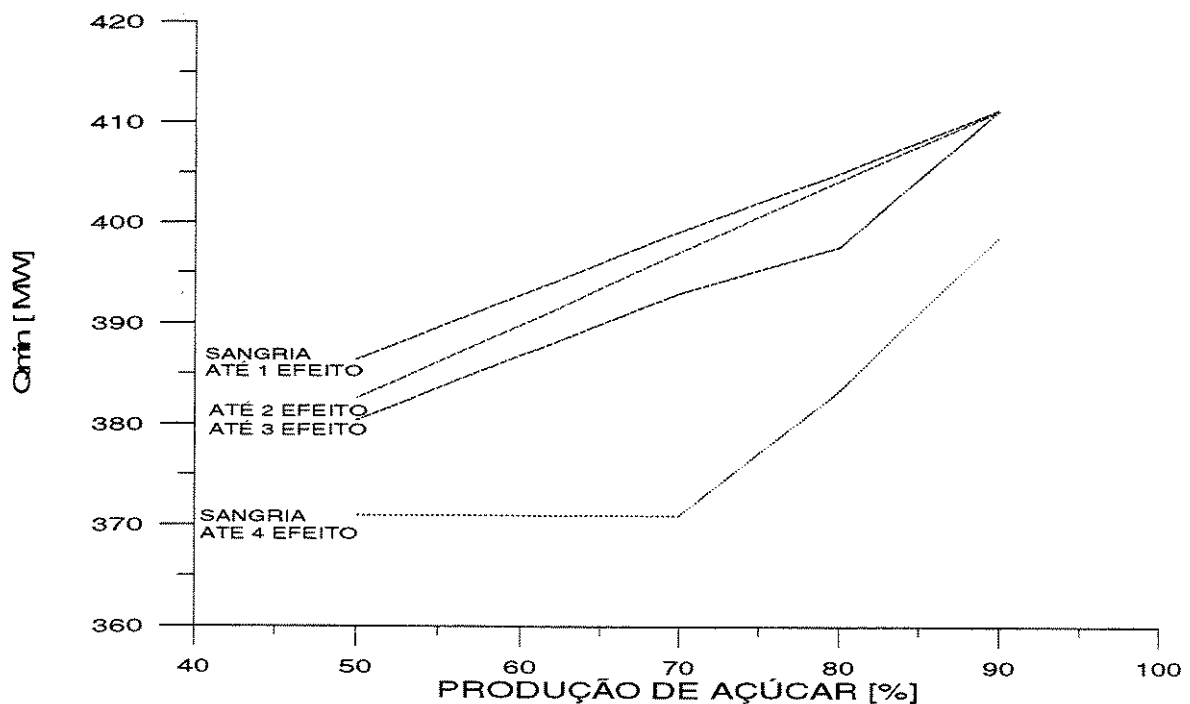


Figura 7.31- Consumo mínimo em função da produção de açúcar/total com verificação de área dos evaporadores (5-1)

Através das Figuras 7.30 e 7.31 percebe-se de forma geral que o consumo energético pode ser diminuído quanto maior o número de efeitos com possibilidades de sangrias. Pela Figura 7.31 verifica-se que conforme há um aumento na demanda de produção de açúcar, ocorre também aumento no consumo de vapor, uma vez verificado que a área dos evaporadores corresponde à área disponível na planta inicial. Um fato interessante, porém, é observado na Figura 7.30, quando não há restrição para as áreas dos evaporadores e o número de efeitos de evaporação do caldo de açúcar é fixado em 5. Nesse caso, observa-se a possibilidade de diminuir o consumo energético com o aumento da percentagem destinada à produção de açúcar, se houver possibilidade de sangrias a partir do segundo efeito. Isto ocorre devido ao aumento da área de cada efeito do evaporador, tornado portanto maior a redução do consumo de energia, como pode ser melhor observado nas Figuras 7.32 e 7.33.

Embora a concentração desejada no evaporador para o caldo da fermentação, seja menor do que no evaporador para o caldo do açúcar, o seu consumo de energia é maior, pois o mesmo possui apenas 1 efeito, enquanto o evaporador para o açúcar possui 5 efeitos. Assim, à medida em que a demanda de produção de açúcar aumenta, a somatória do consumo de energia nos 2 evaporadores diminui. Caso não ocorra sangria de vapor vegetal no evaporador do caldo do açúcar, a disponibilidade de energia (associada ao vapor vegetal gerado no evaporador de fermentação) vai diminuindo conforme a demanda de produção de açúcar aumenta (Figura 7.32).

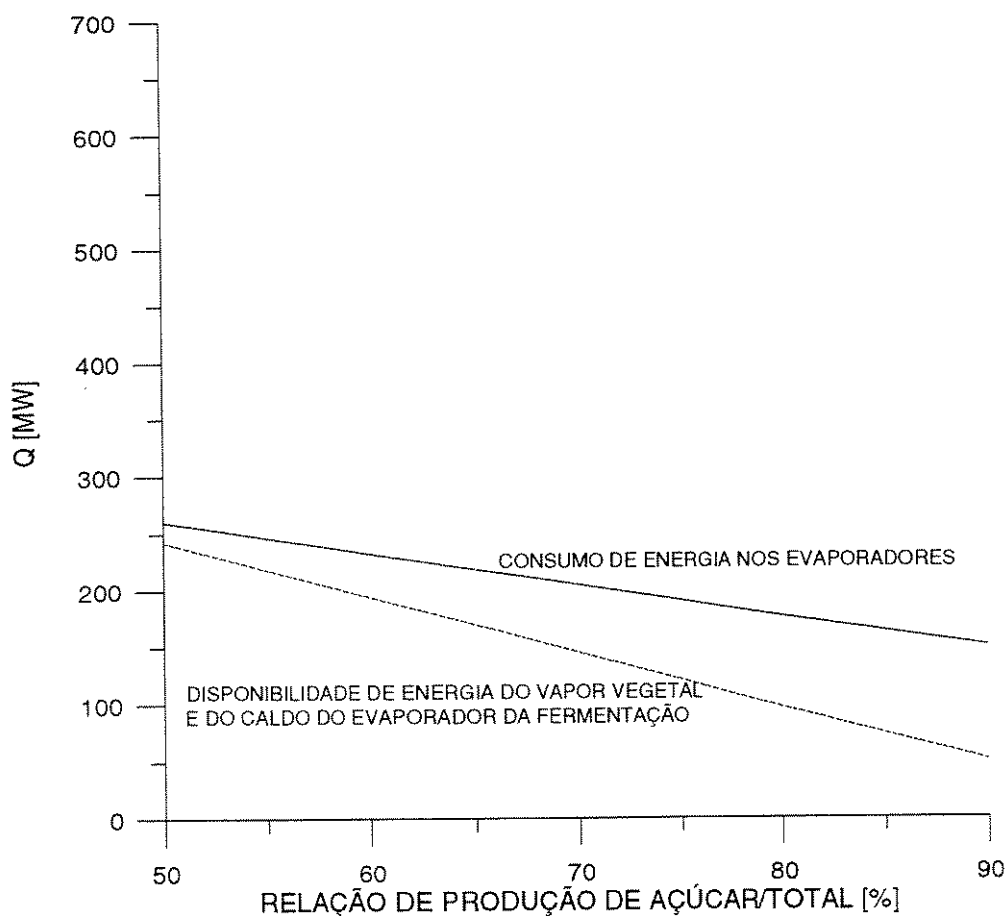


Figura 7.32- Consumo e disponibilidade de energia nos evaporadores sem a utilização de sangria de vapor vegetal no evaporador do caldo de açúcar

Esta disponibilidade de energia pode ser mantida no mesmo nível ou compatível com a demanda do processo global, quando é utilizada a sangria de vapor vegetal do evaporador do caldo do açúcar (Figura 7.33). Embora a utilização de vapor vegetal aumente o consumo de

energia, este aumento é menor do que a disponibilidade obtida, devido à utilização de 5 efeitos neste equipamento.

Assim, a possibilidade de diminuir o consumo de vapor na planta global, se houver possibilidade de sangrias a partir do segundo efeito, decorre principalmente da integração da planta como um todo.

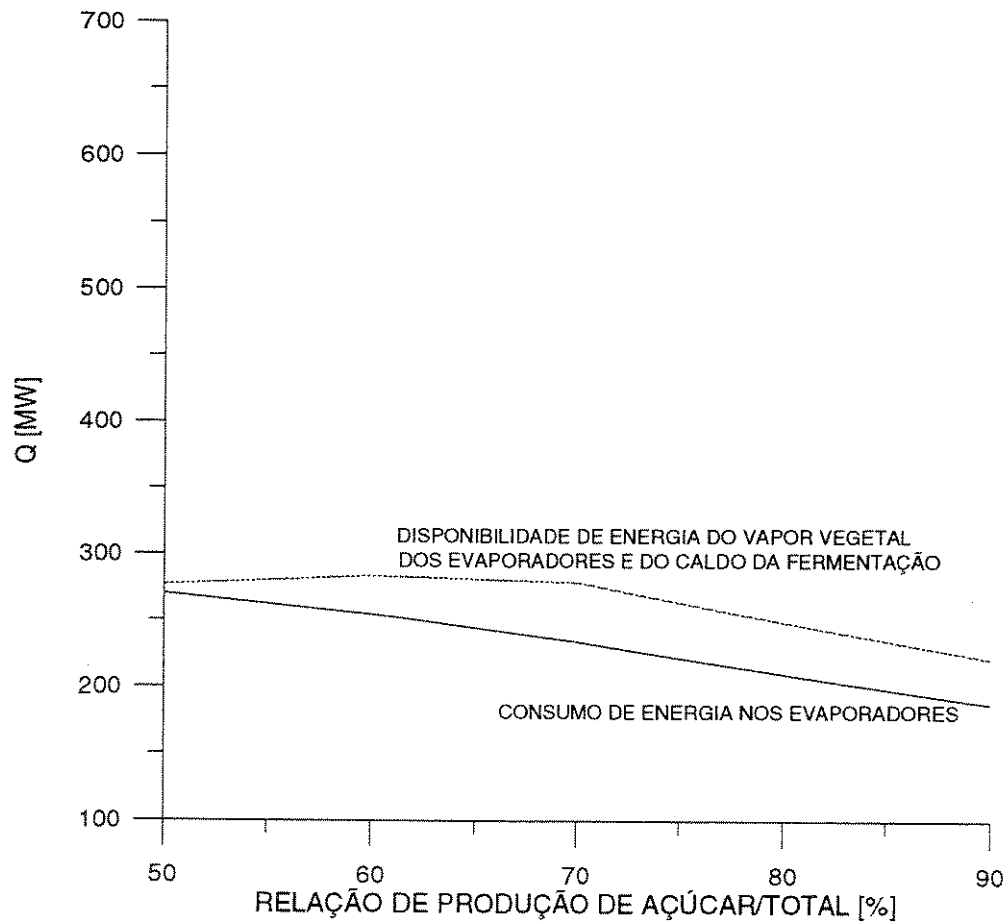


Figura 7.33- Consumo e disponibilidade de energia nos evaporadores utilizando sangria de vapor vegetal no evaporador do caldo de açúcar até o 4º efeito

Tabela 7.45- Consumo em função da produção de açúcar/álcool

Açúcar [%]	Álcool [%]	Consumo [kW] (Nº de Efeitos dos Evaporadores 5-2)				
		s/ sangria	sangria até 1 efto	sangria até 2 efto	sangria até 3 efto	sangria até 4 efto
10	90	355902	352098	352098	352098	352098
20	80	340662	336547	336547	336547	336547
30	70	357103	346679	339669	332328	324696
40	60	373544	356810	343365	328906	314603
50	50	389985	366941	346169	324980	316053
Com Verificação de Área			1	2	3	4
10	90		352098	352098	352098	352098
20	80		336547	336547	336547	336547
30	70		346679	339669	332328	324696
40	60		356810	349119	339581	318376
50	50		367895	359956	351765	336000

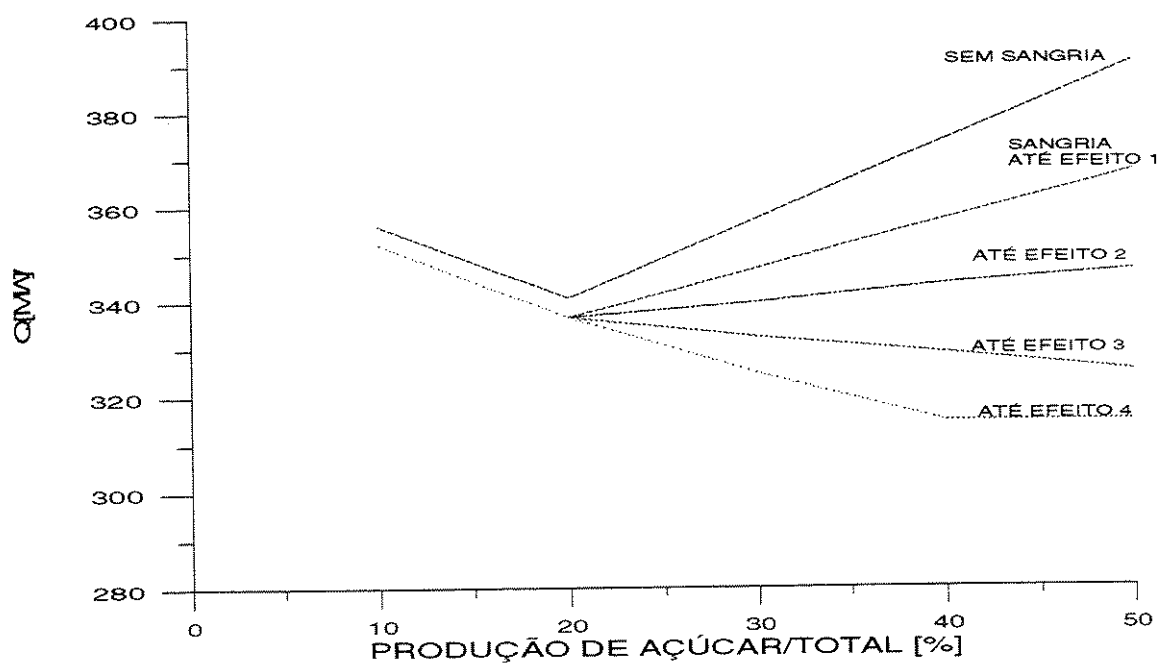


Figura 7.34- Consumo em função da produção de açúcar/total (5-2)

Quando a demanda de açúcar é menor, ou seja a demanda de álcool é maior, percebe-se que o consumo diminui. Isto decorre do aumento do caldo de resfriamento que é suficiente para suprir praticamente todos os aquecimentos, e também devido ao consumo nestes evaporadores para a fermentação, serem menores do que para a fabricação de açúcar. A Figura 7.34 representa praticamente o consumo com ou sem verificação da área dos evaporadores. Isto indica que os equipamentos disponíveis são suficientes para a otimização desejada.

Na Tabela 7.46, o consumo da planta global envolvendo também a destilação na situação atual pode ser verificado e comparado com o consumo da simulação 5 onde a demanda entre álcool e açúcar é equilibrada e a evaporação para o caldo da fermentação possui 2 efeitos. As Figuras 7.35 e 7.36 descrevem as curvas compostas desta simulação no processo global.

Tabela 7.46 - Consumo de vapor de escape na planta em estudo

Situação	Consumo do V.E. [kg/TC]	Carga Térmica [kWh/TC]	Relação com consumo inicial
Inicial	511	310	1
54-22	347	211	0,68
54-22 c/ verifica. área	369	224	0,72

Como mencionado anteriormente, as sangrias em cada efeito visam satisfazer as demandas em seus respectivos níveis de temperatura, funcionando como se fossem utilidades em múltiplos níveis de temperatura.

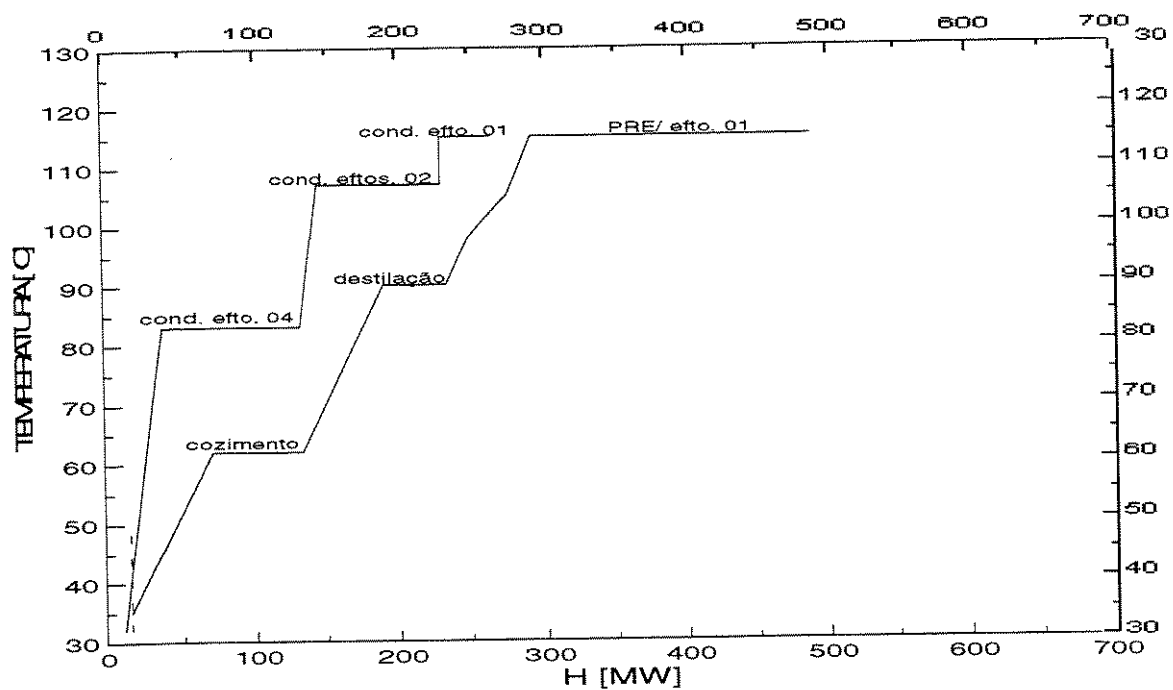


Figura 7.35- Curvas compostas da simulação 5

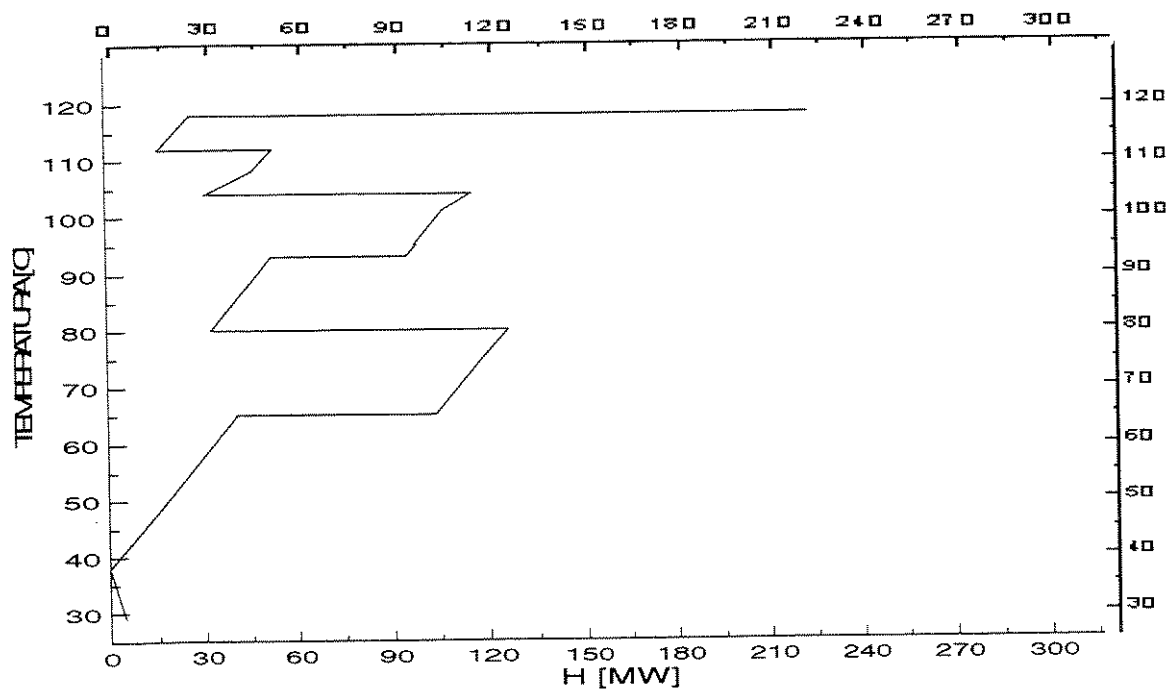


Figura 7.36- Grande curva composta da simulação 5

Capítulo 8

Conclusões e Sugestões para Próximos Trabalhos

8.1 Conclusões

Este trabalho não teve por objetivo esgotar o assunto de máxima recuperação de calor e redução do consumo de vapor em uma planta típica de produção de açúcar e álcool, mas sim demonstrar análises realizadas através de dois diferentes métodos: o do “*pinch-point*” e o da programação linear, onde os resultados indicam possibilidades significativas de recuperação de energia através da integração térmica, a baixos custos e sem grandes investimentos econômicos. Ambos os métodos mostraram-se eficazes para estas avaliações energéticas. Lembrando que este tipo de planta possui uma singularidade na integração térmica em relação a outras plantas industriais, devido à possibilidade de utilização de vapor vegetal da evaporação para o aquecimento em outros processos da produção.

Iniciando as análises térmicas pelo método “*pinch-point*”, foi possível verificar as possibilidades de recuperação energética simulando vários casos e evoluindo conforme os resultados eram apresentados. O método proporcionou condições de visualizar vários caminhos para boas soluções, apresentando resultados significativos quando comparados com a situação de consumo inicial. Entretanto, uma desvantagem do método, é que estas análises são possíveis apenas quando todas as correntes são definidas previamente às simulações, inclusive as correntes de sangria dos evaporadores. Esta é uma situação indesejável, pois dependendo da quantidade de vapor vegetal utilizado, o consumo no sistema de evaporação também varia, alterando conseqüentemente o consumo total na planta.

As análises através da programação linear, no segundo grupo contribuíram neste sentido. Em estudos anteriores e em outros tipos de plantas industriais, a formulação de transporte permitia obter os mesmos resultados do “*pinch-point*”, quando todas as correntes da planta eram definidas previamente, inclusive na seção 7.2.1, onde foi realizada uma simulação seguindo este conceito. Neste trabalho, a utilização da programação linear foi além do usual problema de transporte, pois foram acrescentadas às restrições do problema, as equações do balanço de massa e energia do sistema de evaporação, onde as sangrias de vapor vegetal eram variáveis, a serem determinadas durante a resolução. Este é um fator significativo, pois permite que os balanços dos evaporadores de múltiplos efeitos e a integração térmica da planta inteira, sejam resolvidos simultaneamente. Nos casos anteriores, todas as variáveis do sistema de evaporação precisavam ser resolvidas previamente à análise térmica, tornando as alterações mais complexas para a execução. A dificuldade na simulação deste tipo de programa está na formulação do problema envolvendo um grande número de variáveis e restrições, além das equações do sistema de evaporação que são bastante complexas. Isto foi resolvido através de um programa computacional auxiliar. Além dos resultados obtidos deste grupo de análises, concluiu-se que as sangrias devem ser praticadas prioritariamente nos últimos estágios de evaporação, configurando um problema de múltiplas utilidades.

Para o terceiro grupo de análises, retornou-se ao método do “*pinch point*” usando esta última regra como heurística, onde as sangrias são determinadas prioritariamente nos últimos estágios de evaporação. Como as sangrias requeridas são comumente de grande demanda, tornam-se necessárias grandes áreas nos evaporadores. Para tanto, foi desenvolvido um programa de computador que permite a simulação do efeito das diversas variáveis, inclusive o ajuste das sangrias para satisfazer as áreas dos evaporadores existentes. Através deste programa também foi simulada a razão de produção açúcar/álcool, tornando possível obter soluções de baixo custo de implantação, mas que causam um significativo impacto no consumo de vapor.

8.2 Sugestões para Futuros Trabalhos

Os consumos de vapor em todos os processos na produção de açúcar e álcool são interdependentes. Ou seja, o consumo na destilação é influenciado pela qualidade do mosto proveniente do mel do cozimento e do xarope da evaporação, que por sua vez são influenciados pelo pré-aquecimento do caldo antes da evaporação e da decantação. Além disso, todos os processos são afetados diretamente pela qualidade da cana, a relação de sacarose e fibra e da quantidade de água na embebição durante a moagem. Neste trabalho a concentração e temperatura do caldo, xarope, mel e mosto foram praticamente as mesmas em todas as simulações. Para se ter uma idéia, quanto maior a quantidade de água na embebição na moenda, maior também será o consumo de vapor de escape na evaporação do caldo. Análises considerando a variação destes itens podem trazer uma maior sensibilidade destas inter-relações, permitindo um controle mais equilibrado de consumo global na planta.

O número de massas cozidas no cozimento e o número de estágios e aproveitamento de correntes na destilação também não foram tratados neste trabalho, sendo o consumo no cozimento e na destilação calculados através de médias específicas de acordo com o açúcar e o álcool produzido. O sistema de evaporação de múltiplos efeitos considerado foi único, de alimentação frontal. Na Europa, utilizam-se outros sistemas de alimentação, reversa e mista onde o caldo pode passar em sentido contrário ao do vapor vegetal. Estas considerações e estudos também podem trazer reduções significativas no consumo, pois nestes processos está a maior demanda da produção.

O setor envolvendo a produção de açúcar e álcool é apenas parte da usina como um todo, que possui um potencial energético muito grande, gerado através do bagaço da cana. Futuros estudos de integração térmica devem ser avaliados simultaneamente com a geração de potência na cogeração, além da consideração dos custos econômicos, tornando o trabalho mais abrangente e aplicável.

Referências Bibliográficas

- ASSUNÇÃO, V. F. *Otimização Energética de Rede de Trocadores de Calor: Abordagem Multi-Objetivo em Grafo Generalizado*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica-UNICAMP, 1997, 90p.(Tese, Mestrado em Eng. Mecânica).
- BALOH, T. & WITTEWER, E. *Energy Manual for Sugar Factories*. 2ª edição, Berlin, 1995.
- BARREDA DEL CAMPO, E. R., CERQUEIRA, S., NEBRA, S.A. Thermoeconomic Analysis of The Cogeneration System of a Cuban Sugar Cane Mill. *Proceedings of Flowers'97-Florence World Energy Research Symposium-Clean Energy for the New Century*, July 30-August 1 1997.
- BAZARAA, M. S., JAVIS, J.J., SHERALI, H. D. *Linear Programming and Network Flow*, New York, NY-USA: John Wiley & Sons, Second Edition, 1990, 684p.
- CARTER, K. L., THOMPSON, P. D. Experiences with a Full Falling Film Evaporator Station. *Zuckerind*, 115, N° 6, p.445-450, 1990.
- CERDA, J., WESTERBERG, A. Synthesizing Heat Exchanger Network Having Restricted Stream – Stream Matches Using Transportation Problem Formulations. *Chemical Engineering Science*, Vol. 38, N° 10, p.1723-1740, 1983.

- CHRISTODOULOU, P. The Pinch Technology and The Energy Redution in The Beet Sugar Process. *Zuckerind*, 117, N^o 3, p.169-175, 1992.
- CHRISTODOULOU, P. Energy Economy Otimization in the Separation Processes: Optimizing the Separation of Sucrose/Water and Non-Sugars. *International Sugar Journal*, Vol. 98, N^o 1172, p.419-430, 1996.
- COPERSUCAR, Fundamentos dos Processos de Fabricação de Açúcar e Alcool, Caderno Copersucar, Série Industrial N^o 20, fevereiro 1988.
- GUNDERSEN, T., NAEISS, L. The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks - An Industrial Review of the State of the Art. *Computers Chem.Engng.*, Vol. 12, N^o 6, p.303-330, 1988.
- HOHMANN, E. C. *Optimum Networks for Heat Exchange*. Los Angeles-USA: University of Southern California, 1971. Ph. D. Thesis.
- HUGOT, E. *Manual para Ingenieros Azucareros*. 4^a ed. Mexico, 1976.
- IPT-INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS, São Paulo. *Manual de Recomendações- Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e Alcool*. 1990. 796p.
- KERN, D. Q. *Processos de Transmissão de Calor*, Editora Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1980.
- KESLER, M. G., PARKER, R. O. Optimal Networks of Heat Exchange. *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, Vol. 61, N^o 92, p.111-120, 1969.
- KOBAYASHI, S., UMEDA, T., ISHIKAWA, A. Synthesis of Optimal Heat Exchange Systems - An Approach by the Optimal Assignment Problem in Linear Programming. *Chemical Engineering Science*, Vol. 26, N^o 9, p.1367-1380, 1971.

- KOTAS, T. J. *Exergy Method of Thermal and Chemical Plant Analysis*. London: Butterworths, May 1986.
- LINNHOFF, B., MASON, D. R, WARDLE I.. Understanding Heat Exchanger Networks. *Computer and Chemical Engineering*, Vol. 3, p.295-302, 1979.
- LINNHOFF, B. ET AL. *User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. Warks, England: The Institution of Chemical Engineers, 1982, 247p.
- LINNHOFF, B., HINDMARSH, E. The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks. *Chemical Engineering Science*, Vol. 38, N° 5, p.745-763, 1983.
- LINNHOFF, B., POLLEY, G. T. General Process Improvements Through Pinch Technology. *Chemical Engineering Progress*, p.51-58, june 1988.
- LUENBERGER, D. G. *Linear and Nonlinear Programming*. 2nd Edition. Massachusetts: Addison-Wesley Publishing Company 1984, 491p.
- McCABE, W.L., SMITH, J.C., HARRIOTT, P., *Unit Operations of Chemical Engineering*, Singapore, McGraw-Hill Book Company, 4th Edition, 1985.
- NEBRA, S. A. *Análise Exergoeconômica de Sistemas Térmicos*- Notas de Aula- 1^o Semestre 1998.
- NISHIDA, N., KOBAYASHI, S., ISHIKAWA, A. Optimal Synthesis of Heat Exchange Systems - Necessary Conditions for the Minimum Heat Transfer Area and their Application to the Systems Synthesis. *Chemical Engineering Science*, Vol. 26, N° 11, p.1841-1856, 1971

- NOGUEIRA, L. A. H. *Análise da Utilização de energia na Produção de Alcool de Cana de Açúcar*. Campinas: Faculdade de Engenharia Civil – UNICAMP, 1987, 227p. Tese (Doutorado em Engenharia).
- PARACUELLOS J. G. *Analisis Exergético e Integracion Termica de Processo en la Industria Azucarera*. Zaragoza, Septiembre, 1987. Tese (Doutorado).
- PAZ, D. y CÁRDENAS, J. Análisis Exergético de un Sistema de Calentamiento-Evaporación-Cocimiento. *Int. Sugar JNL*, Vol. 99, N° 1182S, p.263-268/317-320, 1997.
- ROSSI, L. F. S. *Otimização Energética de Redes de Trocadores de Calor Industriais: Aplicações em Engenharias de Petróleo, Alimentos e Química*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica – UNICAMP, 1995, 171p. Tese (Doutorado em Eng. Mecânica).
- ROSSI, L. F. S. & BANNWART, A. C. Otimização da Etapa de Pré-Aquecimento da Carga de uma Unidade de Craqueamento Catalítico, Fazendo uso da Programação Matemática e da Metodologia Pinch de Recuperação Energética em Redes. *Pesquisa Operacional*, Vol. 15, N° 1 e 2, p.35-47, jun/dez 1995.
- RUDD, D. F. The Synthesis of Heat Designs: Elementary Decomposition Theory. *AIChE Journal*, 14, p.343-349, 1968.
- SINGH, I. RILEY R. and SEILLIER, D. Using Pinch Technology to Optimise Evaporator and Vapour Bleed Configuration at the Malelane Mill. *Proc. S. Afr. Sugar Technol. Ass.*, 71, p.207-216, 1997.
- TWAITE, N. R., DAVENPORT, H. J. and MACDONALD, E. K. Energy Management - Energy Reduction and Process Integration. *Int. Sugar JNL*, Vol. 88, N° 1055, p.217-236, 1986.
- UMEDA, T., ITOH, J., SHIROKO, K. Heat Exchange System Synthesis. *Chemical Engineering Progress*, Vol. 74, p.70-76, 1978.

VERTIOLA, S. R., OLIVEIRA Jr., S. *Proc. of ECOS'95*, Istambul, Turkey, 1995. p.231-236.

WALL, G., GONG, M. Exergy Anlysis versus Pinch Technology. *Proceedings of ECOS'96- Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Enviromental Aspects of Energy Systems*. Stockohlm, Sweden: june25-27, 1996.

WALTER, A. C. S. *Viabilidade e Perspectivas da Cogeração e da Geração Termoelétrica Junto ao Setor Sucro-Alcooleiro*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica – UNICAMP, 1994, 263p. Tese (Doutorado em Planejamento Energético).

WESTPHALEN, D. L. *Modelagem, Simulação e Otimização de Sistemas de Evaporação*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química – UNICAMP, 1999, 227p. Tese (Doutorado em Eng. Química).

Anexo I

Programa de Integração Utilizando o Método do “*Pinch-Point*”

```
/*Programa de Otimização*/
```

```
#include <alloc.h>
#include <stdio.h>
#include <conio.h>
#include <math.h>
```

```
FILE*dados=fopen("simula.dat","wt");
FILE*grafs=fopen("curvas.dat","wt");
```

```
int evap,i,j,n,k,m,crnt,itvl,sinal1,sinal2,
evaptipo[3],sgft[3],eft[3],marca[3][30],
itvlf,itvlq,crntf,crntq,sinal,destfermen,equacao,IPctcorrente,
confirma,refaz,conhecsang,vvultimo[3],efrecomp[3];
```

```
float dt,ddt[30],dsub,dpinch,ttf[30],ttq[30],cf[20],cq[20],
TVE,HV0,HL0,PVE,TC,soma[11],
a[7],b[7],c[7],d[7],
mc[3][7],Bx[3][7],hv[3][7],hl[3][7],
Tef[3][7],def[3][7],Adada[3][7],
Telev[3][7],EPEx[3][7],EPEh[3][7],Ph[3][7],Pef[3][7],
msang[3][7],nesang[3][7],qfr[3][7],qqt[3][7],Bxmed[3][7],
dtef[3][7],U[3][7],Q[3][7],Aest[3][7],
ms[3],csol[3],mve[8],qpinch[5][30],
cecoz,bxent,mel,acuc,
pef,ajusta,mosto,vinho,cferment,
alcoool,alcAn,alcHd,xAn,xHd,ceAn,ceHd,cdestAn,cdestHd;
```

```
struct reg
{
int tp;
float tsup,tinf,csup,cinf,mass,cp,q,dsup,dinf,ct[30];
} dd[12];
```

```
/*Tabela de Vapor*/
```

```
void tabela(float t,float *hhv,float *hhl,float *Pf)
{
if(t==131) { *hhv=2722;*hhl=550.6;*Pf=0.2783;} if(t==130) { *hhv=2720;*hhl=546.3;*Pf=0.2701;}
if(t==129) { *hhv=2719;*hhl=542.0;*Pf=0.2621;} if(t==128) { *hhv=2718;*hhl=537.8;*Pf=0.2543;}
if(t==127) { *hhv=2716;*hhl=533.5;*Pf=0.2467;} if(t==126) { *hhv=2715;*hhl=529.2;*Pf=0.2393;}
if(t==125) { *hhv=2713;*hhl=525.0;*Pf=0.2321;} if(t==124) { *hhv=2712;*hhl=520.7;*Pf=0.2250;}
if(t==123) { *hhv=2711;*hhl=516.4;*Pf=0.2181;} if(t==122) { *hhv=2709;*hhl=512.2;*Pf=0.2114;}
if(t==121) { *hhv=2708;*hhl=507.9;*Pf=0.2049;} if(t==120) { *hhv=2706;*hhl=503.7;*Pf=0.19853;}
if(t==119) { *hhv=2705;*hhl=499.4;*Pf=0.19233;} if(t==118) { *hhv=2703;*hhl=495.2;*Pf=0.18628;}
if(t==117) { *hhv=2702;*hhl=490.9;*Pf=0.18039;} if(t==116) { *hhv=2700;*hhl=486.7;*Pf=0.17465;}
if(t==115) { *hhv=2699;*hhl=482.5;*Pf=0.16906;} if(t==114) { *hhv=2697;*hhl=478.2;*Pf=0.16326;}
if(t==113) { *hhv=2696;*hhl=474.0;*Pf=0.15833;} if(t==112) { *hhv=2694;*hhl=469.7;*Pf=0.15317;}
if(t==111) { *hhv=2693;*hhl=465.5;*Pf=0.14816;} if(t==110) { *hhv=2691;*hhl=461.3;*Pf=0.14328;}
if(t==109) { *hhv=2690;*hhl=457.0;*Pf=0.13853;} if(t==108) { *hhv=2688;*hhl=452.8;*Pf=0.13391;}
if(t==107) { *hhv=2687;*hhl=448.6;*Pf=0.12943;} if(t==106) { *hhv=2685;*hhl=444.4;*Pf=0.12506;}
if(t==105) { *hhv=2684;*hhl=445.1;*Pf=0.12082;} if(t==104) { *hhv=2682;*hhl=435.9;*Pf=0.1167;}
if(t==103) { *hhv=2681;*hhl=431.7;*Pf=0.11269;} if(t==102) { *hhv=2679;*hhl=425.5;*Pf=0.1088;}
if(t==101) { *hhv=2678;*hhl=423.2;*Pf=0.10502;} if(t==100) { *hhv=2676;*hhl=419.0;*Pf=0.10135;}
if(t==99) { *hhv=2674;*hhl=414.8;*Pf=0.09779;} if(t==98) { *hhv=2673;*hhl=410.6;*Pf=0.09433;}
```

```

if(t==97) {*hhv=2671;*hhl=406.4;*Pf=0.09077;} if(t==96) {*hhv=2670;*hhl=402.2;*Pf=0.08771;}
if(t==95) {*hhv=2668;*hhl=397.9;*Pf=0.08455;} if(t==94) {*hhv=2667;*hhl=393.7;*Pf=0.08149;}
if(t==93) {*hhv=2665;*hhl=389.5;*Pf=0.07852;} if(t==92) {*hhv=2663;*hhl=385.5;*Pf=0.07564;}
if(t==91) {*hhv=2662;*hhl=381.1;*Pf=0.07284;} if(t==90) {*hhv=2660;*hhl=376.9;*Pf=0.07014;}
if(t==89) {*hhv=2658;*hhl=372.7;*Pf=0.06752;} if(t==88) {*hhv=2657;*hhl=368.5;*Pf=0.06498;}
if(t==87) {*hhv=2655;*hhl=364.3;*Pf=0.06252;} if(t==86) {*hhv=2654;*hhl=360.1;*Pf=0.06014;}
if(t==85) {*hhv=2652;*hhl=355.9;*Pf=0.05783;} if(t==84) {*hhv=2650;*hhl=351.7;*Pf=0.05556;}
if(t==83) {*hhv=2649;*hhl=347.5;*Pf=0.05345;} if(t==82) {*hhv=2647;*hhl=343.3;*Pf=0.05136;}
if(t==81) {*hhv=2645;*hhl=339.1;*Pf=0.04934;} if(t==80) {*hhv=2644;*hhl=334.9;*Pf=0.04739;}
if(t==79) {*hhv=2642;*hhl=330.7;*Pf=0.04555;} if(t==78) {*hhv=2640;*hhl=326.5;*Pf=0.04368;}
if(t==77) {*hhv=2639;*hhl=322.3;*Pf=0.04192;} if(t==76) {*hhv=2637;*hhl=318.1;*Pf=0.04022;}
if(t==75) {*hhv=2635;*hhl=313.9;*Pf=0.03858;} if(t==74) {*hhv=2634;*hhl=309.7;*Pf=0.03699;}
if(t==73) {*hhv=2632;*hhl=305.5;*Pf=0.03546;} if(t==72) {*hhv=2630;*hhl=301.3;*Pf=0.03399;}
if(t==71) {*hhv=2629;*hhl=297.1;*Pf=0.03256;} if(t==70) {*hhv=2627;*hhl=293.0;*Pf=0.03119;}
if(t==69) {*hhv=2625;*hhl=288.8;*Pf=0.02986;} if(t==68) {*hhv=2623;*hhl=284.3;*Pf=0.02859;}
if(t==67) {*hhv=2622;*hhl=280.4;*Pf=0.02736;} if(t==66) {*hhv=2620;*hhl=276.2;*Pf=0.02617;}
if(t==65) {*hhv=2618;*hhl=272.0;*Pf=0.02503;} if(t==64) {*hhv=2617;*hhl=267.8;*Pf=0.02393;}
if(t==63) {*hhv=2615;*hhl=263.7;*Pf=0.02288;} if(t==62) {*hhv=2613;*hhl=259.5;*Pf=0.02186;}
if(t==61) {*hhv=2611;*hhl=255.3;*Pf=0.02088;} if(t==60) {*hhv=2610;*hhl=251.1;*Pf=0.01994;}
if(t==59) {*hhv=2608;*hhl=246.9;*Pf=0.019036;} if(t==58) {*hhv=2606;*hhl=242.7;*Pf=0.018167;}
if(t==57) {*hhv=2604;*hhl=238.6;*Pf=0.017331;} if(t==56) {*hhv=2603;*hhl=234.4;*Pf=0.016529;}
if(t==55) {*hhv=2601;*hhl=230.2;*Pf=0.015758;} if(t==54) {*hhv=2599;*hhl=226.0;*Pf=0.015019;}
if(t==53) {*hhv=2597;*hhl=221.8;*Pf=0.014309;} if(t==52) {*hhv=2596;*hhl=217.7;*Pf=0.013628;}
if(t==51) {*hhv=2594;*hhl=213.1;*Pf=0.012975;} if(t==50) {*hhv=2592;*hhl=209.3;*Pf=0.01235;}
}

```

/*Entrada de Dados das Correntes*/

void correntes()

```

{
    int ii,confirma;

    crmnt=4;
    itvl= 2*crmnt;
    crmntf=4;
    itvlf= 2*crmntf;

    fprintf(dados,"\n\nDados de Entrada das Correntes Frias");

    for(ii=1;ii<=4;ii++)
    {
        confirma=0;

        while(confirma!=1)
        {
            if(ii==1)
            {
                printf("\n\nAquecimento para tratamento do caldo na producao de Acucar\n");
            }

            if(ii==2)
            {
                printf("\n\nPre-aquecimento para Evaporacao na producao de Acucar\n");
            }
        }
    }
}

```

```

        if(ii==3)
        {
            printf("\n\nAquecimento para tratamento do caldo na producao de Alcool\n");
        }

        if(ii==4)
        {
            printf("\n\nPre-aquecimento para Evaporacao na producao de Alcool\n");
        }

        printf("\nTemperatura Superior          [C] : ");
        scanf("%f",&dd[ii].tsup);
        printf("Calor Especifico (Temp. Sup.)[kcal/kgC] : ");
        scanf("%f",&dd[ii].csup);
        printf("Temperatura Inferior          [C] : ");
        scanf("%f",&dd[ii].tinf);
        printf("Calor Especifico (Temp. Inf.)[kcal/kgC] : ");
        scanf("%f",&dd[ii].cinf);
        printf("Vazao Massica          [kg/TC] : ");
        scanf("%f",&dd[ii].mass);

        printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
        scanf("%d",&confirma);
    }

    if(ii==1)
    {
        fprintf(dados,"\n\nAquecimento para tratamento do caldo na produção de Açúcar\n");
    }

    if(ii==2)
    {
        fprintf(dados,"\n\nPré-aquecimento para Evaporação na produção de Açúcar\n ");
    }

    if(ii==3)
    {
        fprintf(dados,"\n\nAquecimento para tratamento do caldo na produção de Álcool\n");
    }

    if(ii==4)
    {
        fprintf(dados,"\n\nPré-aquecimento para Evaporação na produção de Álcool\n ");
    }

    fprintf(dados,"\nTemperatura Superior: %8.1f C ",dd[ii].tsup);
    fprintf(dados,"\nCalor Especifico   : %8.3f kcal/kg.C",dd[ii].csup);
    fprintf(dados,"\nTemperatura Inferior: %8.1f C",dd[ii].tinf);
    fprintf(dados,"\nCalor Especifico   : %8.3f kcal/kg.C",dd[ii].cinf);
    fprintf(dados,"\nVazão Mássica      : %8.1f kg/TC",dd[ii].mass);

    dd[ii].mass=dd[ii].mass*TC/3600;

    dd[ii].tp=1;
    dd[ii].q = -(dd[ii].mass*4.187*(dd[ii].tsup*dd[ii].csup-dd[ii].tinf*dd[ii].cinf));

```

```

dd[ii].cp = dd[ii].q/(dd[ii].tsup-dd[ii].tinf);

soma[1]= soma[1]-dd[ii].q;

dd[ii].dsup= dd[ii].tsup+dt/2;
dd[ii].dinf= dd[ii].tinf+dt/2;
ddt[2*ii-1]= dd[ii].dsup;
ddt[2*ii]= dd[ii].dinf;
ttf[2*ii-1]= dd[ii].tsup;
ttf[2*ii]= dd[ii].tinf;
}

mve[3]=(-(dd[2].q+dd[4].q))/(HV0-HL0);
}

/*Entrada de Valores dos Evaporadores*/

void entra_evap()
{
int ii, confirma;

if(k==1)
{
printf("\n\nEvaporacao na producao de Acucar \n\n");
evaptipo[k]=1;
}

if(k==2)
{
printf("\n\nEvaporacao na producao de Alcool \n\n");
evaptipo[k]=2;
}

hv[k][0]=HV0;
hl[k][0]=HL0;

confirma=0;

while(confirma!=1)
{
printf("\nNumero de efeitos          : ");
scanf("%d",&eft[k]);

sgft[k]=eft[k];

while(sgft[k]>=eft[k])
{
printf("Possibilidade de sangria ate efeito: ");
scanf("%d",&sgft[k]);

if(sgft[k]>=eft[k])
{
printf("\nSangria nao Permitida - Entre com novo valor\n\n");
}
}
}
}

```

```

if(eft[k]>2)
{
printf("\nUtilizacao do vapor vegetal do ultimo efeito para o aquecimento?");
printf("\n[1] Sim [2] Nao - Opcao: ");
scanf("%d",&vvultimo[k]);

if(vvultimo[k]==1)
{
printf("Deseja utiliza-lo com recompressao mecanica?");
printf("\n[1] Sim [2] Nao - Opcao: ");
scanf("%d",&ii);

if(ii==1)
{
printf("Ate qual nivel de efeito? : ");
scanf("%d",&eftrecomp[k]);
}
else
{
eftrecomp[k]=eft[k];
}
}
}

printf("\nConcentracao de entrada [Brix]: ");
scanf("%f",&Bx[k][0]);
printf("Concentracao de saida [Brix]: ");
scanf("%f",&Bx[k][eft[k]]);
printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
scanf("%d",&confirma);
}

if(k==1)
{
mc[k][0]=dd[2].mass;
Tef[k][0]=dd[2].tsup;
fprintf(dados,"\n\nDados de Entrada do Evaporador da Producao de Acucar");
}
else
{
mc[k][0]=dd[4].mass;
Tef[k][0]=dd[4].tsup;
fprintf(dados,"\n\nDados de Entrada do Evaporador da Producao de Alcool");
}

fprintf(dados,"\n\nNúmero de efeitos : %d ",eft[k]);
fprintf(dados,"\nPossibilidade de sangria até efeito: %d ",sgft[k]);
fprintf(dados,"\n\nCaldo");
fprintf(dados,"\n\nVazão de entrada : %8.1f kg/TC",mc[k][0]*3600/TC);
fprintf(dados,"\nTemperatura de entrada : %8.1f C" ,Tef[k][0]);
fprintf(dados,"\nConcentração de entrada: %8.1f Bx",Bx[k][0]);
fprintf(dados,"\nConcentração de saída : %8.1f Bx",Bx[k][eft[k]]);

confirma=0;
while(confirma!=1)

```

```

{
    for(ii=1;ii<=eft[k];ii++)
    {
        printf("\n\nEfeito %d",ii);
        printf("\nTemperatura [C]          : ");
        scanf("%f",&Tef[k][ii]);

        if((Tef[k][ii]>=50)&&(Tef[k][ii]<=131))
        {
            tabela(Tef[k][ii],&hv[k][ii],&hl[k][ii],&Pef[k][ii]);
        }
        else
        {
            printf("Entalpia de Vapor Saturado [kJ/kg]: ");
            scanf("%f",&hv[k][ii]);
            printf("Entalpia de Liquido Saturado [kJ/kg]: ");
            scanf("%f",&hl[k][ii]);
        }

        if(ii<=sgft[k] && conhecsang==2)
        {
            printf("Sangria de Vapor Vegetal [kg/TC]: ");
            scanf("%f",&msang[k][ii]);
        }
        else
        {
            msang[k][ii]=0;
        }

        if(conhecsang==1)
        {
            printf("Area de Troca de Calor [m2]          : ");
            scanf("%f",&Adada[k][ii]);
        }

        msang[k][ii]=msang[k][ii]*TC/3600;
    }

    printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
    scanf("%d",&confirma);
}

for(ii=1;ii<=eft[k];ii++)
{
    fprintf(dados,"\n\nEfeito %d",ii);
    fprintf(dados,"\n\nTemperatura          : %8.1f C",Tef[k][ii]);
    fprintf(dados,"\nEntalpia do Vapor Saturado : %8.1f kJ/kg",hv[k][ii]);
    fprintf(dados,"\nEntalpia do Liquido Saturado: %8.1f kJ/kg",hl[k][ii]);
    fprintf(dados,"\nSangria de Vapor Vegetal : %8.1f kg/TC",msang[k][ii]*3600/TC);

    if(conhecsang==1)
    {
        fprintf(dados,"\nÁrea de Troca de Calor : %8.1f m2",Adada[k][ii]);
    }
}

```

```

for(ii=1;ii<=eft[k];ii++)
{
    if(ii==1)
    {
        def[k][0]=Tef[k][1]+dt/2;
        itvl=itvl+1;
        ddt[itvl]=def[k][0];
        itvlf=itvlf+1;
        ttq[itvlf]=Tef[k][1];
        itvlq=itvlq+1;
        ttq[itvlq]=TVE;
    }

    def[k][ii]=Tef[k][ii]-dt/2;

    itvl=itvl+1;
    ddt[itvl]=def[k][ii];
    itvlq=itvlq+1;
    ttq[itvlq]=Tef[k][ii];

    if((vvultimo[k]==1)&&(ii==eft[k]))
    {
        def[k][ii]=Tef[k][eftrecomp[k]]-dt/2;
        ddt[itvl]=def[k][ii];
        ttq[itvlq]=Tef[k][eftrecomp[k]];
    }
}

```

/*Cálculo da Matriz Tri-Diagonal dos Evaporadores*/

```

void matriz_tri_diagonal()
{
    c[1]=c[1]/b[1];
    d[1]=d[1]/b[1];

    for (n=2;n<=eft[k];n++)
    {
        b[n]=b[n]-c[n-1]*a[n];
        c[n]=c[n]/b[n];
        d[n]=(d[n]-d[n-1]*a[n])/b[n];
    }

    mc[k][eft[k]-1]=d[eft[k]];

    for(n=eft[k]-1;n>=1;n--)
    {
        d[n]=d[n]-d[n+1]*c[n];

        if(n!=1)
        {
            mc[k][n-1]=d[n];
        }
        else

```

```

        mve[k]=d[n];
    }
}

/*Cálculo das Áreas dos Efeitos do Evaporador*/

void area_do_evaporador()
{
    float alfa[3][7],beta[3][7],ro[3][7],H,A,B,C,
        Telev[3][7],Ph[3][7];

    Bx[k][1]=ms[k]/mc[k][1]*100;
    Bxmed[k][1]=(Bx[k][0]+Bx[k][1])/2;

    EPEX[k][1]=(Bxmed[k][1]*(30+Bxmed[k][1])*(0.22+0.0078*Tef[k][1]))/(35.5*(103.6-Bxmed[k][1]));

    H=3;
    A=3816.44;
    B=18.3036;
    C=7501.3;
    ro[k][1]=1+0.5*Bxmed[k][1]/100;
    Ph[k][1]=(H*ro[k][1]*9.806e-3)/6;
    alfa[k][1]=Ph[k][1]/Pef[k][1];
    beta[k][1]=(B-log(C*Pef[k][1]));

    EPEh[k][1]=(A*alfa[k][1]*(1+alfa[k][1]*(-1/2+1/beta[k][1])))/(pow(beta[k][1],2));

    Telev[k][1]=Tef[k][1]+EPEX[k][1]+EPEh[k][1];

    dtef[k][1]=TVE-Telev[k][1];
    U[k][1]=0.0005*(100-Bxmed[k][1])*(TVE-54)*(hv[k][1]-hl[k][1])/3600;
    Q[k][1]=mve[k]*(hv[k][0]-hl[k][0]);
    Aest[k][1]=Q[k][1]/(U[k][1]*dtef[k][1]);

    for(j=2;j<=eft[k];j++)
    {
        if(j!=eft[k])
        {
            Bx[k][j]=ms[k]/mc[k][j]*100;

            Bxmed[k][j]=(Bx[k][j-1]+Bx[k][j])/2;

            EPEX[k][j]=(Bxmed[k][j]*(30+Bxmed[k][j])*(0.22+0.0078*Tef[k][j]))/(35.5*(103.6-Bxmed[k][j]));

            ro[k][j]=1+0.5*Bxmed[k][j]/100;
            Ph[k][j]=(H*ro[k][j]*9.806e-3)/6;
            alfa[k][j]=Ph[k][j]/Pef[k][j];
            beta[k][j]=(B-log(C*Pef[k][j]));

            EPEh[k][j]=(A*alfa[k][j]*(1+alfa[k][j]*(-1/2+1/beta[k][j])))/(pow(beta[k][j],2));

            Telev[k][j]=Tef[k][j]+EPEX[k][j]+EPEh[k][j];

            dtef[k][j]=Tef[k][j-1]-Telev[k][j];

```

```

    U[k][j]=0.0005*(100-Bxmed[k][j])*(Tef[k][j]-54)*(hv[k][j]-hl[k][j])/3600;
    Q[k][j]=(mc[k][j-2]-mc[k][j-1]-msang[k][j-1])*(hv[k][j-1]-hl[k][j-1]);
    Aest[k][j]=Q[k][j]/(U[k][j]*dtef[k][j]);
}

sinal=0;

for(j=1;j<=eft[k];j++)
{
    if(Q[k][j]<0)
    {
        sinal=1;
    }
}

/*Elaboração das Equações de Balanço de Massa e Energia do Evaporador*/

void evaporador()
{
    ms[k]=mc[k][0]*Bx[k][0]/100;
    mc[k][eft[k]]=ms[k]*100/Bx[k][eft[k]];
    csol[k]=0.6*ms[k]*4.187;

    mve[k]=0;

    if(k==1)
    {
        soma[9]=0;
    }

    if(k==2)
    {
        soma[10]=0;
    }

    for(i=1;i<eft[k];i++)
    {
        mc[k][i]=0;
    }

    a[1]=0;
    b[1]=(hv[k][0]-hl[k][0]);
    c[1]=(hv[k][1]-Tef[k][1]*4.187);
    d[1]=csol[k]*(Tef[k][0]-Tef[k][1])+mc[k][0]*(hv[k][1]-Tef[k][0]*4.187);

    if(eft[k]==1)
    {
        d[1]=d[1]-mc[k][1]*c[1];
        c[1]=0;
        mve[k]=d[1]/b[1];
    }

    a[2]=0;
    b[2]=((Tef[k][1]*4.187)-(hv[k][2]+hv[k][1]-hl[k][1]));

```

```

c[2]=(hv[k][2]-Tef[k][2]*4.187);
d[2]=csol[k]*(Tef[k][1]-Tef[k][2])+(msang[k][1]-mc[k][0])*(hv[k][1]-hl[k][1]);

if(eft[k]==2)
{
d[2]=d[2]-mc[k][2]*c[2];
c[2]=0;
}

if(eft[k]>2)
{
for (i=3;i<eft[k];i++)
{
a[i]=(hv[k][i-1]-hl[k][i-1]);
b[i]=((Tef[k][i-1]*4.187)-(hv[k][i]+hv[k][i-1]-hl[k][i-1]));
c[i]=(hv[k][i]-Tef[k][i]*4.187);
d[i]=csol[k]*(Tef[k][i-1]-Tef[k][i])
+msang[k][i-1]*(hv[k][i-1]-hl[k][i-1]);
}

a[eft[k]]=(hv[k][eft[k]-1]-hl[k][eft[k]-1]);
b[eft[k]]=((Tef[k][eft[k]-1]*4.187)-(hv[k][eft[k]]+hv[k][eft[k]-1]-hl[k][eft[k]-1]));
c[eft[k]]=0;
d[eft[k]]=csol[k]*(Tef[k][eft[k]-1]-Tef[k][eft[k]])
+msang[k][eft[k]-1]*(hv[k][eft[k]-1]-hl[k][eft[k]-1])
-mc[k][eft[k]]*(hv[k][eft[k]]-Tef[k][eft[k]]*4.187);
}

if(equacao<2)
{
equacao=equacao+1;

printf("\n\nEquacoes para cada efeito:");
fprintf(dados,"\n\nEquações para cada efeito:");

for(j=1;j<=eft[k];j++)
{
printf("\n %9.1f %9.1f %9.1f %9.1f ",a[j],b[j],c[j],d[j]);
fprintf(dados,"\n %9.1f %9.1f %9.1f %9.1f ",a[j],b[j],c[j],d[j]);
}
getch();
}

if(eft[k]!=1)
{
matriz_tri_diagonal();
}

qfr[k][1]=0;
qfr[k][1]=-(mve[k]*(hv[k][0]-hl[k][0]));

for(j=1;j<=eft[k];j++)
{
qqf[k][j]=0;
}

```

```

for(j=1;j<=sgft[k];j++)
{
    qqt[k][j]=msang[k][j]*(hv[k][j]-hl[k][j]);
}

if(eft[k]==1)
{
    qqt[k][1]=(mc[k][0]-mc[k][1])*(hv[k][1]-hl[k][1]);
}

if(eft[k]==2)
{
    qqt[k][2]=(mc[k][1]-mc[k][2])*(hv[k][2]-hl[k][2]);
}

if(eft[k]>2&&vvultimo[k]==1)
{
    qqt[k][eft[k]]=(mc[k][eft[k]-1]-mc[k][eft[k]])*(hv[k][eftrecomp[k]]-hl[k][eftrecomp[k]]);
}

for(j=1;j<=eft[k];j++)
{
    if(k==1)
    {
        soma[9]= soma[9] + qqt[k][j];
    }

    if(k==2)
    {
        soma[10]= soma[10] + qqt[k][j];
    }
}

area_do_evaporador();
}

/*Saída dos Resultados do Evaporador*/

void imprime_evap()
{
    if(k==1)
    {
        printf("\n\nResolucao do Balanco de Massa e Energia no Evaporador da Producao de Acucar");
        fprintf(dados,"\n\nResolução do Balanço de Massa e Energia no Evaporador da Produção de Açúcar");
    }
    else
    {
        printf("\n\nResolucao do Balanco de Massa e Energia no Evaporador da Producao de Alcool");
        fprintf(dados,"\n\nResolução do Balanço de Massa e Energia no Evaporador da Produção de Álcool");
    }

    printf("\n\nConsumo de Vapor= %6.1f kg/TC",mve[k]*3600/TC);
    fprintf(dados,"\n\nConsumo de Vapor= %6.1f kg/TC",mve[k]*3600/TC);
    printf("\n\nEfeito Temp. [C] V. Massica [kg/TC] Conc. [Bx] Sangria [kg/TC] EPEX [C] EPEh [C]");
    fprintf(dados,"\n\nEfeito Temp. [C] V. Mássica [kg/TC] Conc. [Bx] Sangria [kg/TC] EPEX [C] EPEh [C] ");
}

```

```

printf("\nentrada %4.1f %6.1f %4.1f -", Tef[k][0],mc[k][0]*3600/TC,Bx[k][0]);
fprintf(dados,"\nentrada %4.1f %6.1f %4.1f -", Tef[k][0],mc[k][0]*3600/TC,Bx[k][0]);

for(j=1;j<=eft[k];j++)
{
printf("\n %2d %4.1f %6.1f %4.1f %5.1f %4.1f %4.1f",
j,Tef[k][j],mc[k][j]*3600/TC,Bx[k][j],msang[k][j]*3600/TC,EPEX[k][j],EPEh[k][j]);
fprintf(dados,"\n %2d %4.1f %6.1f %4.1f %5.1f %4.1f %4.1f",
j,Tef[k][j],mc[k][j]*3600/TC,Bx[k][j],msang[k][j]*3600/TC,EPEX[k][j],EPEh[k][j]);
}

printf("\n\nEfeito DT [C] Conc. Media [Bx] U [kW/m2 C] Q [kW] Area [m2]");
fprintf(dados,"\n\nEfeito DT [C] Conc. Média [Bx] U [kW/m2 C] Q [kW] Área [m2]");

for(j=1;j<=eft[k];j++)
{
printf("\n %2d %4.1f %8.1f %8.1f %8.1f %4.1f",
j,dtef[k][j],Bxmed[k][j],U[k][j],Q[k][j],Aest[k][j]);
fprintf(dados,"\n %2d %4.1f %8.1f %8.1f %8.1f %4.1f",
j,dtef[k][j],Bxmed[k][j],U[k][j],Q[k][j],Aest[k][j]);
}
}

void caldo_mosto()
{
crmt= crmt+1;
itvl= itvl+2;
crmtq=1;
itvlq= itvlq+2;
printf("\n\nResfriamento do caldo para a producao de Alcool\n");
confirma=0;
while(confirma!=1)
{
printf("\nTemperatura Inferior [C] : ");
scanf("%f",&dd[5].tinf);
printf("Calor Especifico [kcal/kgC]: ");
scanf("%f",&dd[5].cinf);
printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
scanf("%d",&confirma);
}
dd[5].tsup=Tef[2][eft[2]];
dd[5].mass=mc[2][eft[2]]*0.92;
dd[5].csup = dd[5].cinf;
dd[5].tp=2;
fprintf(dados,"\n\nResfriamento do caldo para a produção de Álcool\n");
fprintf(dados,"\nTemperatura Superior: %8.1f C ", dd[5].tsup);
fprintf(dados,"\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg",dd[5].csup);
fprintf(dados,"\nTemperatura Inferior: %8.1f C",dd[5].tinf);
fprintf(dados,"\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg",dd[5].cinf);
fprintf(dados,"\nVazão Mássica : %8.1f kg/TC",dd[5].mass*3600/TC);
dd[5].q = (dd[5].mass*4.187*(dd[5].tsup*dd[5].csup-dd[5].tinf*dd[5].cinf));
dd[5].cp = dd[5].q/(dd[5].tsup-dd[5].tinf);
soma[2]= soma[2]+dd[5].q;
dd[5].dsup= dd[5].tsup-dt/2;
dd[5].dinf= dd[5].tinf-dt/2;
}

```

```

ttq[itvlq]= dd[5].tsup;
ttq[itvlq-1]= dd[5].tinf;
ddt[itvl]= dd[5].dsup;
ddt[itvl-1]= dd[5].dinf;
}

void trocador_regenerativo()
{
    int ii;

    crmtf=crmtf+1;
    crmtq=crmtq+1;
    itvlf= itvlf+2;
    itvlq= itvlq+2;
    soma[1]= soma[1]+dd[3].q;
    printf("\n\nTrocador Regenerativo\n");
    fprintf(dados,"\n\nTrocador Regenerativo\n");
    dd[6].tsup=dd[5].tsup;
    dd[6].mass=dd[5].mass*0.09;
    dd[6].csup = dd[5].csup;
    dd[6].cinf=dd[3].cinf;
    dd[6].tp=2;
    dd[7].tsup=dd[3].tsup;
    dd[7].mass=dd[3].mass+dd[6].mass;
    dd[7].csup=dd[3].csup;
    dd[7].cinf=dd[3].cinf;
    dd[7].tp=1;
    dd[7].tinf=(dd[3].mass*dd[3].cinf*dd[3].tinf+dd[6].mass*dd[6].csup*dd[6].tsup)/
                (dd[7].mass*dd[7].cinf);
    dd[3].tsup=dd[7].tinf;
    dd[6].tinf=dd[7].tinf;
    for(ii=6;ii<=7;ii++)
    {
        crmt= crmt+1;
        itvl= itvl+2;
        dd[ii].q = (dd[ii].mass*4.187*(dd[ii].tsup*dd[ii].csup-dd[ii].tinf*dd[ii].cinf));
        dd[ii].cp = dd[ii].q/(dd[ii].tsup-dd[ii].tinf);
        if(dd[ii].tp==1)
        {
            dd[ii].q=-dd[ii].q;
            dd[ii].cp=-dd[ii].cp;
        }
        soma[1]= soma[1]-dd[ii].q;
        dd[ii].dsup= dd[ii].tsup+dt/2;
        dd[ii].dinf= dd[ii].tinf+dt/2;
        ttq[itvlf]= dd[ii].tsup;
        ttq[itvlf-1]= dd[ii].tinf;
    }
    if(dd[ii].tp==2)
    {
        soma[2]= soma[2]+dd[ii].q;
        dd[ii].dsup= dd[ii].tsup-dt/2;
        dd[ii].dinf= dd[ii].tinf-dt/2;
        ttq[itvlq]= dd[ii].tsup;
        ttq[itvlq-1]= dd[ii].tinf;
    }
}

```

```

        ddt[itvl]= dd[ii].dsup;
        ddt[itvl-1]= dd[ii].dinf;
        printf("\nTemperatura Superior: %8.1f C ", dd[ii].tsup);
        printf("\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg.C",dd[ii].csup);
        printf("\nTemperatura Inferior: %8.1f C",dd[ii].tinf);
        printf("\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg",dd[ii].cinf);
        printf("\nVazão Massica : %8.1f kg/TC\n",dd[ii].mass*3600/TC);
        fprintf(dados,"\nTemperatura Superior: %8.1f C ", dd[ii].tsup);
        fprintf(dados,"\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg.C",dd[ii].csup);
        fprintf(dados,"\nTemperatura Inferior: %8.1f C",dd[ii].tinf);
        fprintf(dados,"\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg",dd[ii].cinf);
        fprintf(dados,"\nVazão Mássica : %8.1f kg/TC\n",dd[ii].mass*3600/TC);
    }
    dd[3].csup=dd[3].cinf;
    dd[3].q = -(dd[3].mass*4.187*(dd[3].tsup*dd[3].csup-dd[3].tinf*dd[3].cinf));
    dd[3].cp = dd[3].q/(dd[3].tsup-dd[3].tinf);
    soma[1]= soma[1]-dd[3].q;
    dd[3].dsup= dd[3].tsup+dt/2;
    ttf[5]= dd[3].tsup;
    ddt[5]= dd[3].dsup;
    printf("\nTemperatura Superior: %8.1f C ", dd[3].tsup);
    printf("\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg.C",dd[3].csup);
    printf("\nTemperatura Inferior: %8.1f C",dd[3].tinf);
    printf("\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg",dd[3].cinf);
    printf("\nVazão Massica : %8.1f kg/TC",dd[3].mass*3600/TC);
    fprintf(dados,"\nTemperatura Superior: %8.1f C ", dd[3].tsup);
    fprintf(dados,"\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg.C",dd[3].csup);
    fprintf(dados,"\nTemperatura Inferior: %8.1f C",dd[3].tinf);
    fprintf(dados,"\nCalor Especifico : %8.3f kcal/kg",dd[3].cinf);
    fprintf(dados,"\nVazão Mássica : %8.1f kg/TC",dd[3].mass*3600/TC);
}

void cozimento()
{
    printf("\n\nCozimento\n");
    confirma=0;
    while(confirma!=1)
    {
        printf("\n\nTemp. de Cozimento [C] : ");
        scanf("%f",&dd[8].tsup);
        printf("Consumo Especifico [t.vapor/t.acucar]: ");
        scanf("%f",&cecoz);
        printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
        scanf("%d",&confirma);
    }
    crmt=crmt+1;
    itvl=itvl+2;
    crmtf=crmtf+1;
    itvlf=itvlf+2;
    dd[crmt].mass=mc[1][eft[1]];
    bxent=Bx[1][eft[1]];
    dd[crmt].tinf=dd[crmt].tsup;
    dd[crmt].tp=3;
    fprintf(dados,"\n\nCozimento\n");
    fprintf(dados,"\nTemperatura : %8.1f C ", dd[crmt].tsup);

```

```

fprintf(dados, "\nXarope de Entrada : %8.1f kg/TC", dd[crnt].mass*3600/TC);
fprintf(dados, "\nConcentracao Xarope : %8.1f Brix", bxent);
fprintf(dados, "\nConsumo Especifico : %8.1f ton.vapor/ton.acucar", cecoz);
acuc = dd[crnt].mass*0.291;
mel = dd[crnt].mass*0.190;
dd[crnt].q = -(cecoz*acuc)*(HV0-HL0);
soma[5] = -dd[crnt].q;
mve[4] = -(dd[crnt].q)/(HV0-HL0);
dd[crnt].dsup = dd[crnt].tsup+dt/2;
dd[crnt].dinf = dd[crnt].tinf+dt/2;
ddt[itvl] = dd[crnt].dsup;
ddt[itvl-1] = dd[crnt].dinf;
ttf[itvlf] = dd[crnt].tsup;
ttf[itvlf-1] = dd[crnt].tinf;
}

void fermentacao()
{
float Bxferm;
printf("\n\nFermentacao");
fprintf(dados, "\n\nFermentacao");
pef = 1.05; /*Produção Especifica da fermentação [t.vinho/t.mosto]*/
mosto = mel+dd[5].mass;
Bxferm = (mel*82.1 + dd[5].mass*Bx[2][eft[2]])/(mosto);
ajusta = 0;
if(Bxferm < 17)
{
ajusta = mosto*(Bxferm-17)/17;
Bxferm = 17;
mve[5] = -ajusta*((2676-419)+(100-32)*4.187)/(HV0-HL0);
cferment = mve[5]*(HV0-HL0);
crnt = crnt+1;
itvl = itvl+2;
crntf = crntf+1;
itvlf = itvlf+2;
dd[crnt].tsup = 100;
dd[crnt].tinf = dd[crnt].tsup;
dd[crnt].tp = 3;
dd[crnt].q = -(cferment);
soma[6] = soma[6]-dd[crnt].q;
dd[crnt].dsup = dd[crnt].tsup+dt/2;
dd[crnt].dinf = dd[crnt].tinf+dt/2;
ddt[itvl] = dd[crnt].dsup;
ddt[itvl-1] = dd[crnt].dinf;
ttf[itvlf] = dd[crnt].tsup;
ttf[itvlf-1] = dd[crnt].tinf;
printf("\n\nÁgua evaporada para o ajuste do mosto : %8.1f kg/s", -ajusta);
fprintf(dados, "\n\nÁgua evaporada para o ajuste do mosto : %8.1f kg/s", -ajusta);
}
if(Bxferm > 24)
{
ajusta = mosto*(Bxferm-24)/24;
Bxferm = 24;
printf("\n\nAcréscimo de água para ajuste do mosto : %8.1f kg/s", ajusta);
fprintf(dados, "\n\nAcréscimo de água para ajuste do mosto : %8.1f kg/s", ajusta);
}
}

```

```

    }
    mosto=mosto+ajusta;
    vinho=mosto*pef;
    printf("\n\nMosto      : %8.1f kg/s \nConcentracao : %8.1f Brix\n",mosto,Bxferm);
    fprintf(dados,"\n\nMosto      : %8.1f kg/s \nConcentraçao : %8.1f Brix\n",mosto,Bxferm);
}

void destilacao()
{
    float pedest,meHd,meAn;
    printf("\n\nDestilacao\n ");
    fprintf(dados,"\n\nDestilação\n ");
    crmt=crmt+1;
    itvl=itvl+2;
    crmtf=crmtf+1;
    itvlf=itvlf+2;
    confirma=0;
    while(confirma!=1)
    {
        printf("\nRelacao de Producao [l.alcoolHd/l.alcool]      : ");
        scanf("%f",&xHd);
        printf("Cons. Espec. alcool hidratado [kg.vapor/l.alcool]: ");
        scanf("%f",&ceHd);
        printf("Cons. Espec. alcool Anidro  [kg.vapor/l.alcool]: ");
        scanf("%f",&ceAn);
        printf("Temperatura Media da Destilacao [C]      : ");
        scanf("%f",&dd[crmt].tsup);
        printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
        scanf("%d",&confirma);
    }
    pedest= 13.0; /*Produção Específica da Destilação [l.vinhaça/l.álcool]*/
    meHd= 0.8098; /*Massa Específica álcool hidratado [kg/l]*/
    meAn= 0.7915; /*Massa Específica álcool anidro [kg/l]*/
    fprintf(dados,"\nRelação de Produção      : %8.2f [l.alcoolHd/l.alcool] ",xHd);
    fprintf(dados,"\nCons. Espec. alcool hidratado : %8.2f [kg.vapor/l.alcool]",ceHd);
    fprintf(dados,"\nCons. Espec. alcool Anidro   : %8.2f [kg.vapor/l.alcool]",ceAn);
    alcool= vinho/(pedest+1);
    alcHd=(alcool*xHd)/meHd;
    xAn=1-xHd;
    alcAn=(alcool*xAn)/meAn;
    mve[6]=ceHd*alcHd;
    mve[7]=ceAn*alcAn;
    cdestHd=mve[6]*(HV0-HL0);
    cdestAn=mve[7]*(HV0-HL0);
    soma[6]= soma[6] + cdestHd + cdestAn;
    printf("\n\nProdução de Alcool Total      : %8.2f kg/s",alcool);
    printf("\nAlcool Hidratado      : %8.2f l/s %8.2f l/TC",alcHd,alcHd*3600/TC);
    printf("\nAlcool Anidro      : %8.2f l/s %8.2f l/TC",alcAn,alcAn*3600/TC);
    fprintf(dados,"\n\nProdução de Álcool Total      : %8.2f kg/s",alcool);
    fprintf(dados,"\nÁlcool Hidratado      : %8.2f l/s %8.2f l/TC",alcHd,alcHd*3600/TC);
    fprintf(dados,"\nÁlcool Anidro      : %8.2f l/s %8.2f l/TC",alcAn,alcAn*3600/TC);
    dd[crmt].tinf=dd[crmt].tsup;
    dd[crmt].tp=3;
    dd[crmt].q = -(cdestHd);
    fprintf(dados,"\n\nTemperatura Media      : %8.1f C ", dd[crmt].tsup);
}

```

```

dd[crnt].dsup= dd[crnt].tsup+dt/2;
dd[crnt].dinf= dd[crnt].tinf+dt/2;
ddt[itvl]= dd[crnt].dsup;
ddt[itvl-1]= dd[crnt].dinf;
ttf[itvlf]= dd[crnt].tsup;
ttf[itvlf-1]= dd[crnt].tinf;
}

```

/*Cálculo do Número de Intervalos*/

```

void intervalos()
{
    for(i=1;i<=itvl;i++)
    {
        for(j=(i+1);j<=itvl;j++)
        {
            while (ddt[j]==ddt[i])
            {
                if(j==itvl)
                {
                    ddt[j]=0;
                }
                else
                {
                    ddt[j]=ddt[itvl];
                }
            }

            itvl=itvl-1;
        }

        if(ddt[j]>ddt[i])
        {
            dsub=ddt[i];
            ddt[i]=ddt[j];
            ddt[j]=dsub;
        }
    }
}

for(i=1;i<=itvl;i++)
{
    for(j=1;j<=crnt;j++)
    {
        if((dd[j].dsup==ddt[i]) && (dd[j].dinf==ddt[i]))
        {
            itvl=itvl+1;

            for(m=itvl;m>=i+2;m--)
            {
                ddt[m]=ddt[m-1];
            }

            ddt[i+1]=ddt[i];
            i=i+1;
        }
    }
}

j=crnt;

```

```

    }
}

for(i=1;i<=itvl;i++)
{
    for(k=1;k<=evap;k++)
    {
        for(j=0;j<=eft[k];j++)
        {
            if(ddt[i+1]==ddt[i])
            {
                i=i+1;
            }

            if((def[k][j]==ddt[i])&&(ddt[i-1]!=ddt[i]))
            {
                itvl=itvl+1;

                for(m=itvl;m>=i+2;m--)
                {
                    ddt[m]=ddt[m-1];
                }

                ddt[i+1]=ddt[i];
                i=i+1;
            }
        }
    }
}

j=eft[k];

}

}

printf("\n\nIntervalos do Pinch Point com %2d Níveis de Temperaturas \n",itvl );
fprintf(dados,"\n\nIntervalos do Pinch Point com %2d Níveis de Temperaturas \n",itvl );

for(i=1;i<=itvl;i++)
{
    printf("\nT[%2d] = %5.1f C",i,ddt[i]);
    fprintf(dados,"\nT[%2d] = %5.1f C",i,ddt[i]);
}

getch();
}

```

/*Cálculo do Número de Intervalos de Correntes Frias*/

```

void intervalos_frios()
{
    for(i=1;i<=itvlf;i++)
    {
        for(j=(i+1);j<=itvlf;j++)
        {
            while (tff[j]==tff[i])
            {

```

```

        if(j==itvlf)
        {
            ttf[j]=0;
        }
        else
        {
            ttf[j]=ttf[itvlf];
        }
        itvlf=itvlf-1;
    }

    if(ttf[j]>ttf[i])
    {
        dsub=ttf[i];
        ttf[i]=ttf[j];
        ttf[j]=dsub;
    }
}

for(i=1;i<=itvlf;i++)
{
    for(j=1;j<=crrnt;j++)
    {
        if((dd[j].tsup==ttf[i]) && (dd[j].tinf==ttf[i]))
        {
            itvlf=itvlf+1;

            for(m=itvlf;m>=i+2;m--)
            {
                ttf[m]=ttf[m-1];
            }

            ttf[i+1]=ttf[i];
            i=i+1;
            j=crrnt;
        }
    }
}

for(i=1;i<=itvlf;i++)
{
    for(k=1;k<=evap;k++)
    {
        if(ttf[i+1]==ttf[i])
        {
            i=i+1;
        }

        if((Tef[k][1]==ttf[i])&& (ttf[i-1]!=ttf[i]))
        {
            itvlf=itvlf+1;

            for(m=itvlf;m>=i+2;m--)
            {

```

```

        ttff[m]=ttff[m-1];
    }

    ttff[i+1]=ttff[i];
    i=i+1;
}

}

}

/*Cálculo do Número de Intervalos de Correntes Quentes*/

void intervalos_quentes()
{
    for(i=1;i<=itvlq;i++)
    {
        for(j=(i+1);j<=itvlq;j++)
        {
            while (ttq[j]==ttq[i])
            {
                if(j==itvlq)
                {
                    ttq[j]=0;
                }
                else
                {
                    ttq[j]=ttq[itvlq];
                }
                itvlq=itvlq-1;
            }

            if(ttq[j]>ttq[i])
            {
                dsub=ttq[i];
                ttq[i]=ttq[j];
                ttq[j]=dsub;
            }
        }
    }

    for(i=1;i<=itvlq;i++)
    {
        for(k=1;k<=evap;k++)
        {
            for(j=1;j<=eft[k];j++)
            {
                if(ttq[i+1]==ttq[i])
                {
                    i=i+1;
                }

                if(((Tef[k][j]==ttq[i])&&(ttq[i-1]!=ttq[i]))||((TVE==ttq[i])&&(ttq[i-1]!=ttq[i])))
                {
                    itvlq=itvlq+1;
                }
            }
        }
    }
}

```

```

                                for(m=itvlq;m>=i+2;m--)
                                {
                                    ttq[m]=ttq[m-1];
                                }

                                ttq[i+1]=ttq[i];
                                i=i+1;
                                j= eft[k];
                                }
                            }
                        }
                    }
                }
            }
        }
    }
}

```

/*Cálculo das Cargas Térmicas das Correntes nos Intervalos*/

```

void ctcorrentes()
{
    for(i=0;i<=itvl;i++)
    {
        dd[0].ct[i]=0;
    }

    for(i=1;i<=crmt;i++)
    {
        IPctcorrente= IPctcorrente+1;

        if(IPctcorrente<=crmt)
        {
            printf("\n\nCarga Termica da Corrente %2d nos Intervalos de Temperatura",i);
            fprintf(dados,"\n\nCarga Térmica da Corrente %2d nos Intervalos de Temperatura",i);
        }

        for(j=1;j<=itvl;j++)
        {
            if(dd[i].dsup==ddt[j])
            {
                sinal1=j;
            }

            if(dd[i].dinf==ddt[j])
            {
                sinal2=j;
            }
        }

        if(dd[i].tp==1||dd[i].tp==2)
        {
            for(j=sinal1;j<sinal2;j++)
            {
                dd[i].ct[j]= dd[i].cp*(ddt[j]-ddt[j+1]);
                dd[0].ct[j]= dd[0].ct[j]+dd[i].ct[j];
            }

            if(IPctcorrente<=crmt)

```

```

        {
            printf("\n\n%2d  %4.1f C ----- dd[%d].ct[%d]= %8.0f ",j,ddt[j],i,j,dd[i].ct[j]);
            fprintf(dados,"\n\n%2d  %4.1f C ----- dd[%d].ct[%d]= %8.0f
",j,ddt[j],i,j,dd[i].ct[j]);
        }

        if(IPctcorrente<=crrnt)
        {
            getch();
        }
    }

    if(dd[i].tp==3||dd[i].tp==4)
    {
        for(j=sinal1;j<=sinal2;j++)
        {
            dd[0].ct[j-1]= dd[0].ct[j-1]+dd[i].q;
        }

        if(IPctcorrente<=crrnt)
        {
            printf("\n\n%2d  %4.1f C ----- dd[%d].q= %8.0f ",j,ddt[j],i,dd[i].q);
            fprintf(dados,"\n\n%2d  %4.1f C ----- dd[%d].q= %8.0f ",j,ddt[j],i,dd[i].q);
        }

        if(IPctcorrente<=crrnt)
        {
            getch();
        }
    }
}

```

/*Cálculo das Cargas Térmicas das Correntes Frias*/

```

void ctcorrentes_frias()
{
    for(i=0;i<=itvlf;i++)
    {
        cf[i]=0;
    }

    for(i=1;i<=crrnt;i++)
    {
        for(j=1;j<=itvlf;j++)
        {
            if(dd[i].tsup==ttf[j])
            {
                sinal1=j;
            }

            if (dd[i].tinf==ttf[j])
            {

```

```

        sinal2=j;
    }
}

if(dd[i].tp==1)
{
    for(j=sinal1;j<sinal2;j++)
    {
        cf[j]= cf[j] + dd[i].cp*(ttf[j]-ttf[j+1]);
    }
}

if(dd[i].tp==3)
{
    for(j=sinal1;j==sinal2;j++)
    {
        cf[j-1]= cf[j-1]+dd[i].q;
    }
}
}
}

```

/*Cálculo das Cargas Térmicas das Correntes Quentes*/

```

void ctcorrentes_quentes()
{
    for(i=0;i<=itvlq;i++)
    {
        cq[i]=0;
    }

    for(i=1;i<=crrnt;i++)
    {
        for(j=1;j<=itvlq;j++)
        {
            if(dd[i].tsup==ttq[j])
            {
                sinal1=j;
            }

            if (dd[i].tinf==ttq[j])
            {
                sinal2=j;
            }
        }

        if(dd[i].tp==2)
        {
            for(j=sinal1;j<sinal2;j++)
            {
                cq[j]= cq[j] + dd[i].cp*(ttq[j]-ttq[j+1]);
            }
        }
    }
}

```

```

    }
}

```

/*Cálculos das Cargas Térmicas dos Evaporadores nos Intervalos*/

```
void ctevaporadores()
```

```
{
    dd[0].ct[1]=dd[0].ct[1]+qfr[k][1];
    cf[1]=cf[1]+qfr[k][1];
```

```
    printf("\n\nCarga Térmica do Evaporador %2d ",k);
    fprintf(dados,"\n\nCarga Térmica do Evaporador %2d ",k);
```

```
    printf("\n\n1 ---- qfr[%d][1]= %8.0f ",k,qfr[k][1]);
    fprintf(dados,"\n\n1 ---- qfr[%d][1]= %8.0f ",k,qfr[k][1]);
```

```
    for(i=1;i<=eft[k];i++)
    {
        for(j=1;j<=itvl;j++)
        {
            if(ddt[j]==def[k][i])
            {
                dd[0].ct[j]=dd[0].ct[j]+qqt[k][i];

                printf("\n\n%2d  %4.1f C ---- qqt[%d][%d]= %8.0f ",j,ddt[j],k,i,qqt[k][i]);
                fprintf(dados,"\n\n%2d  %4.1f C ---- qqt[%d][%d]= %8.0f ",j,ddt[j],k,i,qqt[k][i]);

                j=itvl;
            }
        }
    }
```

```
    getch();
```

```
    for(j=1;j<=itvl;j++)
    {
        if(tuq[j]==Tef[k][i])
        {
            if(i<eft[k])
            {
                cq[j]=cq[j]+qqt[k][i];

                if(i==eftrecomp[k])
                {
                    cq[j]=cq[j]+qqt[k][eft[k]];
                }
            }

            if(i==eft[k])
            {
                if((eft[k]==eftrecomp[k])||(eft[k]<=2))
                {
```

```

        cq[j]=cq[j]+qqt[k][i];
    }
}

j=itvlq;
}
}
}

/*Calcula o consumo total em kg/TC*/

void consumo()
{
    printf("\n\nConsumo de Vapor Escape - Processos Isolados sem Integracao\n");
    fprintf(dados,"\n\nConsumo de Vapor Escape - Processos Isolados sem Integração\n");

    mve[0]=0;

    for(i=1;i<=7;i++)
    {
        mve[0]=mve[0]+mve[i];
    }

    printf("\nAquecimento do Caldo 1      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[1].q/(HV0-HL0),-dd[1].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[1].q);
    fprintf(dados,"\nAquecimento do Caldo 1      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[1].q/(HV0-HL0),-dd[1].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[1].q);

    printf("\nAquecimento do Caldo 2a      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[3].q/(HV0-HL0),-dd[3].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[3].q);
    fprintf(dados,"\nAquecimento do Caldo 2a      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[3].q/(HV0-HL0),-dd[3].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[3].q);

    printf("\nAquecimento do Caldo 2b      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[7].q/(HV0-HL0),-dd[7].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[7].q);
    fprintf(dados,"\nAquecimento do Caldo 2b      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[7].q/(HV0-HL0),-dd[7].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[7].q);

    printf("\nPre-Aquecimento do Evaporador 1 : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[2].q/(HV0-HL0),-dd[2].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[2].q);
    fprintf(dados,"\nPré-Aquecimento do Evaporador 1 : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[2].q/(HV0-HL0),-dd[2].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[2].q);

    printf("\nPre-Aquecimento do Evaporador 2 : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[4].q/(HV0-HL0),-dd[4].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[4].q);
    fprintf(dados,"\nPré-Aquecimento do Evaporador 2 : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",-dd[4].q/(HV0-HL0),-dd[4].q*3600/((HV0-HL0)*TC),-dd[4].q);

    printf("\n\nSOMA 1 - Aquecimento do caldo      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[1]/(HV0-HL0),soma[1]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[1]);
    fprintf(dados,"\n\nSOMA 1 - Aquecimento do caldo      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[1]/(HV0-HL0),soma[1]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[1]);
}

```

```
getch();
```

```
printf("\n\nResfriamento do Caldo 2a      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",dd[5].q/(HV0-  
HL0),dd[5].q*3600/((HV0-HL0)*TC),dd[5].q);  
fprintf(dados,"\n\nResfriamento do Caldo 2a      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",dd[5].q/(HV0-HL0),dd[5].q*3600/((HV0-HL0)*TC),dd[5].q);
```

```
printf("\n\nResfriamento do Caldo 2b      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",dd[6].q/(HV0-  
HL0),dd[6].q*3600/((HV0-HL0)*TC),dd[6].q);  
fprintf(dados,"\n\nResfriamento do Caldo 2b      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",dd[6].q/(HV0-  
HL0),dd[6].q*3600/((HV0-HL0)*TC),dd[6].q);
```

```
printf("\n\nSOMA 2 - Resfriamento do caldo      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[2]/(HV0-  
HL0),soma[2]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[2]);  
fprintf(dados,"\n\nSOMA 2 - Resfriamento do caldo      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",soma[2]/(HV0-HL0),soma[2]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[2]);
```

```
printf("\n\nVapor Vegetal do Evaporador 1 : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[9]/(HV0-  
HL0),soma[9]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[9]);  
fprintf(dados,"\n\nVapor Vegetal do Evaporador 1      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",soma[9]/(HV0-HL0),soma[9]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[9]);
```

```
printf("\n\nVapor Vegetal do Evaporador 2 : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[10]/(HV0-  
HL0),soma[10]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[10]);  
fprintf(dados,"\n\nVapor Vegetal do Evaporador 2      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",soma[10]/(HV0-HL0),soma[10]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[10]);
```

```
soma[3]= soma[9] + soma[10];
```

```
printf("\n\nSOMA 3 - Vapor Vegetal      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[3]/(HV0-  
HL0),soma[3]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[3]);  
fprintf(dados,"\n\nSOMA 3 - Vapor Vegetal      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",soma[3]/(HV0-HL0),soma[3]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[3]);
```

```
printf("\n\nEvaporador do Acucar      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",mve[1],mve[1]*3600/TC,mve[1]*(HV0-HL0));  
fprintf(dados,"\n\nEvaporador do Açúcar      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",mve[1],mve[1]*3600/TC,mve[1]*(HV0-HL0));
```

```
printf("\n\nEvaporador do Alcool      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",mve[2],mve[2]*3600/TC,mve[2]*(HV0-HL0));  
fprintf(dados,"\n\nEvaporador do Álcool      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",mve[2],mve[2]*3600/TC,mve[2]*(HV0-HL0));
```

```
soma[4]= (mve[1]+mve[2])*(HV0-HL0);
```

```
printf("\n\nSOMA 4 - Evaporador      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[4]/(HV0-  
HL0),soma[4]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[4]);  
fprintf(dados,"\n\nSOMA 4 - Evaporador      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f  
kW",soma[4]/(HV0-HL0),soma[4]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[4]);
```

```
getch();
```

```
printf("\n\nSOMA 5 - Cozimento      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[5]/(HV0-  
HL0),soma[5]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[5]);
```

```

fprintf(dados,"\\n\\nSOMA 5 - Cozimento          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",soma[5]/(HV0-HL0),soma[5]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[5]);

printf("\\n\\nFermentacao          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[5],mve[5]*3600/TC,mve[5]*(HV0-HL0));
fprintf(dados,"\\n\\nFermentação          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[5],mve[5]*3600/TC,mve[5]*(HV0-HL0));

printf("\\n\\nDestilacao Alcool Hidratado      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[6],mve[6]*3600/TC,mve[6]*(HV0-HL0));
fprintf(dados,"\\n\\nDestilação Álcool Hidratado      : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[6],mve[6]*3600/TC,mve[6]*(HV0-HL0));

printf("\\n\\nDestilacao Alcool Anidro          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[7],mve[7]*3600/TC,mve[7]*(HV0-HL0));
fprintf(dados,"\\n\\nDestilação Álcool Anidro          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[7],mve[7]*3600/TC,mve[7]*(HV0-HL0));

printf("\\n\\nSOMA 6 - Destilacao          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[6]/(HV0-
HL0),soma[6]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[6]);
fprintf(dados,"\\n\\nSOMA 6 - Destilação          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",soma[6]/(HV0-HL0),soma[6]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[6]);

soma[7] = soma[1] + soma[4] + soma[5] + soma[6];

printf("\\n\\nSOMA 7 - Aquecimentos          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[7]/(HV0-
HL0),soma[7]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[7]);
fprintf(dados,"\\n\\nSOMA 7 - Aquecimentos          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",soma[7]/(HV0-HL0),soma[7]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[7]);

soma[8] = soma[2] + soma[3];

printf("\\n\\nSOMA 8 - Resfriamentos          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f kW",soma[8]/(HV0-
HL0),soma[8]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[8]);
fprintf(dados,"\\n\\nSOMA 8 - Resfriamentos          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",soma[8]/(HV0-HL0),soma[8]*3600/((HV0-HL0)*TC),soma[8]);

printf("\\n\\nSomatoria          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[0],mve[0]*3600/TC,mve[0]*(HV0-HL0));
fprintf(dados,"\\n\\nSomatória          : %5.1f kg/s      %5.1f kg/TC      %7.1f
kW",mve[0],mve[0]*3600/TC,mve[0]*(HV0-HL0));

getch();
}

/*Imprime a Casacta Térmica*/

void imprime_cascata()
{
printf("\\n\\n          CASCATA TÉRMICA \\n");
fprintf(dados,"\\n\\n          CASCATA TÉRMICA \\n");

printf("\\n\\nTemp.      [Util. Quente]      [Util. Quente] Interv.");

```

```

printf("\n\n%4.1f C ---- QH= %8.0f ----- QH= %8.0f -----", ddt[1], qpinch[0][1], qpinch[1][1]);

for(i=1; i<itvl-1; i++)
{
    printf("\n\n      [H%2d= %8.0f]    [H%2d= %8.0f]    %2d", i, ddt[0].ct[i], i, ddt[0].ct[i], i);
    printf("\n\n%4.1f C ----- %8.0f ----- %8.0f -----", ddt[i+1], qpinch[0][i+1], qpinch[1][i+1]);
    getch();
}

printf("\n\n      [H%2d= %8.0f]    [H%2d= %8.0f]    %2d", i, ddt[0].ct[itvl-1], i, ddt[0].ct[itvl-1], i);
printf("\n\n%4.1f C ----- QC= %8.0f ----- QC= %8.0f -----", ddt[itvl], qpinch[0][itvl], qpinch[1][itvl]);
printf("\n\n      [ Util. Fria]      [ Util. Fria]    ");

printf("\n\n\nPinch Point: T= %4.1f C Qmin= %8.0f kW    MVEmin= %8.0f kg/TC\n\n",
    dpinch, qpinch[1][1], (qpinch[1][1]*3600)/((HV0-HL0)*TC));
printf("\n\n      Qtotal= %8.0f kW    MVEtotal= %8.0f kg/TC\n\n",
    (qpinch[1][1]+cdestAn), ((qpinch[1][1]*3600)/(HV0-HL0)+mve[7]*3600)/TC);

fprintf(dados, "\n\nTemp.      [ Util. Quente]      [ Util. Quente] Interv.");
fprintf(dados, "\n\n%4.1f C ---- QH= %8.0f ----- QH= %8.0f -----", ddt[1], qpinch[0][1], qpinch[1][1]);

for(i=1; i<itvl-1; i++)
{
    fprintf(dados, "\n\n      [H%2d= %8.0f]    [H%2d= %8.0f]    %2d", i, ddt[0].ct[i], i, ddt[0].ct[i], i);
    fprintf(dados, "\n\n%4.1f C ----- %8.0f ----- %8.0f -----",
        ddt[i+1], qpinch[0][i+1], qpinch[1][i+1]);
}

fprintf(dados, "\n\n      [H%2d= %8.1f]    [H%2d= %8.1f]    %2d", i, ddt[0].ct[i], i, ddt[0].ct[i], i);
fprintf(dados, "\n\n%4.1f C ----- QC= %8.0f ----- QC= %8.0f -----", ddt[itvl], qpinch[0][itvl], qpinch[1][itvl]);
fprintf(dados, "\n\n      [ Util. Fria]      [ Util. Fria]    ");

fprintf(dados, "\n\n\nPinch Point: T= %4.1f C Qmin= %8.0f kW    MVEmin= %8.0f kg/TC\n\n",
    dpinch, qpinch[1][1], (qpinch[1][1]*3600)/((HV0-HL0)*TC));
fprintf(dados, "\n\n      Qtotal= %8.0f kW    MVEtotal= %8.0f kg/TC\n\n",
    (qpinch[1][1]+cdestAn), ((qpinch[1][1]*3600)/(HV0-HL0)+mve[7]*3600)/TC);

fprintf(grafts, "\n\nGrande Curva Composta \n");

for(i=itvl; i>=1; i--)
{
    fprintf(grafts, "\n%4.1f C ", ddt[i]);
}

fprintf(grafts, "\n");

for(i=itvl; i>=1; i--)
{
    fprintf(grafts, "\n%8.0f", qpinch[1][i]);
}

fprintf(grafts, "\n\nCurva Composta Quente \n");

```

```

        for(i=itvlq;i>=1;i--)
        {
            fprintf(grafts,"\n%4.1f C ",ttq[i]);
        }

    fprintf(grafts,"\n");

        for(i=itvlq;i>=1;i--)
        {
            fprintf(grafts,"\n%8.0f",qpinch[2][i]);
        }

    fprintf(grafts,"\n\nCurva Composta Fria \n");

        for(i=itvlf;i>=1;i--)
        {
            fprintf(grafts,"\n%4.1f C ",ttf[i]);
        }

    fprintf(grafts,"\n");

        for(i=itvlf;i>=1;i--)
        {
            fprintf(grafts,"\n%8.0f",qpinch[3][i]);
        }

    getch();
}

/*Cálculo do Pinch-Point*/

void pinch()
{
    dpinch=0;

    for(i=0;i<=itvl;i++)
    {
        qpinch[0][i]=0;
        qpinch[1][i]=0;
    }

    for(i=2;i<=itvl;i++)
    {
        qpinch[0][i]=qpinch[0][i-1]+dd[0].ct[i-1];

        if(qpinch[0][i]<qpinch[1][1])
        {
            qpinch[1][1]=qpinch[0][i];
            dpinch=ddt[i];
        }
    }

    qpinch[1][1]=-qpinch[1][1];

```

```

        for(i=2;i<=itvl;i++)
        {
            qpinch[1][i]=qpinch[1][i-1]+dd[0].ct[i-1];
        }
    }

```

/*Cálculo das Curvas Fria e Quente*/

```

void pinch_fr_qt()
{
    for(i=0;i<=itvlq;i++)
    {
        qpinch[2][i]=0;
    }
    for(i=0;i<=itvlf;i++)
    {
        qpinch[3][i]=0;
    }
    qpinch[2][itvlq]=10000;
    for(i=itvlq-1;i>=3;i--)
    {
        qpinch[2][i]=qpinch[2][i+1]+cq[i];
    }
    qpinch[2][2]=qpinch[2][3];
    qpinch[2][1]=qpinch[2][2]+ qpinch[1][1];
    qpinch[3][1]=qpinch[2][1];
    for(i=2;i<=itvlf;i++)
    {
        qpinch[3][i]=qpinch[3][i-1]+cf[i-1];
    }
}

```

/*Rotina para o Cálculo das Cargas Térmicas nos Intervalos e do Pinch-Point*/

```

void carga_termica_pinch()
{
    ctcorrentes();
    ctcorrentes_frias();
    ctcorrentes_quentes();
    for(k=1;k<=evap;k++)
    {
        ctevaporadores();
    }
    pinch();
    pinch_fr_qt();
}

```

/*Marca os Efeitos com Possibilidades de Sangria*/

```

void marcasang()
{
    for(i=0;i<=itvl;i++)
    {

```

```

        marca[k][i]=0;
    }
    marca[k][0]=1;
    marca[k][sgft[k]+1]=itvl;
    for(i=1;i<=sgft[k];i++)
    {
        for(j=1;j<=itvl;j++)
        {
            if(ddt[j]==def[k][i])
            {
                marca[k][i]=j;
                j=itvl;
            }
        }
    }
}

```

/*Cálculo da Sangria Necessária ao Processo*/

```

void pinch_sang()
{
    for(i=1;i<=sgft[k]+1;i++)
    {
        for(j=(marca[k][i-1]+1);j<=marca[k][i];j++)
        {
            if(qpinch[0][j]<qpinch[0][marca[k][i-1]] && qpinch[0][j]<-0.1)
            {
                qpinch[0][marca[k][i-1]]=qpinch[0][marca[k][i-1]]-qpinch[0][j];
                if(i!=1)
                {
                    nesang[k][i-1]=nesang[k][i-1]-qpinch[0][j]/(hv[k][i-1]-hl[k][i-1]);
                }
                for(n=(marca[k][i-1]+1);n<=itvl;n++)
                {
                    qpinch[0][n]=qpinch[0][n-1]+dd[0].ct[n-1];
                }
            }
        }
    }
}

```

/*Verificação da Sangria*/

```

void verifica_sangria()
{
    int ii;
    printf("\n\nVerifica Sangria\n\n");
    for(ii=sgft[1];ii>=1;ii--)
    {
        k=1;
        while((sinal==0) && (msang[1][ii]<=nesang[1][ii]))
        {
            msang[1][ii]=msang[1][ii]+1;
            evaporador();
        }
    }
}

```

```

while((sinal==1) && (msang[1][ii]>=1))
{
    msang[1][ii]=msang[1][ii]-1;
    evaporador();
}
while(msang[1][ii]<nesang[1][ii])
{
    nesang[1][ii]=nesang[1][ii]-1;
    if(sgft[2]>=ii)
    {
        nesang[2][ii]=nesang[2][ii]+1;
k=2;
        while((sinal==0)&&(msang[2][ii]<=nesang[2][ii]))
        {
            msang[2][ii]=msang[2][ii]+1;
            evaporador();
        }
        while((sinal==1) && (msang[2][ii]>=1))
        {
            msang[2][ii]=msang[2][ii]-1;
            evaporador();
        }
        while(msang[2][ii]<nesang[2][ii])
        {
            nesang[2][ii]=nesang[2][ii]-1;
            if(ii!=1)
            {
                nesang[1][ii-1]=nesang[1][ii-1]+1*(hv[1][ii]-hl[1][ii])/(hv[1][ii-1]-
hl[1][ii-1]);
            }
        }
        k=1;
    }
    else
    {
        if(ii!=1)
        {
            nesang[1][ii-1]=nesang[1][ii-1]+1*(hv[1][ii]-hl[1][ii])/(hv[1][ii-1]-hl[1][ii-1]);
        }
    }
}
for(k=1;k<=evap;k++)
{
    msang[k][0]=0;
    for(j=1;j<=sgft[k];j++)
    {
        msang[k][0]=msang[k][0]+msang[k][j];
    }
    if(msang[k][0]>1)
    {
        evaporador();
        imprime_evap();
        printf("\n\nSangrias necessarias e permitidas:\n");
        fprintf(dados,"\n\nSangrias necessárias e permitidas:\n");
    }
}

```

```

        for(j=1;j<=sgft[k];j++)
        {
            printf("\nEfeito %2d = %4.1f kg/TC",j,msang[k][j]*3600/TC);
            fprintf(dados,"\nEfeito %2d = %4.1f kg/TC",j,msang[k][j]*3600/TC);
        }
    }
}

/*Verificação da Área do Evaporador*/

void verifica_area()
{
    int ii;
    printf("\n\nVerifica Area\n\n");
    for(ii=sgft[1];ii>=1;ii--)
    {
        k=1;
        while(Adada[1][ii]<Aest[1][ii] && msang[1][ii]>=1)
        {
            msang[1][ii]=msang[1][ii]-1;
            if(sgft[2]>=ii)
            {
                msang[2][ii]=msang[2][ii]+1;
                k=2;
                while(Adada[2][ii]<Aest[2][ii] && msang[2][ii]>0)
                {
                    msang[2][ii]=msang[2][ii]-1;
                    if(ii!=1)
                    {
                        msang[1][ii-1]=msang[1][ii-1]+1*(hv[1][ii]-hl[1][ii])/(hv[1][ii-1]-
hl[1][ii-1]);
                    }
                    evaporador();
                }
            }
            k=1;
        }
        else
        {
            if(ii!=1)
            {
                msang[1][ii-1]=msang[1][ii-1]+1*(hv[1][ii]-hl[1][ii])/(hv[1][ii-1]-hl[1][ii-1]);
            }
        }
        evaporador();
    }
}

for(k=1;k<=evap;k++)
{
    imprime_evap();
}

}

/*Programa Principal*/
main ()

```

```

{
clrscr();
printf("\n\nPrograma de Simulacao de Integracao Termica\n    - Producao de Acucar e Alcool -\n\n");
fprintf(dados,"\n\nPrograma de Simulação de Integração Térmica\n    - Produção de Açúcar e Álcool -\n\n");
confirma=0;
while(confirma!=1)
{
printf("\n\nEntre com os dados\n");
printf("\n\nTemperatura do Vapor de Escape [C]: ");
scanf("%f",&TVE);
while((TVE<50)||(TVE>131))
{
printf("\nTemperatura valida apenas para valores entre 50 C e 131 C");
printf("\n\nEntre com nova Temperatura [C]: ");
scanf("%f",&TVE);
}
tabela(TVE,&HV0,&HL0,&PVE);
printf("Delta T minimo de Troca de Calor [C]: ");
scanf("%f",&dt);
printf("Tonelada de cana moída [TC/h]: ");
scanf("%f",&TC);
printf("\nIncluir Fermentacao e Destilacao ? ");
printf("\n\n[1] Sim [2] Nao - Opcao: ");
scanf("%d",&destfermen);
printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
scanf("%d",&confirma);
}
fprintf(dados,"\n\nTemperatura do Vapor de Escape : %8.1f C",TVE);
fprintf(dados,"\n\nDelta T mínimo de Troca de Calor : %8.1f C",dt);
fprintf(dados,"\n\nTonelada de cana moída : %8.1f TC/h",TC);
printf("\n\nEscolha a opcao de Simulacao do Programa:\n\n[1] Determinacao da sangria pelo proprio programa");
printf("\n\n[2] Sangria pre-determinada pelo usuario do programa - Opcao: ");
scanf("%d",&conhecsang);
crmt= 0;
itvl= 0;
crmtf= 0;
itvlf= 0;
crmtq= 0;
itvlq= 0;
equacao=0;
IPctcorrente=0;
evap=2;
for(i=1;i<=10;i++)
{
soma[i]= 0;
}
correntes();
for(k=1;k<=2;k++)
{
entra_evap();
evaporador();
imprime_evap();
}
caldo_mosto();
trocador_regenerativo();

```

```

cozimento();
    if(destfermen==1)
    {
        fermentacao();
        destilacao();
    }
intervalos();
intervalos_frios();
intervalos_quentes();
consumo();
carga_termica_pinch();
    if(conhecsang==1)
    {
        printf("\n\n\nIntegracao Termica sem Sangria nos Evaporadores \n");
        fprintf(dados,"\n\n\nIntegração Térmica sem Sangria nos Evaporadores \n");
        refaz=1;
    }
    else
    {
        printf("\n\n\nIntegracao Termica com Sangria nos Evaporadores Pre-Determinada\n");
        fprintf(dados,"\n\n\nIntegração Térmica com Sangria nos Evaporadores Pré-Determinada \n");
        refaz=0;
    }
imprime_cascata();
while(refaz==1)
{
    printf("\n\n\nIntegracao Termica com Sangria nos Evaporadores ");
    fprintf(dados,"\n\n\nIntegração Térmica com Sangria nos Evaporadores ");
    for(k=1;k<=evap;k++)
    {
        for(i=1;i<=sgft[k];i++)
        {
            msang[k][i]=0;
            nesang[k][i]=0;
        }
        marcasang();
        if(k==1)
        {
            printf("\n\n\nEvaporador da Producao de Acucar");
            fprintf(dados,"\n\n\nEvaporador da Produção de Açúcar");
        }
        else
        {
            printf("\n\n\nEvaporador da Producao de Alcool");
            fprintf(dados,"\n\n\nEvaporador da Produção de Álcool");
        }
    }
    pinch_sang();
    printf("\n\n\nPossibilidade de Sangria ate o efeito %2d \n",sgft[k]);
    fprintf(dados,"\n\n\nPossibilidade de Sangria até o efeito %2d \n",sgft[k]);
    printf("\nSangrias necessarias no evaporador:\n");
    fprintf(dados,"\nSangrias necessárias no evaporador:\n");
    for(j=1;j<=sgft[k];j++)
    {
        printf("\nEfeito %2d = %4.1f kg/TC",j,nesang[k][j]*3600/TC);
        fprintf(dados,"\nEfeito %2d = %4.1f kg/TC",j,nesang[k][j]*3600/TC);
    }
}

```

```

    }
}
verifica_sangria();
carga_termica_pinch();
consumo();
imprime_cascata();
printf("\n\n    Integracao Termica com Verificacao da Area do Evaporador \n");
fprintf(dados, "\n\n    Integração Térmica com Verificação da Área do Evaporador \n");
verifica_area();
carga_termica_pinch();
consumo();
imprime_cascata();
printf("\n\nSimular alterando o numero de efeitos com sangria de vapor vegetal?");
printf("\n\n[1] Sim [2] Nao - Opcao: ");
scanf("%d",&refaz);
    if(refaz==1)
    {
        for(k=1;k<=evap;k++)
        {
            confirma=0;
            while(confirma!=1)
            {
                printf("\n\nDados de Entrada do Evaporador %d",k);
                printf("\nPossibilidade de sangria até efeito: ");
                scanf("%d",&sgft[k]);
                printf("\n\n[1] Confirma [2] Corrige - Opcao: ");
                scanf("%d",&confirma);
            }
            for(i=1;i<=eft[k];i++)
            {
                msang[k][i]=0;
                nesang[k][i]=0;
            }
        }
        soma[3]= 0;
    soma[4]= 0;
        for(k=1;k<=evap;k++)
        {
            evaporador();
        }
        carga_termica_pinch();
    }
}
fclose(dados);
fclose(grafts);
printf("\n\n    Programa Terminado\n\n\n ");
return 0;
}

```