UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

DEPARTAMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:

DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO

AUTOR: Denis Libert Westphalen

ORIENTADOR: Profa. Dra. Maria Regina Wolf Maciel

Tese de Doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Janeiro / 1999

UNICAMP

UNIDADE BC
N.º CHAMADA:
V. Ex.
TOMBO BC/37393
PROC. 229/99
C D X
PREÇO R$ 11,00
DATA 27/04/99
N.º CPD

CM-00122659-0

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

Westphalen, Denis Libert
W528m Modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação / Denis Libert Westphalen.--Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientador: Maria Regina Wolf Maciel.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1.Evaporadores – Modelos matemáticos. 2. Programação orientada a objetos (Computação). 3. Energia – Conservação. I. Maciel, Maria Regina Wolf. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Tese de Doutorado defendida e aprovada em 19 de janeiro de 1999 pela banca examinadora constituída pelos professores doutores:

Profa. Dra. Maria Regina Wolf Maciel

Profa. Dra. Liliane Maria F. L. Batista

Prof. Dr. Roger J. Zemp

Prof. Dr. Adelino Martins Ferreira Gomes

Prof. Dr. Leonardo César Amstalden

Esta versão corresponde à redação final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida pelo Eng. Denis Libert Westphalen e aprovada pela Comissão Julgadora em 19 de janeiro de 1999.

Profa. Dra. Maria Regina Wolf Maciel

Dedico esta Tese aos meus filhos Gerhard e Fernando e à minha esposa Helena, que certamente representaram a maior motivação para este desenvolvimento. Dedico a eles este trabalho, com a certeza que toda a minha ausência não foi sem motivo.

Agradecimentos

Gostaria de registrar em primeiro lugar os meus agradecimentos à minha orientadora – Profa. Dra. Maria Regina Wolf Maciel – por todo o apoio, incentivo, paciência e liberdade de idéias que recebi para o desenvolvimento desta Tese. Diversos tópicos, que tanto engrandeceram este trabalho, só foram concretizados após muita insistência e motivação por parte da Maria Regina.

Sou grato também aos amigos do Laboratório de Desenvolvimento de Processos de Separação (LDSP), em particular ao Luiz Fernando de Lima Luz Jr., pelo auxílio no desenvolvimento e resolução das equações do modelo dinâmico de sistemas de evaporação.

Agradeço a Deus pela inspiração e condições para que eu pudesse conquistar mais uma etapa de minha vida.

E sem querer fazer injustiça a ninguém, agradeço a todos que fizeram parte da torcida para que este trabalho chegasse até o fim.

RESUMO

Sistemas de evaporação são equipamentos de separação com larga aplicação na indústria química e de processamento químico. As inúmeras possibilidades de tipos de arranjos dos efeitos (frontal, reverso ou misto) e de inclusão de acessórios (compressores mecânicos, termocompressores, trocadores de calor, tambores de expansão e correntes de extração) tornam a sua modelagem e simulação uma atividade complexa.

Neste trabalho, foi desenvolvido um modelo matemático para a simulação estática e dinâmica de sistemas de evaporação. Este modelo foi implementado na forma de um programa de computador baseado na programação orientada por objetos e no uso de listas de conexões.

A influência de variáveis como número e arranjo dos efeitos, temperatura da alimentação, aproveitamento de condensado e recompressão de vapor no projeto de um sistema de evaporação foi ilustrada no estudo de caso da concentração de soluções de açúcar. A flexibilidade do programa desenvolvido foi exemplificada na simulação estática de um evaporador de suco de laranja, revelando resultados próximos a valores publicados na literatura.

A análise de resultados da simulação dinâmica de um equipamento de concentração de suco de maçã mostraram que o modelo dinâmico desenvolvido é capaz de reproduzir dados reais de operação. O estudo de um sistema de concentração de malto-dextrina revelou que um evaporador pode apresentar um comportamento dinâmico complexo com resposta do tipo inversa.

A otimização de uma operação unitária não deve ser efetuada de forma isolada. Todo equipamento deve ser otimizado dentro do contexto no qual este está inserido. Seguindo este princípio, foi proposta uma metodologia para a integração energética de um sistema de evaporação baseado na Análise Pinch. Esta metodologia consiste na otimização das correntes de extração de vapor e sua aplicação foi ilustrada no processo de fabricação de glicose cristal.

ABSTRACT

Evaporation systems are separation processes widely used at chemical and chemical processing industries. The large number of possibilities for effects configuration (frontal, reverse or mixed) and of inclusion of accessories (mechanical compressors, thermocompressors, heat exchangers, flash coolers and bleed streams) turn its modeling and simulation into a hard task.

In this work, it was developed a mathematical model for static and dynamic simulation of evaporation systems. This model was implemented in a computer program based on object-oriented-programming and on the use of linked lists.

The influence of variables as effect number and configuration, feed temperature, use of condensate and vapor recompression in a evaporation system were illustrated in a case study of sugar solutions concentration. The flexibility of the software was exemplified at the steady state simulation of an orange juice evaporator, showing results near to published values.

The analysis of the dynamic simulation results of an apple juice concentrator showed that the dynamic model developed in this work is able to reproduce real operational data. The study of the malt-dextrin concentration showed that an evaporator can exhibit a complex dynamical behavior with inverse response.

Unit operations optimization can not be performed isolated. All pieces of equipment have to be optimized in the context of the overall process. Following this rule, it was proposed a methodology for heat integration of evaporation systems based on Pinch Analysis. This methodology consists in the optimization of bleed streams and its applications was illustrated at the cristal glucose process.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO 1

CAPÍTULO 2 – METODOLOGIA DO TRABALHO 3

CAPÍTULO 3 – CONTEXTO DO PROBLEMA 5

3.1 – SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO 5

3.1.1 – Definição e aplicações 5

3.1.2 – Equipamentos de evaporação 8

3.1.3 – Representação esquemática de evaporadores 17

3.1.4 – Estratégias para redução no consumo de energia 19

3.1.5 – Propriedades físicas empregadas no dimensionamento de evaporadores 33

3.1.6 – Predição dos coeficientes globais de transferência de calor em evaporadores 49

3.2 – ANÁLISE PINCH 51

3.2.1 – Metas de energia 51

3.2.2 – Construção de curvas compostas 53

3.2.3 – Regras da Análise Pinch 57

3.2.4 – Algoritmo "Problem Table" 58

3.2.5 – Construção do diagrama de cascata 61

3.2.6 – Metas de área 67

3.2.7 – Integração energética de equipamentos de separação 72

CAPÍTULO 4 – MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO EM REGIME PERMANENTE 76

4.1 – INTRODUÇÃO 76

4.2 – PONTEIROS E ESTRUTURAS DE DADOS 77

4.3 – PROGRAMAÇÃO ORIENTADA POR OBJETOS 79

4.4 – Representação computacional dos módulos de um evaporador 84
4.5 – Modelagem dos módulos de um evaporador 90
4.5.1 – Corrente de alimentação 90
4.5.2 – Corrente de vapor de aquecimento 91
4.5.3 – Corrente de produto 94
4.5.4 – Corrente de extração de vapor 94
4.5.5 – Efeito simples 95
4.5.6 – Efeito com aquecimento externo 97
4.5.7 – Trocador de calor intermediário 99
4.5.8 – Trocador de calor com aquecimento externo 100
4.5.9 – Compressor mecânico 101
4.5.10 – Termocompressor 102
4.5.11 – Tambor de expansão 104
4.5.12 – Condensador 106
4.6 – Desenvolvimento de um simulador estático de sistemas de evaporação 108
4.6.1 – Introdução 108
4.6.2 – Estrutura do sistema operacional Windows 109
4.6.3 – Interface com o usuário 110
4.6.4 – Opções de simulação 113
4.6.5 – Opções de projeto 123
4.7 – Cálculo de custos em sistemas de evaporação 124
4.7.1 – Custos de operação 124
4.7.2 – Custos de capital 125
4.7.3 – Custo total anualizado 127
4.8 – Perfis de entalpia de sistemas de evaporação 127
4.8.1 – Efeito simples 127
4.8.2 – Evaporação em múltiplo-efeito 130
4.8.3 – Influência do aproveitamento de condensado 133
4.8.4 – Influência de correntes de extração 134
4.8.5 – Influência da recompressão de vapor 134
4.9 – Simulação de evaporadores em regime permanente 135
4.9.1 – Concentração de soluções de açúcar 135

4.9.2 – Concentração de suco de laranja 158
4.10 – Comentários finais 163

CAPÍTULO 5 – MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO EM REGIME TRANSIENTE 164

5.1 – Introdução 164
5.2 – Tempo de atraso entre os módulos 165
5.3 – Modelagem dinâmica dos módulos de um evaporador 167
5.3.1 – Corrente de alimentação 167
5.3.2 – Corrente de vapor de aquecimento 167
5.3.3 – Corrente de produto 167
5.3.4 – Corrente de extração de vapor 167
5.3.5 – Efeito simples 167
5.3.6 – Efeito com aquecimento externo 169
5.3.7 – Trocador de calor intermediário 169
5.3.8 – Trocador de calor com aquecimento externo 170
5.3.9 – Compressor mecânico 171
5.3.10 – Termocompressor 171
5.3.11 – Tambor de expansão 171
5.3.12 - Condensador 172
5.4 – Desenvolvimento de um simulador dinâmico de sistemas de evaporação 172
5.4.1 – Introdução 172
5.4.2 – Estratégias computacionais 173
5.4.3 – Interface com o usuário 177
5.5 – Estudos de caso 182
5.5.1 – Concentração de suco de maçã 182
5.5.2 – Limpeza de filtros na evaporação de malto-dextrina de milho 186
5.6 – Comentários finais 195

6. ANÁLISE PINCH DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO 197

6.1 – Introdução 197
6.2 – Desenvolvimento de um programa para cálculos da Análise Pinch 198

6.3 – Representação gráfica da integração de evaporadores.....201
6.4 – Otimização das correntes de extração de vapor 204
6.5 – Estudo de caso 209
6.6 – Comentários finais.....217

7. CONCLUSÕES E SUGESTÕES 219

BIBLIOGRAFIA..... 221

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1 – ESQUEMA TÍPICO DE UM EVAPORADOR SIMPLES 6
FIGURA 3.2 – TACHO EM BATELADA 9
FIGURA 3.3 – FOTO DE UM TACHO EM BATELADA 9
FIGURA 3.4 – EVAPORADOR TIPO CALANDRIA 11
FIGURA 3.5 – EVAPORADOR COM CIRCULAÇÃO NATURAL E TUBOS VERTICAIS 11
FIGURA 3.6 – EVAPORADOR COM CIRCULAÇÃO FORÇADA E TUBOS HORIZONTAIS 12
FIGURA 3.7 – EVAPORADOR DE FILME DESCENDENTE 13
FIGURA 3.8 – EVAPORADOR TIPO TASTE 14
FIGURA 3.9 – EVAPORADOR DE FILME AGITADO 15
FIGURA 3.10 – EVAPORADOR TIPO "LUWA" 16
FIGURA 3.11 – EVAPORADORES DE PLACAS 17
FIGURA 3.12 – SÍMBOLOS EMPREGADOS PARA REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE EVAPODORES 18
FIGURA 3.13 – EVAPORADOR COM DOIS EFEITOS 20
FIGURA 3.14 – ARRANJOS DE EVAPORADORES EM MÚLTIPLOS-EFEITOS 21
FIGURA 3.15 – POSSÍVEIS CONFIGURAÇÕES PARA EVAPORADORES COM TRÊS EFEITOS 23
FIGURA 3.16 – COMPROMISSO ECONÔMICO NA OTIMIZAÇÃO DO NÚMERO DE EFEITOS 24
FIGURA 3.17 – RECOMPRESSÃO MECÂNICA 25
FIGURA 3.18 – TERMOCOMPRESSÃO 26
FIGURA 3.19 – ESQUEMA DE UM TERMOCOMPRESSOR 26
FIGURA 3.20 – CURVAS CARACTERÍSTICAS DE TERMOCOMPRESSORES 28
FIGURA 3.21 – EVAPORADOR COM TAMBOR DE EXPANSÃO 29
FIGURA 3.22 – EVAPORADOR SEM APROVEITAMENTO DE CONDENSADO 30
FIGURA 3.23 – EVAPORADOR COM APROVEITAMENTO DE CONDENSADO 31
FIGURA 3.24 – EVAPORADOR COM TROCADORES DE CALOR INTERMEDIÁRIOS 32
FIGURA 3.25 – EVAPORADOR COM CORRENTES DE EXTRAÇÃO 33
FIGURA 3.26 – DIAGRAMA DE DUHRING 35

FIGURA 3.27 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA SOLUÇÕES DE AÇÚCAR 36
FIGURA 3.28 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA SOLUÇÕES DE GLICOSE 37
FIGURA 3.29 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA O SUCO DE LARANJA 38
FIGURA 3.30 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA O SUCO DE UVA 39
FIGURA 3.31 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA O SUCO DE MAÇÃ 40
FIGURA 3.32 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA O SUCO DE ABACAXI 42
FIGURA 3.33 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA O SUCO DE MANGA 43
FIGURA 3.34 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA O SUCO DE LIMÃO 45
FIGURA 3.35 – DIAGRAMA ENTALPIA – CONCENTRAÇÃO DO SISTEMA HIDRÓXIDO DE SÓDIO - ÁGUA 46
FIGURA 3.36 - DIAGRAMA ENTALPIA – CONCENTRAÇÃO DO SISTEMA HIDRÓXIDO DE SÓDIO – ÁGUA CALCULADO PELAS EQUAÇÕES (17) 47
FIGURA 3.37 – DIAGRAMA DE DUHRING PARA SOLUÇÕES DE NAOH 48
FIGURA 3.38 – TROCA DE CALOR EM EVAPORADORES 49
FIGURA 3.39 – INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE CORRENTES DE PROCESSO 52
FIGURA 3.40 – DIAGRAMA TEMPERATURA – ENTALPIA 54
FIGURA 3.41 – CONSTRUÇÃO DA CURVA COMPOSTA FRIA 55
FIGURA 3.42 – CURVAS COMPOSTAS QUENTE E FRIA 56
FIGURA 3.43 – METAS DE ENERGIA 56
FIGURA 3.44 – DIVISÃO DO PROCESSO PELO PONTO PINCH 57
FIGURA 3.45 – INTERVALOS DE TEMPERATURA 59
FIGURA 3.46 – FLUXO DE CALOR PELOS INTERVALOS DE TEMPERATURA 60
FIGURA 3.47 – FLUXOS DE CALOR A PARTIR DO CONSUMO MÍNIMO DE UTILIDADE QUENTE . 61
FIGURA 3.48 – CONSTRUÇÃO GRÁFICA DO DIAGRAMA DE CASCATA 62
FIGURA 3.49 – CONSTRUÇÃO DO DIAGRAMA DE CASCATA A PARTIR DO ALGORITMO "PROBLEM TABLE" 63
FIGURA 3.50 – "ENVELOPES" NO DIAGRAMA DE CASCATA 64
FIGURA 3.51 – SELEÇÃO DE NÍVEIS DE UTILIDADE QUENTE 65
FIGURA 3.52 – INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA BOMBA DE CALOR 66
FIGURA 3.53 – COMPROMISSOS ENTRE CUSTOS DE ENERGIA E CAPITAL 67
FIGURA 3.54 – TRANSFERÊNCIA DE CALOR ENTRE CORRENTES DE PROCESSO 68
FIGURA 3.55 – CÁLCULO DA META DE ÁREA A PARTIR DAS CURVAS COMPOSTAS 69

FIGURA 3.56 – FATOR DE CORREÇÃO PARA TROCADORES DE CALOR TIPO 1-2 70
FIGURA 3.57 – REPRESENTAÇÃO DE EVAPORADORES NO DIAGRAMA T-H..... 74
FIGURA 3.58 – INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE EVAPORADORES 75
FIGURA 4.1 – LISTA DE CONEXÕES DUPLAS 79
FIGURA 4.2 – ESTRUTURA DE PONTEIROS DA CLASSE "MODULE" 85
FIGURA 4.3 – CLASSES DERIVADAS DE "MODULE" 87
FIGURA 4.4 – DESCRIÇÃO DA TOPOLOGIA DE EVAPORADORES 89
FIGURA 4.5 – CLASSES DERIVADAS DA CLASSE "FLUID" 91
FIGURA 4.6 – CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO..... 91
FIGURA 4.7 – CORRENTE DE VAPOR DE AQUECIMENTO 93
FIGURA 4.8 – CORRENTE DE PRODUTO 94
FIGURA 4.9 – EFEITO SIMPLES DE EVAPORAÇÃO 95
FIGURA 4.10 – EFEITO COM AQUECIMENTO EXTERNO 97
FIGURA 4.11 – TROCADOR DE CALOR INTERMEDIÁRIO 99
FIGURA 4.12 – TROCADOR DE CALOR COM AQUECIMENTO EXTERNO 100
FIGURA 4.13 – COMPRESSOR MECÂNICO.....101
FIGURA 4.14 – TERMOCOMPRESSOR.....103
FIGURA 4.15 – SISTEMA TURBINA – COMPRESSOR.....103
FIGURA 4.16 – TAMBOR DE EXPANSÃO 105
FIGURA 4.17 – CONDENSADOR DE SUPERFÍCIE 106
FIGURA 4.18 – CONDENSADOR DE CONTATO.....106
FIGURA 4.19 – AMBIENTE DO PROGRAMA EVSIM 111
FIGURA 4.20 – "PALHETA" DOS MÓDULOS DO PROGRAMA EVSIM 112
FIGURA 4.21 – TELA DO PROGRAMA EVSIM COM MÓDULOS ADICIONADOS 112
FIGURA 4.22 – CONEXÃO ENTRE OS MÓDULOS.....113
FIGURA 4.23 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO 114
FIGURA 4.24 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO CORRENTE DE VAPOR DE AQUECIMENTO.114
FIGURA 4.25 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO CONDENSADOR.....115
FIGURA 4.25 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO CORRENTE DE PRODUTO.....115
FIGURA 4.26 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO EFEITO.....116
FIGURA 4.27 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO EFEITO COM AQUECIMENTO EXTERNO....116
FIGURA 4.28 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO TROCADOR DE CALOR INTERMEDIÁRIO ..117

FIGURA 4.29 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO TROCADOR DE CALOR INTERMEDIÁRIO COM AQUECIMENTO EXTERNO 117
FIGURA 4.30 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO TERMOCOMPRESSOR 118
FIGURA 4.31 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO COMPRESSOR MECÂNICO 119
FIGURA 4.32 – JANELA DE DIÁLOGO DO MÓDULO TAMBOR DE EXPANSÃO 119
FIGURA 4.33 – ALGORITMO PARA CÁLCULO DA VAZÃO DE VAPOR DE AQUECIMENTO 121
FIGURA 4.34 – ALGORITMO PARA CÁLCULO DA COMPOSIÇÃO DE PRODUTO 122
FIGURA 4.35 – ALGORITMO PARA PROJETO DE EVAPORADORES COM ESPECIFICAÇÃO DA DIFERENÇA DE TEMPERATURA ENTRE OS EFEITOS 124
FIGURA 4.36 – PERFIL DE ENTALPIA DE UM EFEITO SIMPLES COM TEMPERATURA DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO INFERIOR À TEMPERATURA DE EBULIÇÃO DA SOLUÇÃO NO INTERIOR DO EFEITO 128
FIGURA 4.37 – PERFIL DE ENTALPIA DE UM EFEITO SIMPLES COM TEMPERATURA DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO SUPERIOR À TEMPERATURA DE EBULIÇÃO DA SOLUÇÃO NO INTERIOR DO EFEITO 129
FIGURA 4.38 – PERFIL DE ENTALPIA DE UM EFEITO SIMPLES COM TEMPERATURA DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO IGUAL À TEMPERATURA DE EBULIÇÃO DA SOLUÇÃO NO INTERIOR DO EFEITO 130
FIGURA 4.39 – PERFIS DE ENTALPIA DE EVAPORADORES MÚLTIPLO-EFEITO 131
FIGURA 4.40 – PERFIL DE ENTALPIA COM DIFERENTES DIFERENÇAS DE TEMPERATURA 132
FIGURA 4.41 – EVAPORADOR SEM APROVEITAMENTO DE CONDENSADO 133
FIGURA 4.42 – EVAPORADOR COM CORRENTE DE EXTRAÇÃO DE VAPOR 134
FIGURA 4.43 – EVAPORADOR COM RECOMPRESSÃO DE VAPOR 135
FIGURA 4.44 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: 1 EFEITO 136
FIGURA 4.45 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM 1 EFEITO 137
FIGURA 4.46 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: 2 EFEITOS COM ALIMENTAÇÃO FRONTAL 138
FIGURA 4.47 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM 2 EFEITOS COM ALIMENTAÇÃO FRONTAL 138
FIGURA 4.48 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: 2 EFEITOS COM ALIMENTAÇÃO REVERSA 140

FIGURA 4.49 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM 2 EFEITOS COM ALIMENTAÇÃO REVERSA 140
FIGURA 4.50 – INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO 142
FIGURA 4.51 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: TRÊS EFEITOS 143
FIGURA 4.52 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM TRÊS EFEITOS 143
FIGURA 4.53 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: TRÊS EFEITOS COM APROVEITAMENTO DE CONDENSADO 144
FIGURA 4.54 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM TRÊS EFEITOS E APROVEITAMENTO DE CONDENSADO 145
FIGURA 4.55 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: QUATRO EFEITOS 146
FIGURA 4.56 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM QUATRO EFEITOS 146
FIGURA 4.57 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: CINCO EFEITOS 147
FIGURA 4.58 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM CINCO EFEITOS 148
FIGURA 4.59 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: SEIS EFEITOS 149
FIGURA 4.60 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM SEIS EFEITOS 149
FIGURA 4.61 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: SETE EFEITOS 150
FIGURA 4.62 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: OITO EFEITOS 151
FIGURA 4.63 – INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE EFEITOS NOS CUSTOS DE CONCENTRAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR 152
FIGURA 4.64 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: CINCO EFEITOS E QUATRO CORRENTES DE EXTRAÇÃO 154
FIGURA 4.65 – PERFIL DE ENTALPIA DA EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM CINCO EFEITOS E QUATRO CORRENTES DE EXTRAÇÃO 154
FIGURA 4.66 – EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR: RECOMPRESSÃO MECÂNICA 156
FIGURA 4.67 –EVAPORAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR COM RECOMPRESSÃO MECÂNICA 157
FIGURA 4.68 – EVAPORADOR TASTE 159
FIGURA 4.69 – MODELAGEM DO EVAPORADOR TASTE NO PROGRAMA EVSIM 161
FIGURA 5.1 – BOTÕES PARA SIMULAÇÃO DINÂMICA 177

FIGURA 5.2 – CONTROLES DINÂMICOS DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO 177
FIGURA 5.3 – CONTROLES DINÂMICOS DA CORRENTE DE VAPOR DE AQUECIMENTO.....177
FIGURA 5.4 – GRÁFICOS DINÂMICOS DO PROGRAMA EVSIM 178
FIGURA 5.5 – EXEMPLO DA TRANSFERÊNCIA DE DADOS PARA A PLANILHA EXCEL.....180
FIGURA 5.6 – PARÂMETROS GERAIS DO SIMULADOR DINÂMICO.....181
FIGURA 5.7 – CONCENTRADOR DE SUCO DE MAÇÃ 183
FIGURA 5.8 – COMPARAÇÃO DE MODELOS NA SIMULAÇÃO DINÂMICA DE CONCENTRADOR DE SUCO DE MAÇÃ 184
FIGURA 5.9 – INFLUÊNCIA DAS CONSTANTES DINÂMICAS 185
FIGURA 5.10 – EVAPORADOR DE MALTO-DEXTRINA.....188
FIGURA 5.11 – CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO AO EVAPORADOR 189
FIGURA 5.12 – CONCENTRAÇÃO FINAL DE MALTO-DEXTRINA.....190
FIGURA 5.13 – PERFIL DE TEMPERATURAS NO EVAPORADOR DE MALTO-DEXTRINA 193
FIGURA 5.14 – PERFIL DE VAZÕES DE VAPOR VEGETAL NO EVAPORADOR DE MALTO-DEXTRINA 194
FIGURA 5.15 – PERFIL DE CONCENTRAÇÕES NO EVAPORADOR DE MALTO-DEXTRINA 194
FIGURA 5.16 – PERFIL DE "HOLD-UP" NO EVAPORADOR DE MALTO-DEXTRINA 194
FIGURA 6.1 – "DIAGRAMA DE CEBOLA".....197
FIGURA 6.2 – TELA DO PROGRAMA QUICKPINCH 200
FIGURA 6.3 – ANÁLISE PINCH NO PROGRAMA EVSIM 200
FIGURA 6.4 – DIAGRAMA DE POSICIONAMENTO DE EVAPORADORES 202
FIGURA 6.5 – INTEGRAÇÃO DO EVAPORADOR COM O PROCESSO.....203
FIGURA 6.6 – RECOMPRESSÃO DE VAPOR 203
FIGURA 6.7 – INTEGRAÇÃO FORA DO "ENVELOPE".....206
FIGURA 6.8 – INTEGRAÇÃO DENTRO DO "ENVELOPE".....206
FIGURA 6.9 – INTEGRAÇÃO DE EFEITO DENTRO DO ENVELOPE DO DIAGRAMA DE CASCATA.207
FIGURA 6.10 – INTEGRAÇÃO EVAPORADOR – PROCESSO IMPOSSÍVEL 207
FIGURA 6.11 – ALGORITMO PARA OTIMIZAÇÃO DE CORRENTES DE EXTRAÇÃO.....208
FIGURA 6.12 – DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE.....210
CORRENTES 212
FIGURA 6.13 – CURVAS COMPOSTAS DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE 212
FIGURA 6.14 – DIAGRAMA DE CASCATA DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE 212

FIGURA 6.15 – EVAPORADOR DE GLICOSE – CONFIGURAÇÃO ORIGINAL.....213
FIGURA 6.16 – EVAPORADOR DE GLICOSE INTEGRADO AO PROCESSO 214

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 – CONSTANTES DA EQUAÇÃO (15) PARA O SUCO DE ABACAXI 41
TABELA 3.2 – PARÂMETROS PARA CÁLCULO DA ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO DO SUCO DE ABACAXI 42
TABELA 3.3 – CONSTANTES DA EQUAÇÃO (15) PARA O SUCO DE MANGA 43
TABELA 3.4 – PARÂMETROS PARA CÁLCULO DA ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO DO SUCO DE MANGA 44
TABELA 3.5 – CONSTANTES DA EQUAÇÃO (15) PARA O SUCO DE LIMÃO 44
TABELA 3.6 – PARÂMETROS PARA CÁLCULO DA ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO DO SUCO DE LIMÃO 45
TABELA 3.7 – PARÂMETROS PARA CÁLCULO DA ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO DE SOLUÇÕES DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO 48
TABELA 3.8 – VALORES TÍPICOS DE COEFICIENTES GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR. 50
TABELA 3.9 – CORRENTES FRIAS 54
TABELA 3.10 – CORRENTES DE PROCESSO 58
TABELA 3.11 – BALANÇO ENTÁLPICO DOS INTERVALOS DE TEMPERATURA 59
TABELA 4.1 – CUSTO UNITÁRIO DE UTILIDADES 125
TABELA 4.2 – PARÂMETROS PARA O CÁLCULO DO CUSTO DE EQUIPAMENTOS 126
TABELA 4.3 – RESULTADOS: 1 EFEITO 137
TABELA 4.4 – RESULTADOS: DOIS EFEITOS, ALIMENTAÇÃO FRONTAL 139
TABELA 4.5 – RESULTADOS: DOIS EFEITOS, ALIMENTAÇÃO REVERSA 141
TABELA 4.6 – INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA DE ALIMENTAÇÃO 141
TABELA 4.7 – RESULTADOS: TRÊS EFEITOS 144
TABELA 4.8 – RESULTADOS: TRÊS EFEITOS COM APROVEITAMENTO DE CONDENSADO 145
TABELA 4.9 – RESULTADOS: QUATRO EFEITOS 147
TABELA 4.10 – RESULTADOS: CINCO EFEITOS 148
TABELA 4.11 – RESULTADOS: SEIS EFEITOS 149
TABELA 4.12 – RESULTADOS: SETE EFEITOS 150

TABELA 4.13 – RESULTADOS: OITO EFEITOS.....151
TABELA 4.14 – INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE EFEITOS NOS CUSTOS DE CONCENTRAÇÃO DE SOLUÇÕES DE AÇÚCAR.....152
TABELA 4.15 – RESULTADOS: CINCO EFEITOS E QUATRO CORRENTES DE EXTRAÇÃO.....155
TABELA 4.16 – RESULTADOS: CINCO EFEITOS E RECOMPRESSÃO MECÂNICA.....157
TABELA 4.17 – DADOS DO EVAPORADOR TASTE.....160
TABELA 4.18 – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DO EVAPORADOR TASTE.....162
TABELA 5.1 – DADOS DO CONCENTRADOR DE SUCO DE MAÇÃ.....182
TABELA 5.2 – DADOS DO EVAPORADOR DE MALTO-DEXTRINA.....186
TABELA 5.3 – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO NO ESTADO ESTACIONÁRIO.....187
TABELA 5.4 – VELOCIDADE DE CÁLCULO NA SIMULAÇÃO DINÂMICA.....196
TABELA 6.1 – CORRENTES FRIAS NO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE.....211
TABELA 6.2 – CORRENTES QUENTES NO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE.....212
TABELA 6.3 – DADOS DO EVAPORADOR DE GLICOSE.....213
TABELA 6.4 – RESULTADOS DA OTIMIZAÇÃO DAS CORRENTES DE EXTRAÇÃO DE VAPOR.....214
TABELA 6.5 – DADOS ECONÔMICOS PARA O ESTUDO DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE.....215
TABELA 6.6 – RESULTADOS ECONÔMICOS DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE: SEM INTEGRAÇÃO DO EVAPORADOR.....216
TABELA 6.7 – RESULTADOS ECONÔMICOS DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE GLICOSE: COM INTEGRAÇÃO DO EVAPORADOR.....216
TABELA 6.8 – PARÂMETROS DOS EFEITOS DE EVAPORAÇÃO.....217

LISTA DE SÍMBOLOS

A - área de troca térmica (m^2)

A - constante para cálculo do calor específico de sucos (kJ/kg°C)

A - constante da equação (17b)

A(w) - variável para cálculo da elevação do ponto de ebulição do suco de uva

A_{1-2} - área de troca térmica de trocadores de calor do tipo 1-2

a_{comp} - constante para cálculo do custo de compressores

a_{ef} - constante para cálculo do custo de efeitos de evaporação

a_{hx} - constante para cálculo do custo de trocadores de calor

A_{min} - meta de área (m^2)

B - constante da equação (17b)

B - concentração de sacarose expressa em °Brix

B(w) - variável para cálculo da elevação do ponto de ebulição do suco de uva

b_{comp} - constante para cálculo do custo de compressores

b_{ef} - constante para cálculo do custo de efeitos de evaporação

b_{hx} - constante para cálculo do custo de trocadores de calor

C - constante da equação (17b)

c_{comp} - constante para cálculo do custo de compressores

C_{comp} - custo de um compressor ($)

c_{CW} - custo unitário de água de resfriamento ($/ton)

C_{CW} - custo total referente ao consumo de água de resfriamento ($/h)

c_{ef} - constante para cálculo do custo de efeitos de evaporação

C_{ef} - custo de um efeito de evaporação ($)

c_{hx} - constante para cálculo do custo de trocadores de calor

C_{hx} - custo de um trocador de calor

C_{in} - vazão de entrada de condensado (kg/h)

c_{kw} - custo unitário de eletricidade ($/kWh)

C_{kw} - custo referente ao consumo de eletricidade ($/h)

C_{op} - custo anualizado de operação ($/ano)

c_p - calor específico (kJ/kg K)

CP - capacidade calorífica de uma corrente (kW/°C)

$cp_{água}$ - calor específico da água (4,187 kJ/kg K)

CP_C - capacidade calorífica de uma corrente fria (kW/°C)

CP_H - capacidade calorífica de uma corrente quente (kW/°C)

c_{vap1} - custo unitário do vapor do tipo 1 ($/ton)

C_{vap1} - custo referente ao consumo do vapor do tipo 1 ($/h)

c_{vap2} - custo unitário do vapor do tipo 2 ($/ton)

C_{vap2} - custo referente ao consumo do vapor do tipo 2 ($/h)

CW_{in} - vazão de entrada de água de resfriamento (kg/h)

CW_{out} - vazão de saída de água de resfriamento (kg/h)

e - espessura de parede (m)

F_{CW} - consumo total de água de resfriamento (kg/h)

F_T - fator de correção das diferenças de temperatura em trocadores de calor

h - entalpia específica (kJ/kg)

$\hbar$ - coeficiente individual de transferência de calor (kW/m²K)

h_0 - entalpia específica de referência (kJ/kg)

$h_{0,NaOH}$ - entalpia de referência para o hidróxido de sódio puro (kJ/kg)

h_{cin} - entalpia específica da entrada de condensado (kJ/kg)

h_{cout} - entalpia específica da saída de condensado (kJ/kg)

h_{CWin} - entalpia específica da entrada de água de resfriamento (kJ/kg)

h_{Cwout} - entalpia específica da entrada de água de resfriamento (kJ/kg)

h_{in} - entalpia específica da entrada de líquido (kJ/kg)

h_{jet} - entalpia específica do vapor motriz (kJ/kg)

h^L - entalpia específica da água como líquido saturado (kJ/kg)

h_{out} - entalpia específica da saída de líquido (kJ/kg)

h_{tout} - entalpia específica da saída de vapor da turbina (kJ/kg)

h^V - entalpia específica da água como vapor saturado (kJ/kg)

h_{vout} - entalpia específica da saída de vapor (kJ/kg)

h_{vout}^{iso} - entalpia específica da saída de vapor na compressão isoentrópica (kJ/kg)

i - taxa de juros (%)

K - constante dinâmica de módulo (h^{-1})

k_w - condutividade térmica de parede (kW/m°C)

L_{in} - vazão da entrada de líquido (kg/h)

LMTD - média logarítmica das diferenças de temperatura (°C)

L_{out} - vazão da saída de líquido (kg/h)

M - massa ("hold-up") (kg)

m - constante para cálculo da elevação do ponto de ebulição de sucos

N - número de cascos em série

N - número de mols (mol)

O_p - número de horas de operação por ano (h/ano)

P - pressão (kPa)

P - efetividade térmica de trocador de calor

P_0 - pressão de referência

P_{max} - valor máximo da efetividade térmica de trocador de calor

$\dot{Q}$ - carga térmica (kJ/h)

Q_C - meta de utilidade fria (kW)

Q_H - meta de utilidade quente (kW)

R - constante universal dos gases (8,314 J/mol K)

R - razão entre capacidades caloríficas

s_{jet} - entropia específica do vapor motriz (kJ/kg K)

s_0 - entropia específica de referência (kJ/kg K)

s_v - entropia específica da água como vapor saturado (kJ/kg K)

s_{vin} - entropia específica da entrada de vapor (kJ/kg K)

s_{vout} - entropia específica da saída de vapor (kJ/kg K)

t - tempo (h)

T - temperatura (°C)

T* - temperatura deslocada (°C)

$T_{água}$ - temperatura de ebulição da água pura

T_0 - temperatura de referência (°C)

$T_{0,NaOH}$ - temperatura de referência do hidróxido de sódio (°C)

T_{ci} - temperatura de entrada do fluido frio (°C)

T_{co} - temperatura de saída do fluido frio (°C)

T_{hi} - temperatura de entrada do fluido quente (°C)

T_{ho} - temperatura de saída do fluido quente (°C)

T_s - temperatura inicial de uma corrente (°C)

T_{suco} - temperatura do suco (°C)

T_t - temperatura final de uma corrente (°C)

U - coeficiente global de transferência de calor (kW/m² °C)

V_{in} - vazão de entrada de vapor (kg/h)

V_{jet} - vazão de vapor motriz (kg/h)

V_{out} - vazão de saída vapor (kg/h)

V_{out2} - vazão de saída adicional de vapor (kg/h)

V_{tot} - vazão total de água evaporada (kg/h)

w - fração mássica de sólidos

W - constante da equação (28)

$\dot{W}$ - potência do compressor (kW)

x - fração molar

X_p - constante de Ahmad

Y - constante da equação (29)

y - anos de depreciação (anos)

α - constante da equação de Capriste e Lozano para cálculo da elevação do ponto de ebulição

β - constante da equação de Capriste e Lozano para cálculo da elevação do ponto de ebulição

γ - constante da equação de Capriste e Lozano para cálculo da elevação do ponto de ebulição

δ - constante da equação de Capriste e Lozano para cálculo da elevação do ponto de ebulição

ΔH - variação do fluxo de entalpia de uma corrente (kW)

Δh_{mix} - calor de mistura específico (kJ/kg)

Δh^{vap} - calor latente de vaporização (kJ/kg)

Δs^{vap} - entropia de vaporização (kJ/kg K)

ΔT_b - elevação do ponto de ebulição da água (°C)

ΔT_{min} - diferença mínima de temperatura (°C)

Ponteiros

_Cnext - ponteiro ao próximo módulo no fluxo de condensado

_Cprior - ponteiro ao módulo anterior no fluxo de condensado

_Cprior2 - ponteiro ao módulo anterior adicional no fluxo de condensado

_Lnext - ponteiro ao próximo módulo no fluxo de líquido

_Lprior - ponteiro ao módulo anterior no fluxo de líquido

_Mnext - ponteiro ao próximo módulo na lista de conexões duplas

_Mprior - ponteiro ao módulo anterior na lista de conexões duplas

_Vprior - ponteiro ao módulo anterior no fluxo de vapor

_Vprior2 - ponteiro ao módulo anterior adicional no fluxo de vapor

_Vnext - ponteiro ao próximo módulo no fluxo de vapor

_Vnext2 - ponteiro ao próximo módulo adicional no fluxo de vapor

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

Era mais um fim de tarde no ano de 6000, ou talvez, 8000 aC. A água do mar que ficara retida naquela depressão da praia já havia quase que totalmente evaporado. Como pagamento de um tributo pelas terras invadidas, o oceano deixava uma dádiva: aquele pó esbranquiçado de gosto salgado. Logo os primitivos entenderam que este pó auxiliava na conservação de alimentos como carnes e peixes. Assim nascia a primeira operação unitária da engenharia química: a evaporação.

O conhecimento dos princípios da evaporação foram extraordinariamente aprimorados até os dias de hoje. A dependência das forças da natureza foi trocada pelo domínio do calor, e hoje, a evaporação é uma operação de concentração empregada nos mais diversos campos da indústria química e de processamento químico. Alimentos, bebidas, pigmentos, fertilizantes, produtos farmacêuticos são apenas alguns exemplos da aplicação de sistemas de evaporação que tornam a vida do homem mais confortável nesta entrada do século XXI.

Considerando a elevada importância desta operação unitária, o que a torna tão pouco estudada nos meios acadêmicos? Diversos motivos podem ser enumerados. Pode-se citar a aparente simplicidade de um sistema de evaporação quando comparado, por exemplo, a uma coluna de destilação. Um evaporador com 10 efeitos (o autor deste trabalho não tem notícia de nenhum equipamento em operação existente com número maior que este) pode ser descrito por 10 equações de balanço material de sólidos, 10 equações de balanço material total e 10 equações de balanço de energia, totalizando 30 equações. Uma coluna de destilação que separa produtos de alta pureza pode chegar até 130 pratos. Considerando, como exemplo, que nesta coluna estejam envolvidos 5 componentes, tem-se 650 equações apenas de balanço material dos componentes. Somando ainda as equações de balanço energético e

relações de equilíbrio conclui-se facilmente que a modelagem e simulação de colunas de destilação representa um desafio aparentemente muito maior que a modelagem e simulação de evaporadores. Os evaporadores também são encarados muitas vezes como estruturas do tipo "caixa-preta", com domínio restrito dos fabricantes deste tipo de equipamento.

Esta aparente simplicidade dos evaporadores é logo desfeita numa análise um pouco mais profunda desta operação unitária. As inúmeras possibilidades de configurações dos efeitos em termos de fluxos de líquido e de vapor, a inclusão de acessórios como trocadores de calor, compressores mecânicos, termocompressores e tambores de expansão faz com que aquele pequeno número de equações seja organizado de formas completamente diversas. A necessidade do desenvolvimento de um algoritmo diferente para cada tipo de configuração de um sistema de evaporação inibe completamente o seu estudo de forma sistemática.

O paradigma de uma operação unitária isolada também deve ser desfeito. A ênfase atual no projeto de processos é a otimização de um processo como um todo, ao invés da ligação de operações unitárias isoladamente otimizadas.

Uma busca na literatura revela a falta de ferramentas gerais para a modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação dentro de um processo global. É neste contexto que este presente trabalho está inserido, tendo como principais objetivos o desenvolvimento de um modelo matemático seguido de sua implementação na forma de um programa de computador, capaz de simular sistemas de evaporação nos regimes estacionário e transiente. Este modelo será a base para um algoritmo de otimização de correntes de extração de um sistema de evaporação, baseado na Análise Pinch.

CAPÍTULO 2 – METODOLOGIA DO TRABALHO

As seguintes metas abaixo serão atingidas para que os objetivos principais do trabalho sejam atendidos:

- apresentar informações básicas sobre a tecnologia de evaporação, incluindo tipos de equipamentos, arranjos típicos de evaporadores e acessórios normalmente utilizados;
- compilar propriedades físicas necessárias para o projeto da concentração de fluidos de interesse industrial;
- explorar recursos avançados de informática como a estruturação de dados em listas de conexões e a programação orientada por objetos para a representação computacional de um sistema de evaporação;
- propor uma modelagem no regime estacionário de evaporadores múltiplo-efeito com acessórios;
- desenvolver um algoritmo único para a resolução das equações do modelo estacionário, que possibilite a simulação de um evaporador em qualquer tipo de configuração;
- implementar este algoritmo e estes recursos de informática na forma de um simulador estático de fácil utilização;
- exemplificar o uso do programa desenvolvido, onde os diversos compromissos econômicos envolvidos no projeto de um evaporador são discutidos;
- propor uma representação gráfica rigorosa que revele as interações energéticas de um sistema de evaporação;

- discutir recursos avançados de informática para o desenvolvimento de um simulador dinâmico;
- propor uma modelagem no regime transiente de evaporadores múltiplo-efeito com acessórios;
- desenvolver um algoritmo único para a resolução das equações do modelo transiente, que possibilite a simulação dinâmica de um evaporador em qualquer tipo de configuração;
- implementar os recursos de processamento multitarefa do sistema operacional Windows 95 no desenvolvimento de um simulador dinâmico de evaporadores;
- comparar os simuladores estático e dinâmico desenvolvidos neste trabalho com dados de operação de equipamentos reais;
- exemplificar as complexidades inerentes do comportamento dinâmico de sistemas de evaporação;
- propor uma representação gráfica rigorosa que revele as possibilidades de integração energética de um evaporador;
- propor uma nova metodologia para a integração energética de evaporadores com processos em que estes estejam inseridos, baseada na Análise Pinch;
- desenvolver um programa de computador de fácil uso para o cálculo das metas de energia e área, segundo as metodologias da Análise Pinch;
- exemplificar a metodologia desenvolvida para integração de evaporadores, incluindo a comparação com outros estudos semelhantes já efetuados;
- finalmente, propor sugestões de pesquisa adicionais na área de modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação.

CAPÍTULO 3 – CONTEXTO DO PROBLEMA

3.1 – Sistemas de evaporação

3.1.1 – Definição e aplicações

A evaporação é uma operação unitária que tem como objetivo o aumento da concentração de um soluto não volátil num solvente volátil (McCabe, et ali., 1985), normalmente água. O princípio deste aumento de concentração é a ebulição seguida de evaporação do solvente através 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 sendo concentrada, e o meio de aquecimento mais encontrado nas indústrias de processos químicos é o vapor saturado proveniente de caldeiras.

O termo evaporador aplicado neste contexto não deve ser confundido com o evaporador num ciclo de refrigeração onde um fluido refrigerante é evaporado com a finalidade de retirar calor em baixa temperatura de um sistema que necessita ser refrigerado.

A operação unitária evaporação também não deve ser confundida com a secagem, onde também deseja-se aumentar a concentração de um sólido, entretanto o mecanismo no qual ocorre esta concentração é completamente diferente. Enquanto que na secagem o produto final é uma pasta ou sólido, na evaporação tem-se um fluido. Por si só, esta diferença acarreta em geometrias de equipamentos completamente diversas. Além disto, na secagem a principal fonte de calor é direta, através do contato de ar quente com o sólido. Com relação ao mecanismo, na secagem a resistência que limita a velocidade do processo de concentração é a difusão da umidade pelo sólido até a interface com o ar insaturado. A água é, então, arrastada pelo ar insaturado sem que necessariamente esta atinja a temperatura de ebulição. Na evaporação, a

resistência que limita o processo é a transferência de calor responsável pela ebulição da água.

Com grande freqüência são encontrados os termos "vapor vivo" e "vapor vegetal" para designar, respectivamente, o vapor de aquecimento e o vapor d'água resultante da evaporação. A Figura 3.1 apresenta o esquema típico de um evaporador simples.

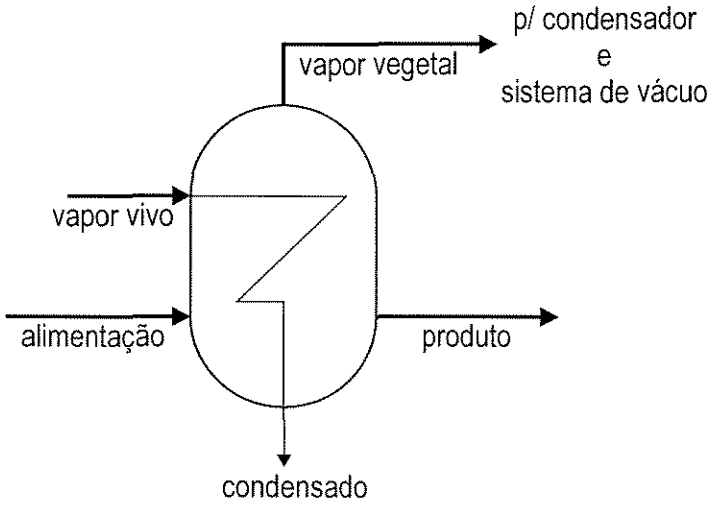


Figura 3.1 – Esquema típico de um evaporador simples

Os evaporadores podem ser operados de forma contínua ou em batelada em função de seu tipo e aplicação. Os sistemas de evaporação são encontrados nos mais diversos tipos de indústrias químicas, como por exemplo: fabricação de hidróxido de sódio, hipoclorito de sódio, fertilizantes, etc. Estes equipamentos podem ser utilizados também nas chamadas indústrias de processos químicos, ou seja, as indústrias que utilizam os mesmos princípios das indústrias químicas mas não tem como produto final um produto químico. Dentro desta categoria, pode-se encontrar evaporadores na fabricação de papel e celulose, produtos farmacêuticos, alimentos e bebidas, etc.

Dentro das aplicações acima destaca-se a indústria de alimentos onde a operação de evaporação é encontrada numa grande diversidade de aplicações como: laticínios (leite condensado e leite evaporado), sucos de frutas concentrados, gelatina, xarope de glicose, amidos comuns, modificados ou parcialmente hidrolisados (provenientes de milho, mandioca, batata, arroz, etc), extrato de carne, concentrados de tomate, geléias, café solúvel, açúcar, etc.

A necessidade de se concentrar uma solução, normalmente está associada à necessidade de se reduzir custos de transporte e armazenamento de um determinado produto. Hidróxido de sódio, por exemplo, é transportado na sua forma anidra até o seu destino onde este é diluído para uso. Entretanto, na indústria de alimentos a concentração de um produto também é justificada pelo aumento de sua conservação. A remoção parcial de água de um produto alimentício acarreta na redução de sua atividade de água, o que representa um meio inóspito para o desenvolvimento de microrganismos responsáveis pela deterioração do alimento. Muitas vezes, também, a operação de evaporação é associada à pasteurização do alimento, isto é, redução da carga microbiana pelo uso de calor.

A evaporação dentro da indústria de alimentos também está fortemente relacionada com a qualidade do alimento. O uso de altas temperaturas num alimento pode trazer conseqüências como: perda de aromas, escurecimento do alimento devido a reações de Maillard, gelatinização de amidos, desnaturação de proteínas, e degradação de nutrientes como vitaminas (Fellows, 1988; Toribio e Lozano, 1986). Um alimento aquecido até a temperatura de ebulição normal da água certamente sofrerá boa parte dos efeitos indesejáveis listados acima. Desta forma, os sistemas de evaporação empregados na indústria de alimentos devem ser cuidadosamente projetados para evitar a ocorrência destes efeitos indesejáveis, e as estratégias normalmente empregadas são o uso de vácuo (para que a ebulição da água se dê em temperaturas menos prejudiciais ao alimento) e uso de equipamentos que permitam um pequeno tempo de residência (para minimizar o tempo no qual o alimento se encontra em temperaturas danosas). A degradação de um alimento devido o emprego de altas temperaturas também causa a formação de depósitos no interior dos equipamentos de evaporação. Estes depósitos acabam dificultando a transferência de calor e favorecendo a contaminação do produto devido ao acúmulo de microrganismos.

Devido ao alto valor do calor latente de vaporização da água, os evaporadores são equipamentos de utilização intensa de energia térmica. O contínuo desafio

de redução de custos de qualquer indústria elege os sistemas de evaporação como focos de atenção em estudos de economia de energia. Este trabalho trará contribuições significativas sobre este tema.

3.1.2 – Equipamentos de evaporação

Os processos de evaporação são caracterizados por uma variedade muito grande de tipos de equipamentos e geometrias particulares. Todos os tipos deste equipamento apresentam uma superfície de aquecimento para a transferência de calor a partir de um meio de aquecimento e um meio de separação entre a água evaporada e o líquido residual. Diversas bibliografias (McCabe, et ali., 1985; Mehra, 1986) apresentam os principais tipos de equipamentos de evaporação os quais são resumidamente descritos neste texto.

a) Evaporadores solares:

Certamente esta é uma das formas mais antigas de evaporação conhecidas pelo homem e utilizada até hoje para a produção de sal. Esta operação consiste numa série de lagoas nas quais água do mar é concentrada utilizando energia solar como forma de aquecimento. Este processo depende de condições meteorológicas e raramente é utilizado em processos industriais.

b) Tachos em batelada:

Este tipo de processo também pode ser considerado como um dos mais antigos processos de concentração, e até hoje é utilizado na fabricação de geléias e doces. A Figura 3.2 apresenta o esquema de um tacho em batelada, onde pode-se observar o sistema de aquecimento com vapor através de uma camisa de aquecimento. A Figura 3.3 apresenta um tacho para produção de geléias existente na unidade piloto da Escola de Engenharia Mauá acoplado a uma caldeira elétrica para geração de vapor.

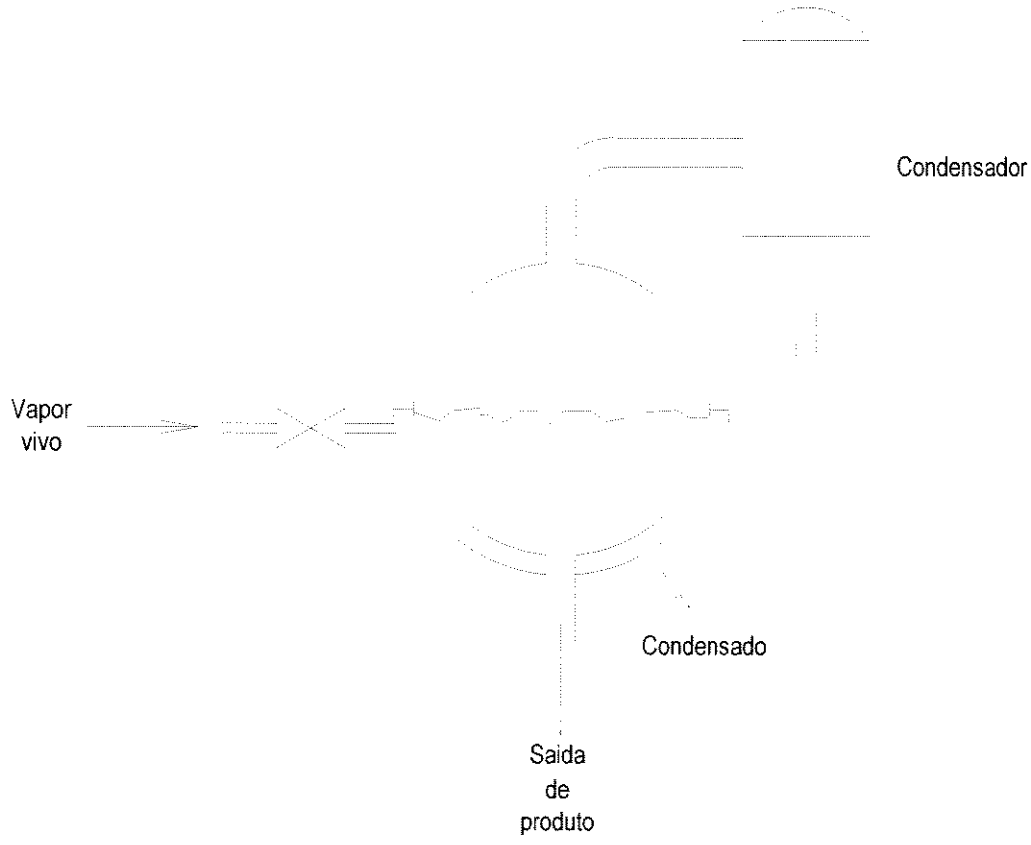


Figura 3.2 – Tacho em batelada

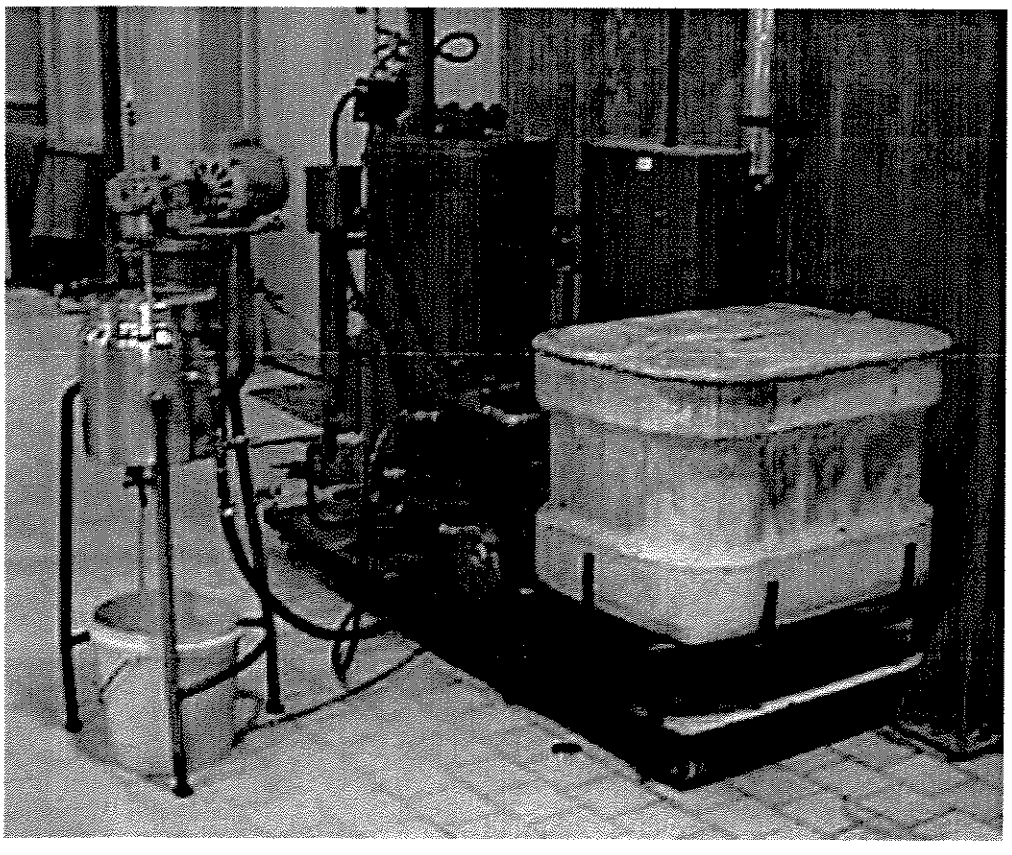


Figura 3.3 – Foto de um tacho em batelada

Os tachos em batelada apresentam pequenas capacidades de produção e grande consumo de energia, quando comparados a outros equipamentos.

c) Evaporadores com circulação natural:

Diversas geometrias podem ser construídas baseadas no princípio de circulação natural. Os evaporadores do tipo calandria, ou também denominados "Robert" (Figura 3.4) são largamente utilizados em usinas de açúcar. Nesta geometria, o líquido circula através de um banco de tubos aquecidos com vapor. A força motriz para o escoamento do líquido é a diferença de densidades entre o líquido que circula pela abertura central da calandria e a mistura bifásica que escoa dentro dos tubos. Estes equipamentos são relativamente baratos, de simples limpeza porém não devem ser utilizados para fluidos termosensíveis devido ao seu alto valor inerente de tempo de residência.

Evaporadores com recirculação em tubos verticais (Figura 3.5) são encontrados com grande freqüência em diversos tipos de indústrias. Diferentemente dos aparatos com calandria, nesta geometria a separação do vapor vegetal e do líquido é efetuada num vaso de separação.

Pelo fato dos equipamentos com circulação natural dependerem das diferenças de densidades para escoamento, estes não devem ser submetidos a grandes variações de capacidade.

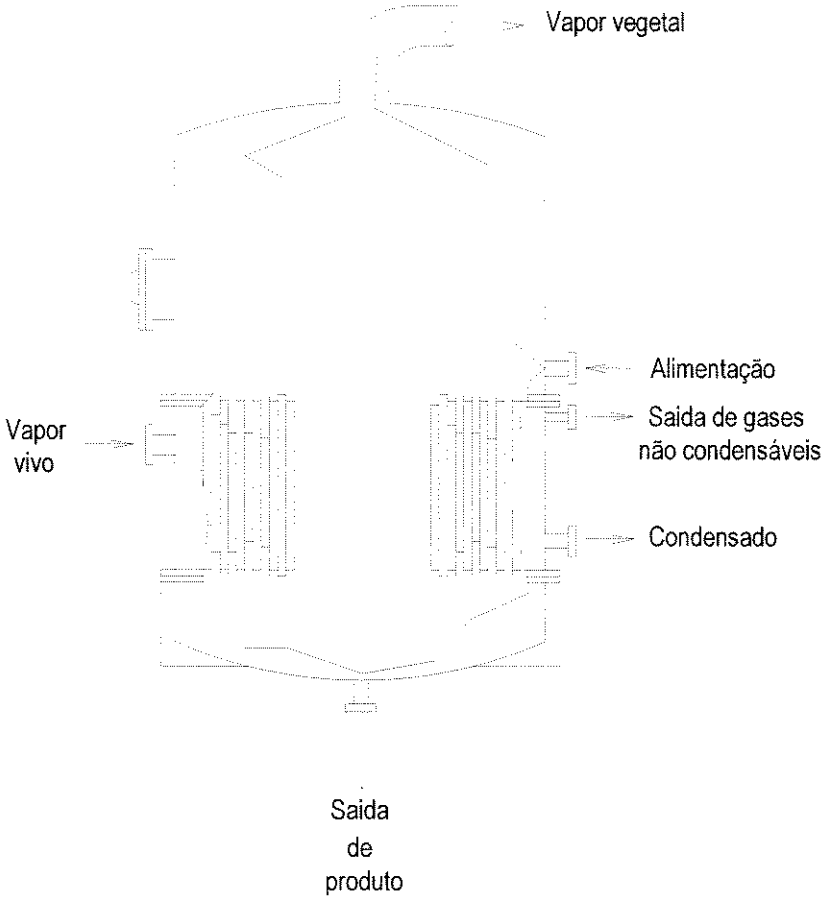


Figura 3.4 – Evaporador tipo calandria

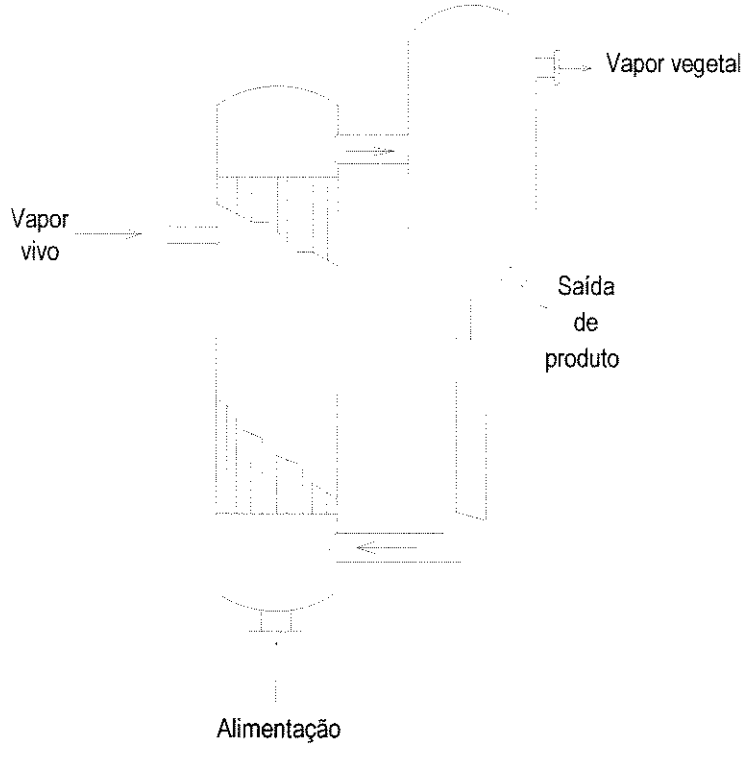


Figura 3.5 – Evaporador com circulação natural e tubos verticais

d) Evaporadores com circulação forçada:

A circulação do líquido pelos tubos de aquecimento é obtida pelo uso de bombas e desta forma evaporadores com circulação forçada são indicados para aplicações onde a alta viscosidade da solução não permite a operação com circulação natural. Altas velocidades de escoamento podem ser obtidas resultando em altos coeficientes de transferência de calor e pequenas áreas de troca térmica. Diversas geometrias diferentes podem ser concebidas e a Figura 3.6 apresenta um evaporador com circulação forçada com tubos horizontais.

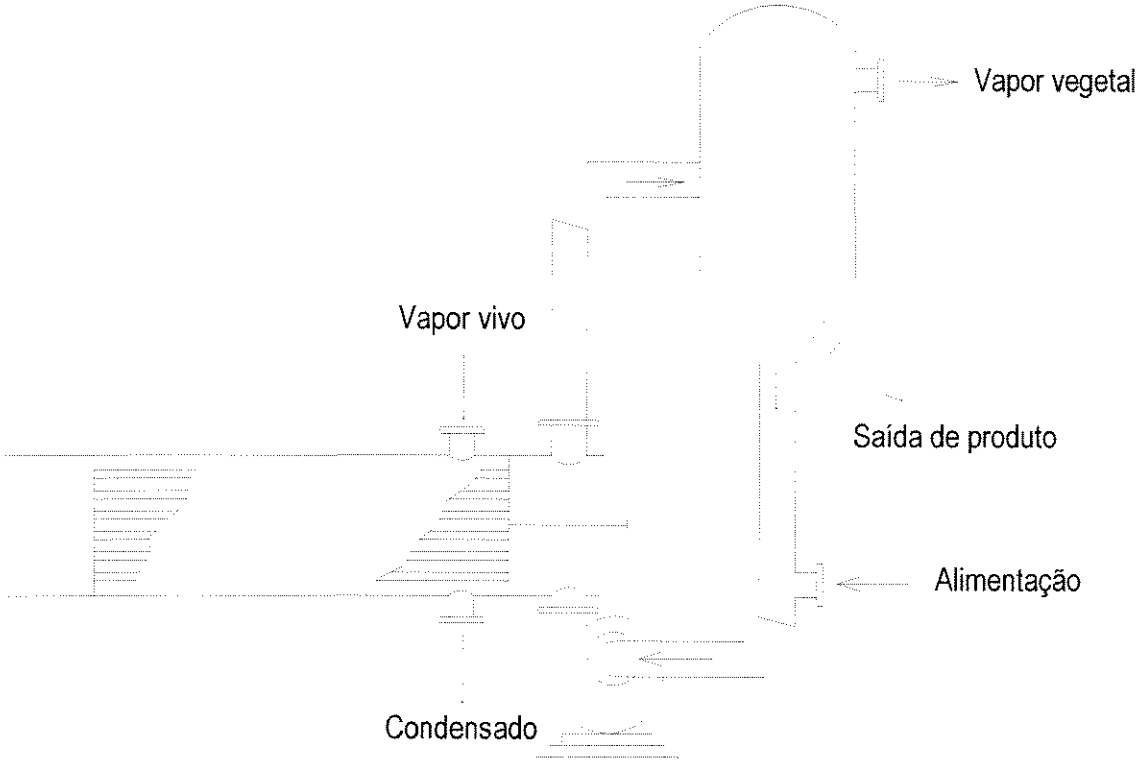


Figura 3.6 – Evaporador com circulação forçada e tubos horizontais

e) Evaporadores de filme descendente:

Os evaporadores de filme descendente são largamente utilizados na indústria de alimentos, onde se procura baixos tempos de residência com o objetivo de minimizar danos ao produto alimentício. Nesta configuração (Figura 3.7), vapor condensa na superfície externa de tubos verticais. O líquido no interior do tubo é levado à ebulição, e o vapor de água formado

vai ocupando a parte central do tubo. À medida que o líquido escoa, mais vapor é formado resultando numa região central de vapor em alta velocidade que comprime o líquido contra a parede interna do tubo. Este efeito acarreta num filme de líquido ainda mais fino, escoando em velocidades ainda mais altas. Altos coeficientes de transferência de calor são obtidos e também baixos valores de perda de carga. Devido à ausência de cargas hidrostáticas, como é o caso das outras geometrias, pode-se empregar pequenas diferenças de temperatura como força motriz para transferência de calor.

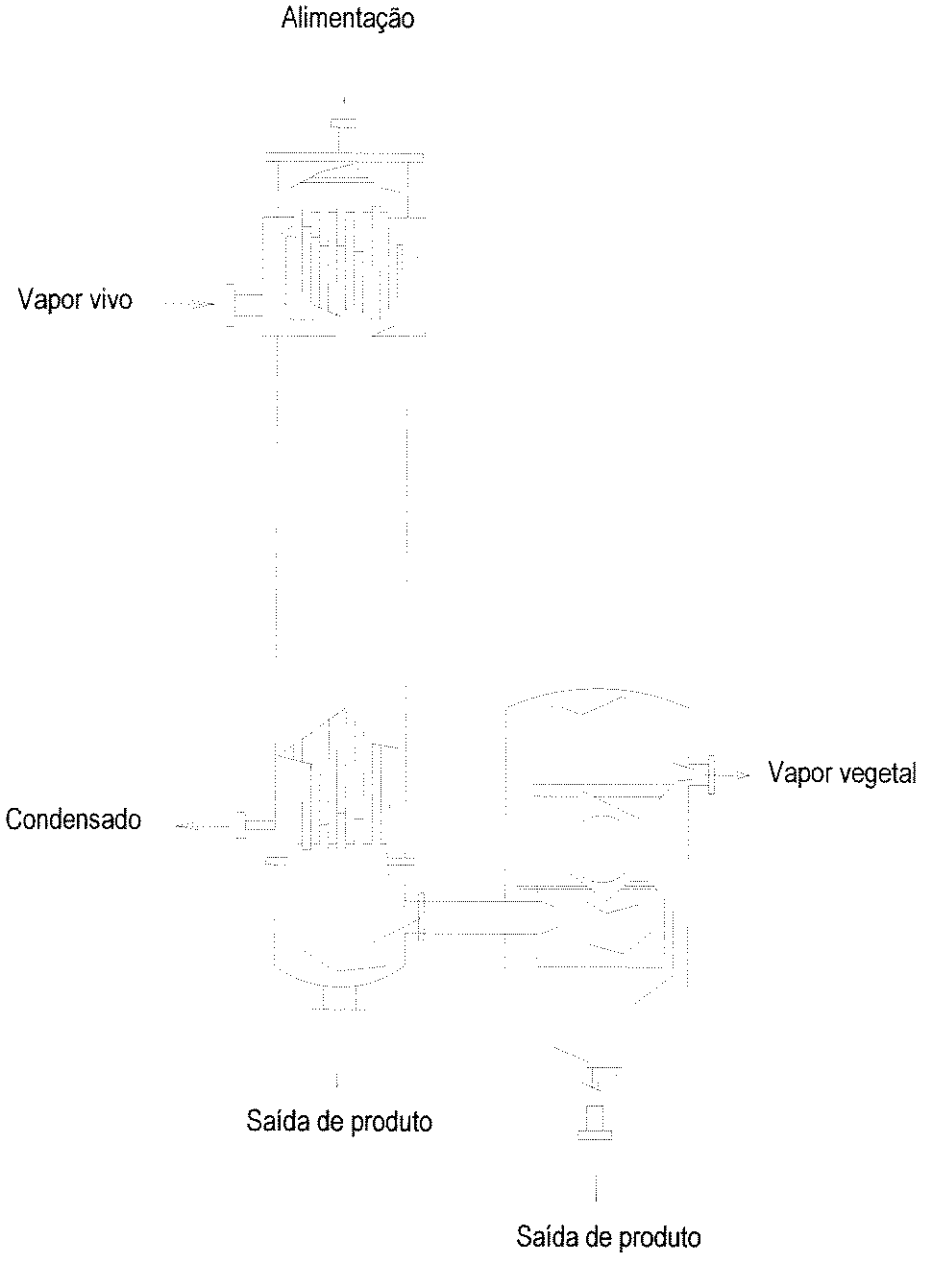


Figura 3.7 – Evaporador de filme descendente

Nas indústrias de sucos cítricos são empregados equipamentos denominados TASTE ("Thermally Accelerated Short Time Evaporator") que se destacam pelo sistema de distribuição uniforme de líquido pelos tubos do equipamento através da geração, por redução abrupta de pressão, de uma mistura de vapor e pequenas gotículas de líquido (GUMACO, sem ano). A Figura 3.8 apresenta a foto de um evaporador do tipo TASTE empregado na maior parte das indústrias brasileiras de suco de laranja.

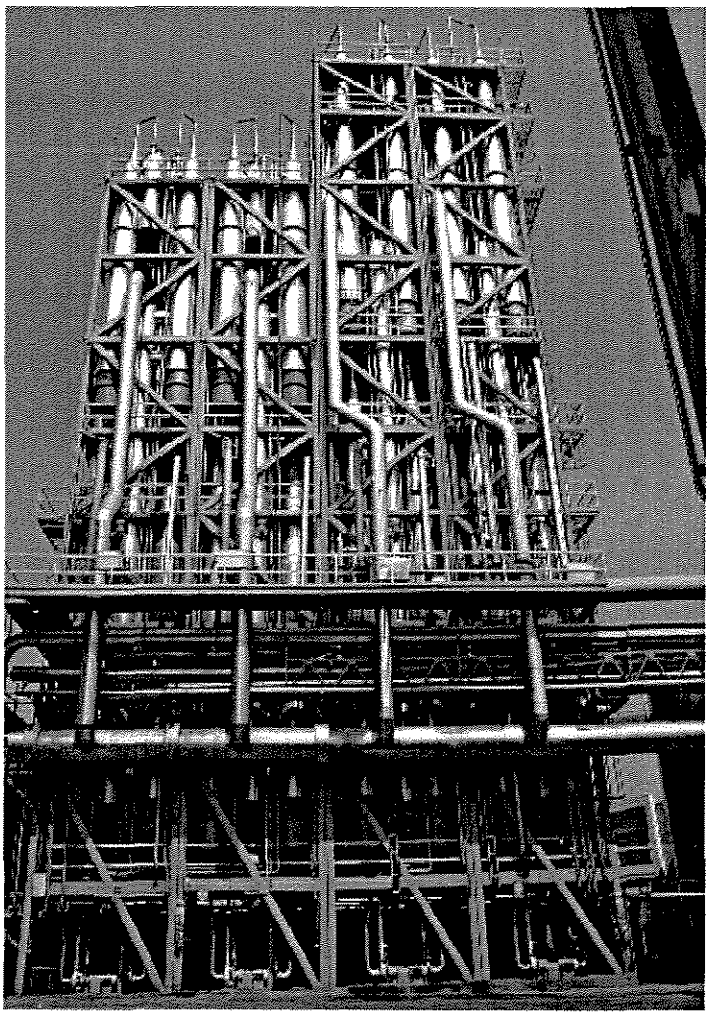


Figura 3.8 – Evaporador tipo TASTE

f) Evaporadores de filme agitado:

A formação de um filme conforme descrito acima não é possível para produtos altamente viscosos, ou que também, apresentem partículas sólidas em suspensão. Entretanto, com o objetivo de se explorar os mesmos princípios dos evaporadores de filme descendente, o filme pode ser formado

com o auxílio de pás rotativas que continuamente espalham o líquido nas paredes dos tubos. A Figura 3.9 apresenta o esquema básico desta configuração e a Figura 3.10 apresenta uma foto do evaporador de filme agitado tipo "LUWA" existente na unidade piloto da Escola de Engenharia Mauá.

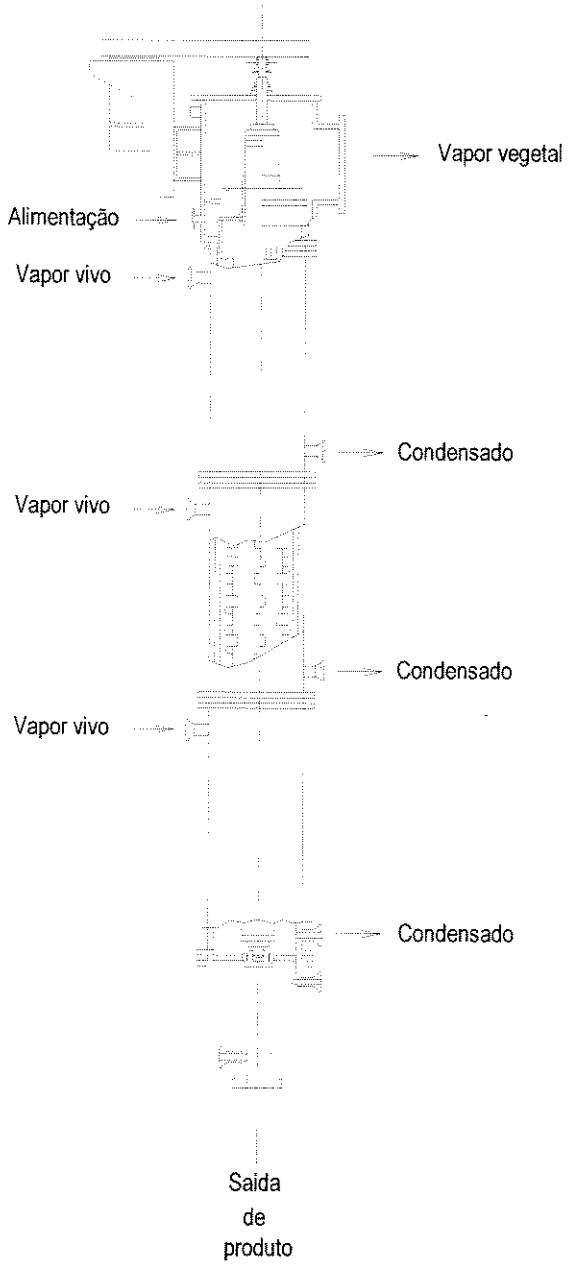


Figura 3.9 – Evaporador de filme agitado

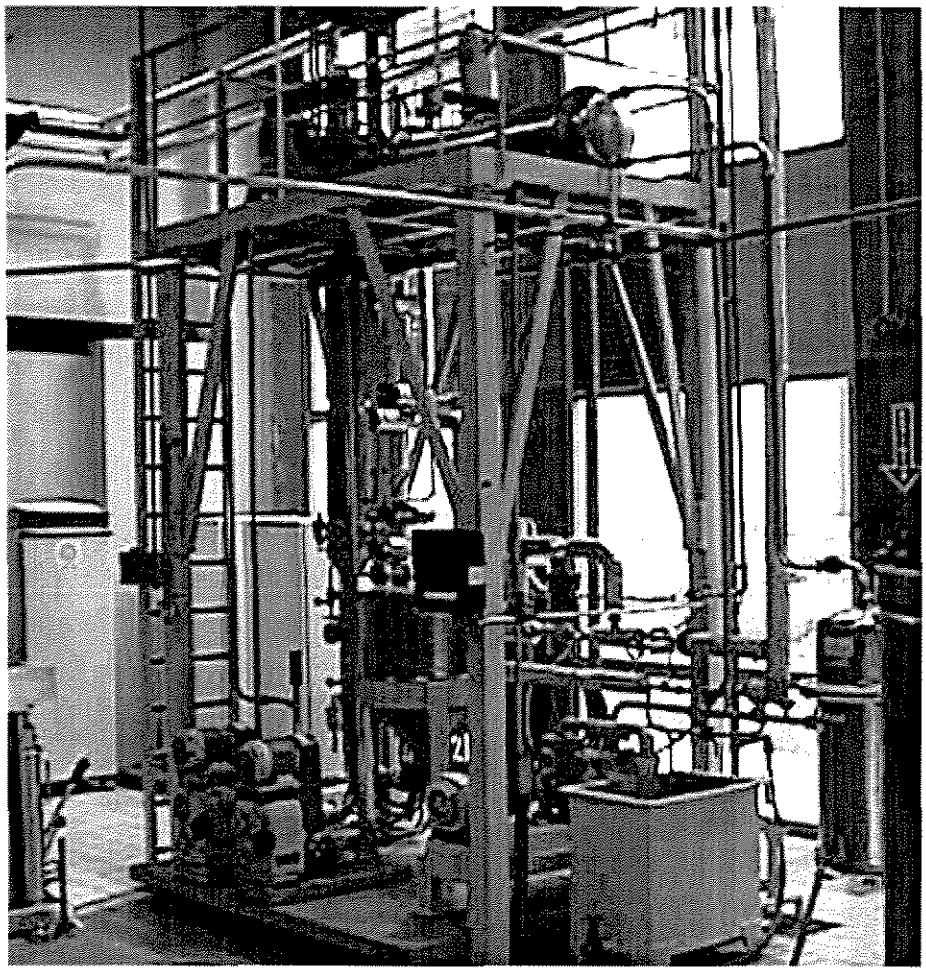


Figura 3.10 – Evaporador tipo "LUWA"

g) Evaporadores de placas:

Trocadores de calor de placas, quando comparados com trocadores convencionais tipo casco-tubo, apresentam uma série de vantagens como, por exemplo, altas velocidades de escoamento que geram altos coeficientes de troca térmica, pequenas áreas de instalação, facilidade de limpeza, ausência de pontos mortos onde podem ocorrer acúmulos de material, etc. Semelhantemente, foram propostos evaporadores de placas que apresentam vantagens acima mencionadas, quando comparados aos outros tipos de equipamentos de evaporação. A Figura 3.11 esquematiza uma das inúmeras configurações de evaporadores de placas, e as aplicações deste tipo de equipamento estão focadas nas indústrias de alimentos, onde o risco de vazamentos através das gaxetas de fixação das placas não oferecem grandes perigos.

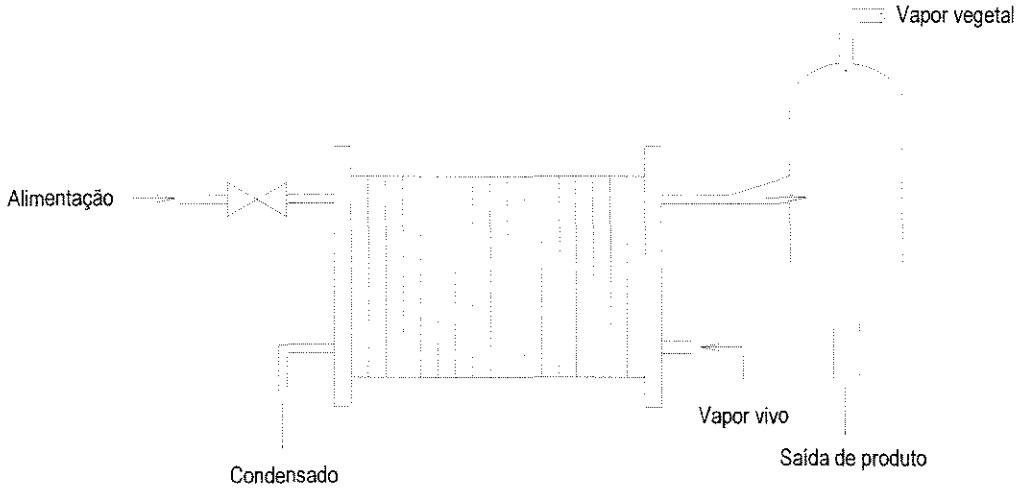
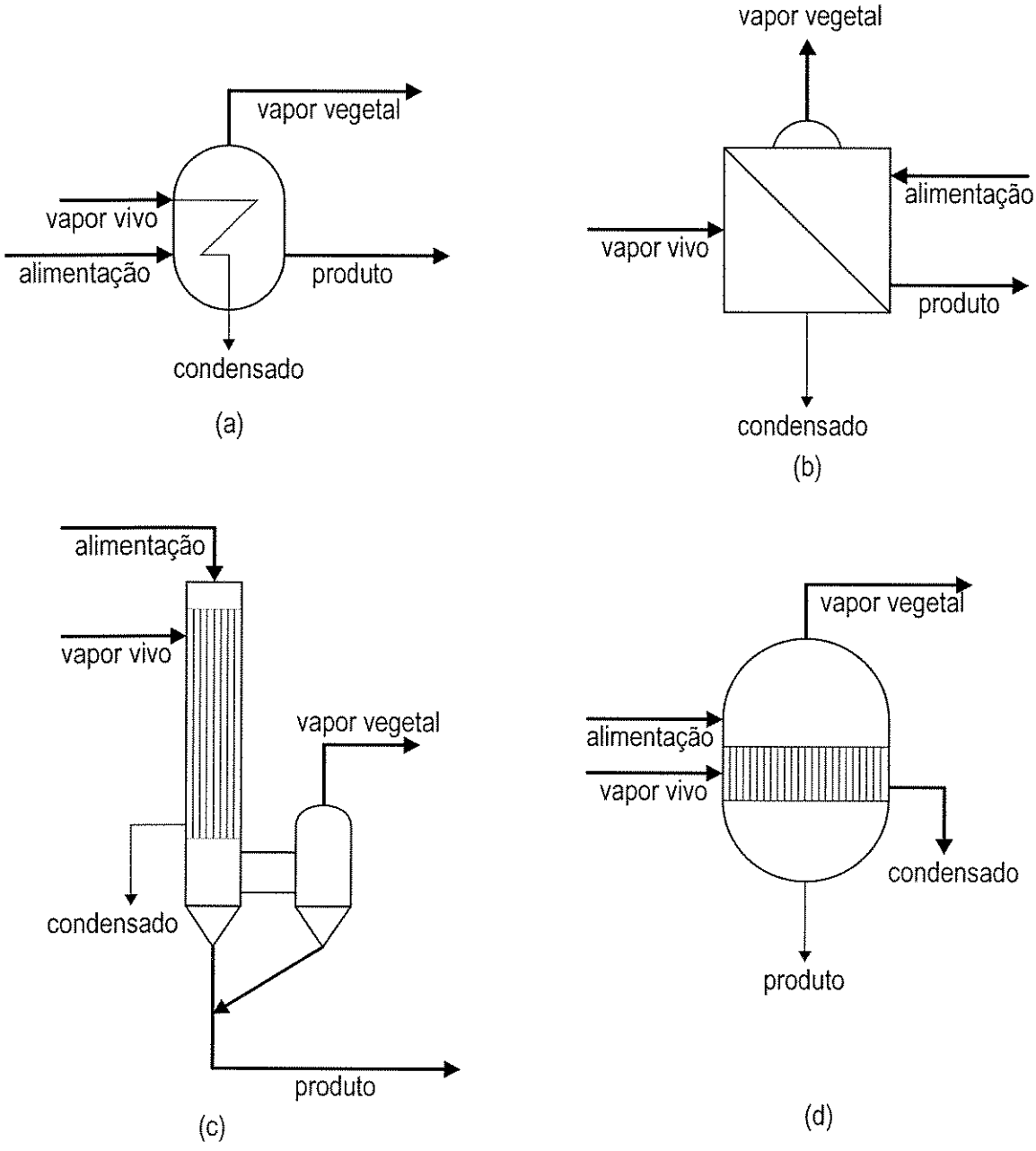


Figura 3.11 – Evaporadores de placas

Singh e Heldmann (1993) apresentam um resumo dos diversos tipos de equipamentos de evaporação utilizados na concentração de alimentos líquidos, incluindo para cada tipo informações como: viscosidade máxima do fluido, limitação de uso quanto a sólidos em suspensão, possibilidades de se utilizar recompressão mecânica do vapor, taxa de transferência de calor típica, tempo de residência típico, e custo de capital.

3.1.3 – Representação esquemática de evaporadores

Não existe um símbolo padrão para representação de evaporadores em fluxogramas de processo. Diversos símbolos podem ser encontrados na literatura e muitos deles estão associados a uma geometria específica de equipamento. A Figura 3.12 apresenta alguns símbolos típicos, sendo que neste trabalho se dará preferência à representação (a) por sua generalidade e simplicidade de representação.



(a) evaporador genérico, (b) evaporador genérico, (c) evaporador de filme descendente com sistema de separação vapor-líquido, (d) evaporador de calandria

Figura 3.12 – Símbolos empregados para representação esquemática de evapodores

3.1.4 – Estratégias para redução no consumo de energia

Como já foi comentado anteriormente, os equipamentos de evaporação são grandes consumidores de energia térmica. Em virtude disto, diversas estratégias são empregadas com o objetivo de se reduzir o consumo de energia nestes equipamentos.

a) Evaporação em múltiplos-efeitos:

Certamente esta é a opção mais largamente utilizada pela indústria para economia de energia em sistemas de evaporação. Seu princípio consiste em dividir a evaporação em diversos corpos de equipamento, denominados efeitos ou estágios, utilizando a água evaporada de um efeito como meio de aquecimento do efeito seguinte. Desta forma, vapor vivo é utilizado apenas no primeiro efeito, enquanto que para os demais efeitos utiliza-se vapor vegetal. Para fins de ordem de grandeza, pode-se afirmar que o consumo de vapor de um sistema de evaporação em múltiplos-efeitos é dado pelo consumo de vapor de um sistema de evaporação com único efeito divido pelo número de efeitos.

A Figura 3.13 apresenta um evaporador com dois efeitos. Neste exemplo, observa-se que a alimentação da solução diluída se dá no mesmo efeito que a alimentação de vapor vivo. O vapor vegetal e a solução concentrada resultantes deste primeiro efeito seguem para o segundo efeito. Entretanto, estas duas correntes são resultantes da ebulição de um dado líquido e se encontram na mesma temperatura. Como conseqüência, este vapor vegetal não pode ser utilizado como meio de aquecimento de um líquido que se encontra na mesma temperatura. Para que ocorra transferência de calor entre estes fluidos é necessário que exista diferença de temperatura entre estes fluidos. Assim, a decisão tomada para estes casos é a ebulição da solução no segundo efeito numa pressão menor que a pressão de operação do primeiro efeito. Por esta razão, qualquer sistema de evaporação em múltiplos-efeitos opera em níveis decrescentes de pressão, ao longo da direção dos fluxos de vapor.

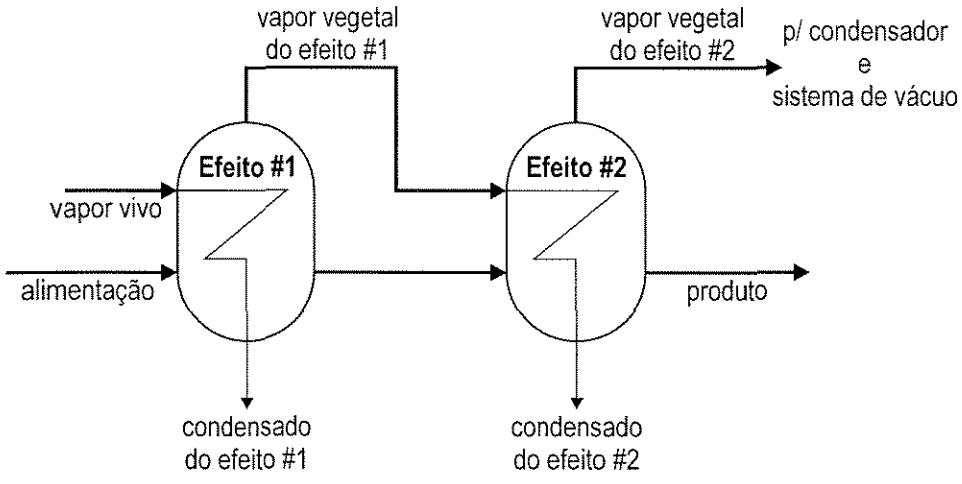


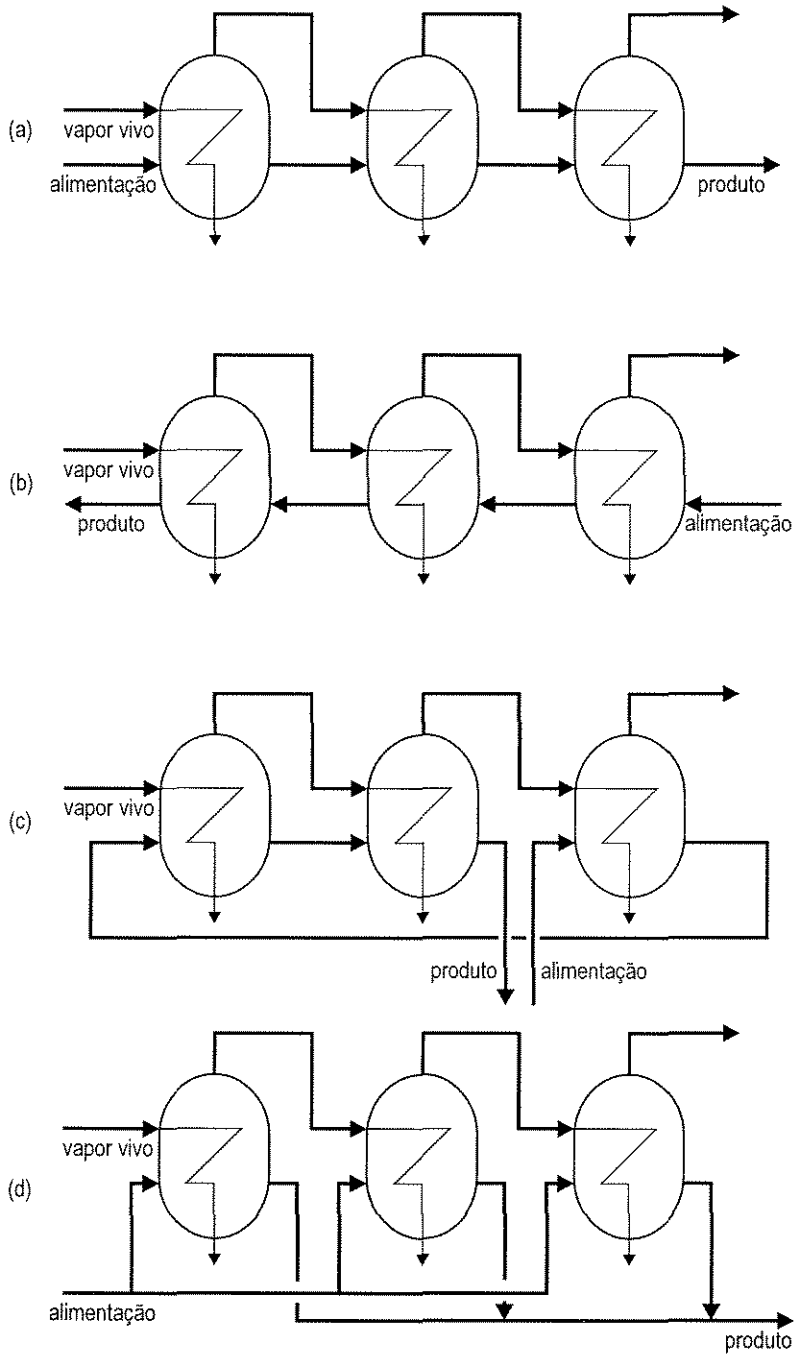
Figura 3.13 – Evaporador com dois efeitos

O uso de múltiplos-efeitos proporciona um grande número de possíveis arranjos em função dos fluxos de vapor e líquido. Estes possíveis arranjos podem ser classificados em: alimentação frontal, alimentação reversa, alimentação mista e alimentação paralela. A Figura 3.14 mostra os quatro tipos básicos de arranjos de evaporadores em múltiplos-efeitos.

Como se pode observar, na alimentação frontal a solução diluída é alimentada no mesmo efeito que recebe o vapor vivo. Como vantagens deste arranjo, pode-se citar que o fluxo de líquido sempre se dá no sentido decrescente de pressões, o que para fluidos pouco viscosos dispensa o uso de bombas para o escoamento entre os efeitos. Além disto, normalmente a degradação de produtos decorrente de temperaturas altas é mais acentuada em grandes concentrações de sólidos. Como neste arranjo, a solução concentrada se encontra nos efeitos de menor pressão minimiza-se os efeitos indesejáveis para a qualidade do produto final.

Nos sistemas de alimentação reversa, nota-se que a solução diluída é alimentada no último efeito com relação ao fluxo de vapor. O fluxo de líquido, assim, sempre se dá no sentido crescente de pressões exigindo o uso de bombas para permitir seu escoamento. O produto concentrado deixa o evaporador no efeito de maior temperatura e por esta razão esta configuração não é recomendada para produtos alimentícios, pois neste efeito podem ocorrer grandes danos ao alimento. Como vantagem deste

arranjo, recomenda-se o seu uso para produtos altamente viscosos pois o aumento da viscosidade do líquido resultante do aumento da concentração de sólidos é atenuada pelo uso de maiores temperaturas. Deve-se lembrar que altas viscosidades resultam em baixos coeficientes de transferência de calor e equipamentos de baixa eficiência térmica.



(a) alimentação frontal, (b) alimentação reversa, (c) alimentação mista e (d) alimentação paralela

Figura 3.14 – Arranjos de evaporadores em múltiplos-efeitos

Os sistemas de alimentação mista não possuem um arranjo típico. Pode-se dizer que um evaporador com alimentação mista é aquele no qual não há divisão do fluxo de líquido e em parte do equipamento o fluxo de líquido se dá em contracorrente com o fluxo de vapor e em parte em co-corrente. Neste tipo de arranjo, busca-se explorar as vantagens dos arranjos com alimentação frontal e reversa. Obviamente, arranjos com alimentação mista só são encontrados em equipamentos com três ou mais efeitos.

Finalmente, o arranjo com alimentação paralela implica na divisão do fluxo do líquido no número de efeitos e posterior mistura do produto concentrado. Este arranjo não é comumente encontrado nas indústrias e normalmente está associado a sistemas de cristalização.

À medida que o número de efeitos é aumentado, o número de possíveis arranjos é aumentado de maneira marcante. Descartando a possibilidade de divisão do fluxo de líquido (alimentação paralela), a alimentação de um evaporador possui N alternativas de efeito de alimentação, onde N é o número de efeitos. O líquido resultante deste efeito possui $N-1$ alternativas de alimentação pois este não retornará ao mesmo efeito de origem. Descartando os efeitos já utilizados, o próximo líquido resultante possui $N-2$ alternativas de alimentação e assim por adiante. Conclui-se que o número de possíveis configurações de um evaporador com N efeitos, sem divisão de fluxos, é igual ao fatorial de N. A Figura 3.15 apresenta, como exemplo, as seis possíveis configurações de um evaporador com três efeitos.

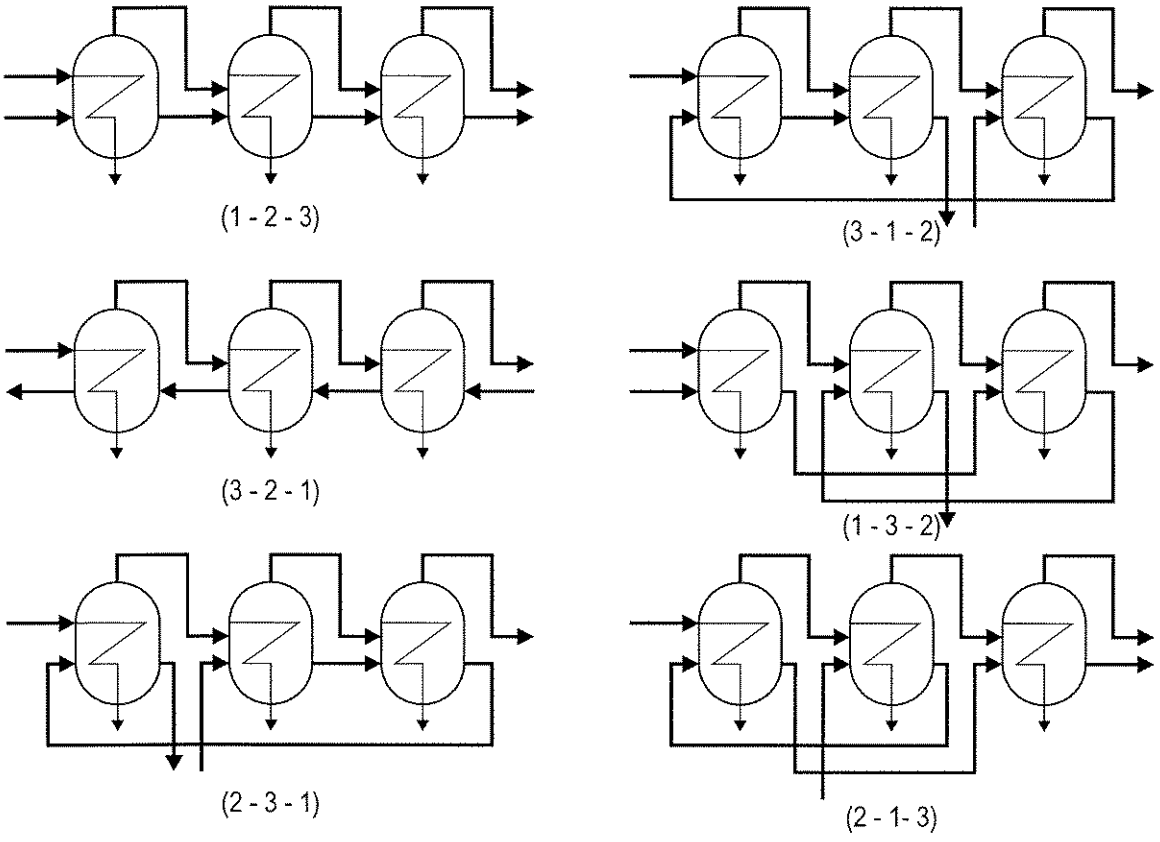


Figura 3.15 – Possíveis configurações para evaporadores com três efeitos

Em usinas de açúcar é comum encontrar-se evaporadores com cinco efeitos. Assim o número de alternativas em que estes efeitos podem ser arranjados é dado por 5! = 120. Numa fábrica de suco de laranja concentrado, onde são encontrados equipamentos com até nove efeitos, o número possível de alternativas seria 9! = 362880. Entretanto, na otimização de tais sistemas nem todas as configurações são analisadas pois diversos critérios devem ser levados em consideração, em particular a degradação de qualidade do produto, o que elimina o maior número das alternativas.

A escolha do número de efeitos é sempre baseada em critérios econômicos, com base no compromisso entre custo da energia e custo do capital (equipamentos). Quanto maior o número de efeitos menor será o consumo de vapor de aquecimento e portanto, menor será o custo relativo ao consumo de energia. Por outro lado, quanto maior o número de efeitos menor serão as diferenças de temperatura empregadas como força motriz para transferência de calor em cada efeito e portanto, maior será a área

requerida acarretando num aumento no custo de capital. Estes fatores podem ser ilustrados na Figura 3.16, onde o número ótimo de efeitos pode ser facilmente identificado. O número ótimo de efeitos será sempre função do custo local de energia, do tipo de equipamento de evaporação utilizado, da quantidade de água evaporada, e consequentemente deve ser calculado para cada aplicação específica (King, 1980).

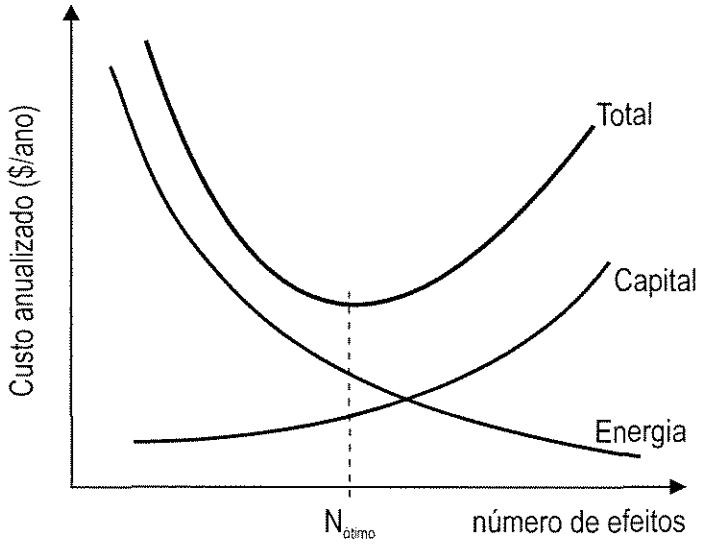


Figura 3.16 – Compromisso econômico na otimização do número de efeitos

b) Recompressão mecânica:

Como apresentado anteriormente, os efeitos de um sistema de evaporação múltiplo-efeito devem ser operados com pressões decrescentes para que haja diferenças de temperatura necessárias para a transferência de calor. Seguindo este princípio, a água evaporada num efeito não pode ser utilizada diretamente como meio de aquecimento do próprio efeito.

Porém, caso se deseje utilizar o vapor vegetal de um efeito para aquecer o próprio efeito é necessário que este vapor vegetal seja comprimido e assim forneça calor condensando numa temperatura superior a que ele foi evaporado. Este tipo de sistema é chamado de recompressão mecânica e o fluxograma típico de um sistema deste tipo pode ser visto na Figura 3.17.

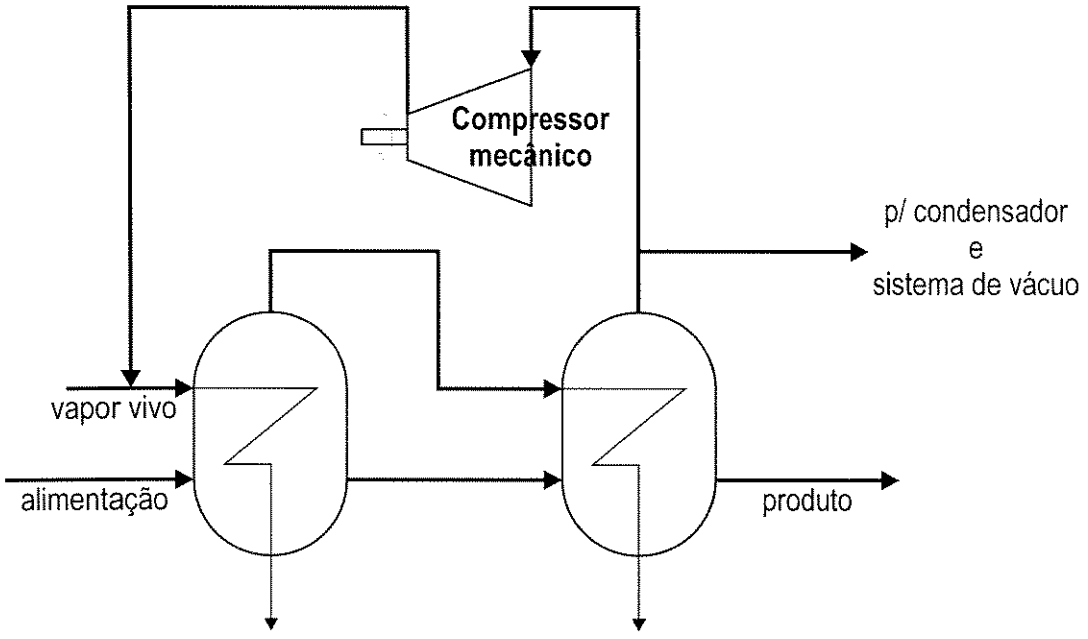


Figura 3.17 – Recompressão mecânica

A recompressão mecânica consiste basicamente no uso de um compressor mecânico que tem como função comprimir o vapor vegetal gerado num efeito e enviá-lo como meio de aquecimento para o próprio efeito ou para algum efeito anterior de um sistema múltiplo-efeito. O que se busca neste tipo de sistema é a redução no consumo de vapor vivo, entretanto, o seu uso só é justificado em locais onde o custo da energia elétrica é baixo quando comparado com o custo da energia térmica. O alto custo dos compressores mecânicos também dificultam a justificativa econômica para sua implantação (Dinnage, 1975 e Worral, 1982).

Deve-se notar também que a recompressão mecânica nunca elimina completamente o consumo de vapor de aquecimento. Em primeiro lugar, vapor vivo proveniente de caldeiras sempre será necessário para a partida do equipamento. Além disto, como o calor latente de vaporização da água diminui com o aumento da pressão 1 kg de vapor recomprimido não será suficiente para gerar 1 kg de vapor em baixa pressão.

c) Termocompressão:

A filosofia de uso da termocompressão é a mesma da recompressão mecânica, porém naquela situação são utilizados termocompressores ao

invés de compressores mecânicos. A Figura 3.18 ilustra um sistema de evaporação com termocompressão.

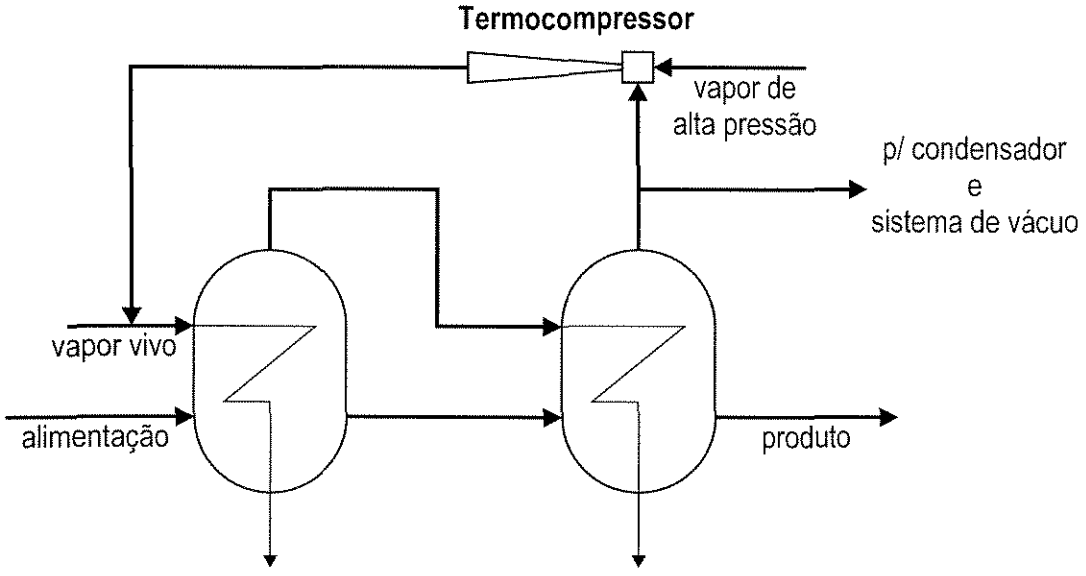


Figura 3.18 – Termocompressão

O princípio de funcionamento de um termocompressor é o mesmo que o de um ejetor. Vapor de alta pressão é estrangulado num bico conectado a um sistema de bocais convergente-divergente e, que, por transferência de quantidade de movimentam succiona o vapor de baixo pressão, gerando como resultado da mistura destes, vapor de média pressão. A Figura 3.19 apresenta o desenho de um termocompressor com seus diversos componentes.

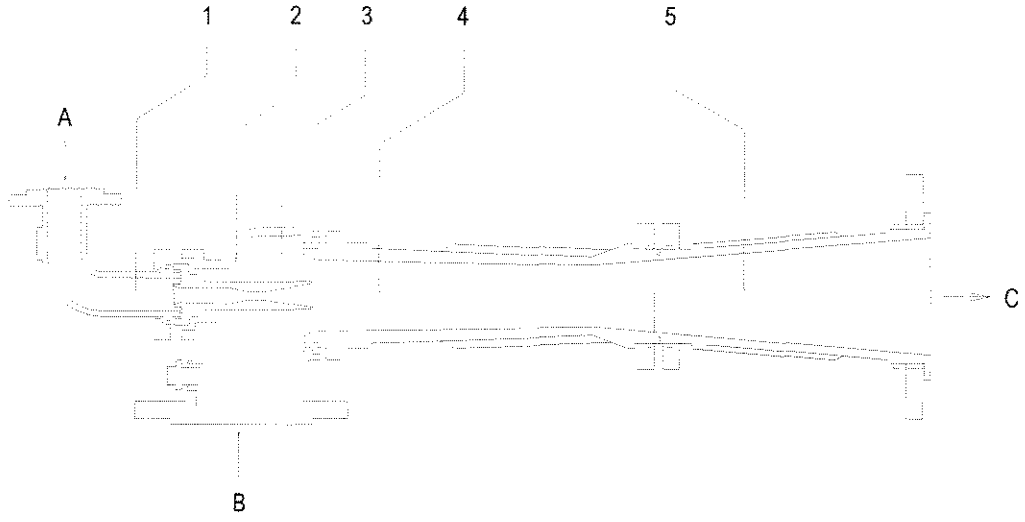


Figura 3.19 – Esquema de um termocompressor

Nesta figura as letras A, B, C representam respectivamente o vapor motriz, vapor de sucção e vapor de descarga. Os números representam: 1 – câmara de entrada do vapor, 2 – bocal de compressão, 3- cabeçote, 4 – entrada do difusor e 5 – saída do difusor.

Como vantagens de um termocompressor, quando comparado a um compressor mecânico, pode-se citar: baixo custo, inexistência de partes móveis e consequentemente não existem problemas de manutenção neste tipo de equipamento (Macek, 1992). Todavia, o seu uso só é possível quando existe disponibilidade de vapor de alta pressão na indústria. Normalmente a pressão empregada no vapor motriz é aproximadamente 1 MPa.

Quando se utiliza um compressor mecânico é possível recomprimir todo o vapor vegetal que iria para o condensador. Como normalmente o vapor vegetal que segue para o condensador encontra-se em baixa temperatura as possibilidades para aproveitamento desta corrente como meio de aquecimento são limitadas. Assim, através do uso de compressão mecânica é possível o aproveitamento total deste vapor vegetal. No entanto, o mesmo não é válido para os termocompressores. A Figura 3.20 apresenta um gráfico publicado por DRY-CON que permite o cálculo da quantidade de vapor motriz necessária para comprimir uma certa quantidade de vapor vegetal. Observa-se neste gráfico que a relação entre a vazão de vapor motriz e vapor vegetal é função exclusiva das pressões. Assim, tomando-se um caso típico, tem-se:

Pressão do vapor motriz:	1000 kPa
Pressão do vapor de sucção:	75 kPa
Pressão do vapor de descarga:	150 kPa

A partir destas pressões, calcula-se a razão de compressão (K) como sendo a pressão do vapor de descarga dividido pela pressão de sucção, e a razão de expansão no bocal (E) como sendo a pressão do vapor motriz dividida

pela pressão de sucção. Com os valores $K = 2$ e $E = 13,3$ encontra-se no gráfico o valor 0,6 para a relação entre a vazão de vapor de sucção e a vazão de vapor motriz. Como exemplo, pode-se imaginar um evaporador com três efeitos, onde aproximadamente são evaporados 1 kg de água por efeito, sendo necessários 1 kg de vapor vivo (desprezando-se diferenças de calor latente e termos de calor sensível). Se 1 kg de vapor vegetal do último efeito for recomprimido através de um termocompressor com os valores de pressão acima, serão necessários 1,67 kg de vapor motriz, sendo gerados na descarga do termocompressor 2,67 kg de vapor em substituição ao 1 kg de vapor vivo original. Conclui-se que existe uma sobra de vapor de aquecimento e portanto num sistema de evaporação dotado de recompressão térmica é impossível aproveitar todo vapor dirigido ao condensador.

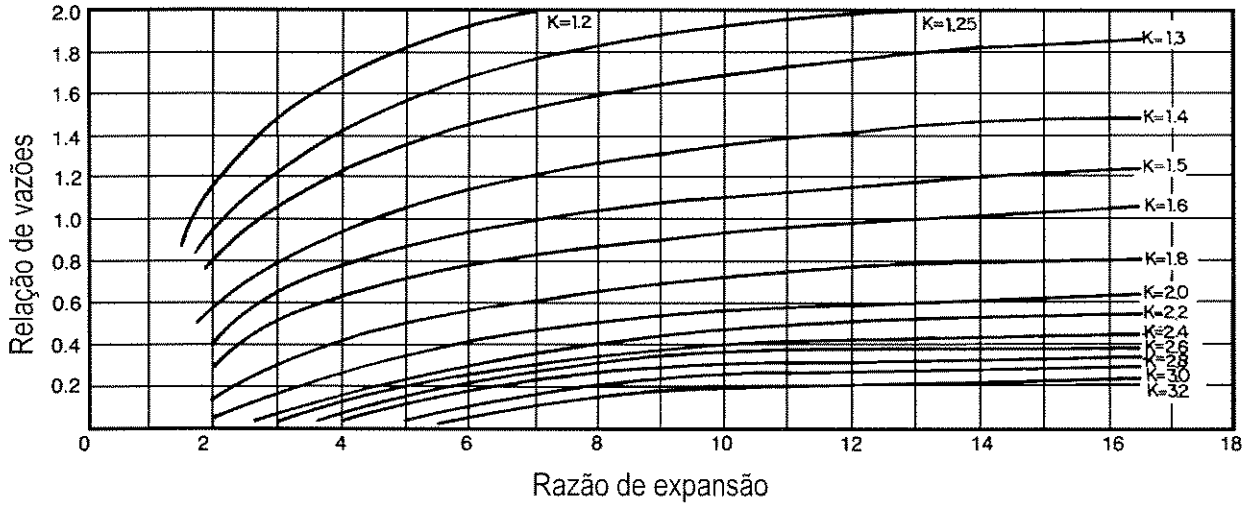


Figura 3.20 – Curvas características de termocompressores

Devido a baixa eficiência dos termocompressores, o seu uso só é economicamente justificado se a diferença entre o custo do vapor de baixa e alta pressão gerado no sistema de utilidades não for alto.

d) Tambores de expansão:

Os tambores de expansão, também denominados tambores de "flash" ou "flash-coolers", consistem em vasos sob vácuo onde sem nenhuma adição

de calor obtém-se uma pequena evaporação de água. O calor necessário para essa evaporação é proveniente do calor sensível resultante do resfriamento da solução. É necessário, assim, que a corrente de alimentação a um tambor de expansão esteja numa temperatura superior à temperatura de ebulição da solução na pressão do tambor.

Normalmente, os tambores de expansão são utilizados após o último efeito, conforme representado na Figura 3.21 e o vapor vegetal resultante deste equipamento segue para o condensador e sistema de vácuo. No caso de configurações do tipo alimentação reversa, a inclusão de um tambor de expansão é particularmente interessante pois pelo fato da corrente de produto encontrar-se em alta temperatura, é possível converter uma razoável quantidade de calor sensível em latente através do resfriamento desta corrente.

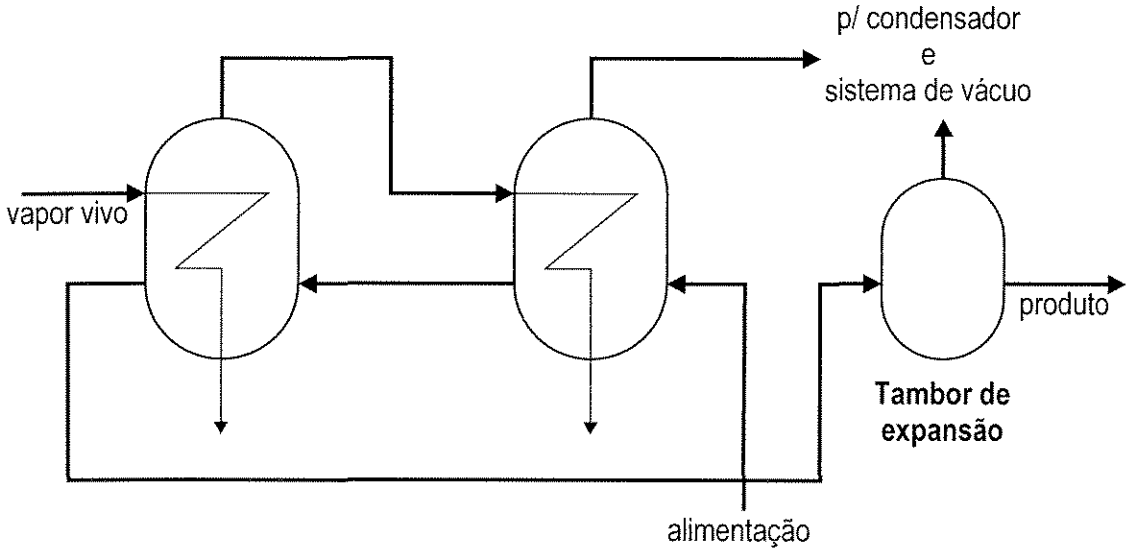


Figura 3.21 – Evaporador com tambor de expansão

e) Aproveitamento de condensados:

O sistema de aproveitamento de condensados é uma forma muito simples de se extrair uma pequena quantidade de calor residual existente nas correntes de condensado.

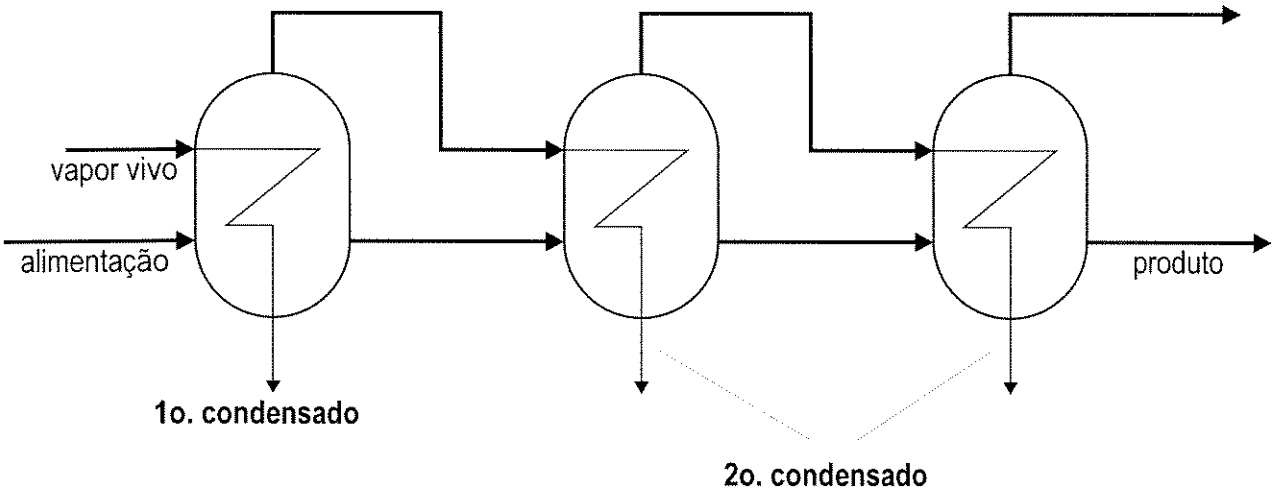
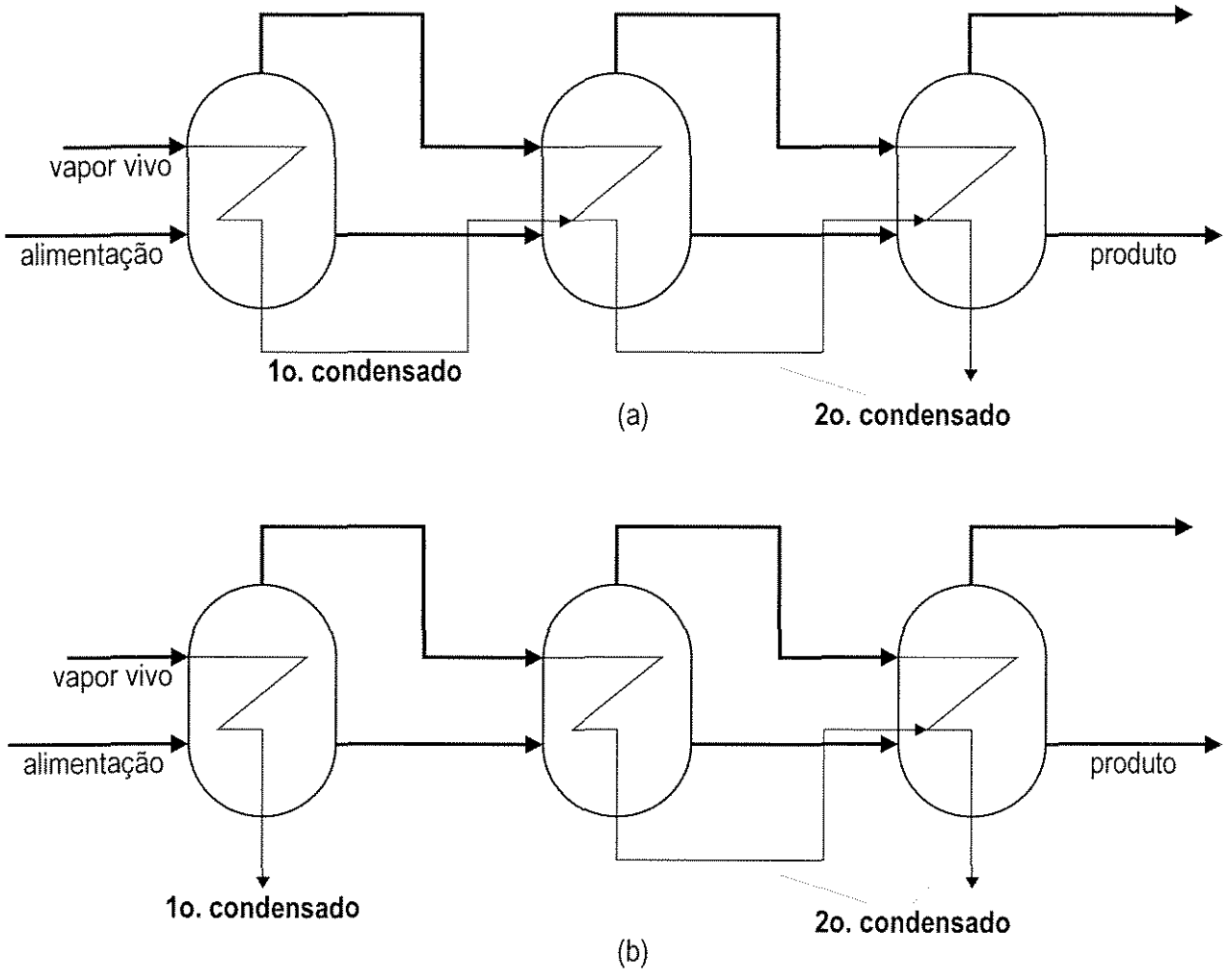


Figura 3.22 – Evaporador sem aproveitamento de condensado

A Figura 3.22 ilustra um evaporador com três efeitos e alimentação frontal. Como na grande maioria dos equipamentos de uma indústria química que não requerem temperaturas de sobremaneira elevadas, o meio de aquecimento dos evaporadores é vapor saturado. O vapor saturado cede calor latente deixando o equipamento como líquido saturado, comumente denominado condensado. Purgadores são instalados nas linhas de condensado para que não haja perda de vapor pela linha de condensado e também para que não haja retenção de condensado no interior do sistema de aquecimento. O condensado proveniente da condensação do vapor vivo é denominado "primeiro condensado" e é retornado para a caldeira pelas linhas de retorno de condensado. As correntes de condensado provenientes da condensação de vapor vegetal normalmente arrastam consigo impurezas existentes no líquido sendo concentrado e por esta razão não se recomenda o envio deste condensado para a caldeira. Estes condensados são denominados de "segundo condensado". Como forma de se dar um melhor aproveitamento térmico ao "segundo condensado", a opção recomendada é misturar o condensado de um efeito com o vapor alimentado ao próximo efeito. Como esta corrente de condensado se encontra numa pressão superior ao do vapor, o condensado sofre uma expansão adiabática. Como conseqüência desta expansão, uma pequena quantidade de vapor adicional é formada e é misturada com o vapor vegetal e assim aproveitada como

meio de aquecimento do efeito seguinte. A Figura 3.23 ilustra um evaporador com três efeito e aproveitamento de condensado.



(a) aproveitamento do "primeiro" e "segundo" condensados,
(b) aproveitamento apenas do "segundo" condensado

Figura 3.23 – Evaporador com aproveitamento de condensado

f) Trocadores de calor intermediários:

Calor deve ser empregado num sistema de evaporação não só para promover a evaporação da água como também para aquecer a alimentação até a temperatura de ebulição da água. Em diversos casos, em função da temperatura e propriedades termodinâmicas da corrente de alimentação este termo de calor sensível não pode ser desprezado. Assim, pode-se entender que o vapor vivo tem como finalidade também aquecer a corrente

de alimentação. Este fato é particularmente acentuado nas configurações do tipo alimentação frontal.

Com a finalidade de utilizar o próprio vapor vegetal para pré-aquecer a corrente de alimentação, utiliza-se trocadores de calor intermediários. A Figura 3.24 apresenta um evaporador com três efeitos e três trocadores de calor intermediários.

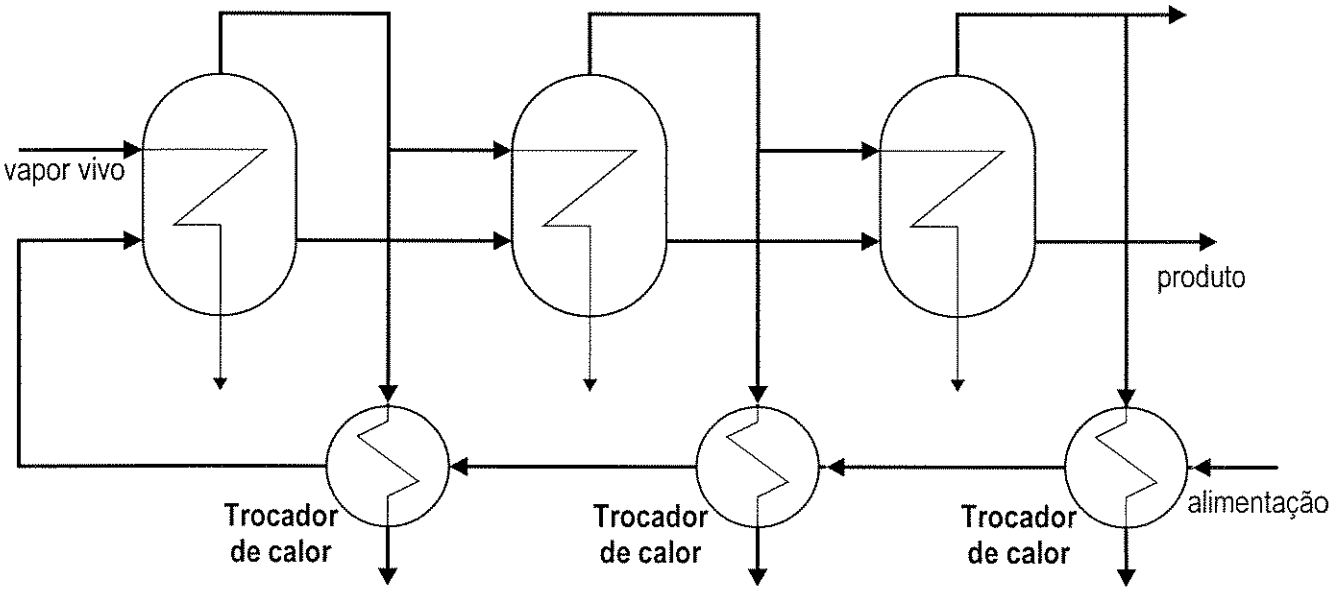


Figura 3.24 – Evaporador com trocadores de calor intermediários

Esta alternativa não se justifica em configurações do tipo alimentação reversa pois a corrente de alimentação é introduzida no efeito de menor temperatura e o vapor vegetal é inerentemente utilizado para aquecer o líquido de efeito em efeito até o efeito de maior pressão.

g) Correntes de extração:

Todas as opções acima apresentadas representam estratégias para a redução no consumo de energia em sistemas de evaporação isolados. Quando se tem um processo, com suas diversas correntes quentes e frias, e um evaporador como simplesmente uma parte deste processo, torna-se interessante o estudo das possibilidades de integração térmica do evaporador e o resto do processo. Esta integração é realizada por meio de

correntes de extração ("bleed streams") onde uma parte do vapor vegetal de um determinado efeito é utilizada como meio de aquecimento de alguma corrente fria do processo. Leal et ali. (1986) apresentam os resultados econômicos resultantes da implantação de correntes de extração num evaporador com cinco efeitos de uma usina de açúcar (Figura 3.25).

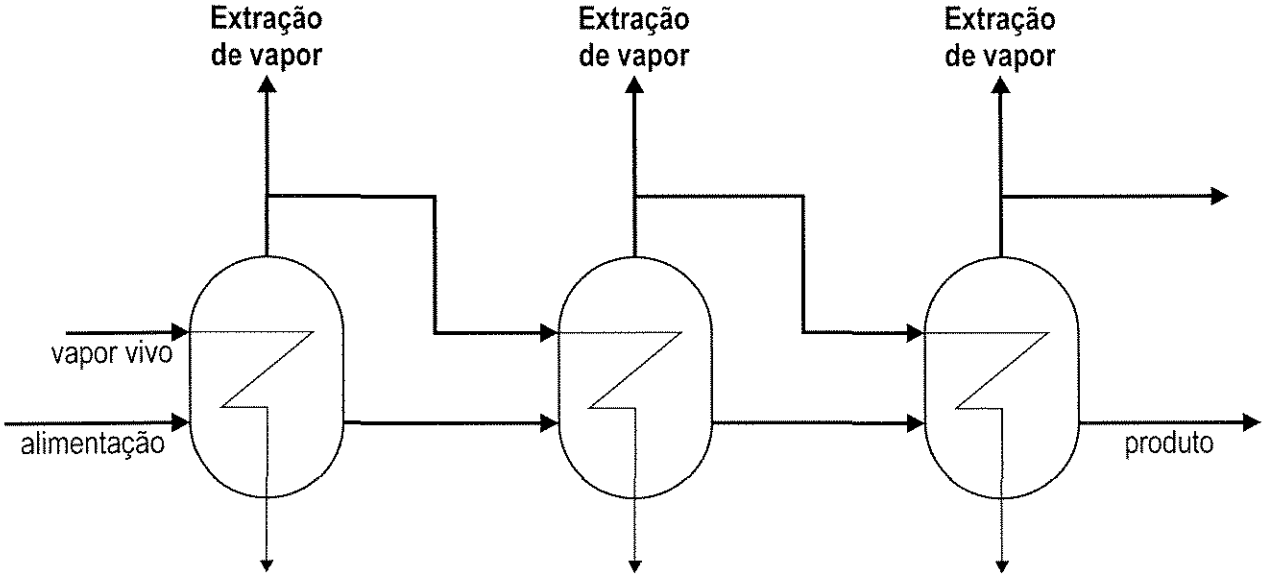


Figura 3.25 – Evaporador com correntes de extração

É claro que quando se analisa o evaporador de maneira isolada, o emprego de correntes de extração acarreta num aumento de consumo de vapor de aquecimento. Entretanto, este aumento no consumo de vapor pode ser compensado através da economia de vapor em algum outro ponto do processo. Dentre os vários objetivos deste trabalho, será proposta uma metodologia para otimização de correntes de extração baseada em princípios termodinâmicos.

3.1.5 – Propriedades físicas empregadas no dimensionamento de evaporadores

Para elaboração de balanços de massa e energia em sistemas de evaporação, as propriedades físicas mais importantes a serem consideradas são a entalpia e a temperatura de ebulição da solução sendo concentrada. Além disto,

propriedades termodinâmicas da água pura são necessárias por se tratar do solvente volátil e também do meio de aquecimento.

Entalpias de líquidos podem ser calculadas diretamente a partir da definição do calor específico a pressão constante (equação 1):

$$c_p = \left(\frac{\partial h}{\partial T}\right)_P \tag{1}$$

Como a entalpia de líquidos praticamente independe de pressão (Sandler, 1989), a equação (1) pode ser integrada resultando na equação (2):

$$h = h_0 + \int_{T_0}^{T} c_p dT \tag{2}$$

Os valores de entalpia de referência (h_0) e temperatura de referência (T_0) podem ser adotados como zero para a temperatura de 0°C, no estado líquido.

Sempre que um soluto é dissolvido em água, a pressão parcial da água é reduzida. Este fato pode ser explicado de maneira simplista através da Lei de Raoult que estabelece que a pressão parcial de um componente numa solução é dado pelo produto de sua fração molar e sua pressão de vapor na temperatura da solução. Como numa solução a fração molar da água será sempre menor que 1, a pressão parcial da água será menor que seu valor de pressão de vapor. Isto implica que para a solução entrar em ebulição é necessário aquecê-la até uma temperatura superior à temperatura de ebulição do solvente puro. Este efeito é denominado elevação do ponto de ebulição.

Para soluções ideais ou diluídas, a partir da Lei de Raoult demonstra-se que a equação (3) (Crapiste e Lozano, 1988) é válida.

$$\Delta T_b = \frac{R T_{água}}{\Delta h^{vap}} (1 - x_{água}) \tag{3}$$

A equação (3) revela que a elevação do ponto de ebulição apresenta uma dependência linear com a concentração de água. A temperatura de ebulição de

uma solução em função da temperatura de ebulição da água pura e da concentração de sólidos pode ser apresentada pelo Diagrama de Duhring (Figura 3.26). Caso a equação (3) seja válida para o sistema de estudo, as linhas do Diagrama de Duhring serão retas.

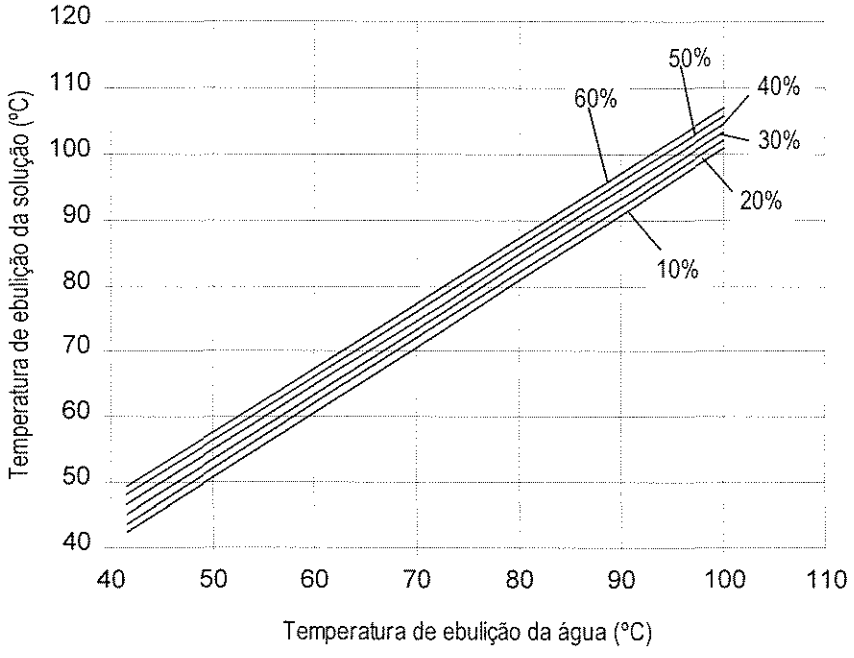


Figura 3.26 – Diagrama de Duhring

Entretanto, a equação (3), na forma como está apresentada, é de pouco valor no projeto de evaporadores. No caso da presença de eletrólitos a solução formada não pode ser considerada ideal. Além disto, como deseja-se concentrar líquidos a hipótese de soluções diluídas também não pode ser considerada. Finalmente no caso de alimentos líquidos, como raramente os solutos presentes são conhecidos plenamente do ponto de vista químico, é impossível o cálculo da fração molar da água. Por estas razões, costuma-se trabalhar com equações empíricas, onde normalmente admite-se dependência linear entre a elevação do ponto de ebulição e a concentração de água expressa em fração mássica.

a) Soluções de sacarose:

Peacock (1995) compilou diversas propriedades físico-químicas de soluções de sacarose em água, dentre as quais entalpia e elevação do ponto de

ebulição. Neste caso, como já foram propostas correlações para o cálculo direto da entalpia, não é necessário o cálculo do calor específico. Nas equações (4) e (5) o símbolo B representa a porcentagem de sacarose expressa em ºBrix.

Entalpia:

$$h = 2{,}326\left\{\frac{\frac{B}{10}(100+B)}{900-8B} + 1{,}87T\left[1-\frac{B}{100}(0{,}6-0{,}0009T)\right]\right\} \qquad (4)$$

Elevação do ponto de ebulição:

$$\Delta Tb = 6{,}064\times10^{-5}\left[\frac{(273+T)^2B^2}{(374{,}3-T)^{0{,}38}}\right]\left[5{,}84\times10^{-7}(B-40)^2+0{,}00072\right] \qquad (5)$$

A Figura 3.27 apresenta o Diagrama de Duhring para soluções de sacarose.

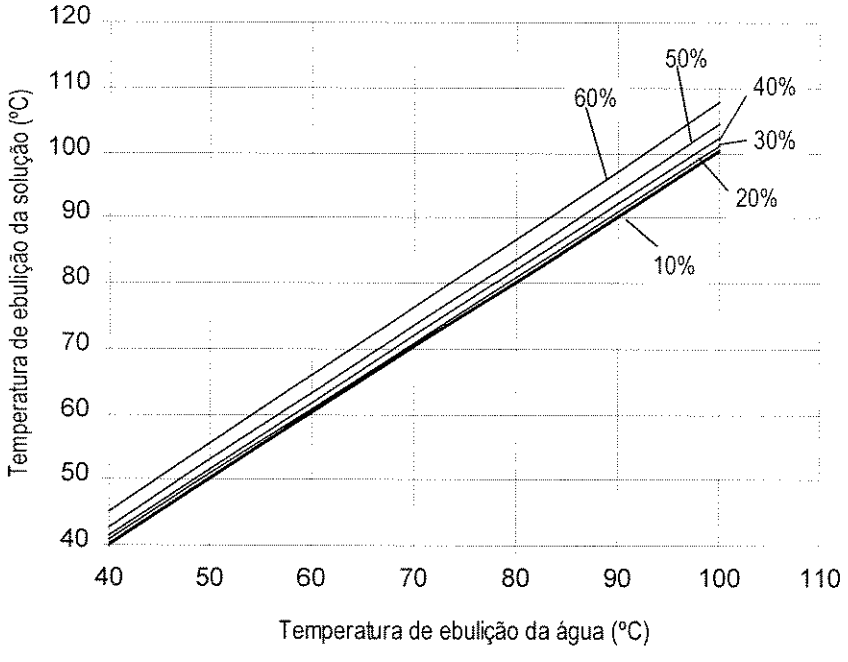


Figura 3.27 – Diagrama de Duhring para soluções de açúcar

b) Soluções de glicose:

Calor específico: O calor específico de soluções de glicose pode ser calculado em função da concentração de sólidos segundo a equação (6):

$$c_p = 4{,}187 - 2{,}763w \tag{6}$$

Elevação do ponto de ebulição: A partir da equação (3), pode-se deduzir a equação (7) para o cálculo da elevação do ponto de ebulição de soluções de glicose.

$$\Delta T_b = \frac{RT_{água}}{\Delta h^{vap}} \frac{18}{180} w \tag{7}$$

A Figura 3.28 apresenta o Diagrama de Duhring para soluções de glicose.

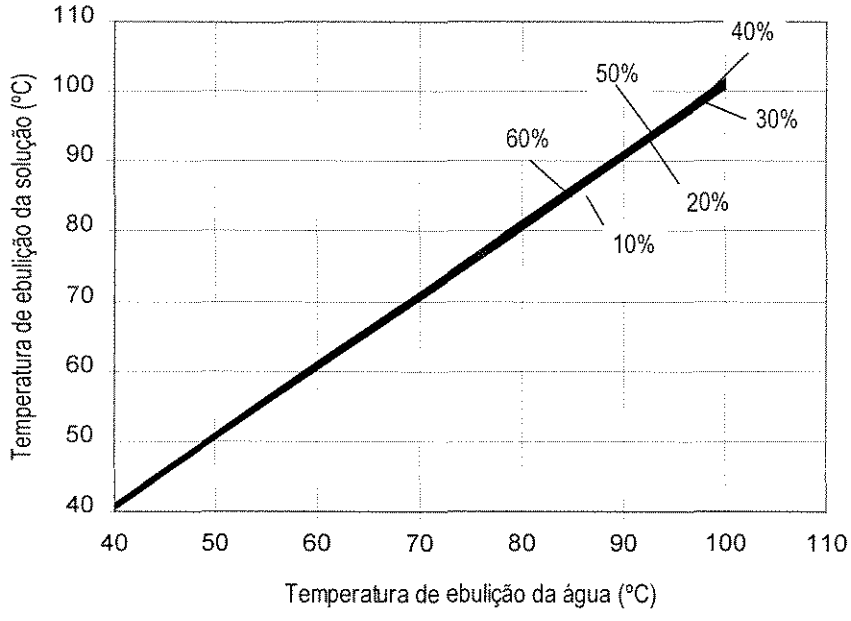


Figura 3.28 – Diagrama de Duhring para soluções de glicose

c) Suco de laranja:

Moresi e Spinosi (1980) estudaram experimentalmente as propriedades do suco de laranja e propuseram as seguintes correlações:

Calor específico:

$$c_p = 4{,}186 - 2{,}679w \tag{8}$$

Elevação do ponto de ebulição:

$$\Delta T_b = 3{,}2w - 2{,}42w^2 + 14w^3 \tag{9}$$

A Figura 3.29 apresenta o Diagrama de Duhring para o suco de laranja.

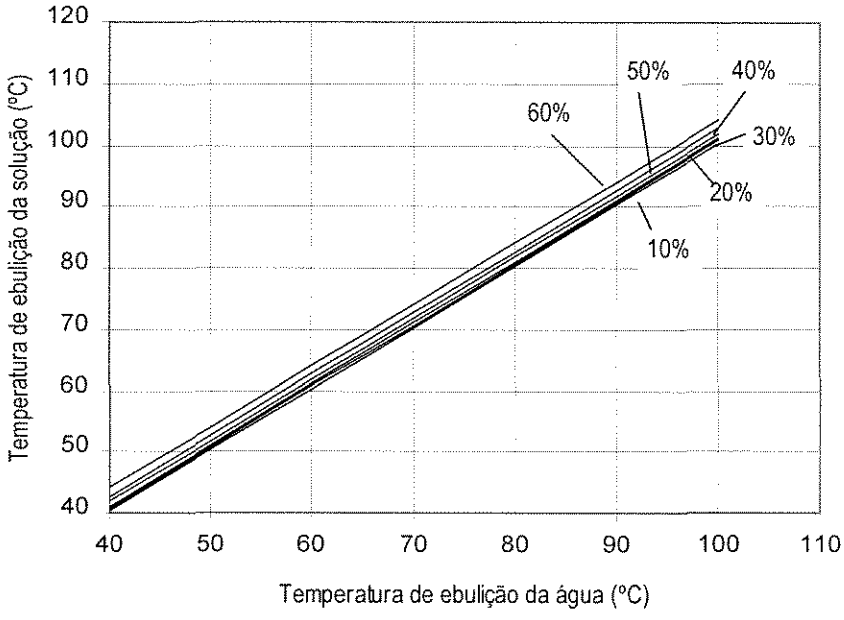


Figura 3.29 – Diagrama de Duhring para o suco de laranja

d) Suco de uva:

Moresi e Spinosi (1984) estudaram experimentalmente as propriedades do suco de uva e propuseram as seguintes correlações:

Calor específico:

$$c_p = 4{,}187 - 2{,}977w \tag{10}$$

Elevação do ponto de ebulição:

$$\Delta T_b = \frac{B(w) - A(w)T_{água}}{\left(\frac{\Delta h^{vap}}{R}\right) + A(w)T_{água}} T_{água} \tag{11a}$$

onde:

$$A(w) = -0{,}384w + 1{,}297w^2 - 2{,}045w^3 \qquad (11b)$$

$$B(w) = 12{,}75w \qquad (11c)$$

A Figura 3.30 apresenta o Diagrama de Duhring para o suco de uva.

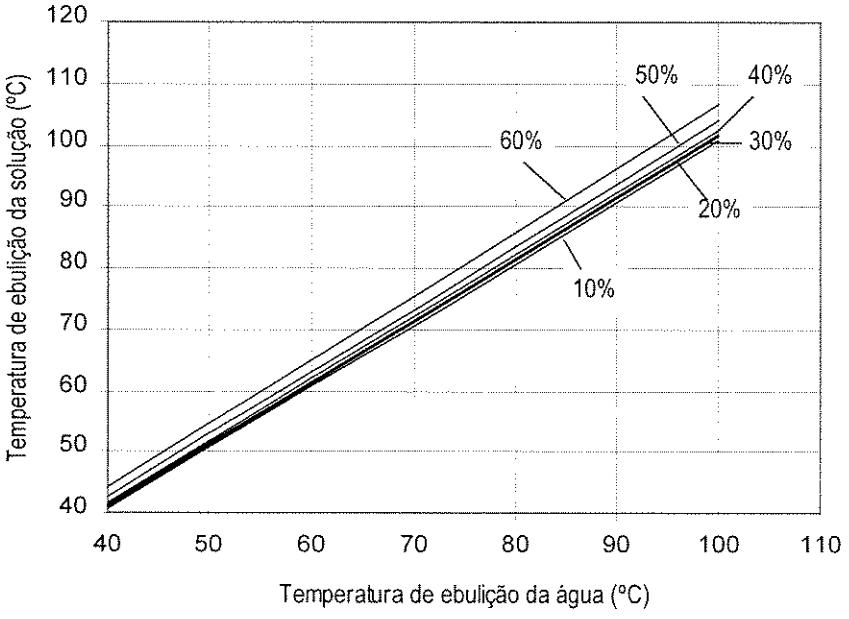


Figura 3.30 – Diagrama de Duhring para o suco de uva

e) Suco de maçã:

Calor específico: Partindo-se da correlação apresentada por Singh e Heldmann (1993) para cálculo do calor específico de alimentos em função da composição expressa em umidade, proteína, gordura, carboidrato e cinzas, chega-se à equação (12):

$$c_p = 4{,}187 - 2{,}788w \qquad (12)$$

Elevação do ponto de ebulição: Crapiste e Lozano (1988) ao investigarem a influência da pressão e da concentração na elevação do ponto de ebulição do suco de maçã, propuseram a equação empírica (13).

$$\Delta T_b = (1{,}3602 \times 10^{-2})(100w)^{0{,}7489} \exp[3{,}390 \times 10^{-2}(100\ w)]\, P^{0{,}1054} \quad (13)$$

A Figura 3.31 apresenta o Diagrama de Duhring para o suco de maçã.

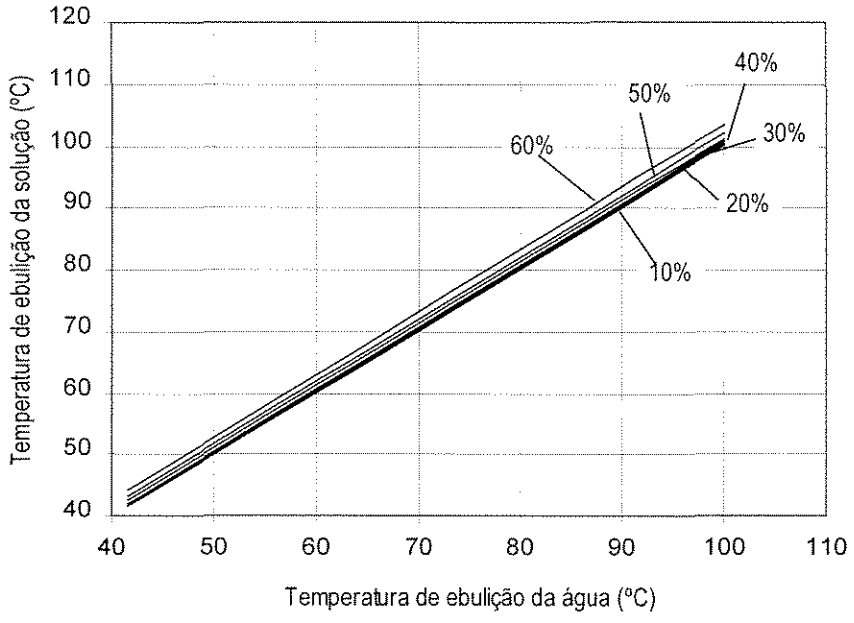


Figura 3.31 – Diagrama de Duhring para o suco de maçã

f) Suco de abacaxi:

Calor específico: Polley et ali (1980) apresentam uma compilação com diversas propriedades físicas de alimentos. Para o suco de abacaxi, encontra-se nesta tabela que o calor específico deste produto é igual a 3,680 kJ/kg°C e a umidade igual a 85%. Pode-se assumir que a dependência entre o calor específico de sucos em função do teor de sólidos seja linear, e desta forma pode-se utilizar a equação (14).

$$c_p = 4{,}187 - Aw \quad (14)$$

A partir do dado fornecido por Polley et ali. (1980), chega-se ao valor de A como igual a 3,38 kJ/kg°C.

Elevação do ponto de ebulição: Varshney e Barhate (1978) estudaram o efeito da concentração e vácuo na temperatura de ebulição dos sucos de abacaxi, manga e limão. A partir de dados experimentais, estes autores

propuseram uma correlação linear entre a temperatura de ebulição dos sucos e a concentração de sólidos segundo a equação (15):

$$T_{suco} = mw + T_0 \tag{15}$$

Os valores de m e T_0 foram calculados para os valores de vácuo 0, 10, 20, 30, 40, 50, 60 e 70 cmHg e estão apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Constantes da equação (15) para o suco de abacaxi

Vácuo (cmHg)	m	T_0
0	0,128	100,000
10	0,132	95,360
20	0,189	90,860
30	0,130	85,186
40	0,125	79,504
50	0,093	71,620
60	0,105	60,005
70	0,138	43,210

A equação (15) tal como está proposta não é adequada para se trabalhar pois não é possível o cálculo da elevação do ponto de ebulição em valores de pressão diferentes daqueles estudados pelos autores. A equação (16) proposta por Capriste e Lozano (1988) em sua forma geral, se apresenta como uma forma mais adequada para a predição da elevação do ponto de ebulição de soluções. Em razão disto, a partir de valores calculados pela equação proposta por Varshney e Barhate, foram obtidos com auxílio da ferramenta "Solver" da planilha eletrônica Excel os parâmetros α, β, γ e δ, apresentados na Tabela 3.2.

$$\Delta T_b = \alpha\,(100w)^{\beta} \exp(\gamma 100w) P^{\delta} \tag{16}$$

Tabela 3.2 – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição do suco de abacaxi

Parâmetro	Valor
α	$4{,}11 \times 10^{-2}$
β	1,4211
γ	$-7{,}45 \times 10^{-3}$
δ	- 0,0524

A Figura 3.32 apresenta o Diagrama de Duhring para o suco de abacaxi.

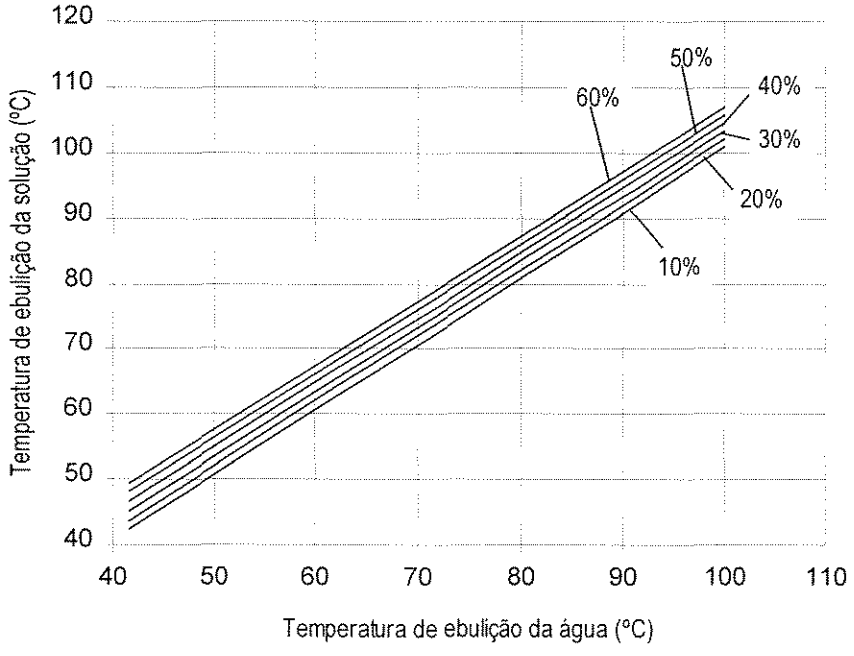


Figura 3.32 – Diagrama de Duhring para o suco de abacaxi

g) Suco de manga:

Calor específico: Polley et ali (1980) apresenta que o calor específico do suco de manga é igual a 3,770 kJ/kg°C e a umidade igual a 93%. Utilizando-se a equação (14) para cálculo do calor específico do suco de manga em função da concentração de sólidos, chega-se ao valor de *A* como igual a 5,96 kJ/kg°C.

Tabela 3.4 – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição do suco de manga

Parâmetro	Valor
α	$5{,}77 \times 10^{-2}$
β	1,4338
γ	$-8{,}47 \times 10^{-3}$
δ	0,1254

A Figura 3.33 apresenta o Diagrama de Duhring para o suco de manga.

h) Suco de limão:

Calor específico: Polley et ali (1980) apresenta que o calor específico do suco de limão é igual a 3,850 kJ/kg°C e a umidade igual a 89,3%. Utilizando-se a equação (14) para cálculo do calor específico do suco de limão em função da concentração de sólidos, chega-se ao valor de *A* como igual a 3,15 kJ/kg°C.

Elevação do ponto de ebulição: A Tabela 3.5 apresenta os parâmetros da equação (15) para o suco de limão, conforme o estudo de Varshney e Barhate (1978).

Tabela 3.5 – Constantes da equação (15) para o suco de limão

Vácuo (cmHg)	m	T_0
0	0,118	100,100
10	0,097	95,490
20	0,085	90,320
30	0,122	83,280
40	0,077	79,240
50	0,109	71,570
60	0,169	60,185
70	0,121	41,370

Semelhantemente ao trabalho efetuado com o suco de abacaxi, a Tabela 3.6 apresenta os parâmetros da equação de Capriste e Lozano para o cálculo da elevação do ponto de ebulição do suco de limão.

Tabela 3.6 – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição do suco de limão

Parâmetro	Valor
α	$3{,}10 \times 10^{-2}$
β	1,5355
γ	$-5{,}20 \times 10^{-3}$
δ	-0,2064

A Figura 3.34 apresenta o Diagrama de Duhring para o suco de limão.

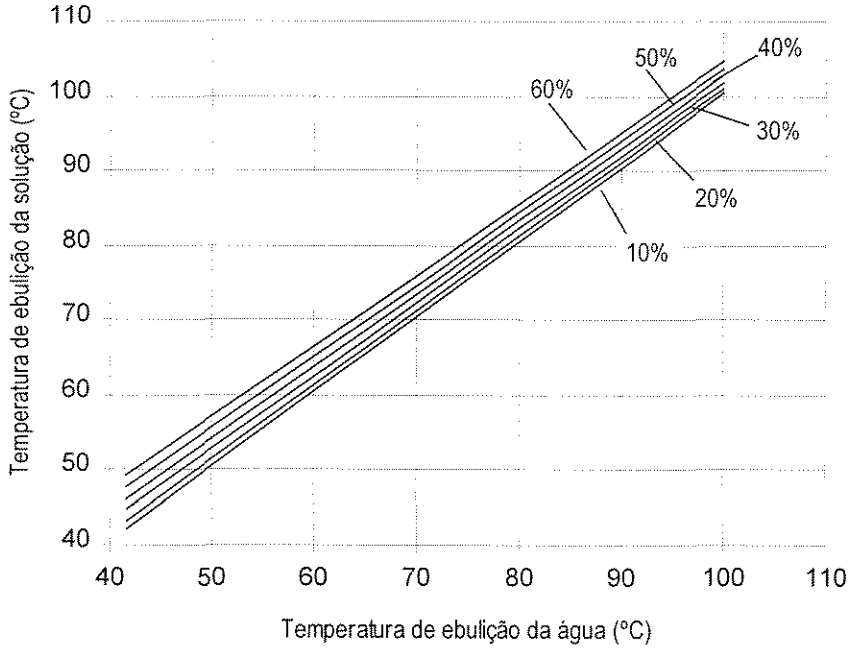


Figura 3.34 – Diagrama de Duhring para o suco de limão

i) Soluções de hidróxido de sódio:

Entalpia: Diferentemente dos sucos de frutas ou soluções de açúcares, o calor de mistura existente nas soluções de hidróxido de sódio em água não pode ser desprezado. Smith e Van Ness (1980) apresentam o diagrama

entalpia – concentração do sistema hidróxido de sódio – água, reproduzido na Figura 3.35.

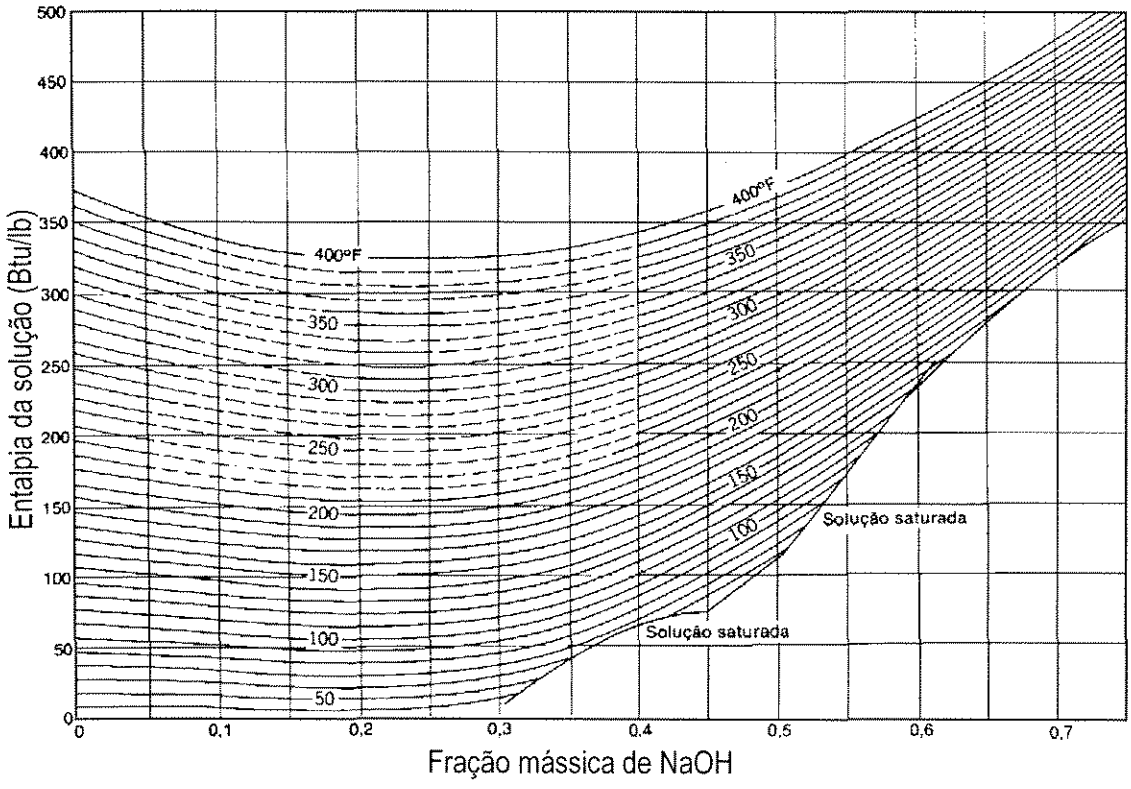


Figura 3.35 – Diagrama entalpia – concentração do sistema hidróxido de sódio - água

Conforme os autores, a referência de entalpia para a água pura no diagrama é zero para água líquida a 0°C. Para o NaOH, a entalpia igual a zero foi escolhida para a situação onde o hidróxido de sódio se encontra a diluição infinita na temperatura de 68°C. A partir do calor de solução do NaOH em água, chega-se ao valor de referência 458 Btu/lb para o NaOH puro a 68°F.

Como o calor de mistura deste sistema não pode ser desprezado, a entalpia das soluções de hidróxido de sódio em água pode ser calculado pela equação (17a), introduzindo a simplificação de que os calores específicos da água e do NaOH puros sejam constantes.

$$h = (1-w)cp_{água}T + w\left[h_{0,NaOH} + cp_{NaOH}(T - T_{0,NaOH})\right] + \Delta h_{mix} \qquad (17a)$$

O termo referente ao calor de mistura pode ser correlacionado empiricamente por uma equação do tipo de Redlich-Kister (Sandler, 1989), e após algumas tentativas, optou-se trabalhar com três constantes, conforme a equação (17b).

$$\Delta h_{mix} = w(1-w)\left[A + B(2w-1) + C(2w-1)^2\right] \qquad (17b)$$

A partir de valores lidos na Figura 3.35, foram obtidos os valores A = -1121,14; B = 1239,89 e C = 1440,84 para as constantes da equação (17b). A ferramenta de otimização "Solver" da planilha Excel foi utilizada para este fim. A Figura 3.36 apresenta o diagrama entalpia – concentração de soluções de hidróxido de sódio em água calculado através das equações (17).

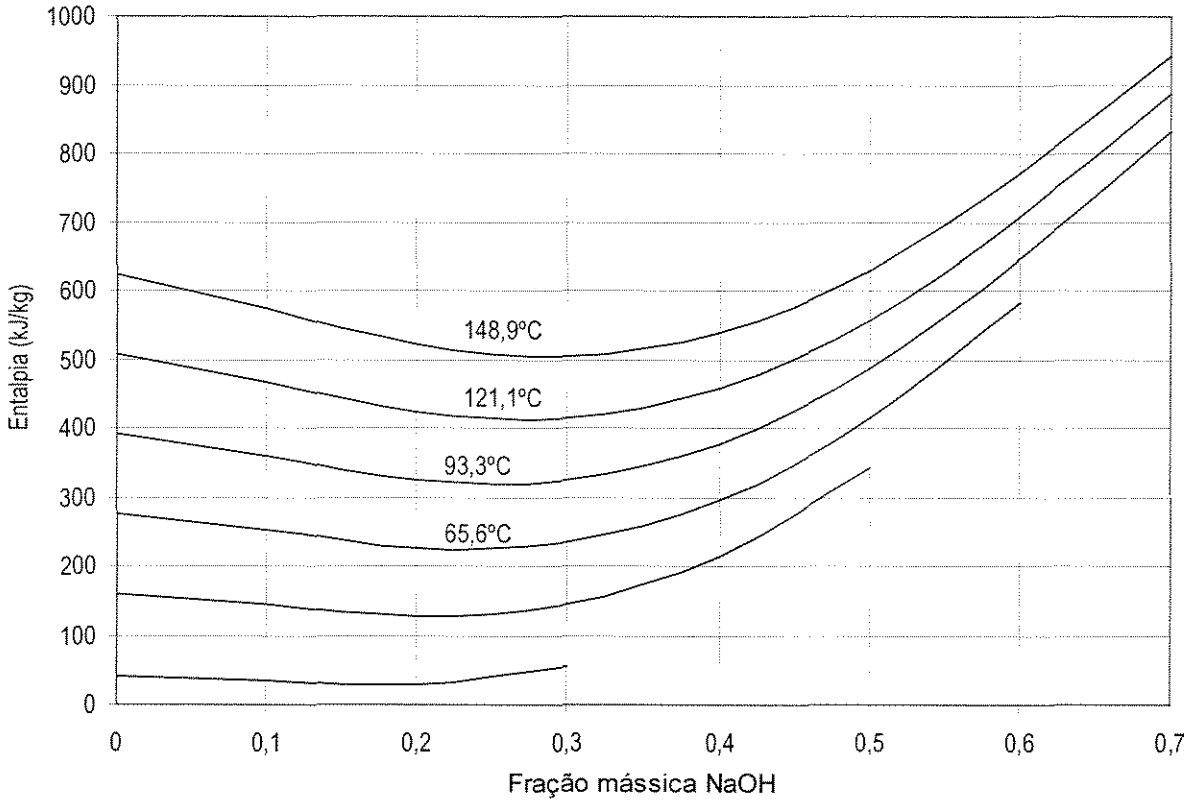


Figura 3.36 - Diagrama entalpia – concentração do sistema hidróxido de sódio – água calculado pelas equações (17)

Elevação do ponto de ebulição: Dados da pressão de vapor da água sobre soluções de hidróxido de sódio estão apresentados por Perry e Green (1984). A partir destes valores, os parâmetros da equação de Capriste e Lozano foram ajustados e encontram-se na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição de soluções de hidróxido de sódio

Parâmetro	Valor
α	$5{,}29 \times 10^{-2}$
β	1,5314
γ	$1{,}54 \times 10^{-2}$
δ	$-2{,}42 \times 10^{-3}$

A Figura 3.37 apresenta o Diagrama de Duhring para o soluções de hidróxido de sódio.

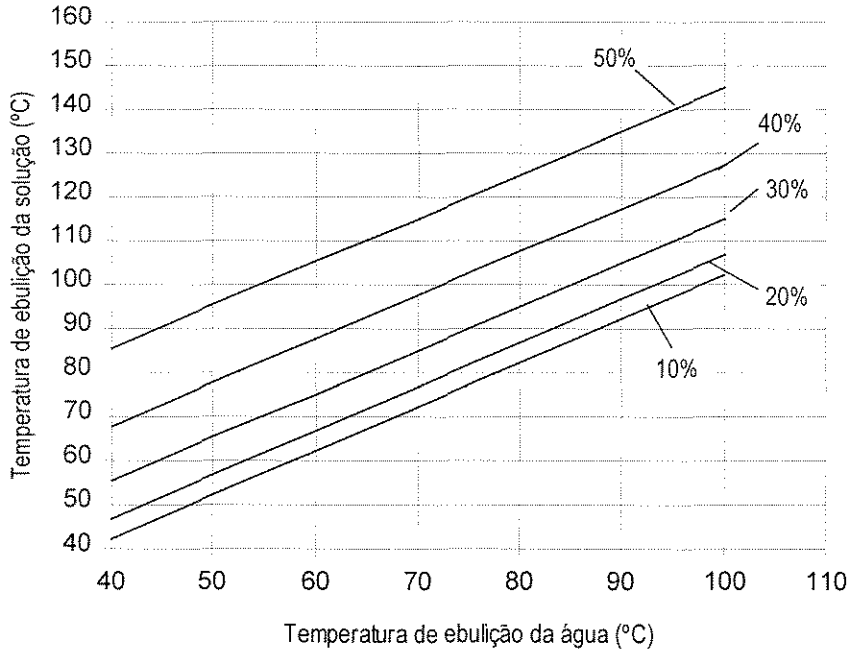


Figura 3.37 – Diagrama de Duhring para soluções de NaOH

3.1.6 – Predição dos coeficientes globais de transferência de calor em evaporadores

Devido à infinidade de geometrias e configurações que um efeito de evaporação pode ser construído, é impossível reunir em apenas uma equação matemática o cálculo dos coeficientes de transferência de calor.

A Figura 3.38 representa vapor de aquecimento cedendo calor para uma solução em ebulição, estando estes fluidos separados por uma superfície de troca térmica.

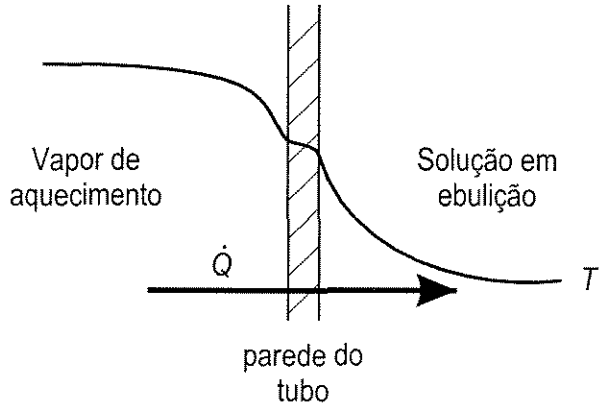


Figura 3.38 – Troca de calor em evaporadores

O coeficiente global de transferência de calor pode ser calculado pela equação (18):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\hbar_V} + \frac{e}{k_W} + \frac{1}{\hbar_L}} \tag{18}$$

No lado do vapor de aquecimento, diversas dificuldades surgem para o cálculo do coeficiente individual de transferência de calor. Este valor, de acordo com a teoria de Nusselt é função da maneira como o vapor condensa, ou seja, se através da formação de gotículas de condensado ou de um filme. Impurezas existentes no vapor como ar ou gases inertes prejudicam a condensação do vapor, diminuindo o valor do coeficiente de transferência de calor.

No lado da solução em ebulição, as dificuldades são ainda maiores. Certamente, as condições do regime hidráulico são decisivos, assim como, os diferentes mecanismo de ebulição (nucleação ou ebulição convectiva) são descritos por leis completamente distintas.

Equações empíricas são normalmente desenvolvidas para cada tipo de evaporador, e é comum o uso de valores típicos de projeto, como os apresentados na Tabela 3.8, adaptados a partir dos dados publicados por Fellows, 1988.

Tabela 3.8 – Valores típicos de coeficientes globais de transferência de calor

Tipo de evaporador	Coeficiente global (W/m² K)
Tacho aberto ou a vácuo	500 a 1000
Calandria	570 a 2800
Circulação forçada	2250 a 6000
Filme descendente	2000 a 3000
Filme agitado	2000 a 3000
Placas	2000 a 3000

Para o caso de corpos do tipo "Robert" empregados em usinas de açúcar, Radovic et ali. (1979) descrevem uma série de correlações empíricas tradicionalmente utilizadas para o projeto destes equipamentos:

Equação de Baloh:

$$U_i = \frac{18{,}86 \times 10^6}{w_{i-1}^2 + w_i^2 + 800} \tag{19}$$

Equação de Schwedenformel:

$$U_i = \frac{1808{,}3\, T_i}{w_i} \tag{20}$$

Equação de Speyerer

$$U_i = \frac{1674{,}4\, T_i}{w_i} \tag{21}$$

Equação de Hopstock

$$U_i = \frac{251{,}2\, T_i(3{,}5 + 0{,}04T_i)}{w_i} \qquad (22)$$

Nestas equações, o índice *i* foi empregado para designar o efeito no qual o coeficiente global está sendo calculado. O índice *i–1* referencia o efeito de procedência do líquido alimentado ao efeito *i*.

3.2 – Análise Pinch

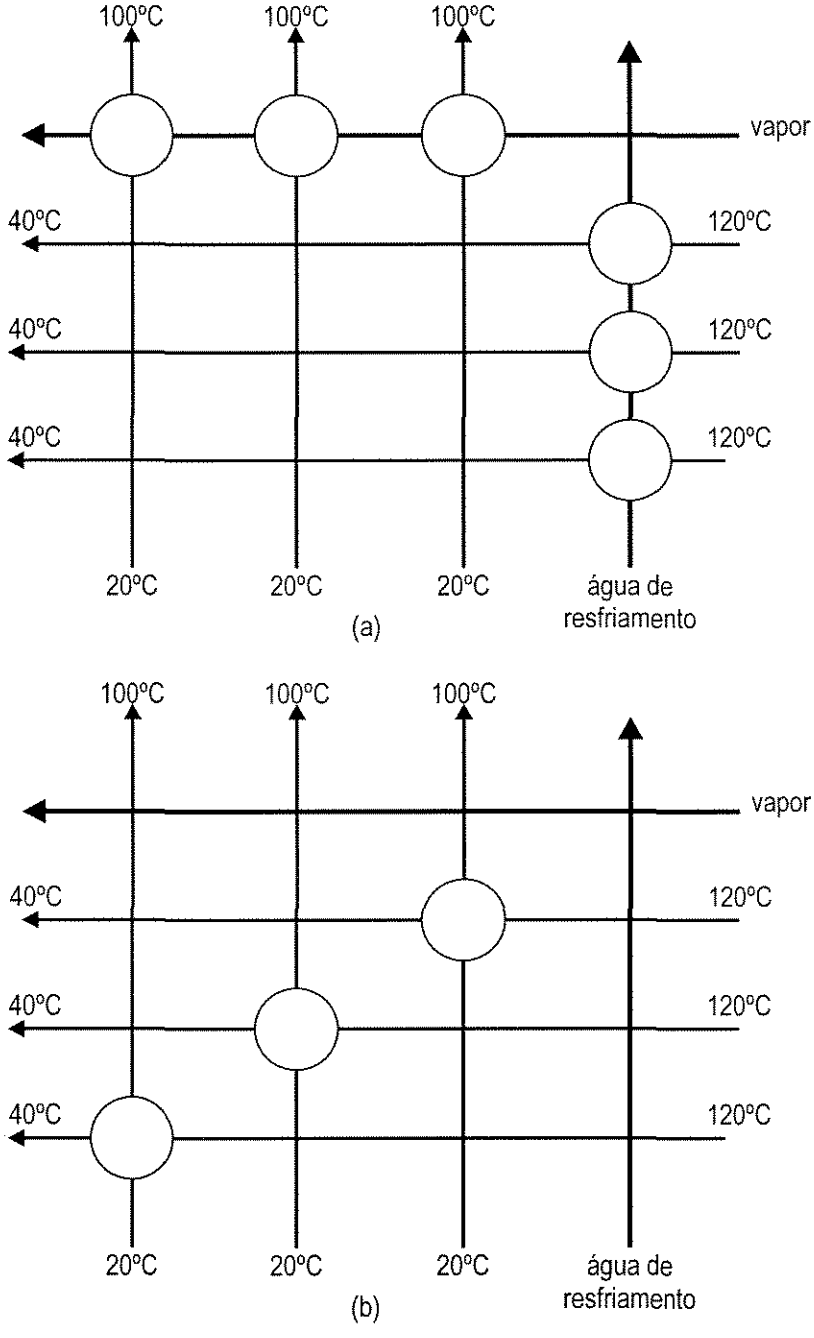
3.2.1 – Metas de energia

A partir da primeira metade da década de 70, em conseqüência da crise de petróleo que abalou o mundo, economia de energia passou a ser um desafio da maior importância para a sociedade, em particular no meio industrial.

As indústrias químicas, e também, de processos químicos são grandes consumidores de energia térmica. Necessidades de aquecimento e resfriamento são encontradas em praticamente qualquer processo industrial. Em se tratando de fluidos, normalmente as trocas de calor são efetuadas em trocadores de calor, onde um fluido frio é aquecido às custas do resfriamento de um fluido quente. Para atender às necessidades de aquecimento, o fluido quente mais comumente utilizado é o vapor saturado de água em diversos níveis de pressão conforme a necessidade do processo. Água de resfriamento é normalmente utilizada como fluido frio para atender às necessidades de resfriamento. Estes dois fluidos são denominados genericamente de utilidades quente e fria, respectivamente. Em aplicações especiais, outros tipos de utilidades devem ser empregadas como, por exemplo, ao invés de vapor pode-se utilizar fogo direto em fornos ou também óleos térmicos. Ao invés de água de resfriamento, pode-se utilizar água gelada ou também fluidos de refrigeração (amônia ou freon).

Desde que os primeiros processos químicos foram concebidos, intuitivamente os engenheiros procuravam opções de projeto que levassem a uma economia de utilidades. Estas opções sempre se baseavam na troca térmica de fluidos

quentes e frios do próprio processo economizando assim utilidades. A Figura 3.39 apresenta duas alternativas de processo. Nestes esquemas, as correntes frias são apresentadas como linhas verticais e as correntes quentes como linhas horizontais. Na alternativa (a) não é empregada nenhuma integração térmica entre as correntes de processo, enquanto que na alternativa (b) é efetuada uma integração completa economizando assim utilidades quente e fria.



(a) sem integração térmica, (b) com integração térmica

Figura 3.39 – Integração energética de correntes de processo

A crise do petróleo motivou o desenvolvimento de metodologias para o projeto de redes de trocadores de calor visando a melhor economia possível de energia. Rudd et ali. (1973) apresentam regras heurísticas para a tomada de decisão sobre qual corrente quente deve trocar calor com qual corrente fria. O cálculo do consumo final de utilidades só podia ser obtido após todos os arranjos de trocadores de calor serem determinados.

Linnhoff e Flower (1978a e 1978b) propuseram uma nova metodologia para o projeto de redes de trocadores de calor. Esta nova ferramenta, denominada "Tecnologia Pinch" permitiu o melhor entendimento das redes de trocadores de calor e uma de suas principais características é a possibilidade de se calcular os consumos de utilidades antes do projeto da rede. Estes consumos são chamados de metas de energia. A Tecnologia Pinch tem sido, desde então, ampliada de modo que atualmente ela se constitui num conjunto de ferramentas aplicadas à integração de processos, englobando tópicos como processos de separação, ciclos integrados de calor e potência, minimização de efluentes aquosos, redes de hidrogênio, e etc (Linnhoff, 1993; Zhu, 1998). Mais recentemente, a Tecnologia Pinch tem sido denominada Análise Pinch (Linnhoff, 1994).

3.2.2 – Construção de curvas compostas

A base para o entendimento da Análise Pinch e a determinação das metas de energia é a construção de curvas compostas.

Um processo químico é constituído por um conjunto de correntes quentes e frias. Cada corrente é caracterizada pela sua temperatura inicial ("supply temperature", T_s), final ("target temperature", T_t) e carga térmica (ΔH). A equação (23) permite o cálculo da capacidade calorífica (CP) da corrente:

$$CP = \frac{\Delta H}{(T_t - T_s)} \tag{23}$$

As correntes de processo podem então ser representadas num diagrama temperatura – entalpia, sendo que a posição de cada corrente no eixo de

entalpias é livre. A Figura 3.40 apresenta uma corrente quente e outra fria representadas no diagrama temperatura – entalpia.

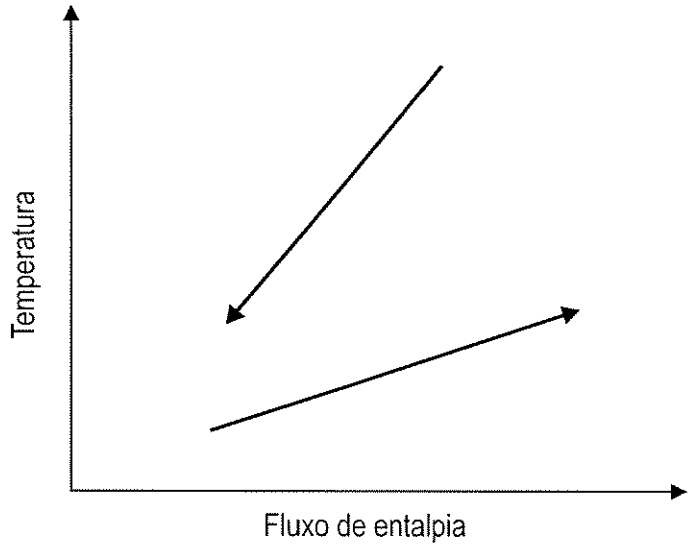


Figura 3.40 – Diagrama temperatura – entalpia

O procedimento a seguir explica como é efetuada a construção de uma curva composta a partir de duas correntes frias. Tomemos duas correntes frias descritas na Tabela 3.9:

Tabela 3.9 – Correntes frias

Corrente	T_s(°C)	T_t(°C)	CP(kW/°C)	ΔH (kW)
1	30	80	1	50
2	50	100	2	100

No intervalo de temperatura entre 30 e 50°C apenas a corrente 1 requer 1x(50-30) = 20 kW de aquecimento. No intervalo entre 50 e 80°C, a corrente 1 requer 1x(80-50) = 30 kW e a corrente 2 requer 2x(80-50) = 60 kW. Conclui-se assim que o processo completo requer no intervalo de temperatura entre 50 e 80°C uma carga térmica total de aquecimento igual a 90 kW. Pode-se interpretar que neste intervalo de temperatura o processo se comporta como se fosse constituído de apenas uma corrente com uma capacidade calorífica igual a 1 + 2 = 3 kW/°C. O mesmo procedimento é repetido para os outros

intervalos de temperatura, tendo como resultado a curva composta fria apresentada na Figura 3.41.

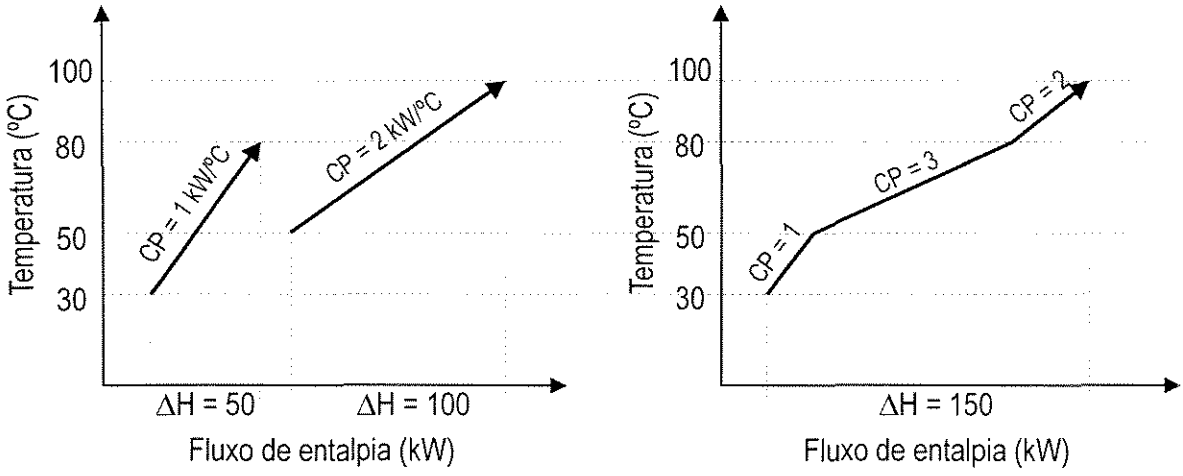


Figura 3.41 – Construção da curva composta fria

De forma análoga, pode-se traçar a curva composta quente determinada a partir das diversas correntes quentes que constituem o processo. Como, no entanto, a posição destas curvas é livre no eixo de entalpias, a posição relativa entre estas curvas fica indeterminada. Deve-se, então, adotar um valor da diferença mínima de temperatura (ΔT_{min}). Esta grandeza representa a menor diferença de temperatura que qualquer trocador de calor da rede poderá apresentar e seu valor é determinada através de considerações econômicas, conforme será discutido adiante.

As duas correntes compostas devem ser aproximadas até que a distância mínima entre estas, medida no eixo de temperaturas, seja a diferença mínima de temperatura. O resultado está representado na Figura 3.42.

O ponto onde as curvas apresentam a menor distância é denominado de ponto pinch e sua localização é de maior relevância para o projeto da rede de trocadores de calor.

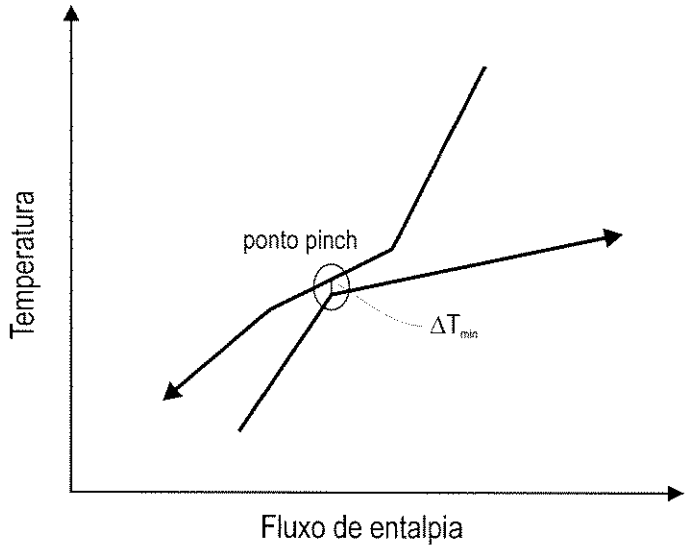


Figura 3.42 – Curvas compostas quente e fria

A região onde as curvas compostas estão sobrepostas indica a máxima possibilidade de integração energética entre correntes de processo. Esta região está representada de forma hachureada na Figura 3.43. A região onde a curva composta fria não está sobreposta pela curva composta quente indica a necessidade de aquecimento externo fornecido por utilidades quentes. Semelhantemente para a curva composta quente, pode-se identificar o consumo de utilidades frias. Estes consumos correspondem, portanto, aos consumos de utilidades correspondentes à uma situação de integração energética máxima e por isso são chamados de metas de energia (Figura 3.43).

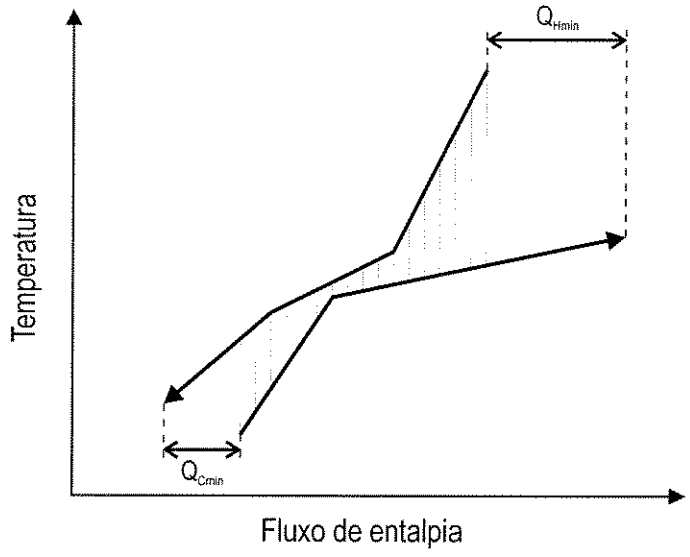


Figura 3.43 – Metas de energia

Deve-se ressaltar, conforme já comentado anteriormente, que a determinação das metas de energia é efetuada a partir do conhecimento das correntes de processo, sem a necessidade do projeto de nenhum equipamento de troca térmica.

3.2.3 – Regras da Análise Pinch

O ponto pinch divide o processo em duas partes independentes, do ponto de vista do balanço térmico, conforme sugerido na Figura 3.44.

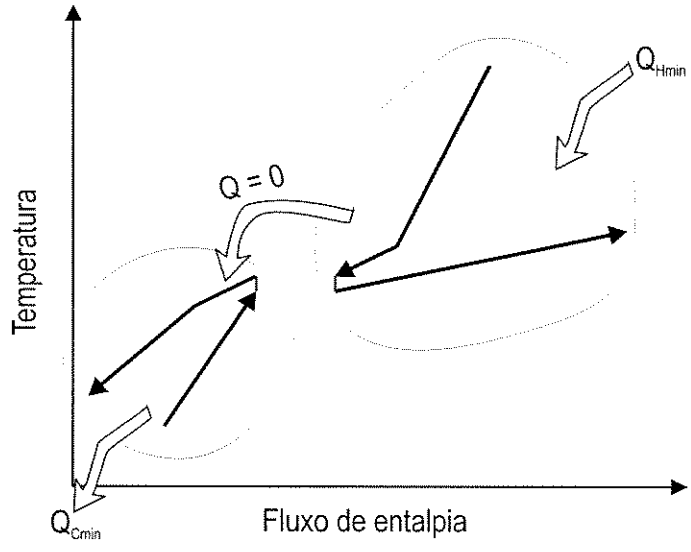


Figura 3.44 – Divisão do processo pelo ponto pinch

A região acima do ponto pinch, incluindo o consumo de utilidade quente se encontra em balanço, isto é, as necessidades de aquecimento e resfriamento estão todas supridas. Caso seja efetuada a troca de calor de alguma corrente quente acima do ponto pinch com utilidade fria, esta região não estará mais em balanço, e em conseqüência o processo necessitará de uma quantidade de calor adicional proveniente da utilidade quente.

Da mesma forma, o uso de utilidade quente abaixo do ponto pinch trará como conseqüência um consumo de utilidade fria maior que o previsto pelas metas de energia.

Seguindo o mesmo raciocínio, a integração de calor entre uma corrente quente acima do ponto pinch com uma corrente fria abaixo do ponto pinch também

perturbará o balanço térmica destas regiões, requerendo consumos adicionais de energia em relação às metas de energia.

Estes princípios podem ser resumidos pelas regras da Análise Pinch:

- Não utilize utilidades frias acima do ponto pinch.
- Não utilize utilidades quentes abaixo do ponto pinch.
- Não "cruze" calor pelo ponto pinch.

A observância destas regras durante o projeto da rede de trocadores de calor é que garantirá que as metas de energia serão atingidas. Estas regras também auxiliam na identificação de quais trocadores de calor devem ser modificados na melhoria de um processo existente.

3.2.4 – Algoritmo "Problem Table"

O procedimento gráfico descrito acima pode ser substituído por um algoritmo denominado "Problem Table". Este algoritmo, publicado em detalhe por Linnhoff et ali. (1982) e Douglas (1988) permite o cálculo das metas de energia e a localização do ponto pinch. Para efeito de maior compreensão, os passos deste algoritmo serão exemplificados com os dados apresentados na Tabela 3.10, utilizando-se o valor 10°C como diferença mínima de temperatura.

Tabela 3.10 – Correntes de processo

Corrente	T_s(°C)	T_t(°C)	CP(kW/°C)	ΔH (kW)
1 – Fria	20	135	2000	230000
2 – Quente	170	60	3000	-330000
3 – Fria	80	140	4000	240000
4 – Quente	150	30	1500	-180000

Passo 1: Desloque todas as correntes quentes em $-\Delta T_{min}/2$ e todas as correntes frias em $\Delta T_{min}/2$. Este procedimento garante que toda a troca de calor entre correntes de processo ocorra com um diferença de temperatura igual ou maior que o valor da diferença de temperatura mínima especificada.

Passo 2: Estabeleça os intervalos de temperatura a partir das temperaturas calculadas no passo anterior (Figura 3.45).

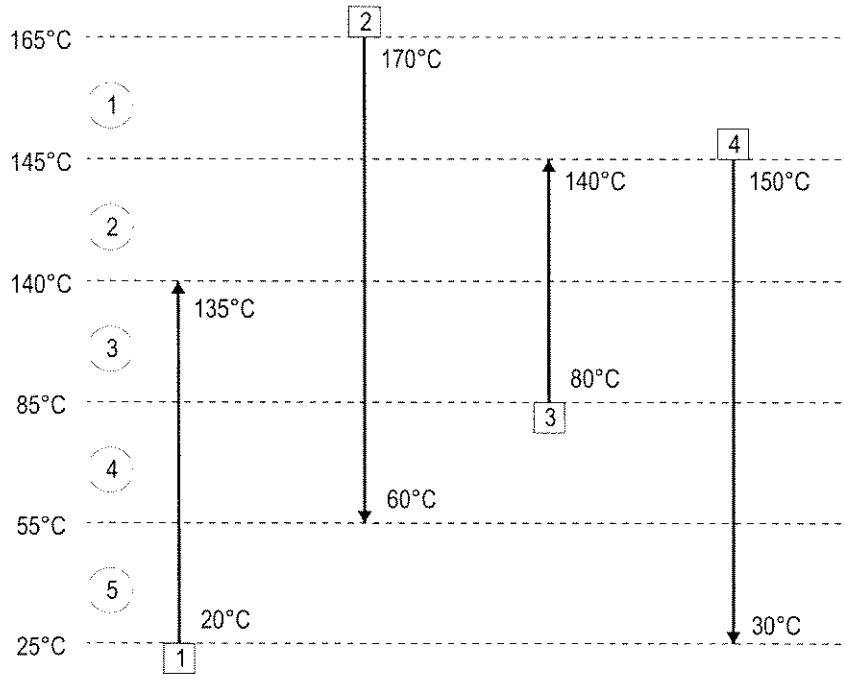


Figura 3.45 – Intervalos de temperatura

Passo 3: Calcule o balanço entálpico para cada intervalo, verificando se este balanço resulta num excesso ou déficit de calor (Tabela 3.11).

Tabela 3.11 – Balanço entálpico dos intervalos de temperatura

Intervalo	T_i (°C)	T_{i+1} (°C)	$T_i - T_{i+1}$	$\Sigma CP_{fria} - \Sigma CP_{quente}$ (kW/°C)	ΔH_i (kW)	Resultado
1	165	145	20	-3000	-60000	Excesso
2	145	140	5	-500	-2500	Excesso
3	140	85	55	1500	82500	Déficit
4	85	55	30	-2500	-75000	Excesso
5	55	25	30	500	15000	Déficit

Passo 4: "Cascatear" o fluxo de calor através dos intervalos de temperatura, iniciando o primeiro intervalo com uma entrada de calor igual a zero (Figura 3.46).

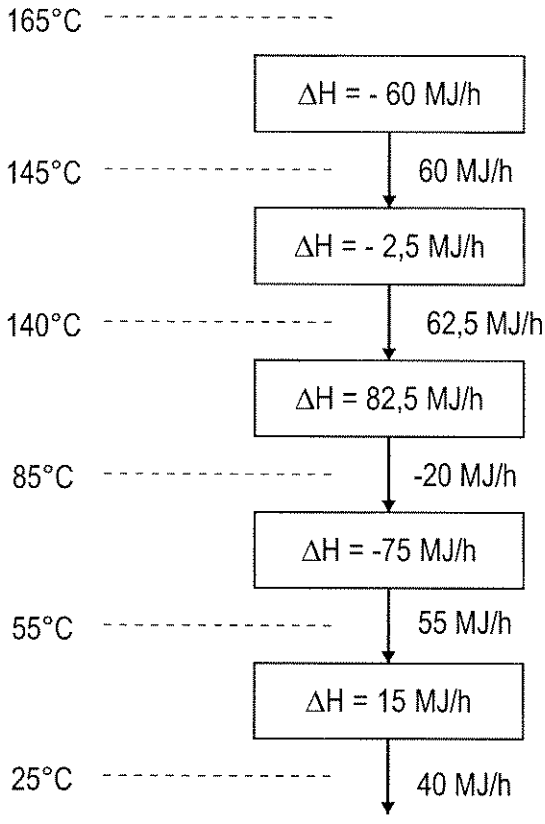


Figura 3.46 – Fluxo de calor pelos intervalos de temperatura

Passo 5: Identificar o maior valor negativo e atribuir este valor ao consumo mínimo de utilidade quente (Q_H).

Passo 6: "Cascatear" novamente os fluxos de calor através dos intervalos de temperatura, iniciando com o valor de Q_H no primeiro intervalo. O valor do consumo mínimo de utilidade fria (Q_C) é obtido a partir do fluxo de calor que deixa o último intervalo de temperatura. A posição do ponto pinch é identificada pela temperatura na qual o fluxo de valor é igual a zero (Figura 3.47).

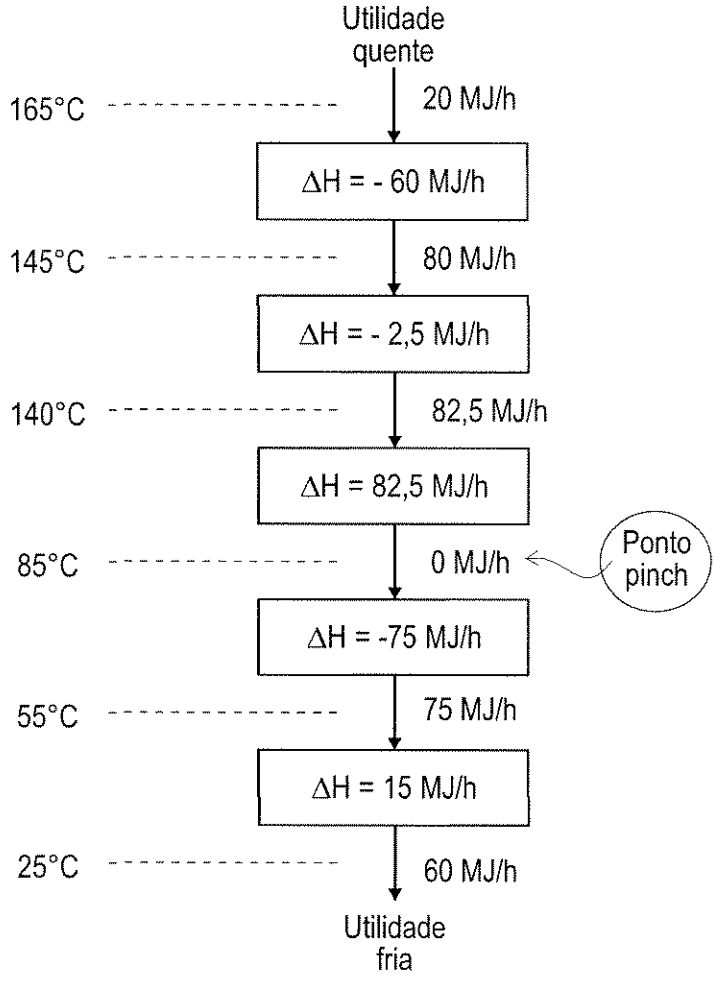


Figura 3.47 – Fluxos de calor a partir do consumo mínimo de utilidade quente

Os resultados para os dados apresentados na Tabela 3.10 são: posição do ponto pinch 85ºC, consumo mínimo de utilidade quente 20 MW e utilidade fria 60 MW. Estes consumos mínimos de utilidades correspondem às metas de energia. Westphalen e Wolf Maciel (1999) apresentam uma modificação deste algoritmo, que se baseia no uso de propriedades físicas calculadas rigorosamente, ao invés de se basear na capacidade calorífica constante para descrever as correntes de processo.

3.2.5 – Construção do diagrama de cascata

Além das curvas compostas, uma outra ferramenta de grande importância na Análise Pinch é o diagrama de cascata ("Grand Composite Curve"). Neste diagrama são colocadas como eixos a "temperatura deslocada" em função do fluxo de entalpia. Esta "temperatura deslocada" corresponde à representação

das correntes quentes com temperaturas deslocadas por $-\Delta T_{min}/2$ e as correntes frias deslocadas por $\Delta T_{min}/2$. Utiliza-se o símbolo T* para representação da "temperatura deslocada".

A construção gráfica do diagrama de cascata é muito simples. Inicialmente, monta-se as curvas compostas trocando o eixo de temperatura pela "temperatura deslocada". Isto faz com que no ponto pinch as curvas composta quente e fria se encostem. As distâncias destas duas curvas é tomada no eixo de entalpias e colocada num gráfico em função das "temperaturas deslocadas" e tem-se construído o diagrama de cascata (Figura 3.48).

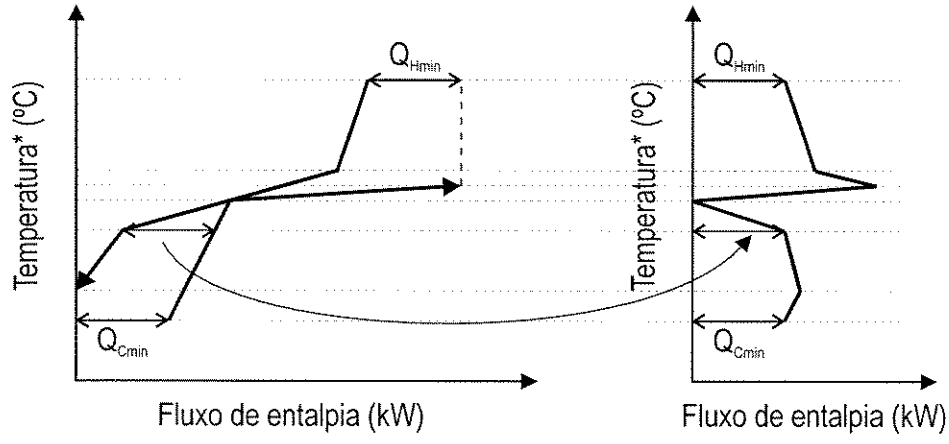


Figura 3.48 – Construção gráfica do diagrama de cascata

A partir dos resultados do algoritmo "Problem Table", a construção do diagrama de cascata é efetuada diretamente a partir dos fluxos de calor entre os intervalos de temperatura (já representados por "temperaturas deslocadas"), conforme ilustrado na Figura 3.49.

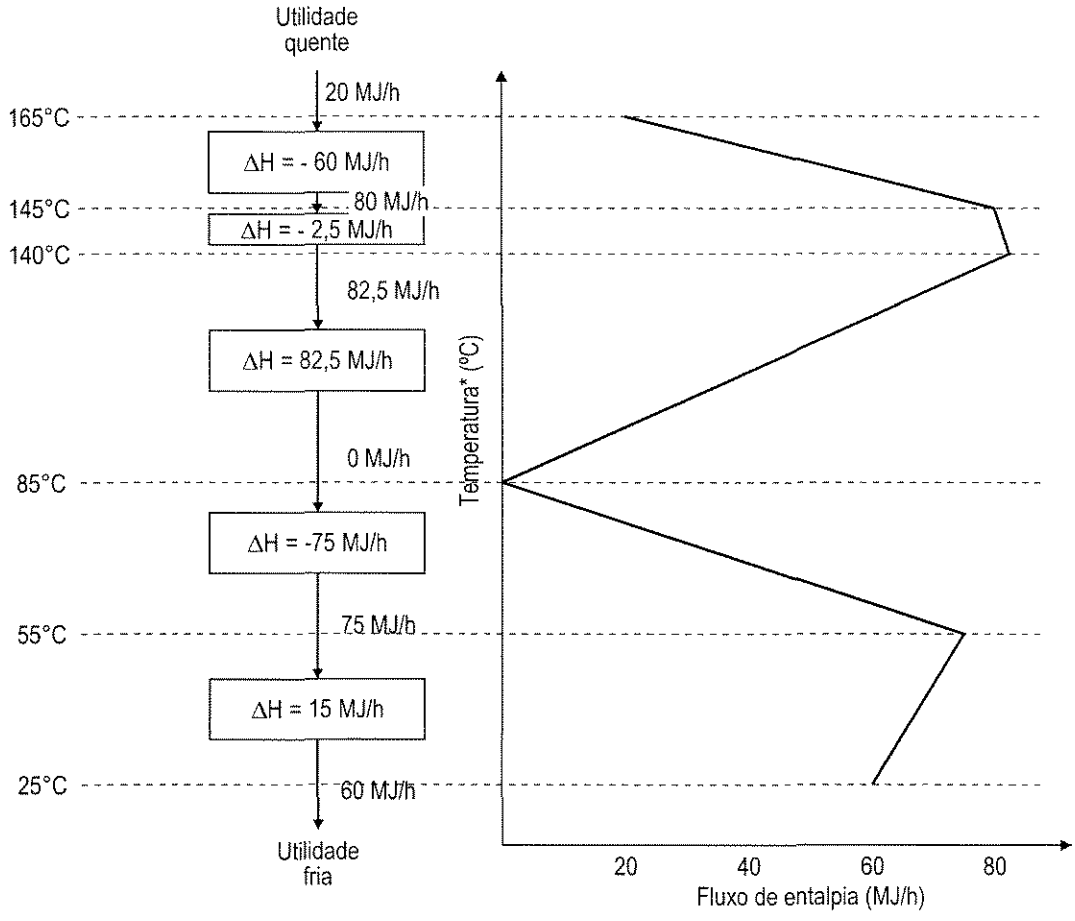


Figura 3.49 – Construção do diagrama de cascata a partir do algoritmo "Problem Table"

Este diagrama representa as necessidades de aquecimento ou resfriamento de um processo em função do nível de temperatura. Caso, num trecho do diagrama, a linha seja decrescente (derivada negativa), isto pode ser interpretado com uma faixa de temperatura onde existe um excesso de calor no processo e que deve ser "cascateado" para um nível inferior de temperatura ou para a utilidade fria. Caso a linha seja crescente (derivada positiva), existe um déficit de calor no processo que deve ser suprido com calor proveniente de uma região de temperatura mais alta ou de utilidade quente. Este fato nos leva à criação dos "envelopes" que são regiões onde um excesso de calor é compensado por um déficit em nível inferior de temperatura, porém na mesma região relativa ao ponto pinch (Figura 3.50).

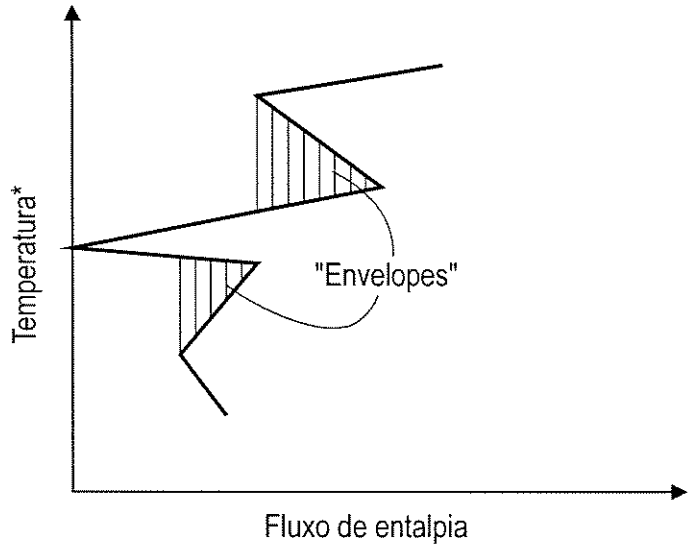


Figura 3.50 – "Envelopes" no diagrama de cascata

Como primeira aplicação do diagrama de cascata, pode-se citar a seleção do nível de utilidades. Normalmente, uma indústria de processos químicos possui vários níveis de pressão de vapor de aquecimento, denominados de VHP, HP, MP, LP e VLP para os vapores de pressão altíssima ("very high pressure"), pressão alta ("high pressure"), pressão média ("medium pressure"), pressão baixa ("low pressure") e pressão baixíssima ("very low pressure"), respectivamente. O número dos níveis de pressão de uma indústria, assim como, os valores de pressão para cada nível é função das características de cada indústria, como por exemplo, existência de sistemas de cogeração de energia elétrica, geração de vapor pelo próprio processo, características específicas das caldeiras e dos sistemas de redução de pressão. Sempre que possível, procura-se utilizar como meio de aquecimento o nível de pressão mais baixo possível do vapor d'água, por questões do custo de geração, custo do equipamento, melhor aproveitamento dos vapores em turbinas de contrapressão e também segurança. O diagrama de cascata permite a seleção do nível de pressão do vapor de aquecimento mais adequado para cada trecho do processo, conforme ilustrado na Figura 3.51. O mesmo princípio pode ser aplicado para a seleção de sistemas de refrigeração em processos criogênicos.

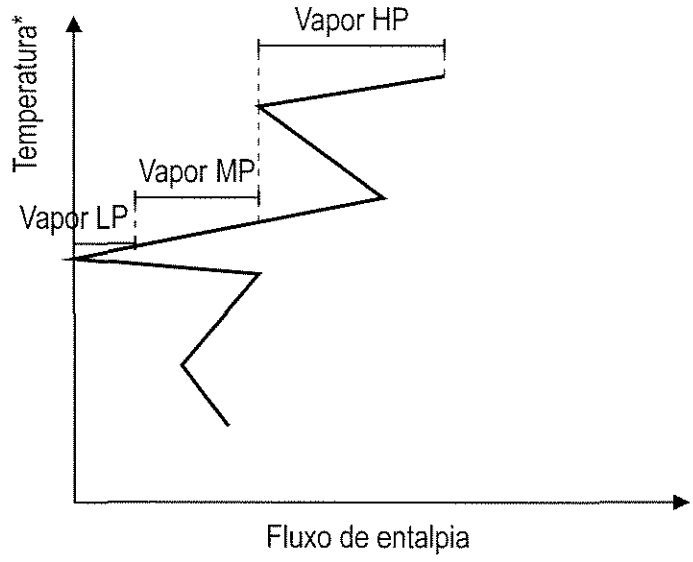


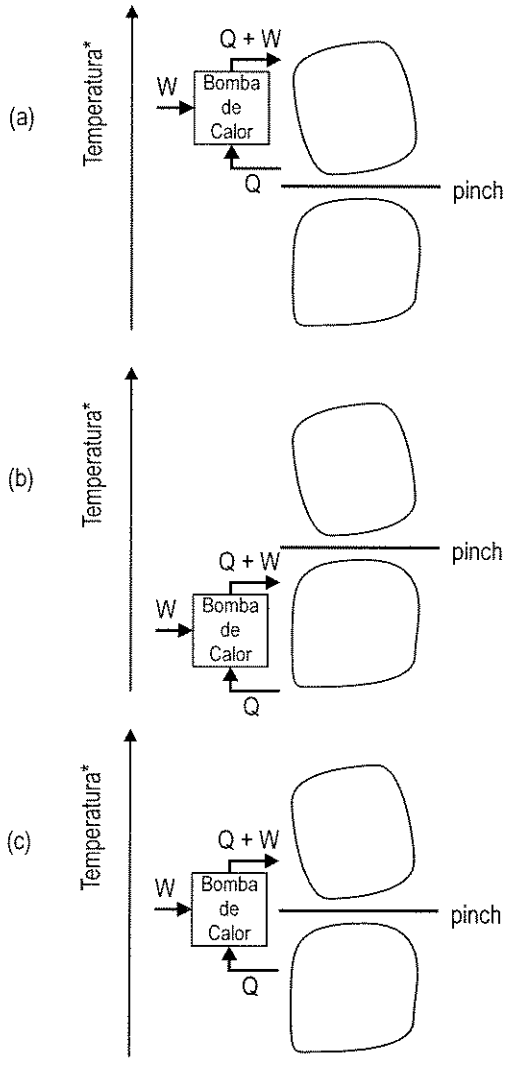
Figura 3.51 – Seleção de níveis de utilidade quente

Ainda como aplicação do diagrama de cascata, pode-se citar a integração de ciclos combinados de calor e potência (Townsend e Linnhoff, 1983a e 1983b). Neste trabalho, será descrito resumidamente a integração de ciclos de refrigeração, ou também denominados por bombas de calor.

Uma bomba de calor tem com função receber calor num nível baixo de temperatura e enviá-lo para um nível superior de temperatura, através do consumo de trabalho. A Figura 3.52 apresenta três possibilidades de integração energética de uma bomba de calor com um processo.

Na Figura 3.52.a observa-se que quando uma bomba de calor é integrada acima do ponto pinch tanto a retirada como o retorno de calor ao processo se dão nesta mesma região. Entretanto, calor nunca deve ser retirado do processo em níveis de temperatura acima do ponto pinch, e concluí-se assim, que esta não é a forma correta de integração energética de uma bomba de calor. Analogamente, quando uma bomba de calor é integrada abaixo do pinch, tem-se como conseqüência a adição de calor abaixo do pinch, violando também uma das regras da Análise Pinch. A Figura 3.52.c mostra a bomba de calor integrada através do ponto pinch. Pode-se notar que calor é removido do processo abaixo do ponto pinch e calor é adicionado ao processo acima do ponto pinch, não violando nenhuma regra da Análise Pinch. Em casos de processo em baixas temperaturas, o uso de bombas de calor é inevitável e

sempre que possível busca-se a integração energética do calor descartado pela bomba de calor, economizando utilidade quente. Em outros casos, estuda-se a inclusão de bombas de calor com o objetivo de se economizar ambas utilidades quente e fria, e a literatura descreve alguns exemplos. As complicações no controle de processo e o alto custo da energia elétrica utilizada para mover os compressores de uma bomba de calor, normalmente, inviabilizam o uso de bombas de calor em processos onde a remoção de calor em baixas temperaturas não seja requerido. O diagrama de cascata auxilia o estudo da integração destes dispositivos em processos (Townsend e Linnhoff, 1983b).



(a) integração acima do pinch, (b) integração abaixo do pinch, e (c) integração cruzando o pinch

Figura 3.52 – Integração energética de uma bomba de calor

3.2.6 – Metas de área

Como já foi apresentado anteriormente, o valor da diferença mínima de temperatura é um valor adotado para o projeto de uma rede de trocadores de calor. Seu valor, no entanto, é função de um compromisso entre o custo de energia e o custo de capital (equipamentos), conforme apresentado na Figura 3.53. Quanto maior o valor da diferença mínima de temperatura, maior serão os valores das metas de energia e consequentemente maior será o custo associado ao consumo de energia. Porém, quanto maior o valor da diferença mínima de temperatura maior será a força motriz para a transferência de calor e assim menor serão os trocadores de calor, resultando num menor custo de capital. O valor ótimo da diferença mínima de temperatura será o correspondente ao menor custo total anualizado.

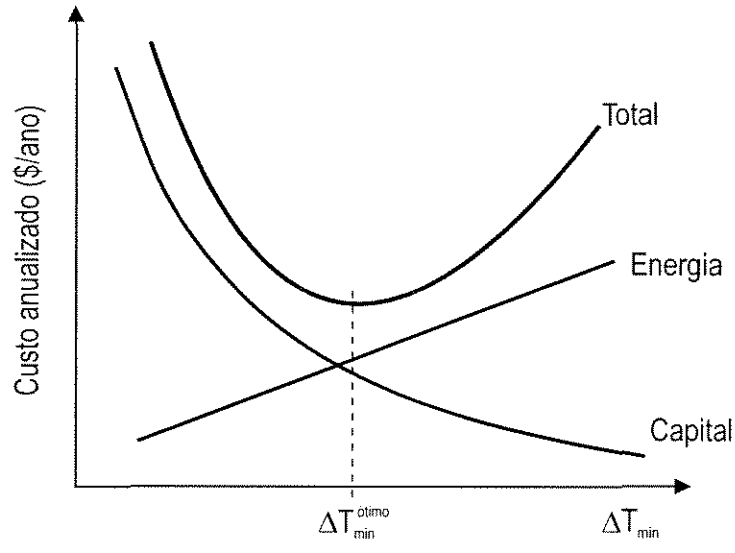
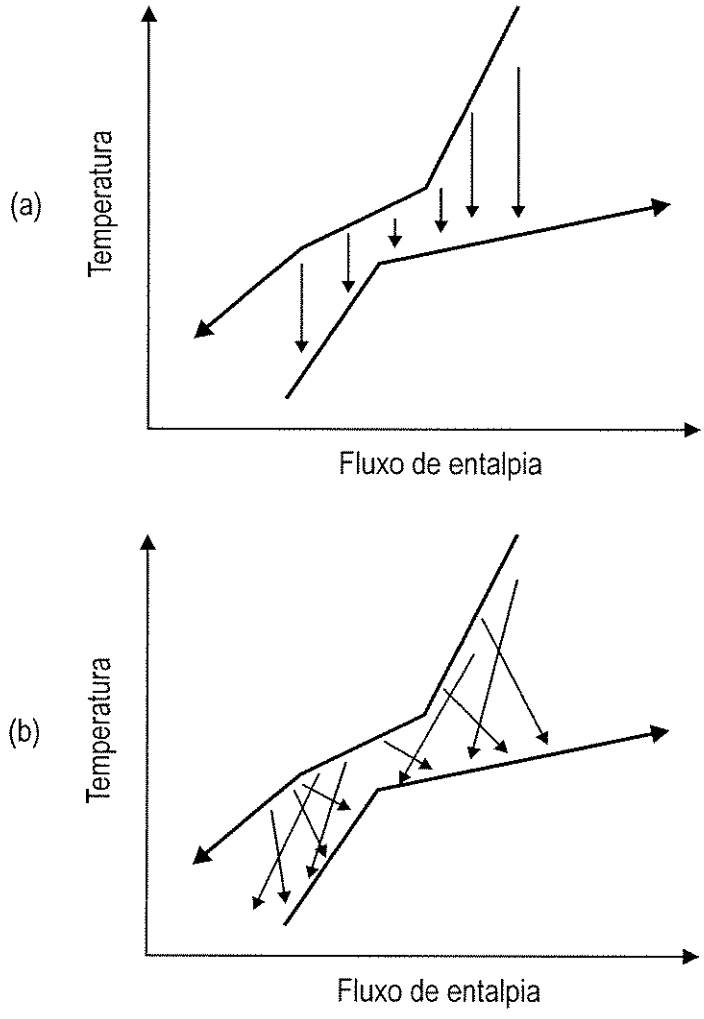


Figura 3.53 – Compromissos entre custos de energia e capital

A Análise Pinch provê ferramentas para o cálculo das metas de energia antes do projeto dos equipamentos. A seguir, será apresentado um procedimento para o cálculo da meta de área de troca térmica, seguindo a mesma filosofia, antes do projeto dos equipamentos.

Linnhoff e Ahmad (1989) explicam que a área mínima de uma rede de trocadores de calor é obtida quando toda a troca de calor entre as correntes de processo se der de maneira horizontal ao invés de cruzada ("criss-crossed"). A

Figura 3.54 ilustra este princípio. Uma das razões disto é o fato da força motriz de um trocador de calor em contracorrente ser calculada pela média logarítmica das diferenças de temperatura. A média logarítmica é sempre menor que a média aritmética de dois números diferentes, e por causa disto, o uso inadequado das diferenças de temperatura nas trocas cruzadas prejudicam o valor da área necessária para a troca térmica.



(a) troca vertical, (b) troca cruzada

Figura 3.54 – Transferência de calor entre correntes de processo

Uma primeira proposta para o cálculo da meta de área de um processo é dividir as curvas compostas em intervalos de entalpia, efetuando o cálculo de área levando-se em consideração todas as correntes existentes nestes respectivos intervalos (Figura 3.55 e equação 24).

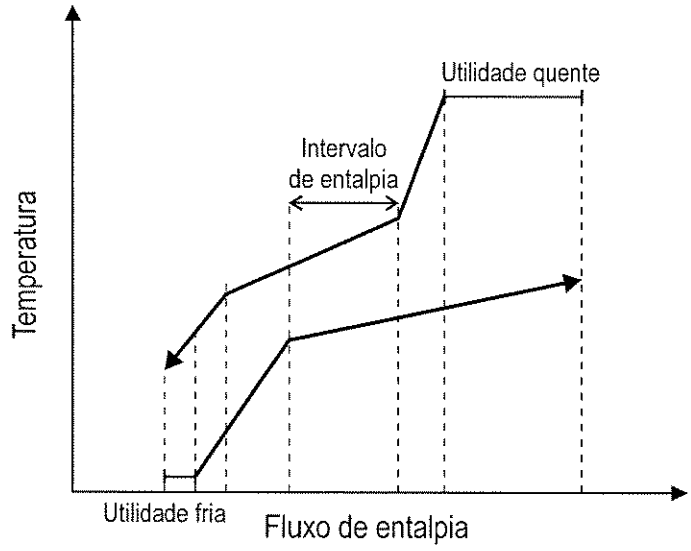


Figura 3.55 – Cálculo da meta de área a partir das curvas compostas

$$A_{\min} = \sum_i \frac{1}{LMTD_i} \left(\sum_j \frac{\dot{Q}_j}{\hbar_j} \right)_i \tag{24}$$

Para a equação (24) deve-se utilizar uma estimativa dos valores do coeficiente individual de transferência de calor ($\hbar$). Piovesani (1990) estudou a influência destes valores no cálculo da meta de área em processos de refino de petróleo.

Com grande freqüência, os trocadores de calor utilizados nas indústrias são do tipo 1-2, ou seja, com um passe no lado do casco e dois passes no lado dos tubos. Para este tipo de equipamento, o valor da diferença de temperatura média logarítmica deve ser corrigido pelo fator F_T pelo fato do escoamento não ser puramente contra-corrente.

O fator de correção F_T é correlacionado em função de dois valores adimensionais: a efetividade térmica do trocador (P) e a razão entre as capacidades caloríficas das correntes quente e fria (R), conforme apresentado nas equações (25).

$$P = \frac{T_{Hi} - T_{Ho}}{T_{Hi} - T_{Ci}} \tag{25a}$$

$$R = \frac{CP_H}{CP_C} = \frac{T_{Co} - T_{Ci}}{T_{Hi} - T_{Ho}} \tag{25b}$$

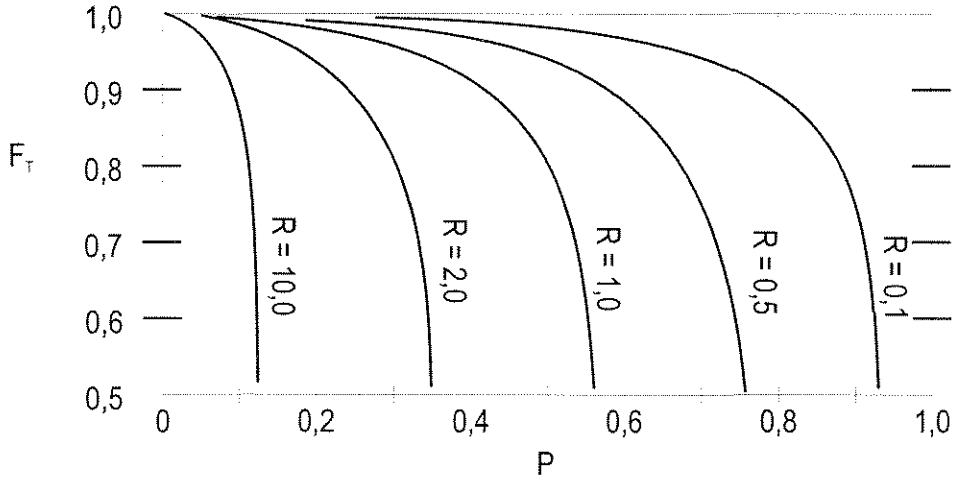


Figura 3.56 – Fator de correção para trocadores de calor tipo 1-2

A partir dos valores de P e R, o fator F_T é retirado a partir de diagramas, como o apresentado na Figura 3.56, extraído de Kern (1980). Trocadores de calor impossíveis de funcionamento apresentam valores de F_T menores que zero. Mas mesmo equipamentos com fatores maiores que zero podem não ser construídos por questões de custo. Como regra prática, adota-se que um projeto possível requer um fator de correção maior que 0,75 ou 0,80. Quando o valor do fator F_T for menor que 0,75 ou 0,80, o trocador de calor deve ser dividido em um ou mais cascos até que o critério seja atendido.

Ahmad et ali. (1988) propõem um outro critério para divisão de um trocador em um ou mais cascos. Este critério se baseia no princípio que para qualquer valor de R, existe sempre um valor assintótico máximo de P, sendo calculado por (26).

$$P_{max} = \frac{2}{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1}} \tag{26}$$

Projetos exeqüíveis são limitados por uma fração de P_{max}, dado pela equação (27).

$$P = X_P P_{max} \qquad 0 < X_P < 1 \tag{27}$$

A constante X_P é uma especificação do projetista e o valor 0,9 é suficiente para garantir que sempre o fator F_T seja maior ou igual a 0,75. A constante X_P é

chamada de constante de Ahmad. Utilizando-se este critério, o número de trocadores de cascos pode ser calculado pelas equações (28).

R ≠ 1

$$N = \frac{\ln\left(\frac{1 - RP}{1 - P}\right)}{\ln W} \tag{28a}$$

onde

$$W = \frac{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - 2RX_P}{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - 2X_P} \tag{28b}$$

R = 1

$$N = \frac{\left(\frac{P}{1 - P}\right)\left(1 + (\sqrt{2}\,/\,2) - X_P\right)}{X_P} \tag{28c}$$

Ahmad et ali. (1989) mostram que o número de cascos calculado pelas equações (28) é adequado para fins de cálculo de metas. Este número de cascos *N* dado por estas equações não é inteiro. Logicamente, para fins de projeto deve-se sempre tomar o número inteiro mais próximo do calculado. Entretanto, quando as duas correntes de um trocador de calor são divididas em intervalos de entalpia e o número de cascos é calculado para cada intervalo, a soma destes resulta no número de cascos do trocador de calor.

Ahmad e Smith (1989) detalham um algoritmo para o cálculo do número mínimo de cascos a partir das curvas compostas de um processo. Para cada intervalo de entalpia, o fator de correção F_T pode ser calculado após a divisão do número de cascos 1-2 pelas equações (29). Nestas equações, o símbolo [*N*] representa o próximo maior número inteiro e inferior ao número real *N*.

$R \neq 1$

$$Y = \frac{\left(1 - \left(\frac{1-RP}{1-P}\right)^{1/[N]}\right)}{\left(R - \left(\frac{1-RP}{1-P}\right)^{1/[N]}\right)} \tag{29a}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2+1}\log\left(\frac{1-Y}{1-RY}\right)}{(R-1)\log\left(\frac{2-Y(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-Y(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)} \tag{29b}$$

$R = 1$

$$Y = \frac{P}{[N] + P - P[N]} \tag{29c}$$

$$F_T = \frac{Y\sqrt{2}}{(1-Y)\log\left(\frac{2-0{,}585786\,Y}{2-3{,}414214\,Y}\right)} \tag{29d}$$

Finalmente, a área mínima de uma rede de trocadores de calor do tipo 1-2 pode ser calculada pela equação (30), aplicada aos intervalos de entalpia determinados a partir das curvas compostas.

$$A_{1-2} = \sum_{i}^{\text{int}\,ervalos} \frac{1}{LMTD_i F_{Ti}} \sum_{j}^{correntes} \left(\frac{\dot{Q}_j}{h_j}\right)_i \tag{30}$$

3.2.7 – Integração energética de equipamentos de separação

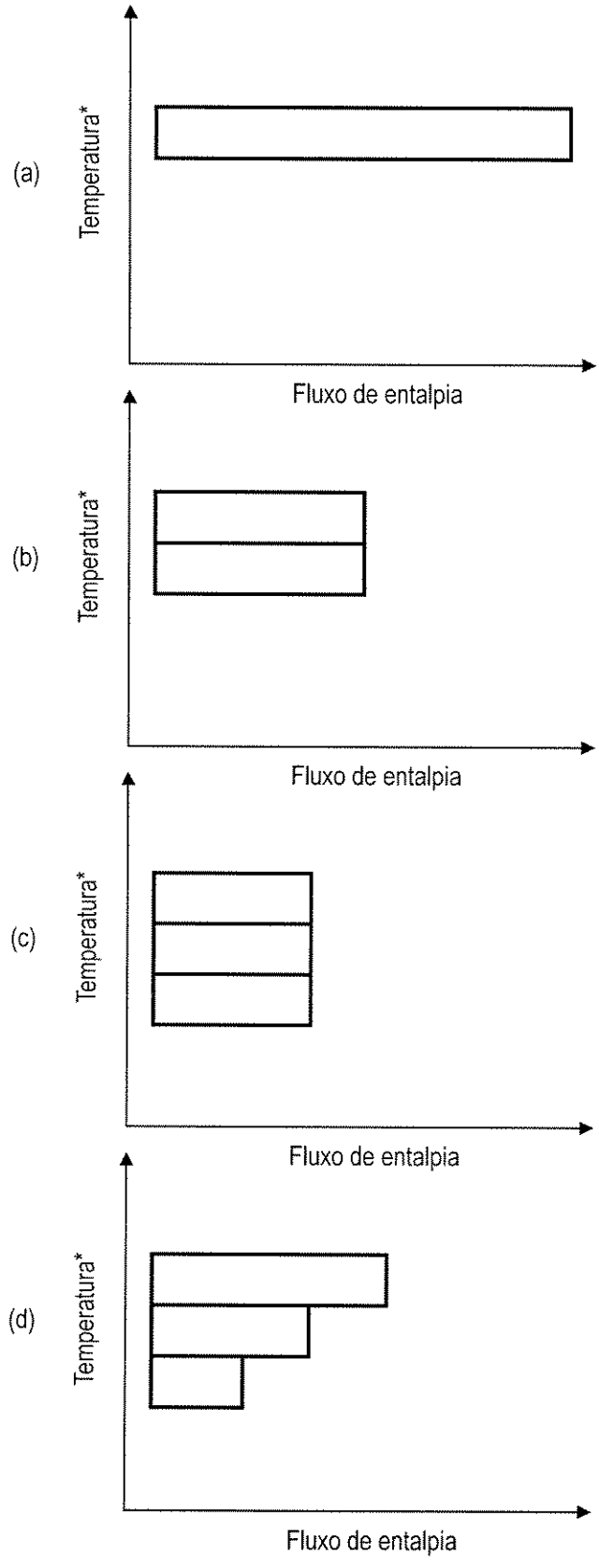
Os equipamentos de separação de uma indústria de processos químicos são, em sua maioria, grandes consumidores de energia térmica, dentre os quais destacam-se as colunas de destilação, evaporadores e secadores. A Análise Pinch procura também oferecer ferramentas que permitam a integração ótima destes equipamentos com o resto de um processo. Dentre os diversos processos de separação, a integração de colunas de destilação tem sido mais

estudada devido à sua importância na indústria química e também devido ao alto consumo de energia inerente a este tipo de equipamento (Linnhoff e Dunford, 1983; Smith e Linnhoff 1988).

MacDonald (1986) relata resumidamente como o diagrama de cascata pode ser utilizado para o estudo da integração de sistemas de evaporação. Kemp (1986) propõe uma representação gráfica para os evaporadores nos diagramas temperatura (deslocada) – entalpia. Nesta representação, os efeitos de calor sensível e variações do calor latente de vaporização da água são desprezados. Assim um efeito pode ser representado por um retângulo (Figura 3.57a). Na Figura 3.57b observa-se um evaporador com dois efeitos, onde a temperatura deslocada do vapor vegetal do primeiro efeito é coincidente com a temperatura de operação do segundo efeito. No caso da Figura 3.57c, tem-se três efeitos operando com a mesma diferença de temperatura. Esta representação ressalta que o calor fornecido pelo vapor vivo é "cascateado" pelos efeitos. Quando se utiliza extração de vapor, nem todo vapor vegetal de um efeito é "cascateado" para o efeito seguinte, como pode ser visto na Figura 3.57d.

MacDonald (1986) e Kemp (1986) explicam que a integração energética de um evaporador com o resto do processo é obtida quando a "caixa" que representa o evaporador consegue se "acomodar" dentro do diagrama de cascata de um processo (Figura 3.58).

Smith e Linnhoff (1988) estabelecem alguns critérios para o projeto de equipamentos de separação no contexto global de um processo. Neste artigo, os autores ressaltam que os separadores nunca devem ser otimizados como operações unitárias em isolado. Estes devem ser projetados como partes integrantes de um processo com um todo. Partindo-se da mesma representação apresentada por Kemp (1986), Smith e Linnhoff (1988) apresentam qualitativamente os efeitos de mudança da pressão de operação dos efeitos sobre a integração energética destes com o processo. Algumas considerações são ainda traçadas sobre a recompressão de vapor.



(a) Um efeito, (b) Dois efeitos, (c) Três efeitos, (d) Três efeitos com extração

Figura 3.57 – Representação de evaporadores no diagrama T-H

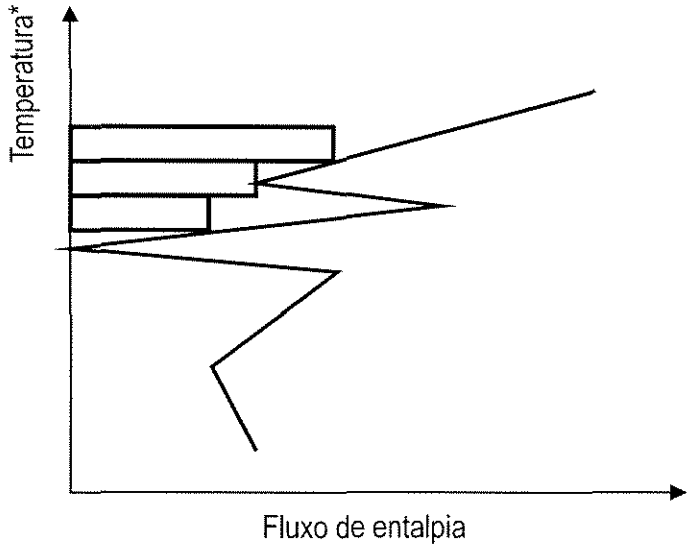


Figura 3.58 – Integração energética de evaporadores

Smith e Jones (1990) apresentam um estudo mais profundo sobre a integração energética de evaporadores, incluindo um algoritmo para a otimização desta integração. Os problemas de calor sensível e variação do calor latente da água são abordados apenas superficialmente pelos autores. Além disto, como variáveis para otimização foram considerados apenas o número de efeitos e o nível de pressão de operação dos efeitos. Outras variáveis como recompressão de vapores, tipo de configuração (frontal, reversa ou mista), extração de vapor, uso de trocadores de calor intermediários não foram incluídas neste estudo.

Conclui-se pela revisão da literatura, que a integração energética de evaporadores foi, até então, estudada apenas de forma superficial e, por isso, justifica-se um estudo mais detalhado deste problema, que possa abranger o maior número possível de variáveis encontradas em sistemas de evaporação encontrados nas indústrias de processos químicos.

CAPÍTULO 4 – MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO EM REGIME PERMANENTE

4.1 – Introdução

A área de simulação de processos químicos utilizando o computador tem crescido de maneira vertiginosa nas últimas décadas. Diversos pacotes comerciais podem ser encontrados no mercado e destaca-se nestes programas a flexibilidade com relação à topologia de um processo, bem como, à variedade de correlações e métodos termodinâmicos para predição de propriedades. Tradicionalmente, a simulação de processos tem sido aplicada nas indústrias de refino de petróleo e petroquímicas, onde o processo de destilação é considerado um dos mais importantes. Evans (1990), entretanto, observa que outras áreas também já são beneficiadas por esta ferramenta, como na biotecnologia e na produção de polímeros.

Observa-se, porém, que programas para simulação e projeto de evaporadores múltiplo-efeito não são encontrados comercialmente. Em razão disto, decidiu-se que neste trabalho seria desenvolvido um simulador genérico de sistemas de evaporação, que pudesse atender à qualquer configuração possível de um evaporador, incluindo número de efeitos, arranjo da alimentação, trocadores de calor, recompressão térmica ou mecânica de vapor e etc.

A linguagem de programação escolhida para o desenvolvimento do "software" foi o Builder C++, da empresa Inprise Inc. A escolha deste pacote se deu a diversos fatores como: experiência prévia em linguagem C, capacidade de lidar com ponteiros e estruturas avançadas de dados, utilização de recursos de programação por objetos, simplicidade de desenvolvimento de interfaces no sistema operacional Windows, e velocidade de compilação.

4.2 – Ponteiros e estruturas de dados

Ponteiros são tipos especiais de variáveis muito utilizados em algumas linguagens de programação, em particular na linguagem C. Como definição, ponteiros são variáveis que armazenam endereços de memória de outras variáveis ou funções (Schildt, 1987a).

As variáveis do tipo ponteiro são muito úteis nas estratégias de passagem de argumentos entre funções. Uma outra utilidade surge quando se deseja otimizar a velocidade de operações matemáticas envolvendo matrizes.

Os ponteiros, através dos recursos de alocação dinâmica de memória, permitem que matrizes não tenham necessariamente tamanhos fixos e pré-determinados durante a compilação de um programa de computador. Freqüentemente, deseja-se que matrizes tenham seus tamanhos definidos apenas durante a execução do programa, permitindo também que a memória seja melhor compartilhada entre as diversas variáreis do programa.

Todo programa de computador é constituído de algoritmos e estruturas de dados (Shildt, 1987b). Um bom programa é aquele que faz um bom uso de ambos elementos.

As estruturas de dados são formas de se organizar informações na memória do computador que permitem grande flexibilidade para alocação dinâmica, acesso e manipulação. O uso das estruturas de dados não está restrito a nenhuma linguagem de programação, porém, algumas linguagens oferecem um número maior de recursos para o uso eficiente destas.

A estrutura de dados mais familiar ao engenheiro é a matriz. Em termos computacionais, a matriz é uma região contínua de memória do computador que armazena um determinado tipo de variável, como números inteiros, reais, letras, ponteiros, e etc. Embora seu uso seja freqüente nos programas científicos, diversas desvantagens são atribuídas a esta estrutura de dados. Inicialmente, a velocidade de acesso aos termos de uma matriz é baixo e o uso direto de ponteiros no qual se manipula diretamente os endereços de memória

oferece melhores desempenhos. Mesmo que a linguagem de programação ofereça recursos de alocação dinâmica de memória, todos os termos da matriz devem ser alocados simultaneamente e dessa forma, se não houver espaço na memória do computador, nenhum termo será alocado. Um mecanismo mais eficiente seria a alocação de um termo de cada vez.

Com o objetivo de oferecer maior versatilidade e eficiência nos códigos de programação, estruturas de dados mais sofisticadas foram concebidas (Schildt, 1987b). Os quatro tipos básicos de estruturas de dados são: filas ("queues"), pilhas ("stacks"), listas de conexões ("linked lists"), listas de conexões duplas ("double linked lists") e árvores binárias ("binary trees").

Kruse et ali (1991) descrevem detalhadamente estas estruturas de dados. Neste trabalho, será apresentada a lista de conexões duplas, que servirá de base para a estrutura de dados concebida para representação de um sistema de evaporação na memória do computador.

Listas de conexões são estruturas de dados que permitem que seus elementos sejam acessados aleatoriamente dentro da lista. Cada elemento armazena uma conexão (através de um ponteiro) com o próximo elemento da lista, além de suas informações inerentes. No caso das listas de conexões duplas, cada elemento também armazena uma conexão com o elemento anterior da lista. O primeiro elemento da lista tem como conexão anterior um ponteiro nulo, ou seja, um ponteiro que não armazena nenhum endereço de memória. O último elemento da lista tem como próxima conexão também um ponteiro nulo. Dois ponteiros adicionais devem ser criados para indicarem o início e o final da lista, que normalmente são chamados de "start" e "last", respectivamente. A Figura 4.1 apresenta esquematicamente uma lista de conexões duplas com suas informações específicas representadas pelo termo "Dados". Nesta figura, cada elemento é representado por uma caixa e os ponteiros de conexões por caixas internas, esquerda e direita representando a conexão anterior e próxima, respectivamente.

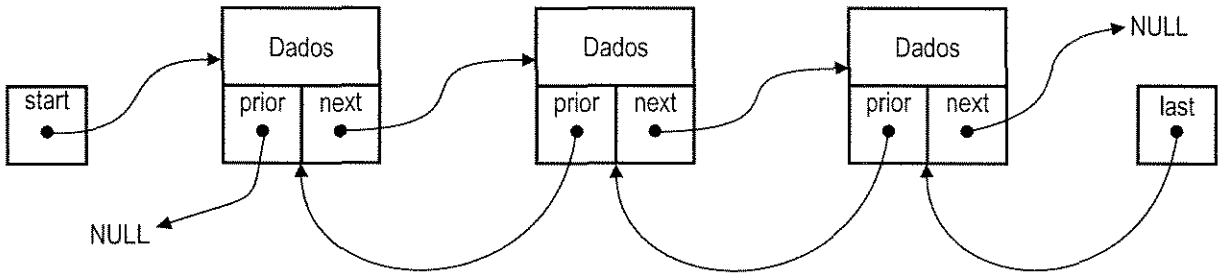


Figura 4.1 – Lista de conexões duplas

Os elementos de uma lista de conexões duplas são alocados na memória do computador sempre durante a execução do programa, um de cada vez. Através do rearranjo dos ponteiros, facilmente um novo elemento pode ser inserido ou retirado do meio da lista.

4.3 – Programação orientada por objetos

A programação orientada por objetos ("object-oriented programming" – OOP) é uma metodologia para desenvolvimento de programas de computador bastante discutida, porém, seus conceitos e paradigmas nem sempre são claramente compreendidos. Ladd (1990) aponta que profissionais da área de computação costumam criar terminologias próprias, disseminando esses termos de tal forma que acabam utilizados de forma inapropriada. O termo programação orientada por objetos também corre este risco, e assim, pretende-se discutir os conceitos básicos dessa metodologia, ressaltando as vantagens sobre outras metodologias convencionais como a programação linear e a programação estruturada.

Cabe ainda ressaltar que a programação orientada por objetos não é uma linguagem de computador, mas sim, uma metodologia para desenvolvimento de programas. Algumas linguagens como o Simula e o Smalltalk foram concebidas especificamente para a utilização da OOP. Outras, como o Pascal e o C, foram modificadas para dar suporte aos chamados "objetos", surgindo novas linguagens como o Object Pascal e o C++ (lê-se em português "c mais mais").

As programação de computadores é uma ciência relativamente nova do conhecimento humano. Os primeiros computadores programáveis foram desenvolvidos há apenas quarenta anos. Essas máquinas eram programados em linguagem binária, na qual os programadores tinham que raciocinar em termos de "bits" e "bytes". Com o surgimento dos dispositivos de armazenamento de dados e computadores com maior capacidade de memória, as primeiras linguagens de alto-nível entraram em funcionamento. Nessas linguagens, o programador escreve uma série de instruções semelhantes ao inglês, que são traduzidas para a linguagem binária do computador através dos chamados compiladores.

As primeiras linguagens de programação foram criadas para o desenvolvimento de programas que efetuavam tarefas relativamente simples, basicamente cálculos. Esses programas eram curtos, com não mais que cem linhas de código e seguiam ao paradigma denominado atualmente de programação linear.

À medida que os computadores evoluíram, a demanda por programas mais complexos foi ampliada, porém estas primeiras linguagens eram inadequadas para lidar com tais necessidades. As possibilidades de reutilização de partes de um programa existente no desenvolvimento de outra aplicação eram praticamente inexistentes. Os programas eram executados seguindo uma longa seqüência de instruções tornando sua lógica difícil de entendimento. O controle do programa era efetuado por pulos – os famosos "GOTO" – sem nenhuma indicação clara de como o programa atingia determinado passo ou porquê. Os dados de uma aplicação eram sempre globais permitindo que fossem modificados em qualquer parte do programa, dificultando ao extremo a tarefa de se consertar erros de código.

No final da década de 60 surgiu um novo paradigma no desenvolvimento de computadores denominado programação estruturada. Programas estruturados são organizados de acordo com as operações que esses executam. Um programa é dividido em procedimentos individuais ("procedures" ou "functions"), ou subrotinas, que desempenham tarefas dentro de um processo

maior e mais complexo. Esses procedimentos são criados de forma independente um do outro, cada qual com seus próprios dados e código. As informações são passadas entre os procedimentos através dos chamados parâmetros.

O objetivo disto é tornar a tarefa do desenvolvimento de "software" mais fácil para o programador, aumentando a confiabilidade e facilidade de manutenção dos programas. A divisão de um problema em peças isoladas minimiza as chances de um procedimento afetar desastrosamente um outro. Essa compartimentalização permite que códigos sejam escritos de forma mais clara, auxiliando o entendimento da lógica da estrutura de um programa, tornando seu desenvolvimento mais rápido e eficiente.

Nessa discussão, um importante conceito deve ser introduzido: a abstração. Em computação, este termo está associado à criação de entidades que reunam dados e procedimentos, e podem ser utilizados em qualquer programa sem o entendimento de seus detalhes (Ladd, 1990 e Bergin, 1994). A abstração é largamente aplicada na programação estruturada, à medida que um programa é construído pela soma de procedimentos.

Mesmo com todas as vantagens da programação estruturada sobre a programação linear, ainda existem algumas falhas. Essas falhas que se tornam mais aparentes no desenvolvimento de aplicativos mais complexos, freqüentemente envolvendo mais de um programador, são resolvidos pela programação orientada por objetos.

A programação estruturada, como apresentado, fundamenta-se na compartimentalização de um problema complexo segundo seus diversos procedimentos. A programação orientada por objetos, em contraste, fundamenta-se na compartimentalização de um problema complexo segundo as informações manipuladas por um programa. Assim, ao invés de se conceber um programa segundo as operações que ele executa, a concepção é efetuada a partir dos dados sobre os quais as operações são efetuadas (Rine e Bhargava, 1992).

A programação orientada por objetos, semelhantemente à programação estruturada, fundamenta-se na abstração. Entretanto, na OOP a abstração engloba dados além de procedimentos. Esta técnica de programação se baseia em classes, que são estruturas abstratas que reúnem dados e procedimentos (denominados na OOP de métodos). Essas classes podem ser criadas a partir de outras classes numa estrutura de árvore da mesma forma que usamos o raciocínio para classificar o mundo que nos rodeia. A proposta destas classes é a possibilidade de organizar-se os dados de um programa de forma semelhante como a que um biólogo classifica os seres vivos.

Ghosh (1991) ao discutir os conceitos básicos da OOP, exemplifica a criação de classes com o objetivo de descrever os equipamentos de um sistema de controle numa indústria química.

Infelizmente, os termos utilizados na OOP não são comuns a todas as linguagens que sustentam essa forma de programação. Neste trabalho, serão utilizados os termos definidos por Ellis e Stroustrup (1990), autores da linguagem C++.

Cada dado descrito dentro de uma classe recebe o nome de objeto. O termo objeto não deve ser confundido com os códigos-objeto ("object code") gerados pela compilação de um programa. Assim, por exemplo, uma classe "espécie química" pode ser concebida com o objetivo de se representar um dos componentes presentes no gás combustível de um forno industrial. Os objetos dessa classe seriam: peso molecular, fórmula molecular (número de átomos de carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre), constantes para cálculo do calor específico, calor de combustão, etc.

Além dos objetos, uma classe também contém a descrição dos procedimentos que podem ser efetuados sobre os objetos. Esses procedimentos recebem o nome de métodos. No exemplo proposto, a classe "espécie química" apresentaria como métodos as operações de consulta, leitura e gravação dos objetos em arquivos de disco. Os elementos de uma classe – objetos e métodos – são genericamente chamados de membros da classe.

Os membros de uma classe são protegidos, isto é, só podem ser acessados a partir dos membros da própria classe. Essa característica da programação orientada por objetos é denominada encapsulamento. Entretanto, freqüentemente deseja-se que determinados membros de uma classe sejam acessados por outras partes do programa. Para isso são definidas regras de acesso. Um membro de uma classe pode ser declarado como público (pode ser acessado por qualquer função do programa), privado (apenas pelos membros da própria classe) e protegido (o mesmo que privado, mas também, o membro pode ser acessado por membros de classes derivadas, conforme apresentado adiante).

Podem ser concebidas novas classes derivadas de uma classe já existente. As classes derivadas herdam todos os membros da classe original, e normalmente são incluídos novos membros mais específicos. Este recurso é denominado herança. Uma das vantagens dessa criação hierárquica de classes está na melhor organização do programa. Um código computacional organizado acelera seu desenvolvimento e facilita a procura de eventuais erros de lógica e programação. Mas, a vantagem mais significativa é a possibilidade de inclusão de novas classes, pois todas as rotinas comuns já descritas na classe original são automaticamente herdadas, não havendo necessidade de repetição de código.

A capacidade de polimorfismo também é uma das grandes características da OOP. Esse conceito propõe que um comando desempenhe diferentes ações, em função da classe sobre o qual é aplicado.

Boston et ali. (1993) afirma que em 2001, a maior parte dos aplicativos de engenharia utilizarão os conceitos da programação orientada por objetos. Esses autores ainda comentam sobre o projeto PDXI ("Process Data Exchange Institute") do AIChE ("American Institute of Chemical Engineers") que prevê o desenvolvimento de protocolos padrões para a troca de dados entre aplicativos de engenharia, banco de dados, empresas, etc. Buscando modelos funcionais,

portábeis e com componentes reutilizáveis de modelos de processos, o PDXI adotou o formalismo da programação orientada por objetos.

4.4 – Representação computacional dos módulos de um evaporador

Entende-se por módulo, neste contexto, qualquer equipamento (efeito, trocador de calor, tanque de expansão, compressor, etc.) e correntes especiais (alimentação, produto final, vapor de aquecimento e extração de vapor). Estes módulos, como será visto adiante, estarão organizados em classes descendentes de uma classe básica "module".

Procurando-se desenvolver uma estrutura de dados que traga maior flexibilidade ao usuário durante a operação do programa, estes módulos serão organizados através de uma lista de conexões duplas. Como vantagens pode-se citar a inexistência de um número pré-definido de módulos, e a possibilidade de inclusão e exclusão de um módulo em qualquer instante durante a operação do programa (Westphalen e Wolf Maciel, 1996).

Cada módulo possuirá dois ponteiros que localizam o módulo dentro da lista de conexões: "_Mprior" e "_Mnext". O símbolo "_" será sempre utilizado no início do nome de um ponteiro para diferenciá-lo de outras variáveis. Considerando que a classe "module" será a base genérica das outras classes descendentes, cada módulo conterá também dois ponteiros ("_Vprior", "_Vnext") para referenciar os módulos anterior e posterior com relação ao fluxo de vapor. Semelhantemente, será definido os ponteiros "_Lprior" e "_Lnext" para referenciar a posição do módulo dentro da topologia com relação aos fluxos de líquido e os ponteiros "_Cprior" e "_Cnext" com relação aos fluxos de condensado. Os ponteiros "_Mprior" e "_Mnext" tem como função organizar os módulos na memória do computador para fins de interface com o usuário, operação com arquivos, representação gráfica na tela do computador, etc. Os outros ponteiros tem como função descrever a topologia do evaporador

múltiplo-efeito. A Figura 4.2 apresenta a estrutura de ponteiros da classe básica "module".

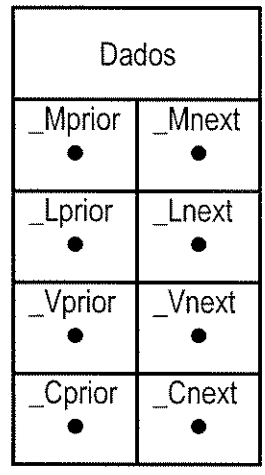


Figura 4.2 – Estrutura de ponteiros da classe "module"

Como descendentes diretos da classe "module" foram criadas as classes "feed_stream", "product_stream", "steam_stream" e "bleed_stream" para representar as principais correntes de um sistema de evaporação: alimentação, produto final, vapor de aquecimento e extração de vapor. Ainda como classes descendentes diretas de "module" foram criadas as classes "flash", "heat_exchanger", "heat_exchanger_ext", "thermo_compressor" e "mechanical_compressor" para representar os equipamentos tambor de expansão, trocador de calor intermediário, trocador de calor intermediário com aquecimento externo, termocompressor e compressor mecânico, respectivamente.

Procurando explorar melhor as similaridades entre os diversos tipos de equipamentos de um evaporador, a partir da classe "flash" foram criadas as classes descendentes "effect" e "effect_ext" para representar um efeito e um efeito com aquecimento externo, respectivamente. Todos estes três equipamentos podem apresentar até duas correntes de saída de vapor simultâneas: uma saída de vapor direcionada ao próximo efeito ou condensador e outra saída direcionada para um trocador de calor, compressor mecânico ou termocompressor. O ponteiro que referencia a segunda corrente de saída de vapor foi denominado "_Vnext2".

A classe "effect" ainda pode apresentar duas correntes de entrada de vapor: uma entrada de vapor proveniente do efeito anterior ou vapor vivo e outra entrada de vapor proveniente de um compressor mecânico ou termocompressor. O ponteiro que referencia a segunda corrente de entrada de vapor foi denominado "_Vprior2". Este módulo também pode apresentar duas correntes de entrada de condensado, caso a corrente de condensado de um trocador de calor intermediário seja expandida em efeitos posteriores. O ponteiro que referencia a segunda corrente de entrada de condensado foi denominado "_Cprior2".

A classe "thermo_compressor" também apresenta um ponteiro extra para referenciar a entrada do vapor de alta pressão. Este ponteiro foi denominado "_Vprior2". A Figura 4.3 apresenta todas as classes derivadas de "module".

Através desta estrutura de ponteiros armazenada na memória do computador, é possível a montagem de qualquer topologia encontrada em sistemas de evaporação. É importante ressaltar também que esta estrutura de listas de conexões facilitará o desenvolvimento do modelo matemático. A Figura 4.4, procurando exemplificar este fato, apresenta a estrutura de ponteiros para diversas topologias de evaporadores. Para fins de clareza, não são apresentados nesta figura os objetos referentes às correntes de alimentação, produto final, vapor de aquecimento. Estes objetos foram denominados no programa através dos nomes "_Mfeed", "_Mprod" e "_Msteam", respectivamente, e assim foram representadas na Figura 4.4.

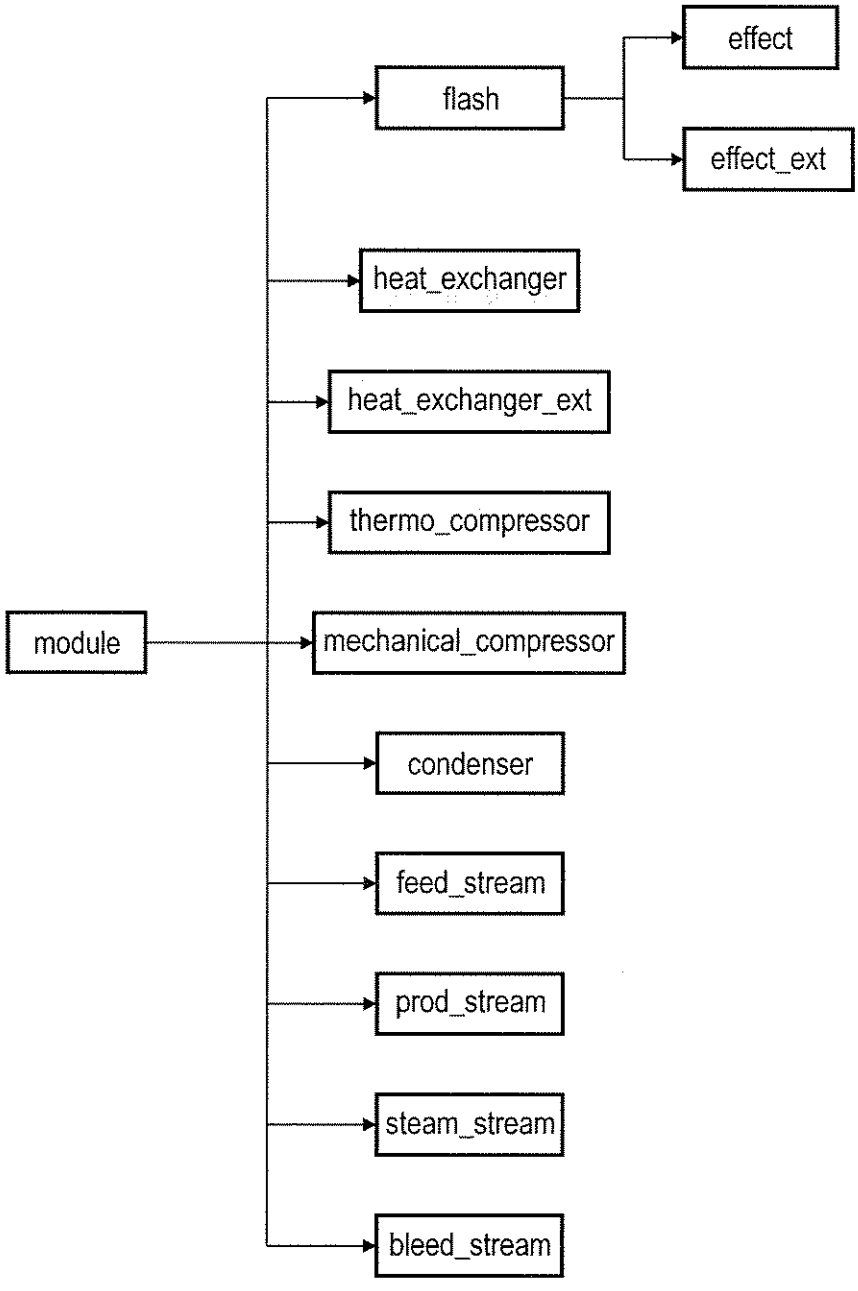
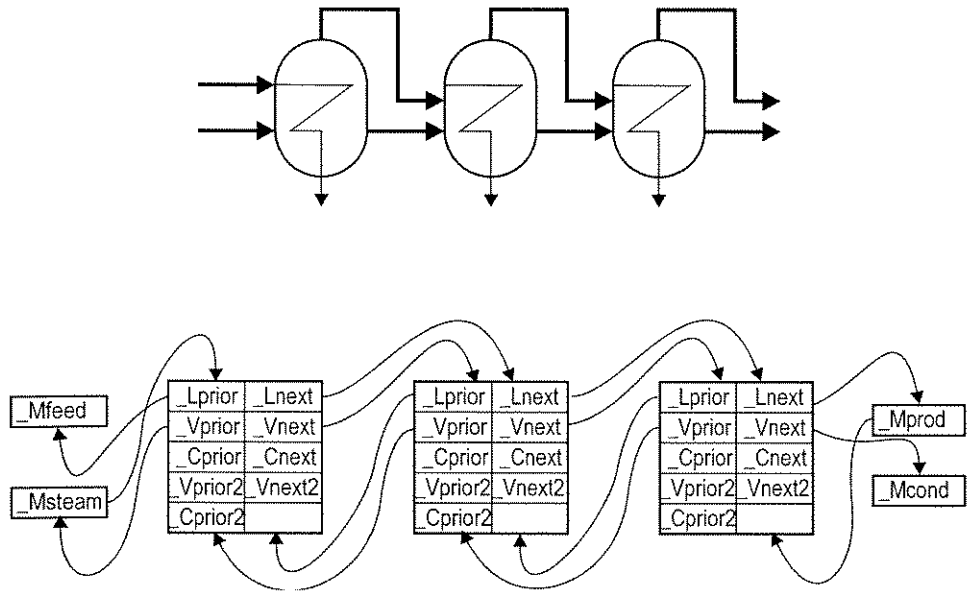
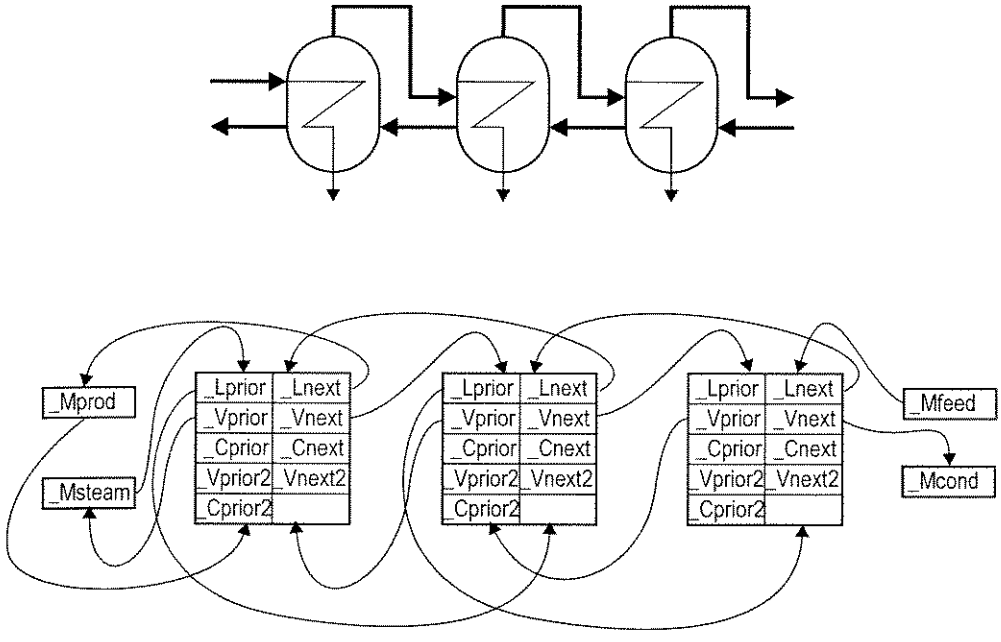


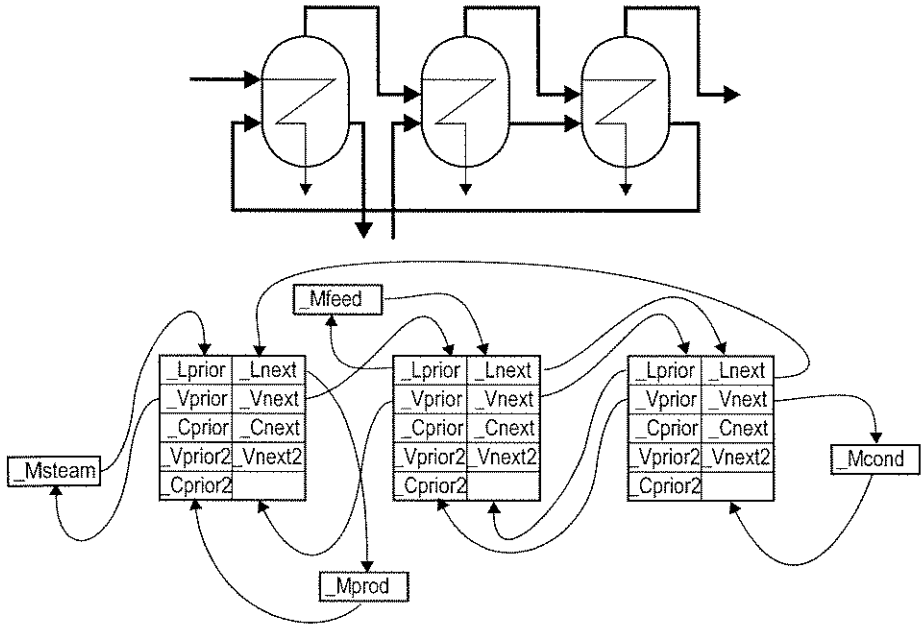
Figura 4.3 – Classes derivadas de "module"



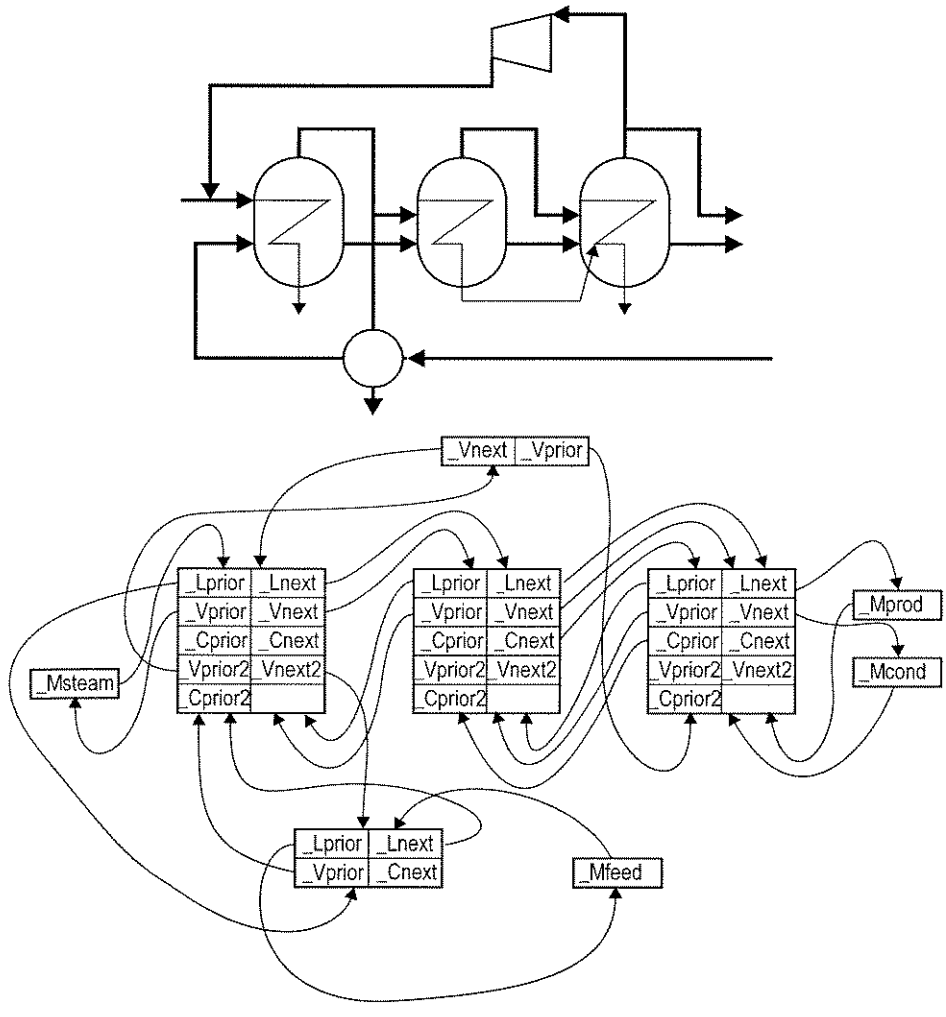
(a) alimentação frontal



(b) alimentação reversa



(c) alimentação mista



(d) evaporador com trocador de calor intermediário, compressor mecânico e aproveitamento de condensado.

Figura 4.4 – Descrição da topologia de evaporadores

Cada classe possui seu próprio método para resolução dos balanços de massa e energia em regime permanente. Todos os métodos possuem o nome "Steady_State_Balance()", derivadas de uma função virtual da classe "module". Através do recurso de polimorfismo, o programa principal será capaz de executar as rotinas de resolução dos balanços de massa e energia de qualquer tipo de módulo através de uma mesma linha de comando.

4.5 – Modelagem dos módulos de um evaporador

4.5.1 – Corrente de alimentação

A corrente de alimentação tem como funções dentro do programa armazenar as informações relativas ao líquido que alimenta o evaporador: vazão, composição e temperatura. O ponteiro "_Lnext" é fundamental pois ele referencia dentro do sistema de evaporação em qual módulo é efetuada a alimentação.

Através deste módulo o usuário deverá informar ao programa que tipo de fluido estará sendo simulado, dentro das opções descritas no item 3.1.5. Como estrutura computacional, foi criada uma classe genérica "fluid" com os métodos para cálculo da temperatura de ebulição de uma corrente em função de pressão e composição e também para cálculo da entalpia de uma corrente líquida em função de temperatura e composição. A partir desta classe genérica foi criada uma estrutura de classes derivadas conforme apresentado na Figura 4.5.

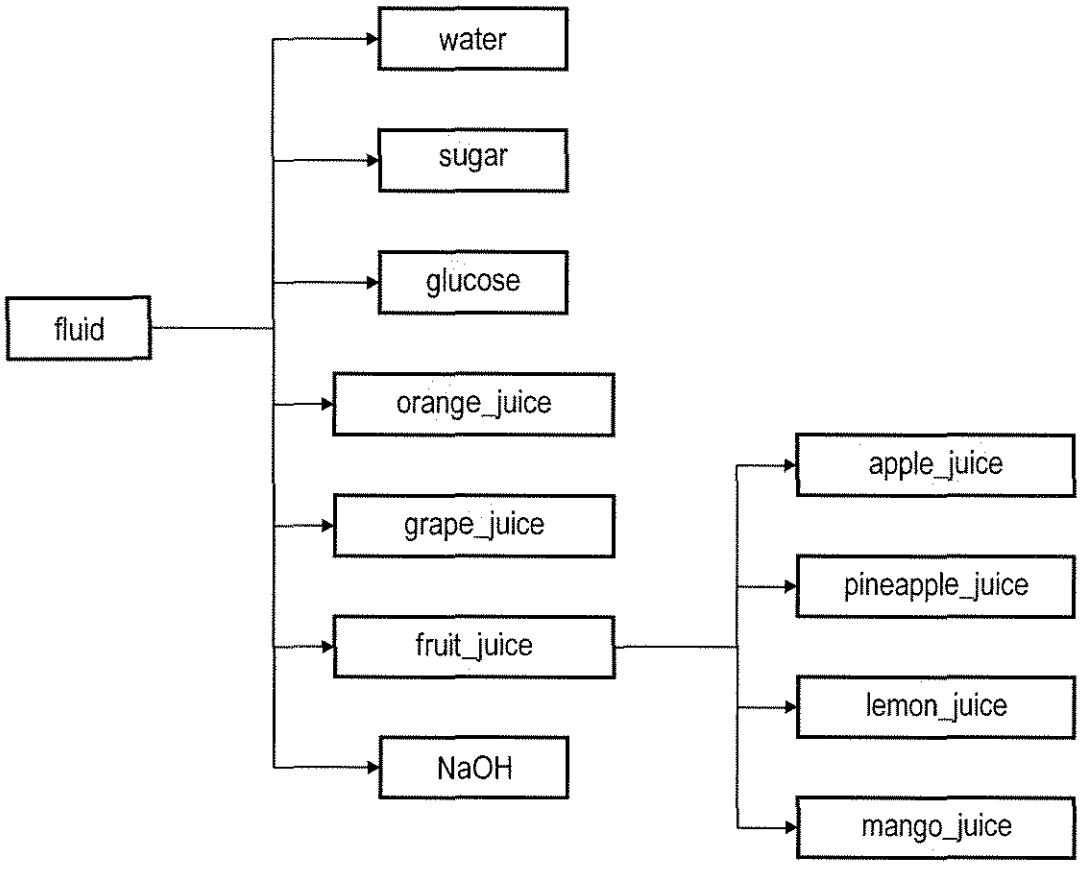


Figura 4.5 – Classes derivadas da classe "fluid"

A Figura 4.6 apresenta uma corrente de alimentação com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

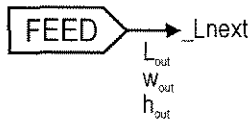


Figura 4.6 – Corrente de alimentação

4.5.2 – Corrente de vapor de aquecimento

Este módulo tem como função armazenar as informações relativas ao vapor vivo: vazão, pressão, e se saturado ou temperatura.

Para o cálculo das propriedades termodinâmicas desta corrente, como também, para qualquer outro ponto do programa onde as propriedades da água pura devem ser conhecidas, foi criado uma classe denominada "TSteam". Esta classe contém como objetos as propriedades intensivas de uma corrente de água pura (pressão, temperatura, título, entalpia e entropia) e como métodos rotinas para

cálculo de pressão de vapor, temperatura de ebulição, entalpia da água líquida, calor latente de vaporização, entalpia da água como gás ideal, entropia da água líquida, entropia de vaporização e entropia da água como gás ideal.

Para relacionar pressão de vapor e temperatura, foi utilizada uma equação do tipo Antoine extendida (Yaws, 1977):

$$\log_{10} P = 16{,}373 - \frac{2818{,}6}{T} - 1{,}6908 \log_{10} T - 5{,}754 \times 10^{-3} T + 4{,}007 \times 10^{-6} T^2$$

(31)

Na equação (31) a pressão se encontra em mmHg e a temperatura em K. No caso da pressão ser incógnita, seu valor é calculado diretamente pela equação (31). No caso da temperatura ser incógnita, a equação (31) é resolvida utilizando-se o Método de Newton-Raphson.

O cálculo da entalpia da fase vapor considerada gás ideal é realizado pela equação (32):

$$h = h_0 + \int_{T_0}^{T} c_p dT \qquad (32)$$

A dependência do calor específico da água como gás ideal e temperatura é dada pela equação (33),conforme proposta por Yaws (1977).

$$c_p = 8{,}10 - 0{,}72 \times 10^{-3} T + 3{,}63 \times 10^{-6} T^2 - 1{,}16 \times 10^{-9} T^3 \qquad (33)$$

Na equação (33) o calor específico se encontra expresso em cal/gmol.K e a temperatura em K. A referência adotada para entalpia é zero para o líquido saturado a 0°C. Deve-se utilizar, assim, o valor 2538,4 kJ/kg para h_0, que é o calor latente da água a 0°C.

O calor latente de vaporização é calculado pela equação de Watson (Yaws, 1977) conforme apresentado na equação (34), onde o valor seu está expresso em cal/g e a temperatura em °C.

$$\Delta h^{vap} = 538{,}7\left(\frac{374{,}2 - T}{374{,}2 - 100}\right)^{0{,}38} \tag{34}$$

A entalpia da água líquida é calculada simplesmente pela diferença entre a entalpia da água como gás ideal e o calor latente de vaporização.

A entropia da água na fase vapor como gás ideal é dada pela equação (35):

$$s^V = s_O + \int_{T_0}^{T} \frac{c_p}{T} dT + R \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) \tag{35}$$

O calor específico é dado pela equação (33). Como referência, foi adotado o valor de entropia igual a zero para o líquido saturado a 0ºC, tendo como pressão de saturação o valor 0,6152 kPa. Desta forma, deve-se utilizar o valor de s_0 como 9,2931 kJ/kg.K que é o valor da entropia de vaporização nas condições da referência.

O cálculo da entropia de vaporização é efetuado pela equação (36), onde a temperatura nesta equação é dada em K.

$$\Delta s^{vap} = \frac{\Delta h^{vap}}{T} \tag{36}$$

A entropia da água líquida é calculada simplesmente pela diferença entre a entropia da água como gás ideal e a entropia de vaporização.

O ponteiro "_Vnext" do módulo corrente de vapor de aquecimento é fundamental pois ele referencia dentro do sistema de evaporação em qual módulo é efetuado o aquecimento com vapor vivo.

A Figura 4.7 apresenta uma corrente de vapor de aquecimento com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

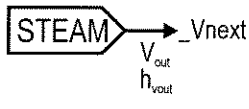


Figura 4.7 – Corrente de vapor de aquecimento

4.5.3 – Corrente de produto

Este módulo simplesmente armazena o valor da concentração final do líquido que é concentrado no sistema de evaporação. Dentro da lista de conexões duplas de módulos que descreve o sistema de evaporação, o ponteiro "_Lprior" armazena em qual módulo se dá a retirada do produto final.

No caso dos endereços de memória armazenados pelo ponteiro "_Vnext" do módulo corrente de vapor o pelo ponteiro "_Lnext" do módulo corrente de alimentação serem iguais, pode-se afirmar que o evaporador descrito é do tipo alimentação frontal. Caso o ponteiro "_Vnext" do módulo corrente de vapor ser igual a ponteiro "_Lprior" do módulo corrente de produto, conclui-se que o arranjo do evaporador é alimentação reversa. Se nenhuma destas condições for obedecida, o evaporador é tipo alimentação mista. Pode-se notar, assim, que a análise destes ponteiros é capaz de descrever com precisão a topologia de um sistema de evaporação.

A Figura 4.8 apresenta uma corrente de produto com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

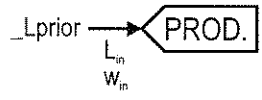


Figura 4.8 – Corrente de produto

4.5.4 – Corrente de extração de vapor

Para as situações onde deseja-se efetuar uma extração de vapor para integração térmica entre o evaporador e o resto do processo, deve-se incluir na estrutura do equipamento um módulo corrente de extração de vapor. Neste módulo, é armazenado o valor de vazão de vapor extraída.

O ponteiro "_Vprior" armazena o endereço de memória do efeito onde é efetuada a extração de vapor.

4.5.5 – Efeito simples

Pode-se dizer que este é o módulo mais importante de um sistema de evaporação. A Figura 4.9 apresenta um efeito simples genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho. Para cada efeito, admite-se no máximo duas correntes de entrada de vapor, duas correntes de saída de vapor e duas correntes de entrada de condensado. Um único modelo matemático foi desenvolvido para qualquer que seja o arranjo do evaporador.

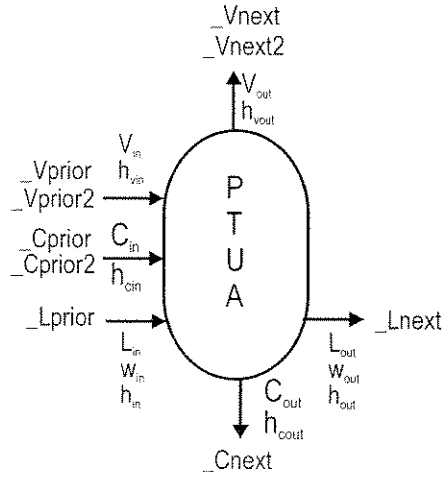


Figura 4.9 – Efeito simples de evaporação

Nas equações de topologia, o símbolo → é utilizado logo após o nome do ponteiro para designar um objeto específico do módulo com endereço de memória armazenado pelo ponteiro.

Equações de topologia:

$$L_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow L_{out} \tag{37a}$$

$$w_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow w_{out} \tag{37b}$$

$$h_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow h_{out} \tag{37c}$$

$$V_{in} = \text{_Vprior} \rightarrow V_{out} + \text{_Vprior2} \rightarrow V_{out} \tag{37d}$$

$$h_{vin} = \frac{(\text{_Vprior} \rightarrow V_{out})(\text{_Vprior} \rightarrow h_{vout}) + (\text{_Vprior2} \rightarrow V_{out})(\text{_Vprior2} \rightarrow h_{vout})}{V_{in}} \tag{37e}$$

$$C_{in} = \text{_Cprior} \rightarrow C_{out} + \text{_Cprior2} \rightarrow C_{out} \tag{37f}$$

$$h_{cin} = \frac{(\text{_Cprior} \rightarrow C_{out})(\text{_Cprior} \rightarrow h_{cout}) + (\text{_Cprior2} \rightarrow C_{out})(\text{_Cprior2} \rightarrow h_{cout})}{C_{in}} \tag{37g}$$

$$V_{out\,2} = \text{_Vnext2} \rightarrow V_{in} \tag{37h}$$

Equações de balanço material:

Sólidos: $$w_{in} L_{in} = w_{out} L_{out} \tag{38a}$$

Total: $$L_{in} = L_{out} + V_{tot} \tag{38b}$$

Vapor: $$V_{tot} = V_{out} + V_{out\,2} \tag{38c}$$

Condensado: $$C_{out} = C_{in} + V_{in} \tag{38d}$$

Equação do balanço de energia:

$$0 = L_{in}h_{in} + V_{in}h_{vin} + C_{in}h_{cin} - L_{out}h_{out} - V_{tot}h_{vout} - C_{out}h_{cout} \tag{39}$$

Equação de projeto:

$$\dot{Q} = UA\Delta T \tag{40}$$

O algoritmo desenvolvido resolve este conjunto de equações a partir do conhecimento das correntes de entrada do efeito (líquido, vapor e condensado), calculando as correntes de saída (líquido, vapor e condensado). Para tanto, uma estimativa inicial da concentração de saída (w_{out}) é efetuada. A partir desta estimativa inicial, são resolvidas as equações do balanço material. A pressão de operação (P) é um dado especificado, e assim com os valores de concentração e pressão pode-se calcular a temperatura de ebulição da solução no interior do equipamento (T). Este valor de temperatura é utilizado para o cálculo das entalpias do líquido de saída (h_{out}) e do vapor total de saída (h_{vout}). Procede-se o cálculo do balanço de energia. Caso o resultado deste balanço esteja acima da tolerância adotada, repete-se o laço com um novo valor de

concentração de saída. O método da bisecção foi utilizado para atualização das novas estimativas de concentração de saída. Este método não oferece convergência rápida, porém este se apresentou mais robusto que o método da secante na resolução deste conjunto de equações. A vazão de vapor de saída (V_{out2}) é sempre calculada pelo acessório (compressor mecânico, termocompressor, trocador de calor ou extração) na qual esta corrente está conectada. Pelo balanço material determina-se o valor da vazão total de água evaporada (V_{tot}) e por diferença calcula-se a vazão de vapor vegetal (V_{out}) que segue para o próximo efeito ou condensador.

4.5.6 – Efeito com aquecimento externo

O efeito com aquecimento externo é semelhante ao efeito simples com a diferença que seu aquecimento não é efetuado com vapor. Este módulo deve ser utilizado na situação em que uma corrente quente do processo é integrada com o sistema de evaporação. O valor da carga térmica é função desta corrente de processo e deve ser um valor especificado. A Figura 4.10 apresenta um efeito com aquecimento externo genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho. Para cada efeito, admite-se no máximo duas correntes de saída de vapor.

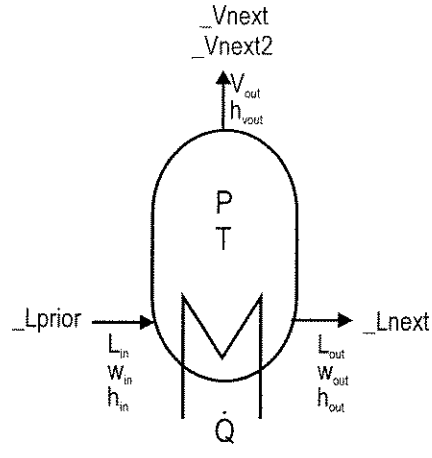


Figura 4.10 – Efeito com aquecimento externo

Equações de topologia:

$$L_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow L_{out} \qquad (41a)$$

$$w_{in} = _\text{Lprior} \rightarrow w_{out} \tag{41b}$$

$$h_{in} = _\text{Lprior} \rightarrow h_{out} \tag{41c}$$

Equações de balanço material:

Sólidos: $$w_{in} L_{in} = w_{out} L_{out} \tag{42a}$$

Total: $$L_{in} = L_{out} + V_{tot} \tag{42b}$$

Vapor: $$V_{tot} = V_{out} + V_{out2} \tag{42c}$$

Equação do balanço de energia:

$$0 = L_{in} h_{in} + \dot{Q} - L_{out} h_{out} - V_{tot} h_{vout} \tag{43}$$

O algoritmo desenvolvido para resolução deste conjunto de equações é iniciado pela estimativa inicial da concentração de saída (w_{out}). A partir desta estimativa inicial, são resolvidas as equações do balanço material. A pressão de operação (P) é um dado especificado, e assim com os valores de concentração e pressão pode-se calcular a temperatura de ebulição da solução no interior do equipamento (T). Este valor de temperatura é utilizado para o cálculo das entalpias do líquido de saída (h_{out}) e do vapor total de saída (h_{vout}). Procede-se o cálculo do balanço de energia. Caso o resultado deste balanço esteja acima da tolerância adotada, repete-se o laço com um novo valor de estimativa da concentração de saída calculado pelo método da bisecção. Semelhantemente ao efeito simples, a vazão de vapor de saída (V_{out2}) é sempre calculada pelo acessório (compressor mecânico, termocompressor, trocador de calor ou extração) na qual esta corrente está conectada. Pelo balanço material determina-se o valor da vazão total de água evaporada (V_{tot}) e por diferença calcula-se a vazão de vapor vegetal (V_{out}) que segue para o próximo efeito ou condensador.

4.5.7 – Trocador de calor intermediário

Este equipamento é utilizado para pré-aquecer uma corrente de líquido utilizando vapor vegetal proveniente de algum efeito. A Figura 4.11 apresenta um trocador de calor intermediário genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

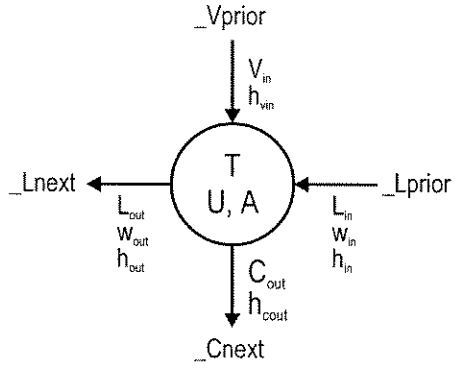


Figura 4.11 – Trocador de calor intermediário

Equações de topologia:

$$L_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow L_{out} \tag{44a}$$

$$w_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow w_{out} \tag{44b}$$

$$h_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow h_{out} \tag{44c}$$

$$h_{vin} = \text{_Vprior} \rightarrow h_{vout} \tag{44d}$$

Equações de balanço material:

Sólidos: $$w_{in} = w_{out} \tag{45a}$$

Total: $$L_{in} = L_{out} \tag{45b}$$

Condensado: $$C_{out} = V_{in} \tag{45c}$$

Equação do balanço de energia:

$$0 = L_{in}h_{in} + V_{in}h_{vin} - L_{out}h_{out} - C_{out}h_{cout} \tag{46}$$

Equação de projeto:

$$\dot{Q} = UA\,LMTD \tag{47}$$

A temperatura de saída do líquido (T) é uma especificação do modelo matemático. A partir do conhecimento da concentração de saída de líquido (w_{out}) e desta temperatura, calcula-se a entalpia específica do líquido de saída (h_{out}). Através do balanço energético em conjunto com o balanço material de condensado, pode-se calcular a vazão de vapor vegetal (V_{in}) necessária para realizar tal aquecimento. Este valor é utilizado como a segunda corrente de saída de vapor de um efeito.

4.5.8 – Trocador de calor com aquecimento externo

O módulo trocador de calor com aquecimento externo é utilizado para pré-aquecer uma corrente de líquido utilizando como meio de aquecimento alguma corrente quente proveniente do processo, com a finalidade de se integrar calor entre o processo e o sistema de evaporação. A Figura 4.12 apresenta um trocador de calor com aquecimento externo genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

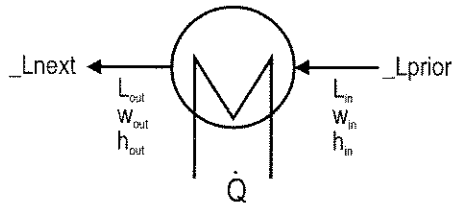


Figura 4.12 – Trocador de calor com aquecimento externo

Equações de topologia:

$$L_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow L_{out} \tag{48a}$$

$$w_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow w_{out} \tag{48b}$$

$$h_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow h_{out} \tag{48c}$$

Equações de balanço material:

Sólidos: $w_{in} = w_{out}$ (49a)

Total: $L_{in} = L_{out}$ (49b)

Equação do balanço de energia:

$$0 = L_{in}h_{in} + \dot{Q} - L_{out}h_{out} \quad (50)$$

A carga térmica ($\dot{Q}$) é uma especificação do modelo matemático. Através do balanço de energia calcula-se a entalpia específica do líquido de saída (h_{out}). Conhecendo-se a concentração de saída de líquido (w_{out}) e sua entalpia específica (h_{out}), pode-se determinar o valor de temperatura desta corrente com o auxílio do método da secante.

4.5.9 – Compressor mecânico

O compressor mecânico recomprime o vapor vegetal de um dos efeitos para que seja utilizado como meio de aquecimento de algum outro efeito que se encontre em maior pressão. As especificações deste módulo são: pressão de descarga do compressor, eficiência isoentrópica da compressão e potência do compressor. A Figura 4.13 apresenta um compressor mecânico genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

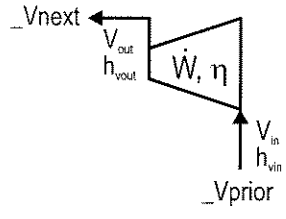


Figura 4.13 – Compressor mecânico

Equações de topologia:

$$h_{vin} = \text{_Vprior} \rightarrow h_{vout} \quad (51a)$$

$$s_{vin} = \text{_Vprior} \rightarrow s_{vout} \quad (52b)$$

Equações de balanço material:

Total: $$V_{in} = V_{out} \quad (53)$$

Equação do balanço de energia:

$$0 = V_{in}h_{vin} - V_{out}h_{vout} - \dot{W} \quad (54)$$

O algoritmo implementado para resolução das equações do compressor mecânico pode ser resumido pelos passos a seguir. Inicialmente, admite-se que a compressão ocorra de forma isoentrópica (55):

$$s_{vin} = s_{vout} \quad (55)$$

A partir do conhecimento da pressão de descarga do compressor (P) e da entropia desta corrente, pode-se calcular a entalpia de saída através de um "flash" isoentrópico. A classe "TSteam" descrita anteriormente foi elaborada de forma a efetuar este tipo de cálculo. Como resultado, chega-se ao valor da entalpia de descarga isoentrópica (h_{vout}^{iso}). O valor real da entalpia da corrente de descarga (h_{vout}) é calculado a partir da definição da eficiência de compressão isoentrópica (η):

$$\eta = \frac{(h_{vout}^{iso} - h_{vin})}{(h_{vout} - h_{vin})} \quad (56)$$

Com o valor real de entalpia da corrente de saída do compressor (h_{vout}), calcula-se a sua temperatura através de um "flash" isoentálpico. A vazão de vapor vegetal que é comprimida (V_{in}) é calculada através do balanço de energia. Este valor é utilizado como a segunda corrente de saída de vapor de um efeito.

4.5.10 – Termocompressor

Semelhantemente ao compressor mecânico, o termocompressor recomprime o vapor vegetal de um dos efeitos para que seja utilizado como meio de aquecimento de algum outro efeito que se encontre em maior pressão. Ao

invés de energia mecânica, o termocompressor utiliza vapor de alta pressão para comprimir o vapor vegetal succionado de um efeito. As especificações deste módulo são: pressão de descarga do termocompressor, eficiência da termocompressão. O termocompressor deverá sempre estar conectado a um módulo do tipo vapor de aquecimento e sua conexão lógica com este módulo é realizada pelo ponteiro "_Vprior2". O valor da vazão de vapor deste módulo também deve ser especificado. A Figura 4.14 apresenta um termocompressor genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho.

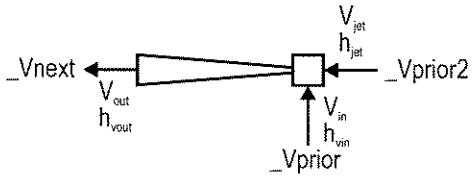


Figura 4.14 – Termocompressor

O modelo matemático desenvolvido para representar um termocompressor é baseado na analogia com um sistema turbina – compressor acoplados (Figura 4.15). Neste sistema, vapor de alta pressão é expandido numa turbina gerando potência que é consumida comprimindo o vapor de baixa pressão. Ambos os processos (expansão e compressão) são admitidos isoentrópicos. As duas correntes de descarga são misturadas, gerando a corrente de descarga do sistema turbina – compressor.

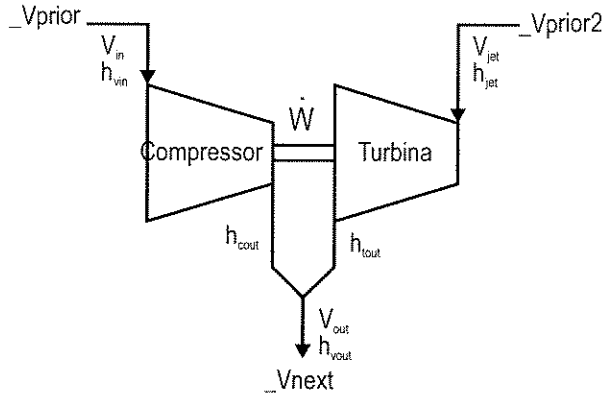


Figura 4.15 – Sistema turbina – compressor

A taxa de compressão do termocompressor é definido como sendo a relação entre as vazões de vapor succionado e o jato de vapor. A eficiência do sistema

turbina – compressor (η) é definida como sendo a razão entre as taxas de compressão isoentrópica e a real, conforme a equação (57):

$$\eta = \frac{\left(V_{in}/V_{jet}\right)^{iso}}{\left(V_{in}/V_{jet}\right)} \tag{57}$$

Equações de topologia:

$$h_{vin} = \text{_Vprior} \rightarrow h_{vout} \tag{58a}$$

$$s_{vin} = \text{_Vprior} \rightarrow s_{vout} \tag{58b}$$

$$V_{jet} = \text{_Vprior2} \rightarrow V_{out} \tag{58c}$$

$$h_{jet} = \text{_Vprior2} \rightarrow h_{vout} \tag{58d}$$

$$s_{jet} = \text{_Vprior2} \rightarrow s_{vout} \tag{59e}$$

Equações de balanço material:

Total: $$V_{in} + V_{jet} = V_{out} \tag{60}$$

Equação do balanço de energia:

Compressor: $$0 = V_{jet}(h_{jet} - h_{tout}) - \dot{W} \tag{61a}$$

Turbina: $$0 = V_{in}(h_{vin} - h_{cout}) - \dot{W} \tag{61b}$$

Misturador: $$0 = V_{in}h_{tout} + V_{jet}h_{cout} - V_{out}h_{vout} \tag{61c}$$

4.5.11 – Tambor de expansão

O tambor de expansão é semelhante ao efeito com aquecimento externo onde o valor da carga térmica é zero, ou seja, não existe nenhum aquecimento. O calor latente necessário para a evaporação da água é fornecido do calor sensível resultante do resfriamento do líquido. A Figura 4.16 apresenta um

tambor de expansão genérico com a nomenclatura utilizada neste trabalho. Para cada efeito, admite-se no máximo duas correntes de saída de vapor.

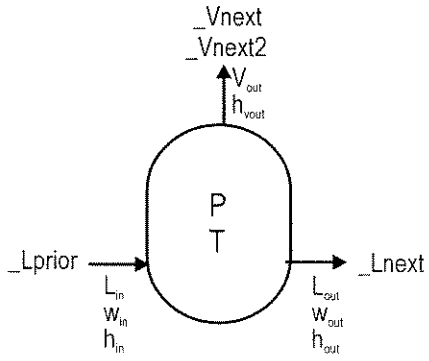


Figura 4.16 – Tambor de expansão

Equações de topologia:

$$L_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow L_{out} \tag{62a}$$

$$w_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow w_{out} \tag{62b}$$

$$h_{in} = \text{_Lprior} \rightarrow h_{out} \tag{62c}$$

Equações de balanço material:

Sólidos: $$w_{in} L_{in} = w_{out} L_{out} \tag{63a}$$

Total: $$L_{in} = L_{out} + V_{tot} \tag{63b}$$

Vapor: $$V_{tot} = V_{out} + V_{out2} \tag{63c}$$

Equação do balanço de energia:

$$0 = L_{in} h_{in} - L_{out} h_{out} - V_{tot} h_{vout} \tag{64}$$

O algoritmo desenvolvido para resolução deste conjunto de equações é exatamente o mesmo que o já explicado para o efeito com aquecimento externo. Na verdade, explorando os recursos da programação orientada por objetos, o código computacional foi implementado apenas na classe "flash" e a classe "effect_ext" por herança utiliza o mesmo algoritmo.

4.5.12 – Condensador

O vapor vegetal gerado no último efeito, em relação ao fluxo de vapor, segue para o condensador e sistema de vácuo, onde é condensado utilizando água de resfriamento. Dois tipos de condensadores foram implementados: condensador de superfície e condensador de contato.

No condensador de superfície (Figura 4.17) o vapor vegetal é condensado num trocador de calor convencional passando pelo casco, enquanto que água de resfriamento passa pelo lado dos tubos, sem que os fluidos entrem em contato direto.

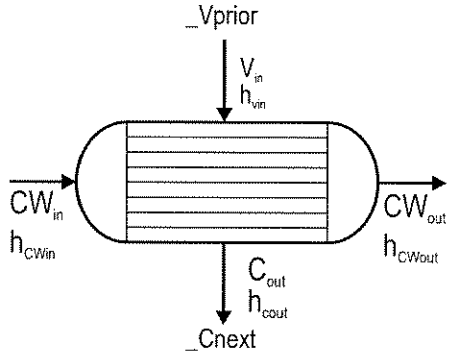


Figura 4.17 – Condensador de superfície

No condensador de contato, a água de resfriamento entra em contato direto com o vapor vegetal (Figura 4.18) e normalmente este equipamento está associado a uma coluna barométrica para manutenção de vácuo.

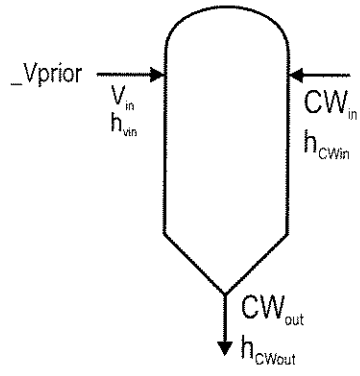


Figura 4.18 – Condensador de contato

4.6 – Desenvolvimento de um simulador estático de sistemas de evaporação

4.6.1 – Introdução

Um dos principais objetivos deste trabalho é o desenvolvimento de um pacote computacional flexível para simulação de sistemas de evaporação. Como já foi discutido anteriormente, as possibilidades de arranjos encontrados em evaporadores, em conjunto com seus respectivos acessórios, são praticamente infinitas e assim justifica-se o desenvolvimento de um "software" genérico para simulação destes equipamentos.

A parte principal de qualquer programa de computador científico é constituído de equações matemáticas organizadas num certo algoritmo. É primordial que métodos computacionais robustos estejam implementados para a resolução deste conjunto de equações. Mas para que os fenômenos estudados por um certo programa sejam melhor explorados por um número maior de usuários, é desejável que um programa de computador científico moderno apresente também outras características: uma interface "amigável" com o usuário, possibilidade de gravação e leitura de arquivos de dados, geração de gráficos pelo próprio programa, interatividade com o usuário, etc.

Partindo-se deste princípio, decidiu-se no desenvolvimento de um programa de computador para simulação de sistemas de evaporação baseado na arquitetura do sistema operacional Windows 95 da Microsoft, Inc. Uma da inúmeras vantagens deste sistema operacional é que todos os programas que funcionam sob ele trabalham com a mesma concepção de interface, tornando o uso de qualquer programa mais intuitivo para o usuário. Do ponto de vista do programador, diversas tarefas consideradas de "baixo nível" são de responsabilidade do próprio sistema operacional, como: reconhecimento do tipo de adaptador de vídeo, reconhecimento e captura das entradas do "mouse", sistemas de impressão independentes do tipo de impressora utilizada, uso da capacidade de processamento paralelo, etc.

4.6.2 – Estrutura do sistema operacional Windows

A concepção de um programa de computador que é executado sob a família de sistemas operacionais Windows (3.11, 95, 98 e NT) é diferente de um programa clássico.

Num programa clássico, o programador deve se preocupar com o início, o meio e o fim de um código computacional. No ambiente Windows, a concepção é diferente.

Este sistema operacional trabalha com o conceito de mensagens. O núcleo do sistema operacional trabalha recebendo e enviando mensagens para os diversos programas que são executados simultaneamente na memória do computador. Como mensagens pode-se exemplificar: o aviso que o "mouse" foi arrastado sob um programa aberto, a coordenada da tela em que um dos botões do "mouse" foi apertado, o aviso que o encerramento de um programa foi solicitada, o aviso que informações foram disponibilizadas na área de transferência, o aviso que um pedaço da tela deve ser redesenhado, o aviso que uma opção de um determinado menu foi escolhida, etc.

Um programa deixa de, então, apresentar um começo, meio e fim de execução previstos durante a programação. Em função da ação do usuário, um aplicativo pode seguir infinitas direções diferentes. A responsabilidade do programador é escrever um conjunto de rotinas que deve responder a determinadas mensagens do sistema operacional. A ordem na qual estas rotinas são executadas é função das ações do usuário sob o programa.

A programação sob o ambiente Windows não é uma tarefa fácil. O entendimento das estruturas de dados concebidas pela Microsoft é complexo. Um simples programa que escreve uma frase na tela do computador possui mais de cinqüenta linhas de código.

Procurando simplificar esta programação, diversas empresas lançaram no mercado ferramentas de desenvolvimento. Em particular, a Borland preparou um conjunto de classes, utilizando os conceitos da programação orientada por

objetos, denominado "Object Windows Library" – OWL. Em contrapartida, a Microsoft colocou no mercado o "Visual C", que permite a construção "visual" das janelas de diálogo de um programa para Windows. Mais recentemente, a Borland, que passou a se chamar Inprise, desenvolveu o Builder C++, que oferece um ambiente "visual" de desenvolvimento associado a um conjunto de classes mais sofisticado que o OWL, denominado "Visual Component Library" – VCL. Esta biblioteca de classes é exatamente a mesma que a utilizada na linguagem Delphi.

Novos recursos e ferramentas de programação tem surgido constantemente. O recurso "Active-X" é um destes que foi explorado neste trabalho. Pouca literatura está disponível sobre este recurso. O "Active-X" é uma evolução dos recursos OLE para a transferência dinâmica de dados entre diferentes aplicativos.

4.6.3 – Interface com o usuário

Além da estrutura clássica de qualquer aplicativo para Windows, incluindo barras de menus, janelas de diálogo, botões e uso do "mouse", o programa desenvolvido neste trabalho e denominado Evsim oferece um ambiente gráfico no qual o usuário pode desenhar o sistema de evaporação (Figura 4.19).

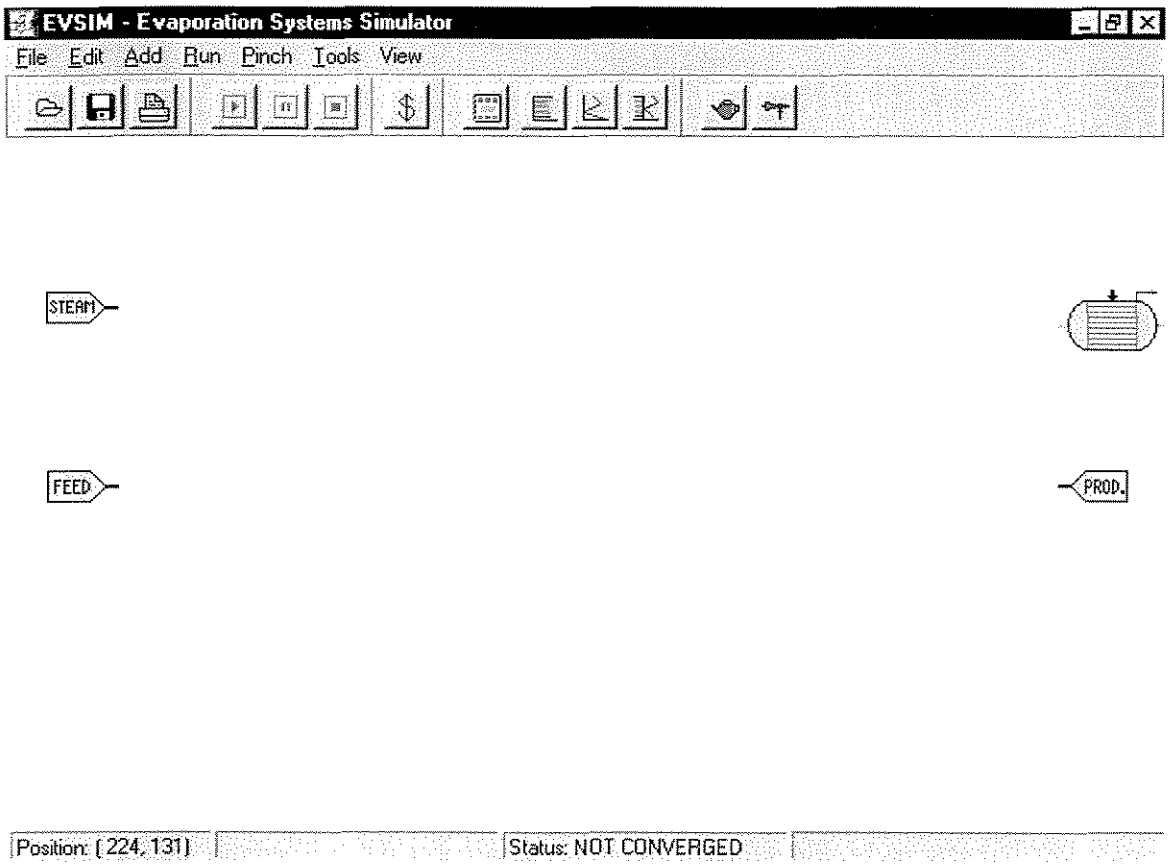


Figura 4.19 – Ambiente do programa Evsim

A inclusão de um novo módulo pode ser realizada com o auxílio de uma "palheta", onde se encontram vários botões correspondentes aos módulos descritos neste trabalho (Figura 4.20). Simplesmente, o usuário "clica" o botão correspondente ao módulo desejado e "clica" na tela principal do programa na posição em que o módulo deve ser desenhado. Inicialmente, os módulos corrente de alimentação, produto, vapor de aquecimento e condensador já estão posicionados na tela do computador. Estes módulos são fundamentais para a montagem das listas de conexões que descreve a topologia do equipamento. Os módulos corrente de alimentação e produto não estão disponíveis na "palheta" pois no modelo proposto um sistema de evaporação só pode possuir uma corrente de alimentação e uma corrente de produto e, assim, não existe razão para que o usuário adicione outros módulos destes tipos.

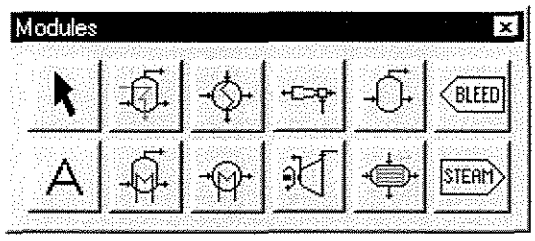


Figura 4.20 – "Palheta" dos módulos do programa Evsim

O usuário pode adicionar os módulos em qualquer ordem. A cada módulo adicionado, uma nova cópia correspondente ao tipo de módulo selecionado é alocada na memória do computador e a lista principal de conexões duplas é montada. A Figura 4.21 exemplifica a tela do programa com um conjunto de módulos adicionados pelo usuário.

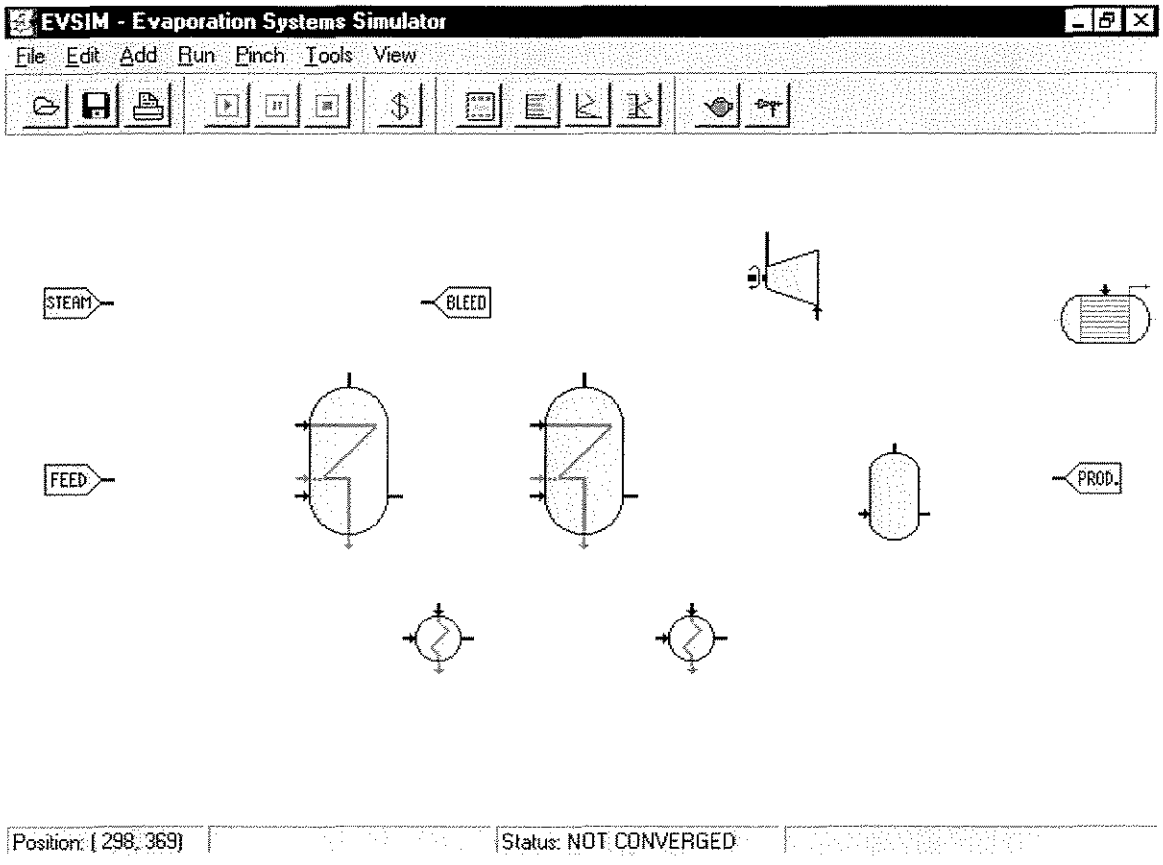


Figura 4.21 – Tela do programa Evsim com módulos adicionados

A conexão entre os módulos é efetuada "graficamente". Por exemplo (Figura 4.22), caso o usuário deseje conectar a corrente de alimentação até um dos efeitos ele deve "clicar" na região próxima à saída do módulo corrente de alimentação e arrastar o "mouse" até qualquer posição no desenho do efeito

que receberá esta corrente. Caso o botão do "mouse" seja solto numa região vazia da tela nenhuma conexão é efetuada, ou a conexão previamente existente é removida. De forma análoga, as conexões de vapor e condensado podem ser efetuadas de forma gráfica. A apresentação gráfica do fluxograma de processo do sistema de evaporação permite ao usuário a garantia que um determinado equipamento seja corretamente descrito.

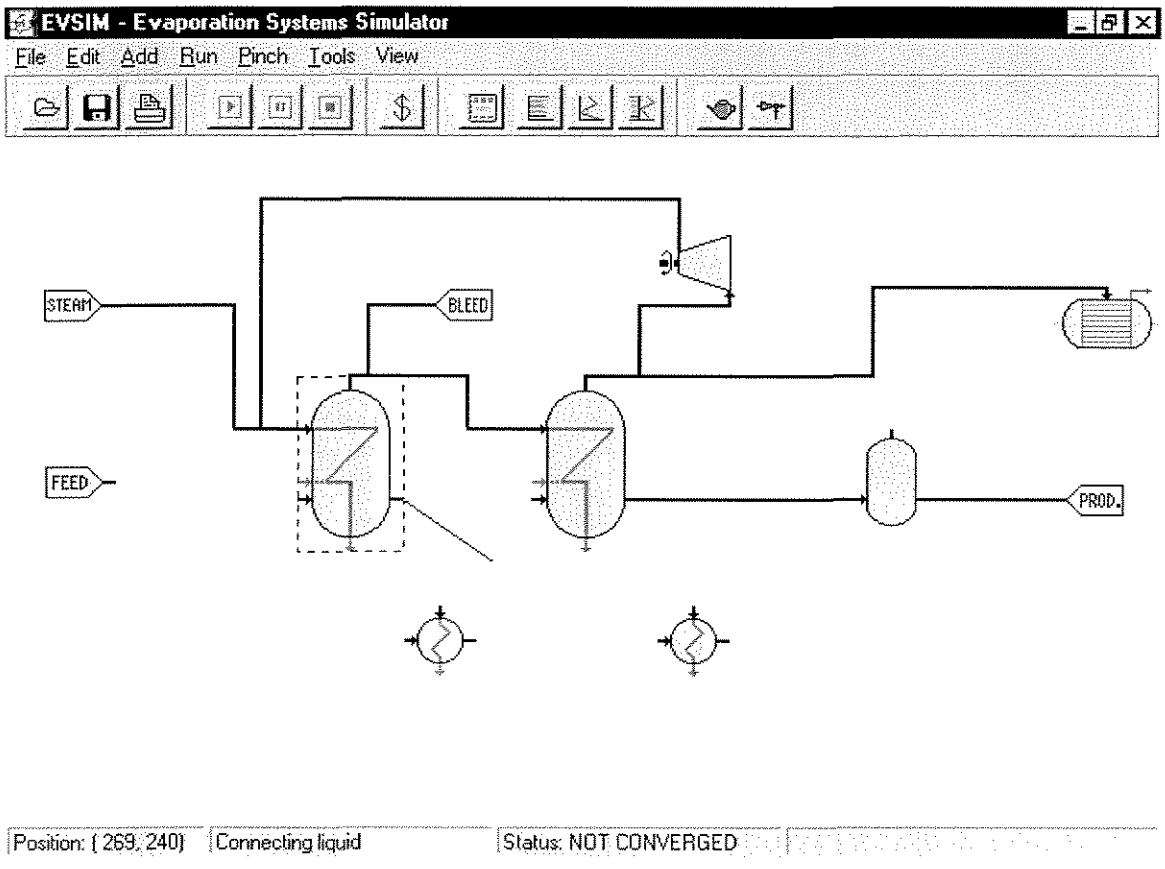


Figura 4.22 – Conexão entre os módulos

4.6.4 – Opções de simulação

Duas opções de simulação foram implementadas no programa Evsim: cálculo do consumo de vapor vivo sendo a composição de produto especificada e o cálculo da composição de produto sendo a vazão de vapor vivo especificada. Para ambas opções são apresentadas abaixo as variáveis que devem ser também especificados para os módulos disponíveis, juntamente com as janelas de diálogo correspondentes:

a) Corrente de alimentação: título ("tag"), vazão, temperatura, composição e tipo de fluido sendo concentrado.

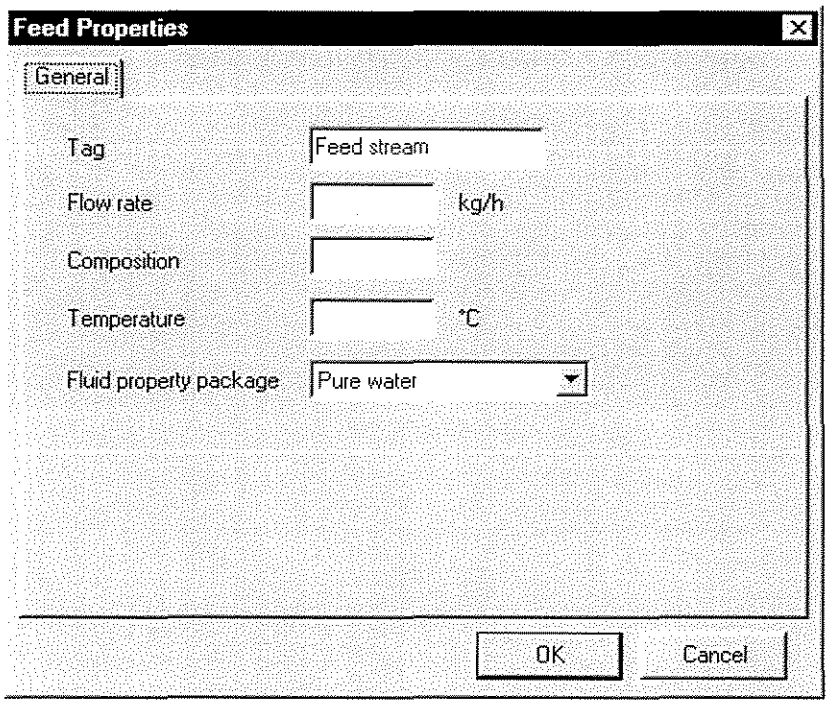


Figura 4.23 – Janela de diálogo do módulo corrente de alimentação

b) Corrente de vapor de aquecimento: título ("tag"), pressão, temperatura ou a informação que o vapor se encontra saturado.

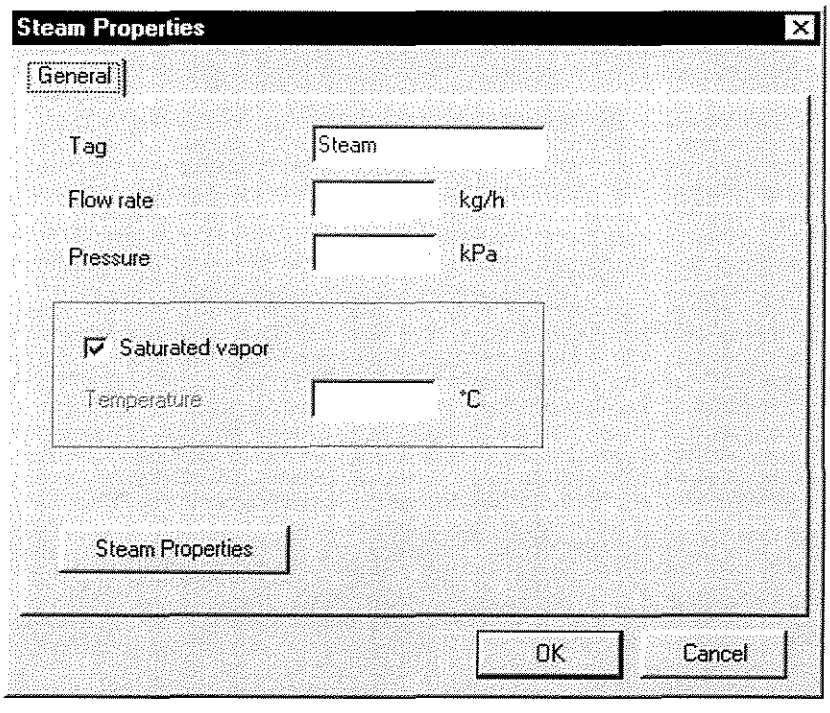


Figura 4.24 – Janela de diálogo do módulo corrente de vapor de aquecimento

c) Condensador: título ("tag"), pressão, temperaturas de entrada e saída da água de resfriamento e tipo de condensador (superfície ou contato).

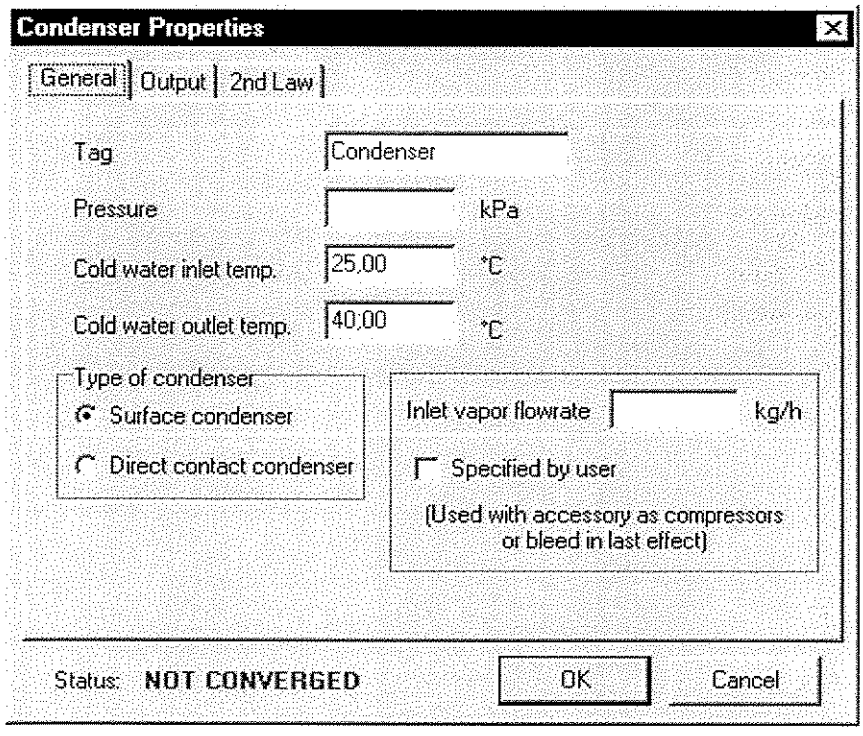


Figura 4.25 – Janela de diálogo do módulo condensador

d) Corrente de produto: título ("tag") e composição do produto final.

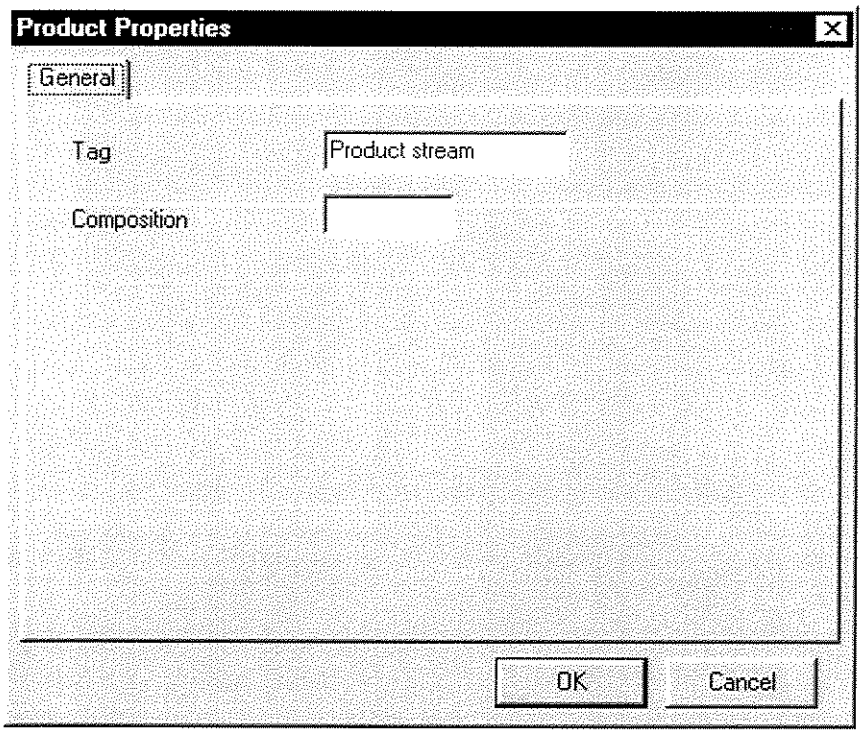


Figura 4.25 – Janela de diálogo do módulo corrente de produto

e) Efeitos: título ("tag") e pressão.

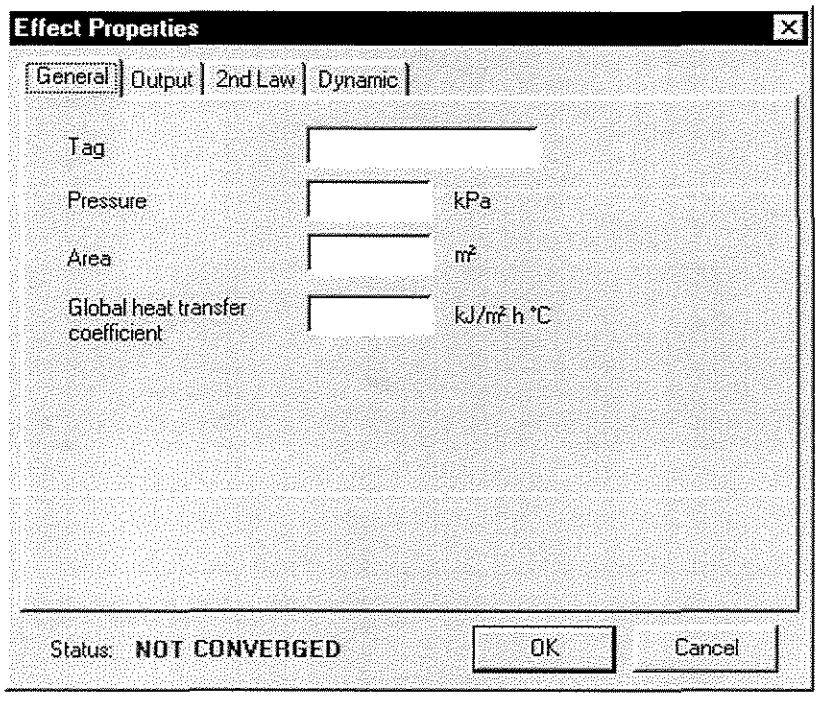


Figura 4.26 – Janela de diálogo do módulo efeito

f) Efeitos com aquecimento externo: título ("tag"), pressão e carga térmica.

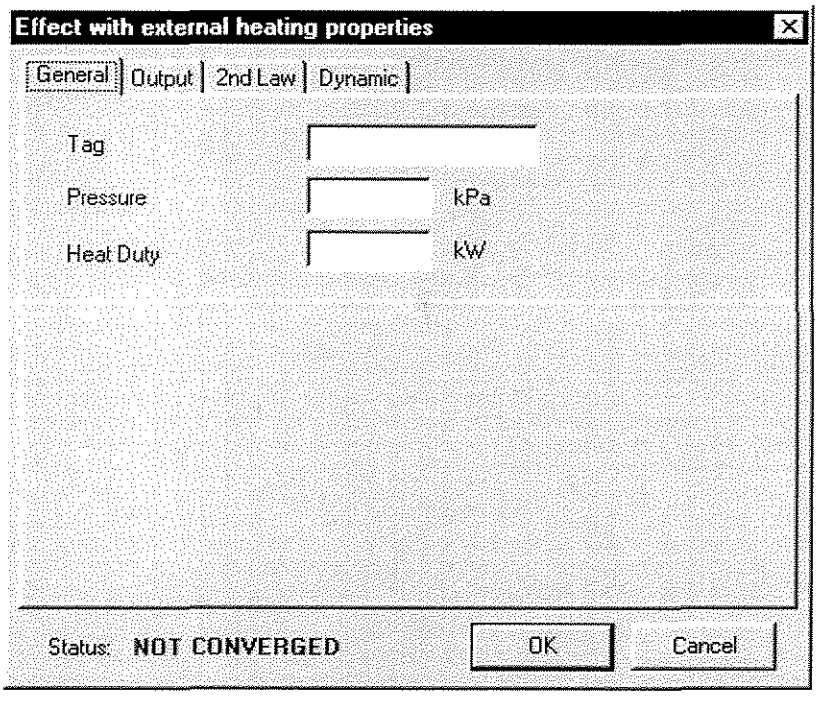


Figura 4.27 – Janela de diálogo do módulo efeito com aquecimento externo

g) Trocadores de calor intermediários: título ("tag") e temperatura de saída do líquido.

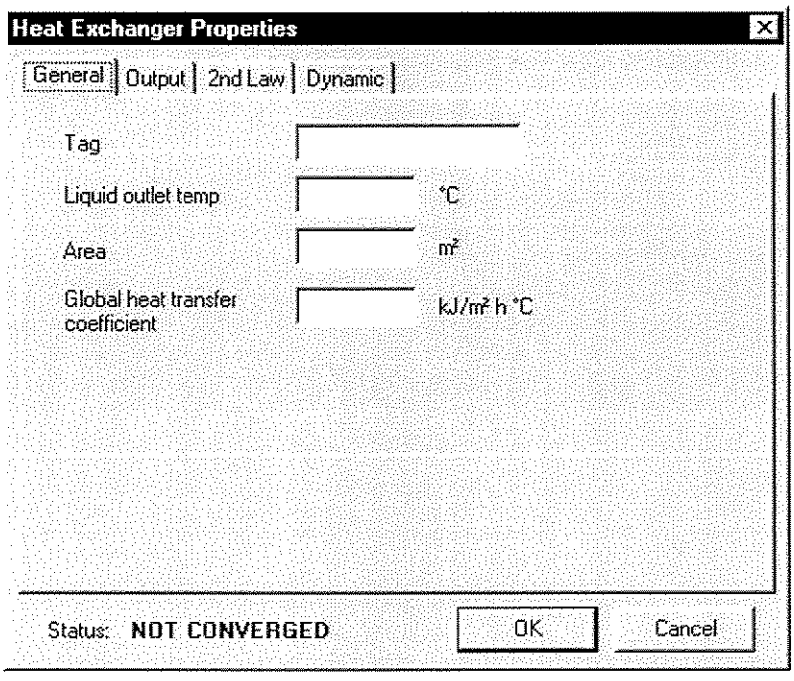


Figura 4.28 – Janela de diálogo do módulo trocador de calor intermediário

h) Trocadores de calor intermediários com aquecimento externo: título ("tag") e carga térmica.

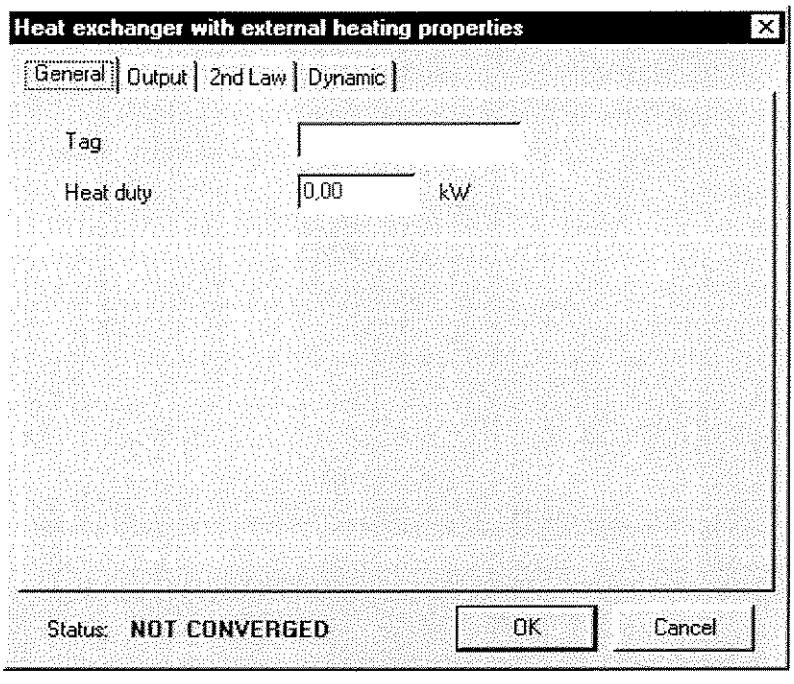


Figura 4.29 – Janela de diálogo do módulo trocador de calor intermediário com aquecimento externo

i) Termocompressores: título ("tag"), pressão de descarga e eficiência. Além dessas informações inerentes ao termocompressor, uma corrente de vapor de aquecimento deve ser adicionada, representando o jato de vapor motriz, onde devem ser especificados os valores de vazão, pressão e temperatura ou a informação que o vapor se encontra saturado.

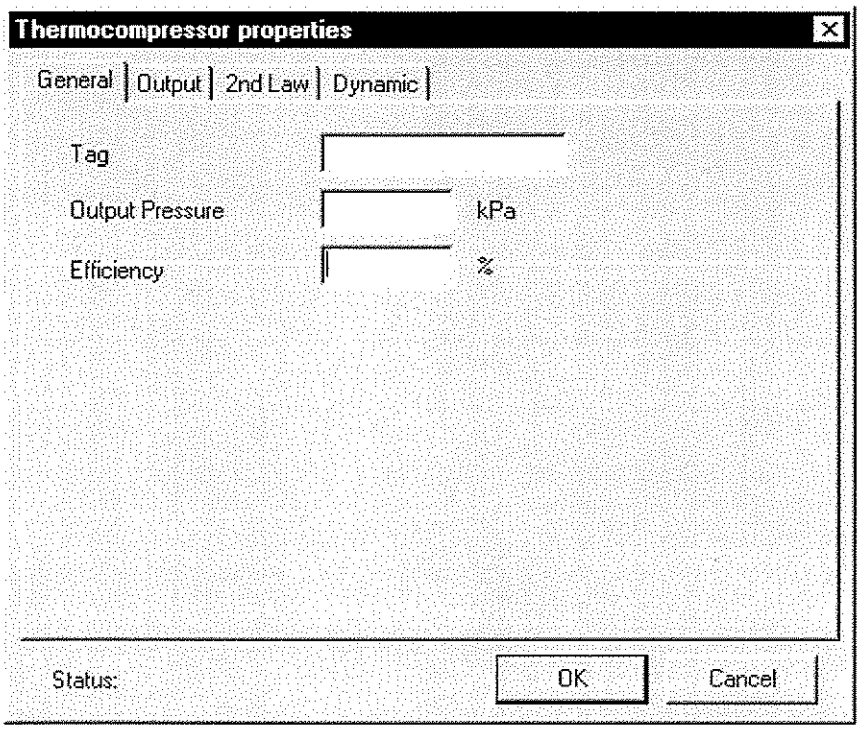


Figura 4.30 – Janela de diálogo do módulo termocompressor

j) Compressores mecânicos: título ("tag"), pressão de descarga, potência e eficiência isoentrópica.

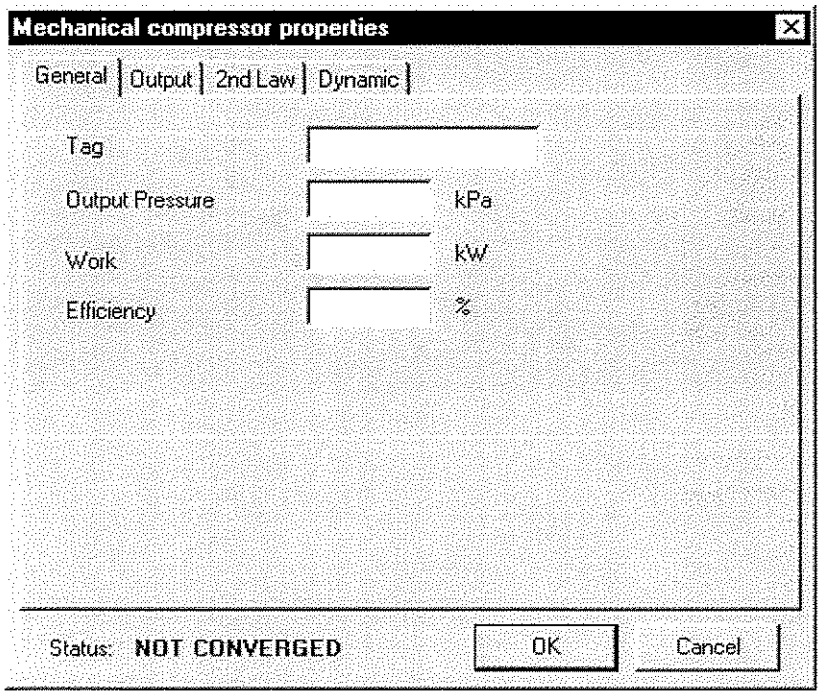


Figura 4.31 – Janela de diálogo do módulo compressor mecânico

k) Tambor de expansão: título ("tag") e pressão.

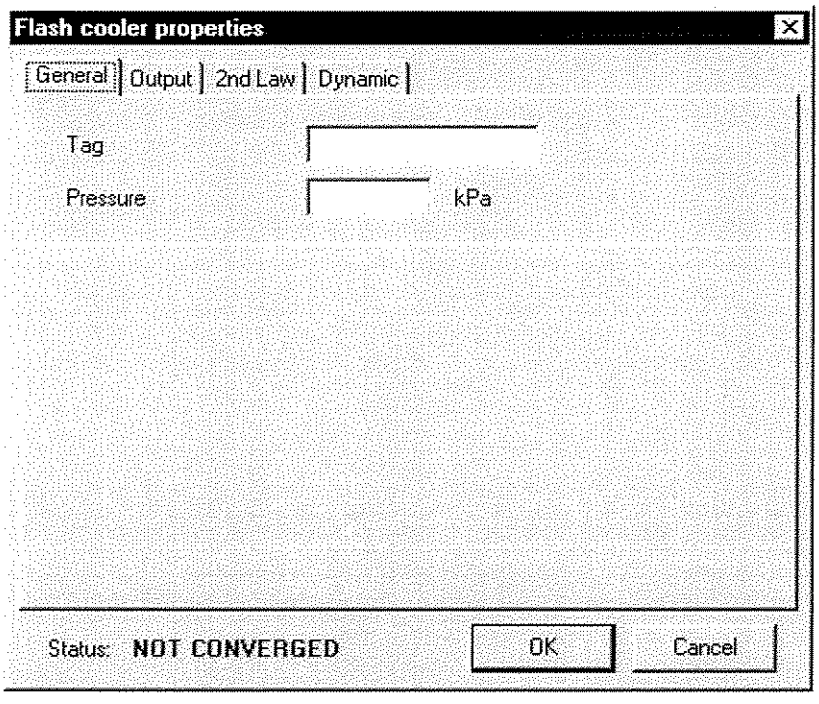


Figura 4.32 – Janela de diálogo do módulo tambor de expansão

As informações de coeficiente global e área são opcionais para os módulos efeito e trocador de calor intermediário. Além das informações individuais de cada módulo, a topologia também deve ser descrita através da interface gráfica para que os ponteiros das listas de conexões sejam determinados.

Na opção em que a concentração do produto final é especificada, o consumo de vapor de aquecimento é calculado através do algoritmo apresentado na Figura 4.33.

O método da bisecção foi escolhido para atualizar os valores da vazão de vapor de aquecimento entre as iterações. Na inicialização dos módulos, admite-se que a água evaporada total seja dividida igualmente entre todos os efeitos. Seguindo-se o fluxo de líquido, é efetuado um balanço material simplificado para cada módulo onde pode-se calcular as correntes de saída de líquido (composição e vazão) e de vapor (vazão).

O cálculo da concentração da corrente de produto a partir do conhecimento da vazão de vapor de aquecimento é mais simples pois as rotinas de balanço material e energético de todos os módulos foram desenvolvidos para o cálculo das correntes de saída a partir do conhecimento das correntes de entrada. A Figura 4.34 apresenta o algoritmo para esta opção de cálculo.

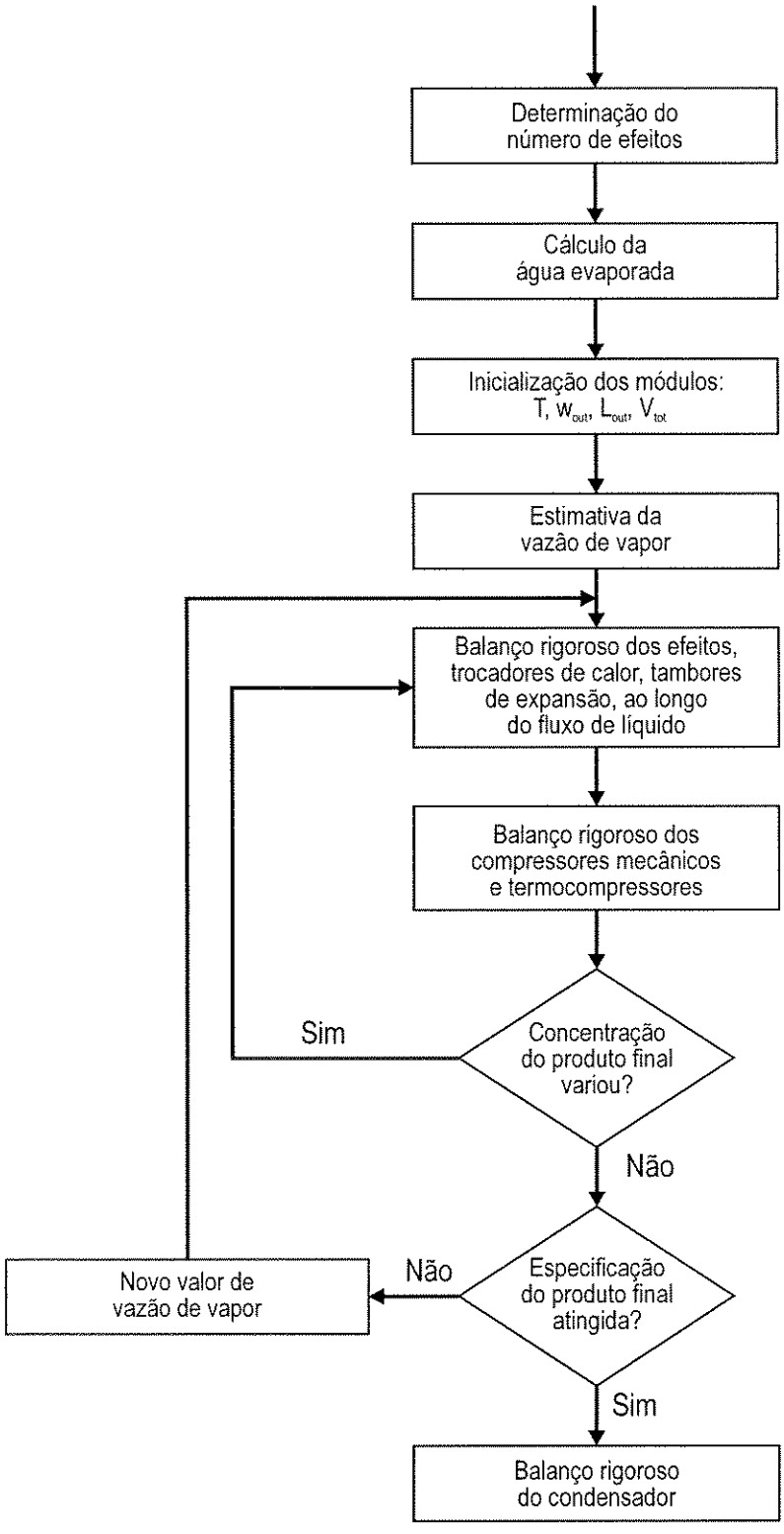


Figura 4.33 – Algoritmo para cálculo da vazão de vapor de aquecimento

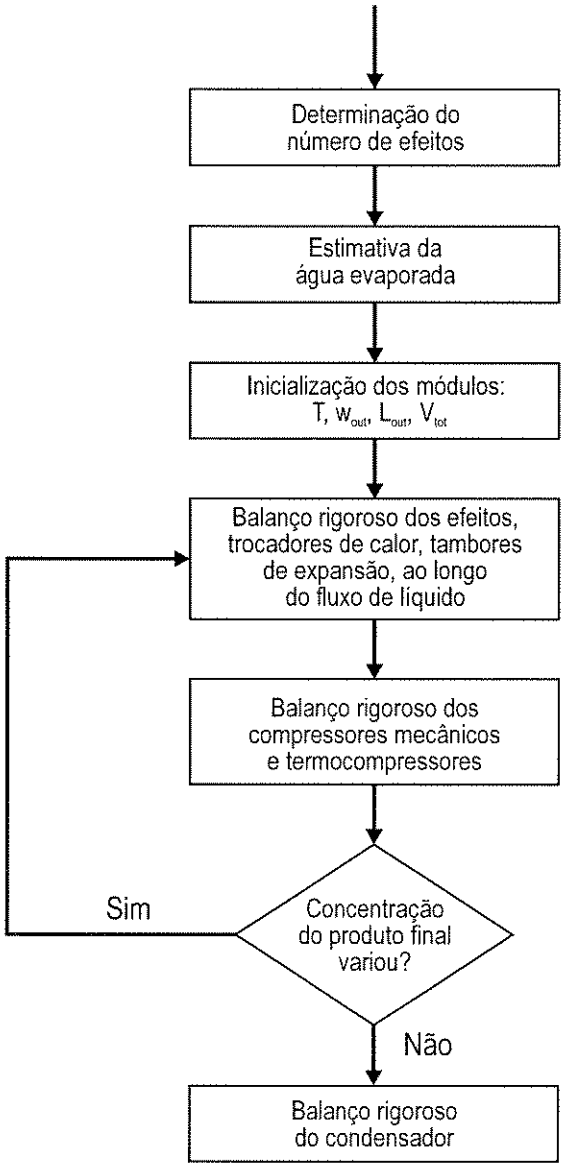


Figura 4.34 – Algoritmo para cálculo da composição de produto

4.6.5 – Opções de projeto

Entende-se por projeto o dimensionamento dos equipamentos: efeitos e trocadores de calor intermediários. Neste dimensionamento pretende-se que a área de troca térmica seja calculada, pelas respectivas equações de projeto destes módulos.

Os coeficientes globais de transferência de calor dos trocadores de calor devem ser especificados. Os coeficientes dos efeitos de evaporação podem ser especificados, ou calculados pelas equações propostas por Baloh, Schwedenformel, Speyerer ou Hopstock (equações 19 a 22).

As opções de projeto se referem ao cálculo do perfil de pressão dos efeitos do sistema de evaporação. Como primeira opção, os valores de pressão de cada efeito são especificados pelo usuário. Nesta situação, o programa efetua o cálculo da vazão de vapor de aquecimento em função da concentração de produto, conforme apresentado anteriormente, e utiliza as equações de projeto para o cálculo das áreas.

Na segunda opção, o evaporador é projetado para que a diferença de temperatura seja a mesma em todos os efeitos e igual a uma especificação de projeto. Smith e Jones (1990) demonstram que o uso da mesma diferença de temperatura em todos os efeitos conduz ao projeto com menor custo. A pressão do último efeito antes do condensador é fixa, pois este valor é dependente da temperatura de condensação da água no condensador e do máximo vácuo que pode ser obtido pelo sistema de vácuo. Os valores de pressão de cada efeito são estimados na ordem inversa do fluxo de vapor. Na primeira estimativa são desprezados os efeitos de elevação do ponto de ebulição. Para cada estimativa de pressão dos efeitos, deve-se efetuar o balanço material e energético do sistema de evaporação através do algoritmo apresentado na Figura 4.33. Como a temperatura de ebulição do líquido no interior de cada efeito é função da concentração de sólidos, o cálculo das pressões deve ser refeito até que o valor de diferença de temperatura entre

efeitos seja atingido. O algoritmo da Figura 4.35 ilustra como este cálculo é efetuado.

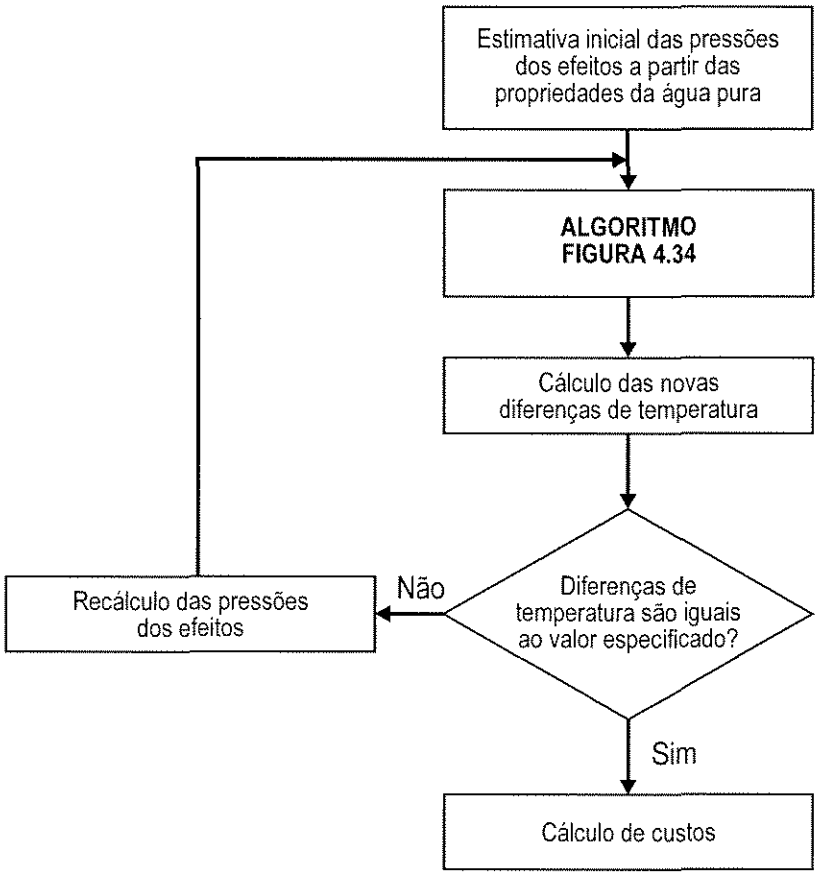


Figura 4.35 – Algoritmo para projeto de evaporadores com especificação da diferença de temperatura entre os efeitos

4.7 – Cálculo de custos em sistemas de evaporação

Para compor o custo total anualizado, deve-se calcular os custos de operação anualizado (consumo de energia) e o custo de capital anualizado (custo de instalação de equipamentos).

4.7.1 – Custos de operação

As equações (68) mostram como é efetuado os cálculos de custo relativos ao consumo de vapor, água de resfriamento, eletricidade e custo total anualizado. O vapor utilizado nos termocompressores deve estar disponível em alta pressão, diferentemente do vapor vivo. Como estes níveis de vapor d'água

apresentam normalmente custos diferentes, foram montadas duas equações independentes para o consumo de vapor. O consumo de eletricidade calculado é restrito à potência dos compressores mecânicos, não sendo incluídos os custos de bombeamento.

Vapor 1: $$C_{vap1} = V_1 c_{vap1} \quad (68a)$$

Vapor 2: $$C_{vap2} = V_2 c_{vap2} \quad (68b)$$

Água de resfriamento: $$C_{CW} = F_{CW} c_{CW} \quad (68c)$$

Eletricidade: $$C_{kw} = \dot{W} c_{kw} \quad (68d)$$

Custo de operação anualizado:

$$C_{op} = (C_{vap1} + C_{vap2} + C_{CW} + C_{kw}) O_p \quad (68e)$$

Peters e Timmerhaus (1991) publicaram alguns valores típicos do custo unitário de utilidades, os quais serão utilizados neste trabalho, e estão apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Custo unitário de utilidades

Utilidade	Custo
Vapor (790 kPa)	5,29 $/ton
Vapor (3530 kPa)	7,94 $/ton
Água de resfriamento	20,0 $/1000 m³
Eletricidade	0,13 $/kWh

4.7.2 – Custos de capital

O custo dos efeitos e dos trocadores de calor são calculados diretamente a partir da área de troca térmica. O custo de compressores mecânicos é calculado a partir da potência do equipamento. Destaca-se que estes são os itens de maior custo de um sistema de evaporação, e por esta razão apenas estes equipamentos serão aqui considerados. A anualização dos custos de instalação dos equipamentos é feito levando-se em conta o número de anos de

depreciação dos equipamentos (y) e a taxa de juros de interesse (i) (Equações 69).

Trocadores de calor: $$C_{hx} = a_{hx} + b_{hx}A^{c_{hx}} \quad (69a)$$

Efeitos: $$C_{ef} = a_{ef} + b_{ef}A^{c_{ef}} \quad (69b)$$

Compressores: $$C_{comp} = a_{comp} + b_{comp}\dot{W}^{c_{comp}} \quad (69c)$$

Custo de capital anualizado: $$C_{cap} = \frac{(C_{hx} + C_{ef} + C_{comp})}{y}(1 + i)^y \quad (69d)$$

Peters e Timmerhaus (1991) publicaram diagramas que relacionam o custo de aquisição de evaporadores e trocadores de calor em função da área de troca térmica e também de compressores em função da potência. Os parâmetros das equações (69) foram determinados a partir do ajuste destas equações a valores tomados nestes diagramas. A Tabela 4.2 apresenta os resultados deste ajuste.

Tabela 4.2 – Parâmetros para o cálculo do custo de equipamentos

Trocadores de calor	(tubos em U)
Material: aço carbono	$a_{hx} = 1425,35$
	$b_{hx} = 327,79$
	$c_{hx} = 0,73$
Material: aço inox	$a_{hx} = 2535,37$
	$b_{hx} = 260,15$
	$c_{hx} = 0,95$
Efeitos	
Tubos horizontais	$a_{ef} = 0$
	$b_{ef} = 9215,36$
	$c_{ef} = 0,54$
Tubos verticais	$a_{ef} = 0$
	$b_{ef} = 17247,32$
	$c_{ef} = 0,52$
Circulação forçada	$a_{ef} = 0$
	$b_{ef} = 94047,68$
	$c_{ef} = 0,72$
Compressores	$a_{comp} = 0$
	$b_{comp} = 27285,71$
	$c_{comp} = 0,54$

4.7.3 – Custo total anualizado

O custo total anualizado é obtido diretamente pela soma dos custos de operação e de capital anualizados (Equação 70).

$$C_{tot} = C_{op} + C_{cap} \qquad (70)$$

4.8 – Perfis de entalpia de sistemas de evaporação

Para análise energética de sistemas de evaporação, uma representação rigorosa no diagrama temperatura – entalpia destes equipamentos será proposta. Como já citado anteriormente, no eixo de temperatura utiliza-se valores deslocados. Deve-se especificar um valor de diferença de temperatura mínima para a construção deste tipo de diagrama.

4.8.1 – Efeito simples

A representação de um evaporador contendo um efeito simples pode assumir duas configurações típicas, em função da temperatura da corrente de alimentação. Na Figura 4.36 tem-se representado um efeito com temperatura da corrente de alimentação inferior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito. Nesta figura estão indicadas a representação da corrente de vapor de aquecimento e do condensador. Como o vapor de aquecimento apenas cede calor latente, a sua temperatura é constante e portanto representada no diagrama através de uma linha horizontal. Deve-se ressaltar que o vapor de aquecimento está representado neste diagrama no valor de sua temperatura subtraída de metade da diferença mínima de temperatura. O condensador está representado por uma linha inclinada porque a água de resfriamento troca calor sensível, ou seja, calor é trocado às custas de variação de temperatura.

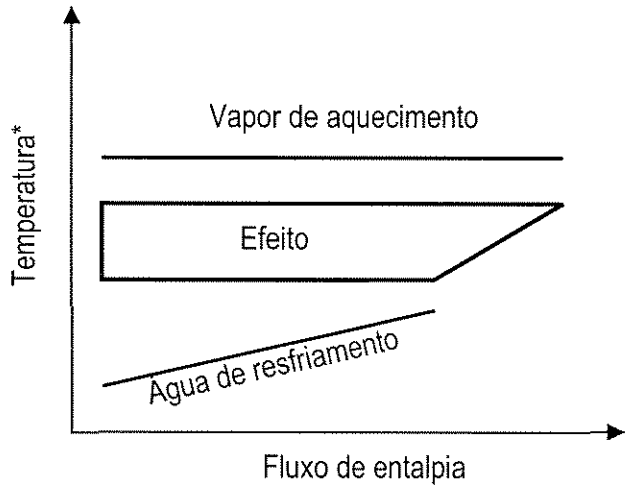


Figura 4.36 – Perfil de entalpia de um efeito simples com temperatura da corrente de alimentação inferior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito

O efeito, propriamente dito, é representado por um trapézio. A linha superior representa a carga térmica recebida pelo efeito e está localizada no valor da temperatura de ebulição da solução no interior do efeito acrescida de metade da diferença mínima de temperatura. Os valores de carga térmica (eixo de entalpias) da corrente de vapor de aquecimento e do valor recebido pelo efeito são coincidentes, pois o sistema se encontra em balanço térmico. Caso as linhas do vapor vivo e a superior estejam representadas no mesmo valor de temperatura, isto significa que a diferença de temperatura entre estas correntes é exatamente igual à diferença mínima de temperatura especificada, pois ambas estão deslocadas, porém no sentido contrário. A linha inferior do trapézio representa a quantidade de calor disponível pelo efeito para ser utilizado como meio de aquecimento em algum outro ponto de processo. Neste caso, toda esta quantidade de calor está sendo recebida pela água de resfriamento no condensador. Esta linha inferior está representada no valor da temperatura de ebulição da água pura correspondente à pressão do efeito, subtraída de metade da diferença mínima de temperatura. Ressalta-se que nesta linha inferior utilizou-se a temperatura de ebulição da água pura ao invés da temperatura de ebulição da solução. A razão disto é porque o vapor vegetal é sempre vapor superaquecido, entretanto, quando este vapor superaquecido é condensado na superfície de um tubo forma-se uma película de condensado na

temperatura de saturação da água pura que funciona como uma resistência à transferência de calor. O potencial térmico decorrente do uso de vapor vegetal como meio de aquecimento deve portanto ser calculado sempre na temperatura de saturação da água pura, desprezando-se este efeito de superaquecimento.

Quando a elevação do ponto de ebulição é desprezado, as linhas superior e inferior de um efeito no diagrama temperatura – entalpia distam exatamente a diferença mínima de temperatura. Quando este fator não é desprezado, a diferença entre estas linhas é maior que a diferença mínima de temperatura.

A diferença entre as linhas superior e inferior no eixo de entalpias corresponde ao calor sensível necessário para aquecer a corrente de alimentação. Conclui-se que parte do vapor vivo é consumido para aquecer a corrente de alimentação até a temperatura de ebulição da solução e esta quantidade de calor não é "cascateada" adiante pelo vapor vegetal.

No caso da Figura 4.37, o termo de calor sensível resultante do resfriamento da corrente de alimentação até a temperatura de ebulição da solução favorece a evaporação, e em conseqüência, o calor disponível pelo vapor formado é superior ao calor fornecido pelo vapor de aquecimento.

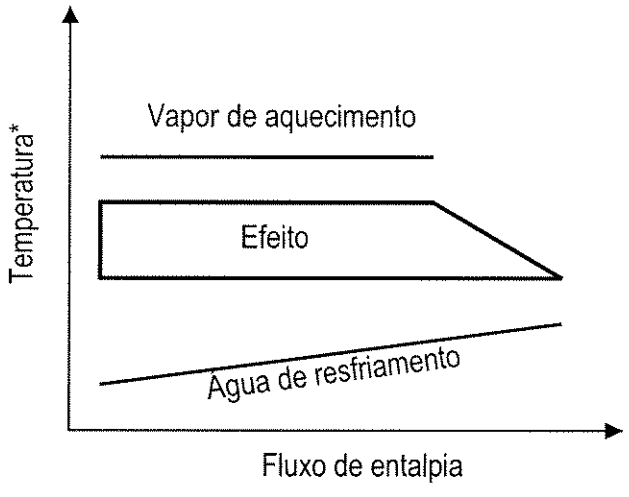


Figura 4.37 – Perfil de entalpia de um efeito simples com temperatura da corrente de alimentação superior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito

Finalmente, na Figura 4.38 é apresentado um efeito onde a corrente de alimentação se encontra exatamente na temperatura de ebulição da solução no interior do efeito. Nesta situação, não existe nenhum termo de calor sensível e a representação gráfica do efeito é dada por um retângulo.

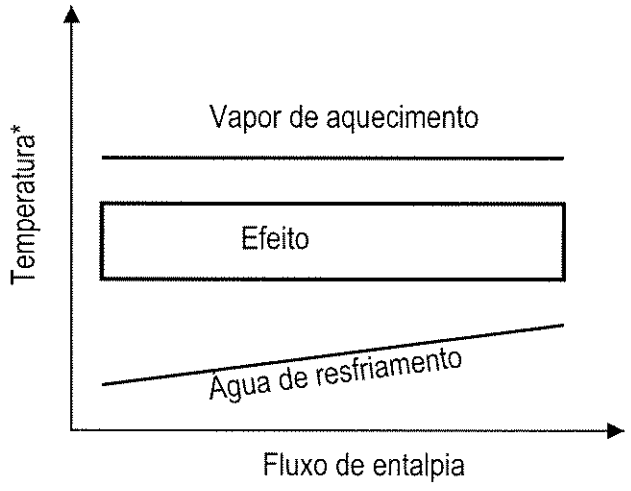
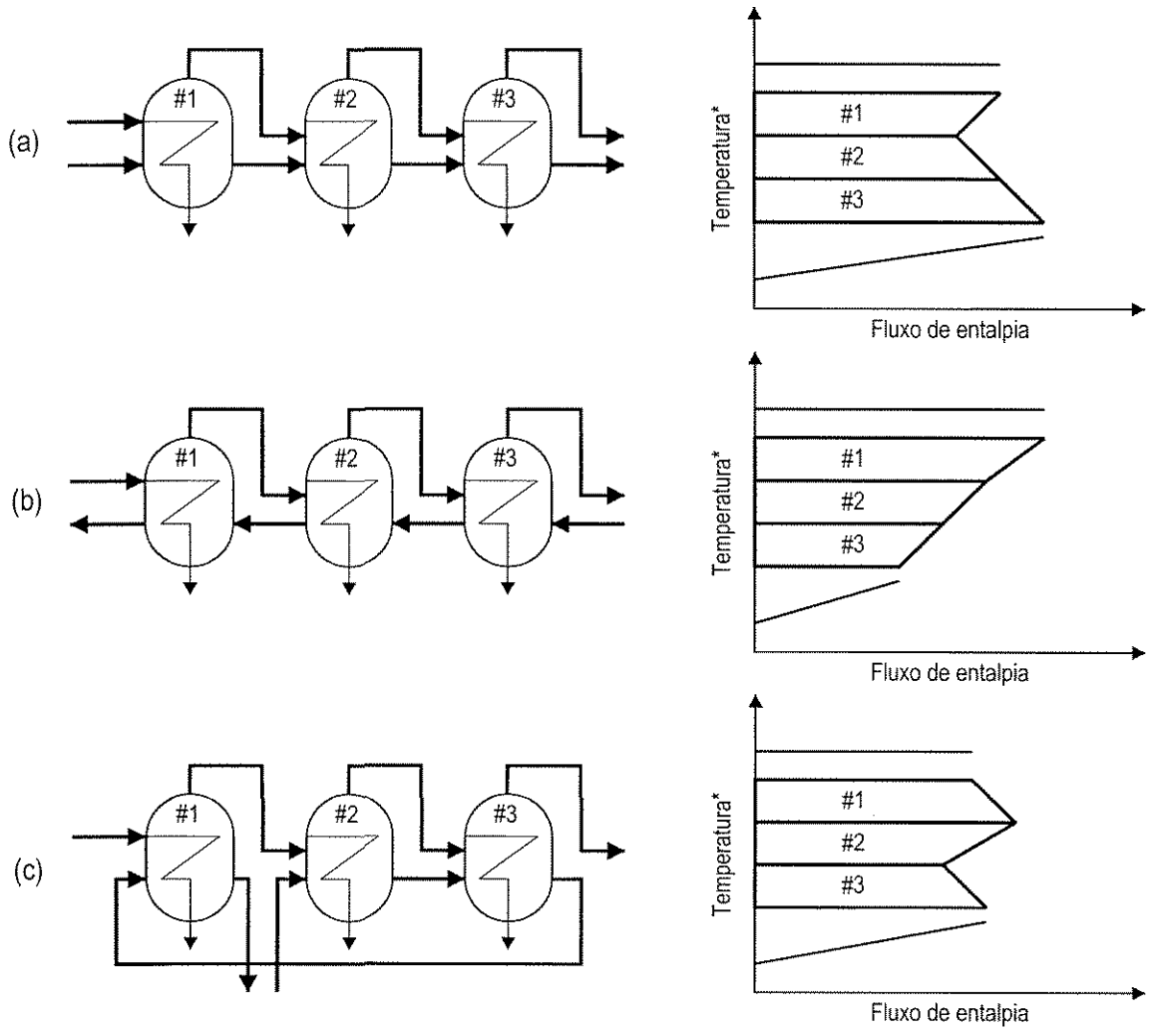


Figura 4.38 – Perfil de entalpia de um efeito simples com temperatura da corrente de alimentação igual à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito

4.8.2 – Evaporação em múltiplo-efeito

A Figura 4.39 apresenta três sistemas de evaporação com três efeitos, nas configurações frontal, reversa e mista, com seus respectivos perfis de entalpia. Para todos estes três efeitos, a temperatura da corrente de alimentação é inferior à temperatura de ebulição da solução no efeito de alimentação de líquido. Para as três situações, a diferença de temperatura entre os efeitos é igual ao valor da diferença mínima de temperatura especificada.



(a) alimentação frontal, (b) alimentação reversa, e (c) alimentação mista

Figura 4.39 – Perfis de entalpia de evaporadores múltiplo-efeito

Nos evaporadores com alimentação frontal (Figura 4.39a) o líquido de um efeito sempre segue para um efeito com menor pressão, e consequentemente, com menor temperatura. Os termos de calor sensível entre os efeitos, dessa forma, auxiliam a evaporação e como resultado a quantidade de água evaporada por efeito é crescente ao longo dos efeitos ordenados pelo fluxo de vapor.

Nos evaporadores com alimentação reversa (Figura 4.39b) o líquido de um efeito sempre segue para um efeito com maior pressão, e consequentemente, com maior temperatura. Nesta situação, o calor sensível entre os efeitos é negativo e por isso a quantidade de água evaporada por efeito é decrescente ao longo dos efeitos ordenados pelo fluxo de vapor.

Nos evaporadores com alimentação mista (Figura 4.39c) não existe uma regra fixa para o sentido das correntes de líquido. A quantidade de água evaporada por efeito terá seu perfil em função da configuração dos fluxos de líquido para cada situação específica.

Como regra prática, o sistema de evaporação mais eficiente do ponto de vista térmico, é aquele que enviar a menor quantidade de vapor vegetal para o sistema de vácuo. Como conseqüência dos termos de calor sensível dentro de um evaporador, o perfil de água evaporada por efeito será função da configuração do equipamento. Por este princípio, dentre as configurações apresentadas na Figura 4.39, a alimentação reversa é o arranjo de menor consumo de vapor vivo. Esta conclusão não é uma regra geral, entretanto, conclui-se desta análise que os termos de calor sensível não devem ser desprezados e o seu comportamento traz implicações marcantes no desempenho térmico destes equipamentos.

Nem sempre as diferenças de temperatura entre os efeitos é a mesma. Cita-se, por exemplo, o caso em que os efeitos são dimensionados para que a área de transferência de calor seja a mesma em todos os corpos, facilitando a construção e montagem. Nesta situação, como os coeficientes globais são diferentes para cada efeito, para que todos tenham a mesma área é necessário que as diferenças de temperatura sejam diferentes.

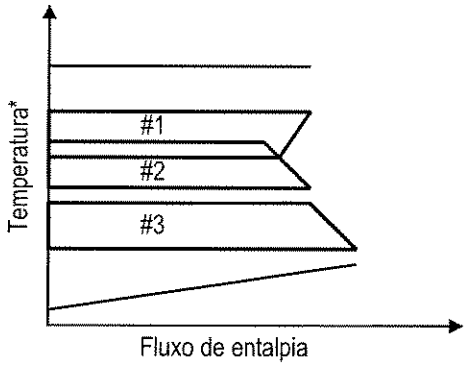


Figura 4.40 – Perfil de entalpia com diferentes diferenças de temperatura

A Figura 4.40 apresenta o perfil de entalpia de um equipamento no qual as diferenças de temperatura são diferentes que a mínima especificada. Quando a diferença de temperatura entre dois efeitos é maior que a mínima, seus trapézios são representados separados. No caso inverso, os trapézios são representados parcialmente sobrepostos.

4.8.3 – Influência do aproveitamento de condensado

O aproveitamento das correntes de condensado, como já apresentado anteriormente, constitui-se numa interessante opção para economia de energia. As correntes de condensado representam um elemento adicional de integração térmica entre efeitos além do vapor vegetal. A linha inferior da representação de um efeito no diagrama temperatura – entalpia deve levar em consideração a disponibilidade de fornecer aquecimento através do vapor vegetal e também da corrente de condensado. Quando as correntes de condensado e de vapor vegetal de um efeito são misturadas no próximo efeito as linhas inferior e superior destes efeitos apresentam o mesmo valor de carga térmica no perfil de entalpias. No entanto, quando o condensado não é aproveitado no próximo efeito pode-se interpretar que nem todo calor disponível por um efeito é utilizado no efeito seguinte. Em razão disso, as linhas inferior e superior destes efeitos não apresentam o mesmo valor de carga térmica, como salientado na Figura 4.41.

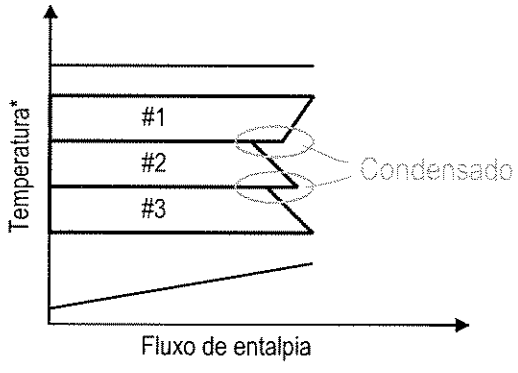


Figura 4.41 – Evaporador sem aproveitamento de condensado

4.8.4 – Influência de correntes de extração

A extração de vapor em um dos efeitos altera completamente o perfil de entalpia de um evaporador. A Figura 4.42 mostra um equipamento com três efeitos na configuração frontal, onde é efetuada extração de vapor no segundo efeito. Parte do calor disponível deste efeito é consumido em outra parte do processo por intermédio da corrente de extração, e o restante é utilizado como meio de aquecimento do efeito seguinte. Este fato é claramente identificado no perfil de entalpia esquematizado na Figura 4.42.

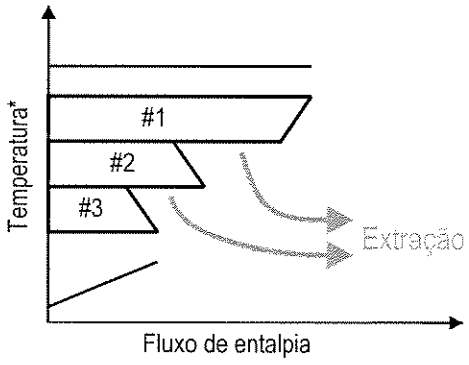


Figura 4.42 – Evaporador com corrente de extração de vapor

4.8.5 – Influência da recompressão de vapor

A recompressão de vapor, como já apresentado anteriormente, envolve a compressão do vapor vegetal de um dos efeitos para uso como meio de aquecimento num outro efeito localizado em nível maior de pressão. A recompressão, quer seja mecânica ou térmica, também pode ser utilizada sobre um único efeito. A Figura 4.43 apresenta um evaporador com três efeitos, alimentação frontal, no qual parte do vapor vegetal do último efeito é recomprimido utilizando-se um termocompressor, sendo o vapor de descarga utilizado com meio de aquecimento adicional ao primeiro efeito. Nota-se no perfil de entalpia que a linha inferior do efeito de menor pressão não possui a mesma carga térmica que a linha da água de resfriamento. Isto ocorre porque apenas parte do vapor vegetal deste efeito segue para o condensador. Semelhantemente, observa-se que a carga térmica da corrente de vapor de aquecimento apresenta uma carga térmica menor que o valor consumido pelo

efeito de maior pressão, pois parte do aquecimento é resultado da corrente de descarga do termocompressor. Um aspecto a ser salientado é que estas diferenças de carga térmica não são iguais. Como no termocompressor, vapor de alta pressão é adicionado no sistema, o calor recebido do sistema de recompressão pelo efeito de maior pressão é maior que o calor extraído do efeito de menor pressão. Este fato também ocorreria quando se utiliza um compressor mecânico, pois, mesmo não sendo misturado nenhum tipo de vapor adicional, a potência do compressor é transformada em entalpia na corrente de descarga.

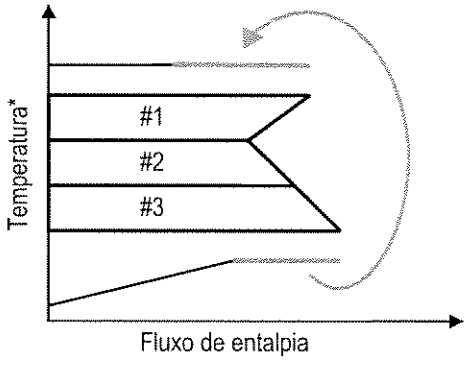


Figura 4.43 – Evaporador com recompressão de vapor

4.9 – Simulação de evaporadores em regime permanente

4.9.1 – Concentração de soluções de açúcar

Conforme Hugot (1986), a evaporação é a etapa no processo de fabricação de açúcar que antecede a sua cristalização. Neste capítulo, o termo "soluções de açúcar" foi utilizado para designar genericamente soluções de sacarose em água. Parte-se do suco clarificado contendo em média 12ºBrix que deve ser concentrado até aproximadamente 60ºBrix. A clarificação do suco é efetuada a quente e por este motivo, a alimentação ao sistema de evaporação já se encontra pré-aquecida. Será estudado neste item a concentração de 94000 kg/h de uma solução de açúcar a 98ºC de 12 até 60ºBrix. Os custos serão calculados com base nos valores apresentados nas Tabelas 4.1 e 4.2.

a) Um efeito simples:

Utilizando-se o vapor vivo na pressão de 150 kPa, sua temperatura estará em 112°C. Considerando como temperatura de retorno da água de resfriamento 40°C, a diferença de temperatura entre o vapor de aquecimento e a temperatura do retorno da água de resfriamento resulta em 112 – 40 = 72°C. Para que o efeito de evaporação e o condensador operem com a mesma diferença de temperatura, considerando apenas um efeito, é necessário que este efeito opere a 40 + 72/2 = 76°C. Esta temperatura corresponde a uma pressão de operação de 40 kPa. Para cálculo do coeficiente global de transferência de calor foi utilizada a equação de Hopstock, pois após testes preliminares conclui-se que esta equação é a mais "conservativa" de todas aquelas apresentadas neste trabalho, isto é, utilizando-se esta equação obteve-se a maior área requerida para transferência de calor. A Figura 4.44 apresenta o fluxograma de processo do equipamento e a Figura 4.45 o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 36°C. Observa-se na Figura 4.45 que a corrente de vapor está localizada "dentro" do efeito por causa da elevação do ponto de ebulição.

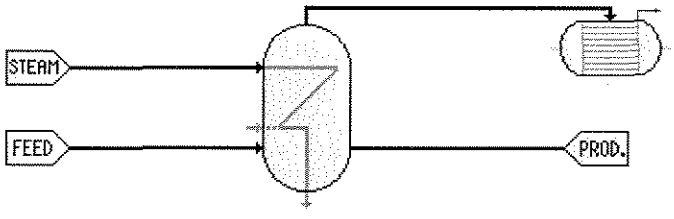


Figura 4.44 – Evaporação de soluções de açúcar: 1 efeito

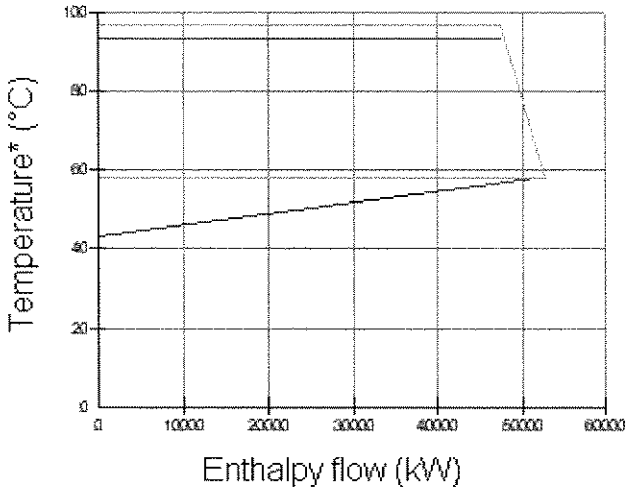


Figura 4.45 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com 1 efeito

A Tabela 4.3 apresenta os principais resultados da simulação. Para os cálculos econômicos, foram considerados 8500 horas de operação por ano, 10 anos de vida útil do equipamento para efeito de depreciação e uma taxa de juros anual de 12%.

Tabela 4.3 – Resultados: 1 efeito

Vapor de aquecimento	
Consumo	76706 kg/h
Custo	405,78 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	1,0200
Água de resfriamento	2967651 kg/h
Custo	59,35 $/h
Custo de capital	
Efeito	614258 $
Custos anualizados	
Operação	3953605 $/ano
Capital	190779 $/ano
Total	4144384 $/ano

b) Dois efeitos, alimentação frontal:

No estudo da evaporação em dois efeitos, foi considerado o valor de 15 kPa como a pressão do último efeito. Este valor corresponde à temperatura de ebulição da água pura de 54ºC. Considerando como 112ºC a temperatura

do vapor de aquecimento, o evaporador foi projetado para uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/2 ≅ 29°C entre os efeitos. A Figura 4.46 apresenta o fluxograma de processo do equipamento e a Figura 4.47 o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 29°C. Novamente, observa-se no perfil de entalpias que as utilidades estão localizadas "dentro" dos efeitos, entretanto, destaca-se que o algoritmo desenvolvido para projeto de evaporadores com mesma diferença de temperatura considera apenas as diferenças de temperatura entre efeitos.

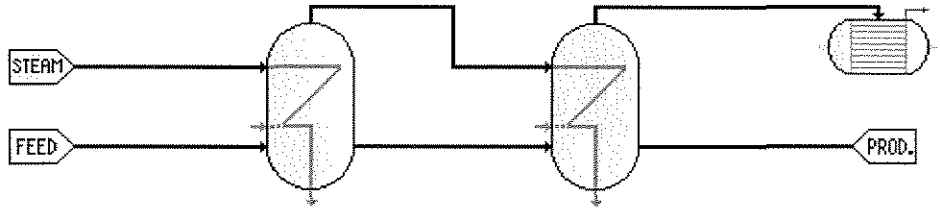


Figura 4.46 – Evaporação de soluções de açúcar: 2 efeitos com alimentação frontal

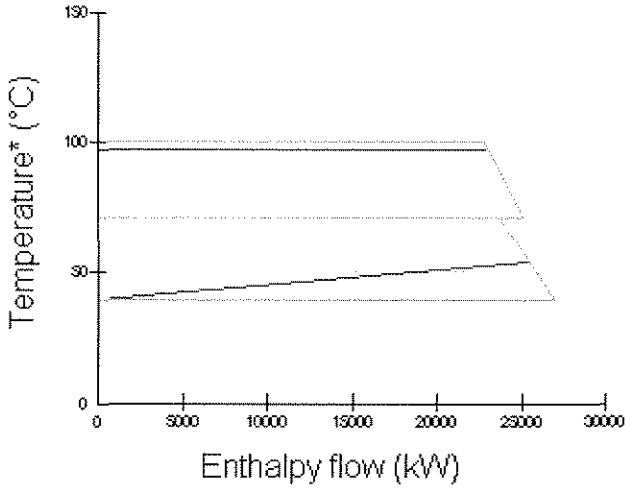


Figura 4.47 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com 2 efeitos com alimentação frontal

A Tabela 4.4 apresenta os principais resultados da simulação, onde os mesmos dados econômicos do item anterior foram utilizados.

Tabela 4.4 – Resultados: Dois efeitos, alimentação frontal

Vapor de aquecimento	
Consumo	37144 kg/h
Custo	196,49 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,4939
Água de resfriamento	1453003 kg/h
Custo	29,06 $/h
Custo de capital	
Efeito	826342 $
Custos anualizados	
Operação	1917191 $/ano
Capital	256649 $/ano
Total	2173840 $/ano

Comparando-se os resultados das Tabelas 4.3 e 4.4, nota-se que o aumento do custo de capital devido ao uso de dois efeitos é menor que a economia obtida no custo de operação, resultando num menor custo total anualizado.

c) Dois efeitos, alimentação reversa:

A Figura 4.48 apresenta o fluxograma de processo do evaporador com dois efeitos e alimentação reversa. Foi efetuado o projeto deste equipamento utilizando-se o critério da mesma diferença de temperatura entre efeitos, sendo igual a 29°C. A Figura 4.49 apresenta o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 29°C. Neste perfil de temperatura nota-se que no segundo efeito a influência do termo de calor sensível é significativo e isto ocorre porque a corrente de alimentação entra no efeito com uma temperatura de 98°C, significativamente superior à temperatura calculada do efeito, 54,27°C.

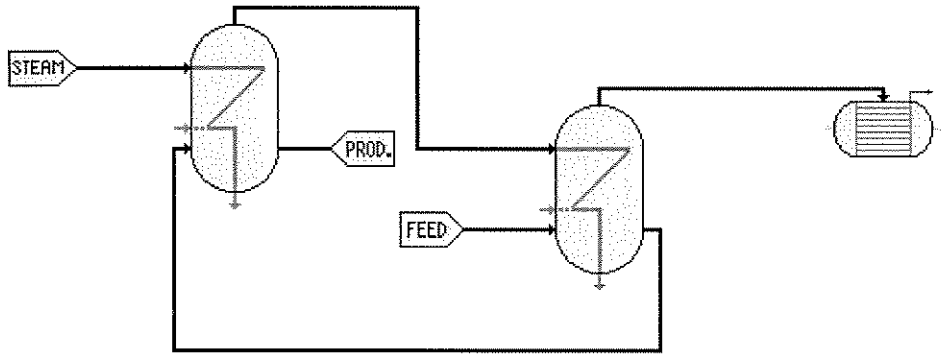


Figura 4.48 – Evaporação de soluções de açúcar: 2 efeitos com alimentação reversa

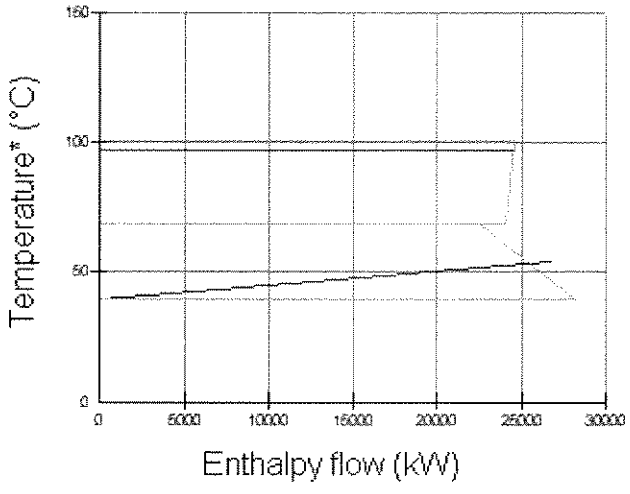


Figura 4.49 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com 2 efeitos com alimentação reversa

A Tabela 4.5 apresenta os principais resultados da simulação, onde os mesmos dados econômicos do item anterior foram utilizados.

Tabela 4.5 – Resultados: Dois efeitos, alimentação reversa

Vapor de aquecimento	
Consumo	39845 kg/h
Custo	210,78 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,5299
Água de resfriamento	1532851 kg/h
Custo	30,66 $/h
Custo de capital	
Efeito	792721 $
Custos anualizados	
Operação	2052218 $/ano
Capital	246207 $/ano
Total	2298425 $/ano

Observa-se pelos resultados da Tabela 4.5 que a operação na configuração frontal apresenta um menor consumo de vapor de aquecimento em relação à configuração reversa, assim como também uma menor custo total anualizado. Entretanto, não se pode generalizar que a configuração frontal é sempre melhor que a configuração reversa, do ponto de vista de consumo de energia e custos totais. Uma das variáveis de maior influência na configuração ótima é a temperatura de alimentação. Para ilustrar este fato, foram realizados diversos projetos para ambas configurações, variando-se a temperatura de alimentação de 30 a 100°C, conforme apresentado na Tabela 4.6 e Figura 4.50. Para todos os projetos, foi considerado valor de 29°C como diferença de temperatura entre efeitos.

Tabela 4.6 – Influência da temperatura de alimentação

Temperatura da alimentação (°C)	Configuração frontal		Configuração reversa	
	Consumo de vapor ($/kg)	Custo total anualizado ($/ano)	Consumo de vapor ($/kg)	Custo total anualizado ($/ano)
30	48499,00	2696119	45790,51	2545070
40	46840,02	2619892	44922,49	2509162
50	45176,58	2543426	44052,14	2473111
60	43511,12	2466872	43178,13	2436842
70	41839,63	2389970	42303,74	2400569
80	40166,59	2313003	41427,61	2364202
90	38488,24	2235730	40549,89	2327749
100	36806,49	2158278	39669,26	2291122

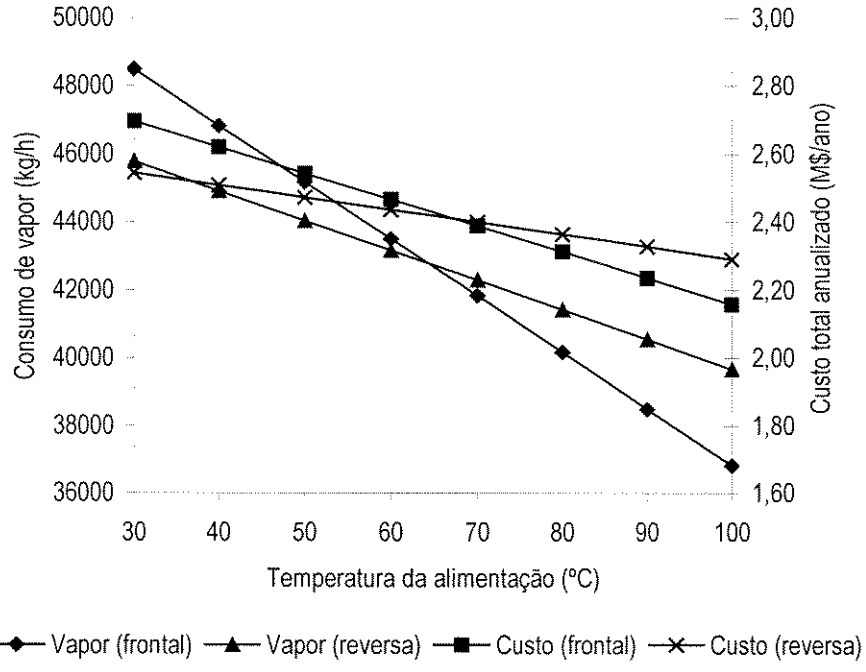


Figura 4.50 – Influência da temperatura de alimentação

Observa-se pela Tabela 4.6 e Figura 4.50 que para temperaturas de alimentação baixas, a configuração reversa apresenta resultados econômicos mais interessantes que na configuração frontal. Para valores de temperatura de alimentação maiores que 70°C, nota-se que a configuração frontal traz resultados melhores. Estes resultados dependem do número de efeitos, das concentrações inicial e final, do fluido sendo concentrado, porém, a generalização que pode ser feita é que para temperaturas baixas da alimentação, a configuração reversa deve ser preferida em relação a configuração frontal, enquanto que, para temperaturas elevadas da alimentação a configuração frontal deve ser preferida. Esta análise apenas leva em conta aspectos econômicos, entretanto, na seleção da configuração ideal de um sistema de evaporação deve-se levar em conta também outros aspectos como problemas associados a viscosidades, efeitos indesejáveis do produto, etc. No caso particular da concentração de soluções de açúcar, um dos problemas indesejáveis a ser evitado é a inversão de sacarose, que é pronunciada em altas temperaturas e altas concentrações (Hugot, 1986).

d) Três efeitos:

No estudo da evaporação com três efeitos, o evaporador foi projetado para uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/3 ≅ 19°C entre os efeitos. A Figura 4.51 apresenta o fluxograma de processo do equipamento e a Figura 4.52 o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 19°C.

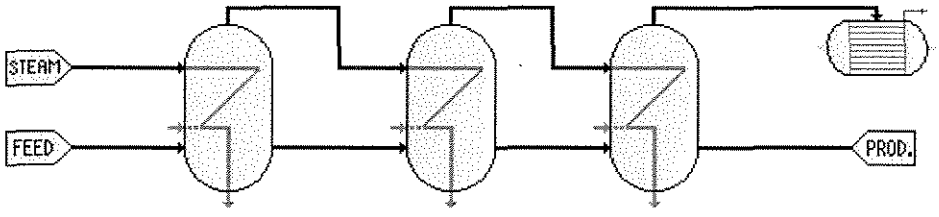


Figura 4.51 – Evaporação de soluções de açúcar: três efeitos

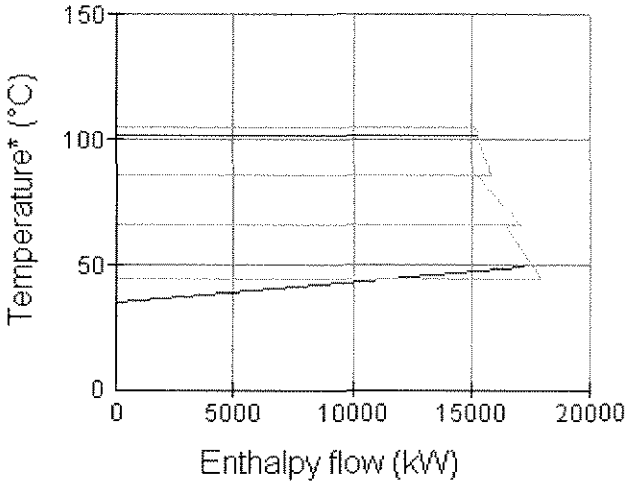


Figura 4.52 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com três efeitos

A Tabela 4.7 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com três efeitos.

Tabela 4.7 – Resultados: três efeitos

Vapor de aquecimento	
Consumo	24697 kg/h
Custo	130,65 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,3284
Água de resfriamento	985043 kg/h
Custo	19,70 $/h
Custo de capital	
Efeito	1092598 $
Custos anualizados	
Operação	1277955 $/ano
Capital	339344 $/ano
Total	1617299 $/ano

O equipamento simulado e apresentado na Figura 4.51 não utilizou a estratégia de aproveitamento de condensado. Uma nova simulação foi elaborada com aproveitamento do segundo condensado. O fluxograma desta nova situação encontra-se apresentado na Figura 4.53 e o perfil de entalpia correspondente na Figura 4.54.

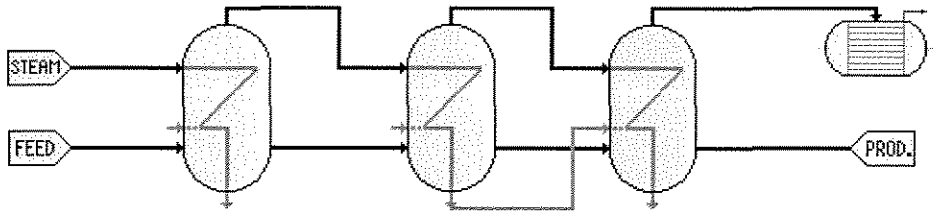


Figura 4.53 – Evaporação de soluções de açúcar: três efeitos com aproveitamento de condensado

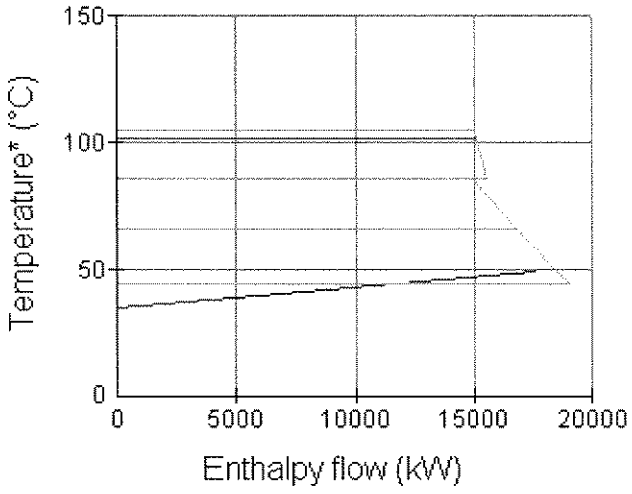


Figura 4.54 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com três efeitos e aproveitamento de condensado

A Tabela 4.8 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com três efeitos e aproveitamento de condensado.

Tabela 4.8 – Resultados: três efeitos com aproveitamento de condensado

Vapor de aquecimento	
Consumo	24336 kg/h
Custo	128,74 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,3236
Água de resfriamento	1010260 kg/h
Custo	20,21 $/h
Custo de capital	
Efeito	1094324 $
Custos anualizados	
Operação	1266033 $/ano
Capital	339880 $/ano
Total	1605913 $/ano

Comparando-se os resultados das Tabelas 4.7 e 4.8, observa-se que o uso de aproveitamento de condensado implicou numa redução no consumo de vapor de 24697 para 24336 kg/h (1,5%), um aumento no custo do efeito de 1092598 para 1094324 kg/h (0,2%) e uma redução no custo total

anualizado de 1617299 para 1605913 $/ano (0,7%). Esta diferença é mais pronunciada em sistemas de evaporação com um número maior de efeitos.

e) Quatro efeitos:

O evaporador de soluções de açúcar com quatro efeitos foi projetado para uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/4 ≅ 14°C entre os efeitos. A Figura 4.55 apresenta o fluxograma de processo do equipamento e a Figura 4.56 o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 14°C.

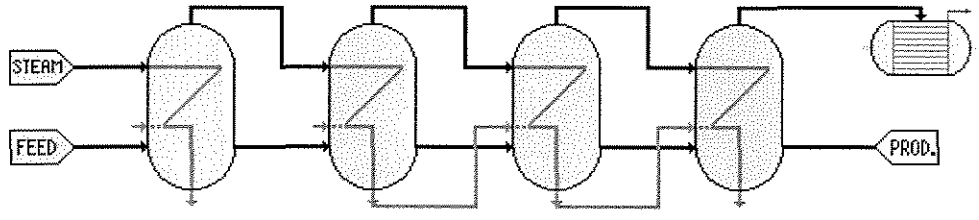


Figura 4.55 – Evaporação de soluções de açúcar: quatro efeitos

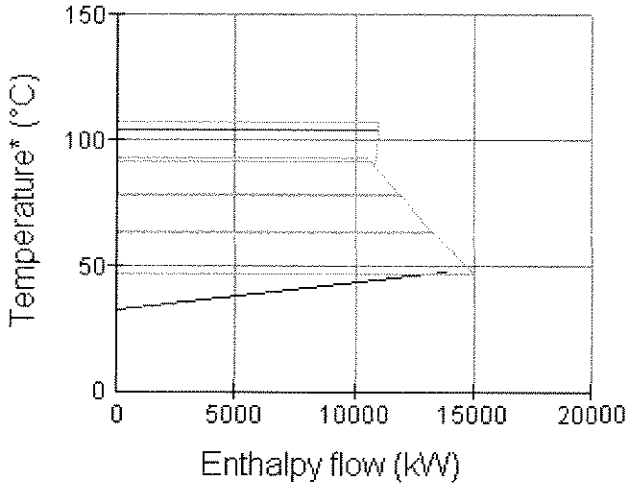


Figura 4.56 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com quatro efeitos

A Tabela 4.9 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com quatro efeitos.

Tabela 4.9 – Resultados: quatro efeitos

Vapor de aquecimento	
Consumo	17857 kg/h
Custo	94,46 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,2375
Água de resfriamento	792946 kg/h
Custo	15,86 $/h
Custo de capital	
Efeito	1372649 $
Custos anualizados	
Operação	937727 $/ano
Capital	426324 $/ano
Total	1364051 $/ano

f) Cinco efeitos:

O projeto do evaporador de soluções de açúcar com cinco efeitos foi elaborado com uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/5 ≅ 11°C entre os efeitos. A Figura 4.57 apresenta o fluxograma de processo do equipamento e a Figura 4.58 o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 11°C.

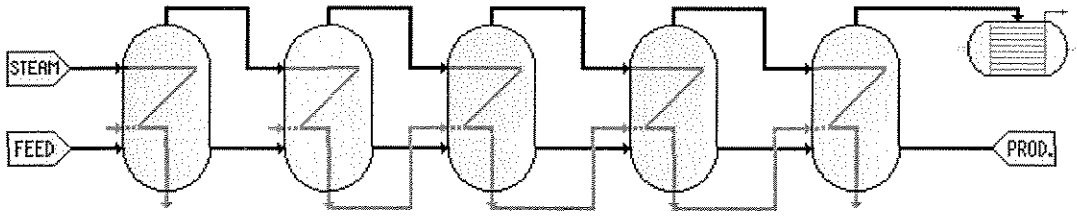


Figura 4.57 – Evaporação de soluções de açúcar: cinco efeitos

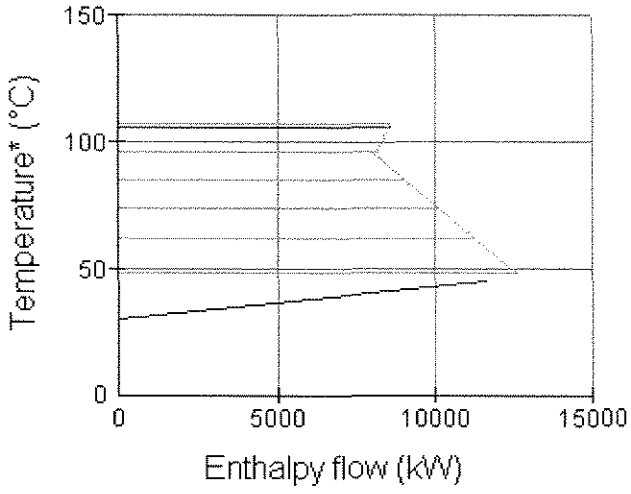


Figura 4.58 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com cinco efeitos

A Tabela 4.10 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com cinco efeitos.

Tabela 4.10 – Resultados: cinco efeitos

Vapor de aquecimento	
Consumo	13934 kg/h
Custo	73,71 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,1853
Água de resfriamento	663400 kg/h
Custo	13,27 $/h
Custo de capital	
Efeito	1657046 $
Custos anualizados	
Operação	739322 $/ano
Capital	514653 $/ano
Total	1253975 $/ano

g) Seis efeitos:

Aumentando-se um efeito ao sistema de evaporação em estudo, utilizou-se uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/6 ≅ 9°C entre os efeitos. A Figura 4.59 apresenta o fluxograma de processo do equipamento e a Figura 4.60 o correspondente perfil de entalpia, onde a temperatura deslocada foi calculada a partir do valor de diferença de temperatura igual a 9°C.

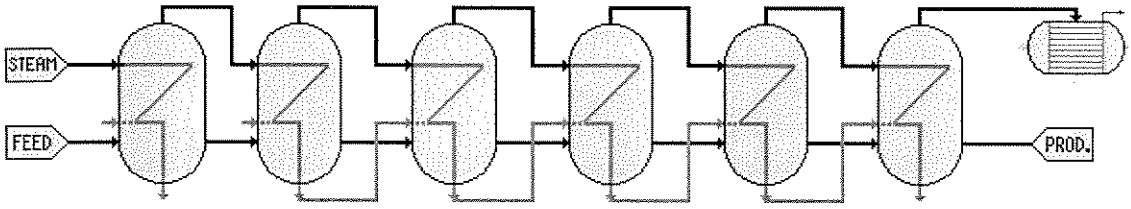


Figura 4.59 – Evaporação de soluções de açúcar: seis efeitos

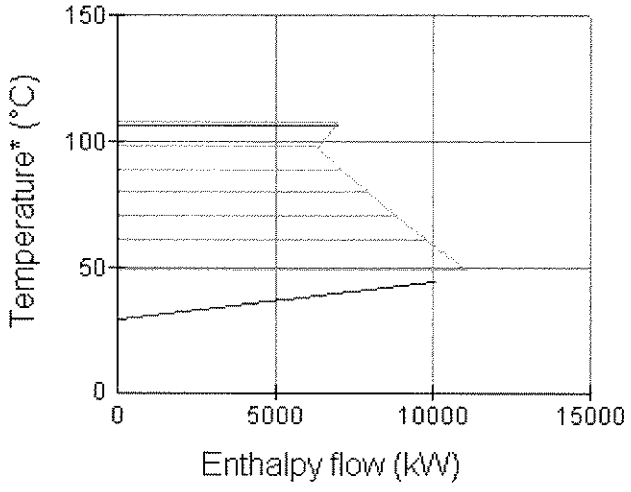


Figura 4.60 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com seis efeitos

A Tabela 4.11 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com seis efeitos.

Tabela 4.11 – Resultados: seis efeitos

Vapor de aquecimento	
Consumo	11292 kg/h
Custo	59,73 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,1502
Água de resfriamento	576917 kg/h
Custo	11,54 $/h
Custo de capital	
Efeito	1946550 $
Custos anualizados	
Operação	605817 $/ano
Capital	604569 $/ano
Total	1210386 $/ano

h) Sete efeitos:

Considerando-se ainda uma configuração com sete efeitos, utilizou-se uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/7 ≅ 8ºC entre os efeitos. A Figura 4.61 apresenta o fluxograma de processo do evaporador com sete efeitos.

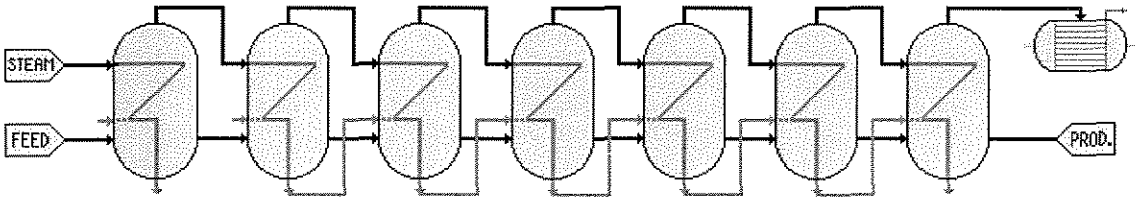


Figura 4.61 – Evaporação de soluções de açúcar: sete efeitos

A Tabela 4.12 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com sete efeitos.

Tabela 4.12 – Resultados: sete efeitos

Vapor de aquecimento	
Consumo	9619 kg/h
Custo	50,88 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,1279
Água de resfriamento	521219 kg/h
Custo	10,42 $/h
Custo de capital	
Efeito	2203265 $
Custos anualizados	
Operação	521110 $/ano
Capital	684301 $/ano
Total	1205410 $/ano

i) Oito efeitos:

Finalmente, estudou-se também a concentração de soluções de açúcar com oito efeitos, no qual utilizou-se uma diferença de temperatura igual a (112 – 54)/8 ≅ 7ºC entre os efeitos. A Figura 4.62 apresenta o fluxograma de processo do evaporador com oito efeitos.

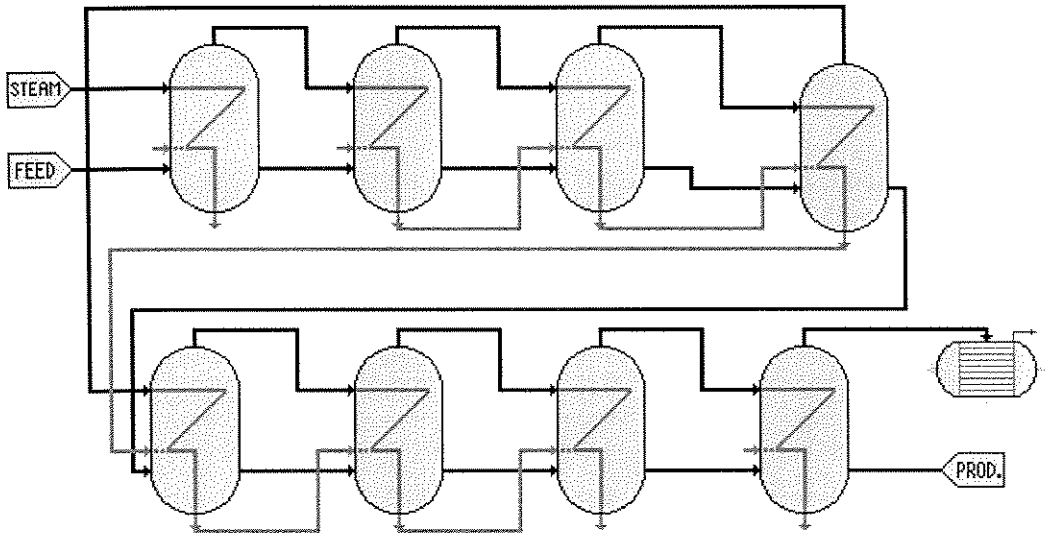


Figura 4.62 – Evaporação de soluções de açúcar: oito efeitos

A Tabela 4.13 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com oito efeitos.

Tabela 4.13 – Resultados: oito efeitos

Vapor de aquecimento	
Consumo	8376 kg/h
Custo	44,31 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,1114
Água de resfriamento	449778 kg/h
Custo	9,00 $/h
Custo de capital	
Efeito	2488963 $
Custos anualizados	
Operação	453108 $/ano
Capital	773034 $/ano
Total	1226142 $/ano

A configuração com sete efeitos é aquela que apresentou o menor custo total anualizado. A Tabela 4.14 e Figura 4.63 apresentam um resumo de resultados em função do número de efeitos, para a evaporação de soluções de açúcar em equipamentos com alimentação frontal e aproveitamento do segundo condensado.

Tabela 4.14 – Influência do número de efeitos nos custos de concentração de soluções de açúcar

Número de efeitos	Custos anualizados ($/ano)		
	Operação	Capital	Total
1	3953605	190779	4144384
2	1917191	256649	2173840
3	1266033	339880	1605913
4	937727	426324	1364051
5	739322	514653	1253975
6	605817	604569	1210386
7	521110	684301	1205410
8	453108	773034	1226142

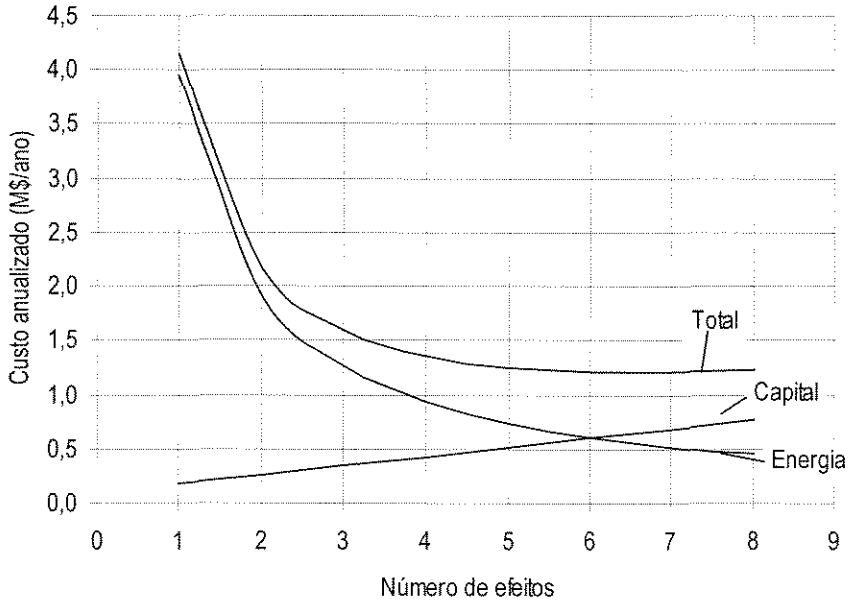


Figura 4.63 – Influência do número de efeitos nos custos de concentração de soluções de açúcar

Conclui-se através deste conjunto de simulações que o número ótimo de efeitos para os dados econômicos considerados neste trabalho é igual a sete. No entanto, a literatura mostra que usualmente a evaporação de soluções de açúcar é efetuada em sistemas com cinco efeitos, e em alguns casos com três ou quatro efeitos. A explicação desta diferença entre o valor ótimo encontrado neste trabalho e o número de efeitos utilizado pode ser

dada de duas formas. Inicialmente, pode-se atribuir esta diferença à utilização de outros fatores econômicos, por exemplo, uma vida útil do equipamento menor, no que resultaria em valores maiores do custo de capital anualizado. Além disto, os equipamentos utilizados na concentração se baseiam no mecanismo de convecção natural e o funcionamento deste mecanismo é dependente da diferença de temperatura entre o meio de aquecimento e o fluido sendo aquecido. O uso de um número maior de efeitos implica num valor pequeno da diferença de temperatura entre os efeitos e isto pode prejudicar a convecção natural no interior do efeito e consequentemente a transferência de calor. Por esta razão, as próximas simulações serão elaboradas com base num equipamento com cinco efeitos.

j) Correntes de extração:

Schwartzberg (1990) apresenta os dados de um evaporador de soluções de açúcar constituído de cinco efeitos, sendo que, nos quatro primeiros efeitos são efetuadas extrações de vapor para uso como meio de aquecimento em outras correntes do processo de fabricação de açúcar. Na configuração apresentada pelo autor, 155944 kg/h de água são evaporados, dos quais 27026, 12294, 12680 e 900 kg/h de vapor vegetal são extraídos nos primeiro, segundo, terceiro e quarto efeito respectivamente. Estes valores correspondem em relação ao valor total de água evaporada a 17,3%, 7,9%, 8,1% e 0,6%, respectivamente. No caso estudado neste trabalho, a quantidade total de água evaporada para se concentrar 94000 kg/h de uma solução de açúcar de 12ºBrix até 60ºBrix é igual a 75200 kg/h. Utilizando a mesma relação de extração de vapor apresentada por Schwartzberg (1990), serão incluídas quatro correntes de extração no sistema de evaporação com cinco efeitos, com as respectivas vazões de 13010, 5941, 6091 e 451 kg/h. A Figura 4.64 apresenta o equipamento com as quatro correntes de extração e a Figura 4.65 apresenta o perfil de entalpia deste evaporador projeto com uma diferença de temperatura entre efeitos igual a 11ºC.

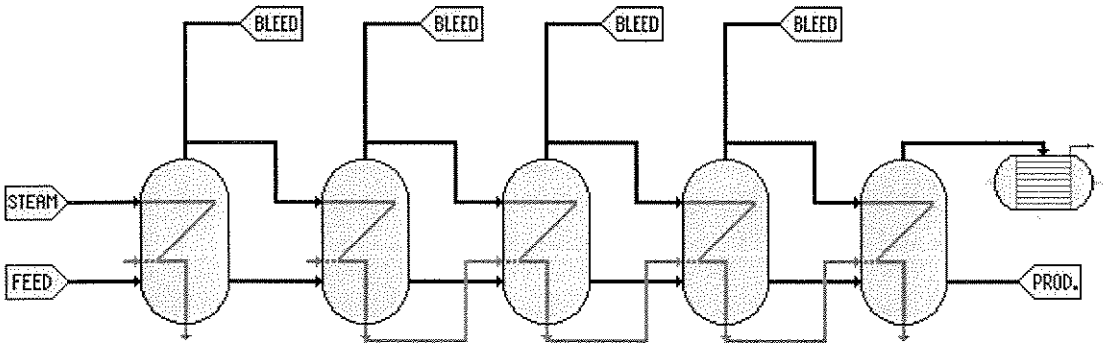


Figura 4.64 – Evaporação de soluções de açúcar: cinco efeitos e quatro correntes de extração

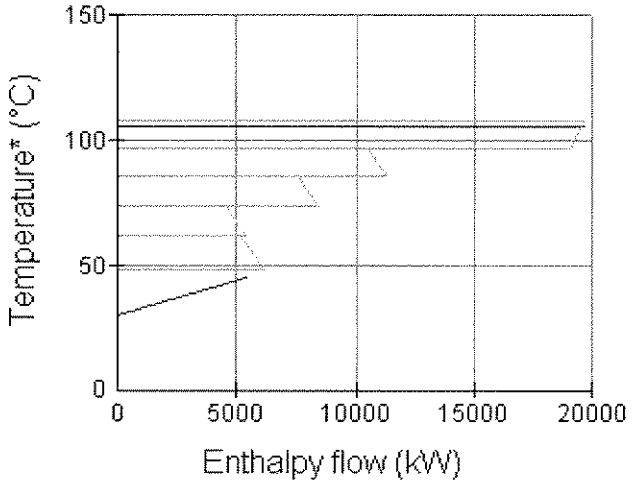


Figura 4.65 – Perfil de entalpia da evaporação de soluções de açúcar com cinco efeitos e quatro correntes de extração

A Tabela 4.15 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de soluções de açúcar com cinco efeitos e quatro correntes de extração.

Tabela 4.15 – Resultados: cinco efeitos e quatro correntes de extração

Vapor de aquecimento	
Consumo	31802 kg/h
Custo	168,23 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,4229
Água de resfriamento	309061 kg/h
Custo	6,18 $/h
Custo de capital	
Efeito	1603377 $
Custos anualizados	
Operação	1482513 $/ano
Capital	497984 $/ano
Total	1980497 $/ano

Observa-se pelos resultados da Tabela 4.15 que esta estrutura, quando comparada com o sistema de evaporação com simplesmente cinco efeitos, é menos interessante do ponto de vista econômico. Esta conclusão, entretanto, é apenas parcial, pois o vapor vegetal extraído é utilizado como meio de aquecimento em outros pontos do processo e portanto esta questão deve ser analisada sob o ponto de visto do processo completo, e não apenas do evaporador isolado.

Ressalta-se ainda que, o consumo de vapor no sistema com cinco efeitos sem correntes de extração é 13934 kg/h, enquanto que na estrutura com as correntes de extração é 31802 kg/h, resultando numa diferença de 17868 kg/h. Esta quantidade adicional, no entanto, permitiu a extração de um total de 25493 kg/h utilizados como meio de aquecimento no processo. Considerando-se os dados econômicos adotados, esta quantidade de vapor enviada ao processo representa uma economia anual de 1124624 $/ano. Comparando-se os dados apresentados nas Tabelas 4.15 e 4.11 nota-se que a diferença entre os custos totais anualizados para inclusão das correntes de extração é igual a 1980497 – 1253975 = 726522 $/ano. Como este valor é inferior à economia anual de vapor conclui-se que a inclusão das correntes de extração é economicamente viável.

k) Compressão mecânica:

Como já apresentado anteriormente neste trabalho, o uso de compressores mecânicos pode ser uma alternativa interessante para economia de vapor e consequentemente redução do custo de uma instalação de concentração de um determinado produto. Esta decisão depende fundamentalmente do custo da energia elétrica e do custo do compressor. Uma outra alternativa para economia de energia seria o uso de trocadores de calor intermediários para o pré-aquecimento da corrente de alimentação, entretanto, neste estudo, como a solução de açúcar já entra na temperatura de 98°C, como resultado de tratamento anteriores à evaporação, esta alternativa não será avaliada.

A Figura 4.66 apresenta uma configuração de um equipamento de evaporação com cinco efeitos, quatro correntes de extração de vapor com vazões especificadas no item anterior e um compressor mecânico que recomprime parte do vapor vegetal do quinto efeito, enviando este vapor para o primeiro efeito.

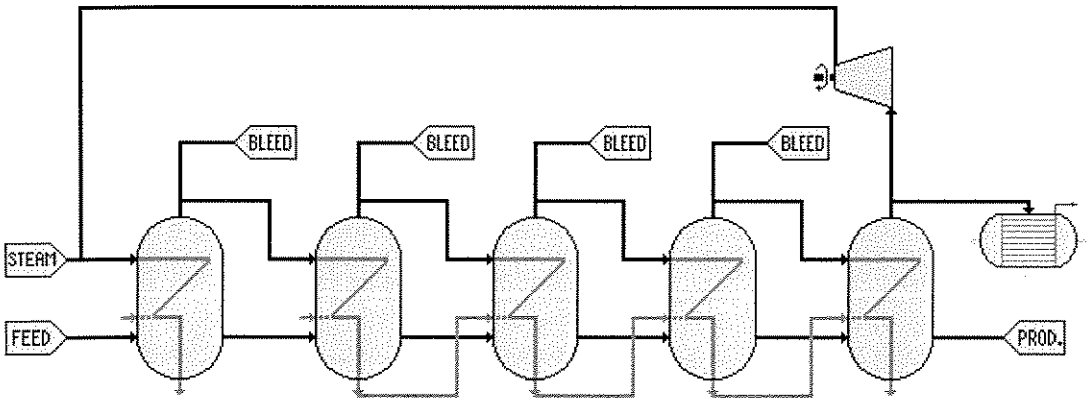


Figura 4.66 – Evaporação de soluções de açúcar: recompressão mecânica

As simulações destes sistemas com recompressão de vapor foram elaboradas especificando-se 75% de eficiência isoentrópica e 150 kPa como pressão de descarga. Diversos valores de potência do compressor foram analisados. A Figura 4.67 e a Tabela 4.16 apresentam os resultados do projeto deste equipamento com uma diferença de temperatura entre efeitos igual a 11°C e potência do compressor igual a 1250 kW.

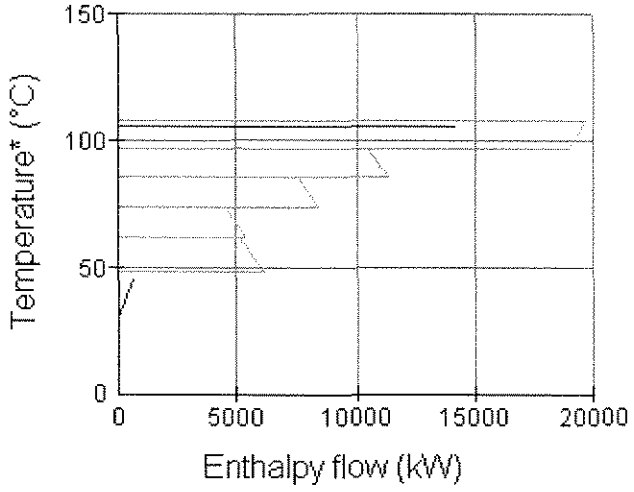


Figura 4.67 –Evaporação de soluções de açúcar com recompressão mecânica

Tabela 4.16 – Resultados: cinco efeitos e recompressão mecânica

Vapor de aquecimento	
Consumo	22888 kg/h
Custo	121,08 $/h
Economia (kg vapor/kg água evap.)	0,3044
Água de resfriamento	33118 kg/h
Custo	0,66 $/h
Eletricidade	1250 kW
Custo	162,50 $/h
Custo de capital	
Efeito	1603379 $
Compressor	1283118 $
Custos anualizados	
Operação	2416038 $/ano
Capital	896502 $/ano
Total	3312540 $/ano

Observa-se na Figura 4.67 que a linha que representa o condensador apresenta uma variação de entalpia pequena. Isto se dá em decorrência que quase todo vapor vegetal gerado no último efeito é succionado pelo compressor mecânico. Como resultado, o consumo de água de resfriamento no condensador é pequeno, comparando-se com as outras configurações, apresentando um custo de apenas 0,66 $/h. Observa-se também uma economia de vapor, quando se compara com as outras configurações, porém, os custos de energia elétrica e do compressor tornam o uso da recompressão mecânica economicamente inviáveis.

4.9.2 – Concentração de suco de laranja

Suco de laranja concentrado é um produto de grande importância para a economia brasileira, face às crescentes exportações deste produto para países industrializados. O noroeste do Estado de São Paulo concentra a região de maior produção de suco de laranja no Brasil. Gasparino et ali. (1984) comentam que a exportação deste produto cresceu de 210000 toneladas em 1976 para 639000 toneladas em 1981. Além deste produto principal, as fábricas de suco de laranja também comercializam o bagaço de laranja "pelletizado", que é utilizado como ração animal, polpa cítrica, álcool de laranja, d-limoneno e óleos essenciais.

O suco de laranja, após extraído da fruta, é filtrado e clarificado. O suco natural nesta condição apresenta em média 12°Brix. A evaporação tem como objetivo elevar esta concentração de sólidos até 65°Brix, com a finalidade de se reduzir custos de transporte e também aumentar a vida-de-prateleira do produto. Além da concentração, propriamente dita, outros resultados também são obtidos como pasteurização e inativação de enzimas.

Os equipamentos mais freqüentemente utilizados para esta concentração são os evaporadores do tipo TASTE ("thermally accelerated short time evaporator") produzidos pela empresa GUMACO. Basicamente, os efeitos deste evaporador são do tipo filme descendente, com a diferença que o líquido na entrada do equipamento sofre uma vaporização parcial por meio de redução de pressão formando uma mistura de vapor e partículas líquidas (névoa). Esta névoa é distribuída uniformemente pelos tubos do evaporador, onde cai livremente formando um filme, absorvendo calor e evaporando água, acelerando até chegar perto de velocidades sônicas no final dos tubos.

GUMACO apresenta um evaporador TASTE constituído de sete efeitos, dois tambores de expansão e oito pré-aquecedores, conforme apresentado na Figura 4.68. A partir das informações existentes no catálogo técnico da GUMACO, foram retirados os dados apresentados na Tabela 4.17.

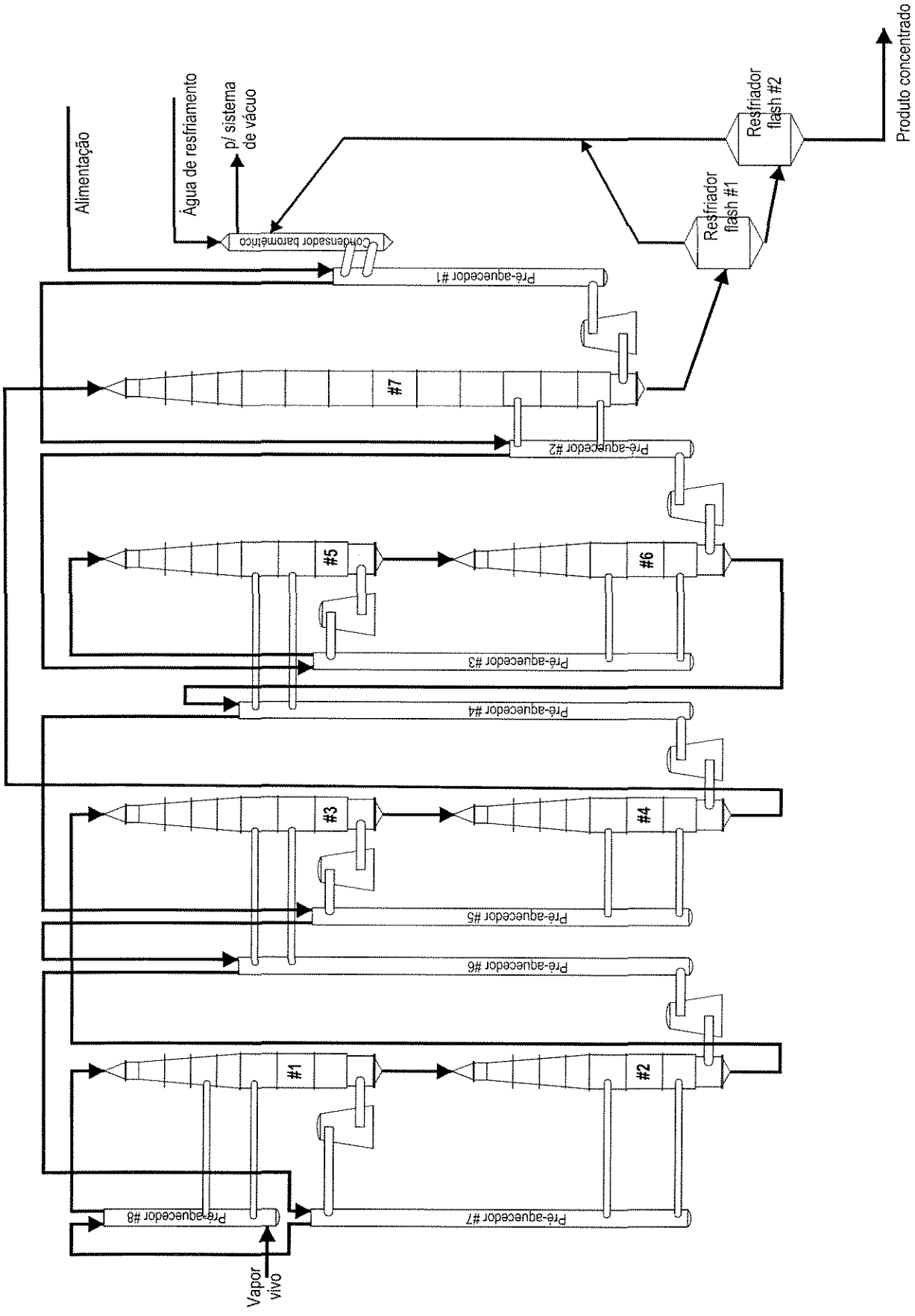


Figura 4.68 – Evaporador TASTE

Tabela 4.17 – Dados do evaporador TASTE

Corrente de alimentação:	
Vazão	55629 kg/h
Temperatura	27ºC
Concentração	12ºBrix
Corrente de produto	
Concentração	65%
Vapor de aquecimento	
Pressão	150 kPa
Efeito #1:	
Pressão	87,8 kPa
Efeito #2:	
Pressão	67,6 kPa
Efeito #3:	
Pressão	53,5 kPa
Efeito #4:	
Pressão	40,3 kPa
Efeito #5:	
Pressão	28,6 kPa
Efeito #6:	
Pressão	19,0 kPa
Efeito #7:	
Pressão	10,1 kPa
Tambor de expansão #1:	
Pressão	4,8 kPa
Tambor de expansão #2	
Pressão	1,5 kPa

A configuração do evaporador é mista e numerando-se os efeitos ao longo do fluxo de vapor, o fluxo de líquido segue pelos efeitos na ordem: #5, #6, #1, #2, #3, #4 e #7. Na modelagem deste sistema de evaporação, o pré-aquecedor que utiliza vapor vivo como meio de aquecimento não foi incluído. Este pré-aquecedor juntamente com o efeito #1 formam na modelagem um único volume de controle. Os valores de temperatura de saída das correntes de líquido nos pré-aquecedores não foram informados. Foi adotada uma diferença de temperatura entre o vapor vegetal e o líquido de saída igual a 2ºC em todos os pré-aquecedores.

A Figura 4.69 apresenta o evaporador TASTE definido na tela do programa EVSIM.

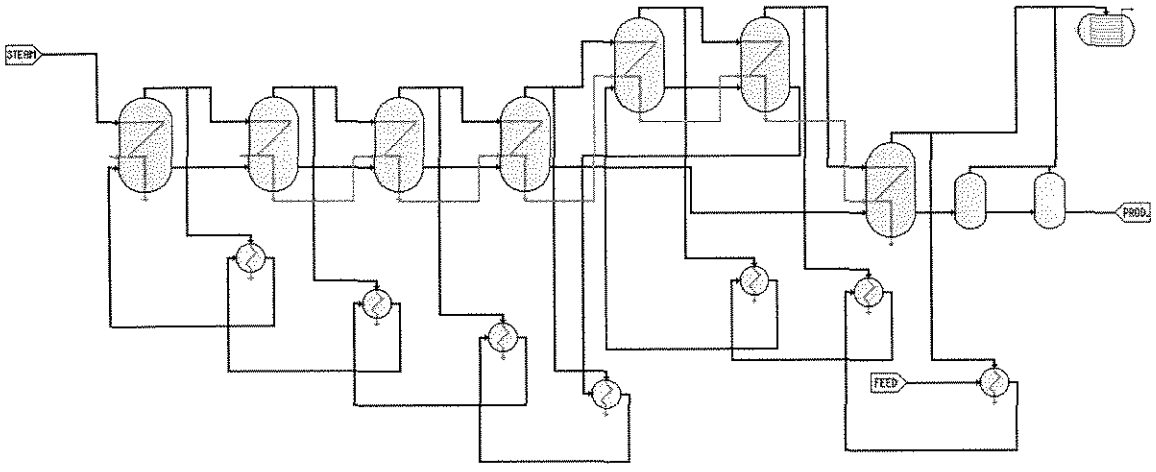


Figura 4.69 – Modelagem do evaporador TASTE no programa EVSIM

A Tabela 4.18 apresenta os principais resultados da simulação. A vazão de vapor de aquecimento calculada foi 7890 kg/h, enquanto que o valor apresentado por GUMACO é 7358 kg/h, o que representa uma diferença relativa de 7,2%.

Tabela 4.18 – Resultados da simulação do evaporador TASTE

Vapor de aquecimento	
Vazão	7890 kg/h
Efeito #1:	
Temperatura	96,57°C
Concentração de entrada	15,03°Brix
Concentração de saída	18,07°Brix
Água evaporada	7465 kg/h
Efeito #2:	
Temperatura	89,75°C
Concentração de entrada	18,07°Brix
Concentração de saída	22,41°Brix
Água evaporada	7154 kg/h
Efeito #3:	
Temperatura	84,08°C
Concentração de entrada	22,41°Brix
Concentração de saída	29,18°Brix
Água evaporada	6916 kg/h
Efeito #4:	
Temperatura	77,91°C
Concentração de entrada	29,18°Brix
Concentração de saída	41,13°Brix
Água evaporada	6644 kg/h
Efeito #5:	
Temperatura	68,42°C
Concentração de entrada	12,00°Brix
Concentração de saída	13,30°Brix
Água evaporada	5456 kg/h
Efeito #6:	
Temperatura	59,43°C
Concentração de entrada	13,30°Brix
Concentração de saída	15,03°Brix
Água evaporada	5763 kg/h
Efeito #7:	
Temperatura	50,54°C
Concentração de entrada	41,13°Brix
Concentração de saída	62,89°Brix
Água evaporada	5616 kg/h
Tambor de expansão #1:	
Temperatura	36,84°C
Concentração de entrada	62,89°Brix
Concentração de saída	63,78°Brix
Água evaporada	148 kg/h
Tambor de expansão #2:	
Temperatura	17,92 °C
Concentração de entrada	63,78°Brix
Concentração de saída	65,00°Brix
Água evaporada	196 kg/h

4.10 – Comentários finais

Este capítulo apresentou a modelagem no estado estacionário de sistemas de evaporação. A partir deste modelo, foi desenvolvido um programa de computador que funciona sob o sistema operacional Windows 95. Recursos avançados de programação como a estruturação de dados por listas de conexões e a programação orientada por objetos facilitam o desenvolvimento de um aplicativo, fornecendo ao usuário final um programa abrangente e de fácil uso.

Os exemplos apresentados neste capítulo demonstram que a ferramenta computacional é extremamente flexível, ou seja, o programa desenvolvido permite a simulação de praticamente qualquer tipo de evaporador, incluindo acessários como trocadores de calor, compressores mecânicos, tambores de expansão, etc.

No exemplo da evaporação de soluções de açúcar, demonstrou-se que este programa se constitui numa poderosa ferramenta para projeto de evaporadores, permitindo uma análise completa do compromisso entre consumo de energia e custo do equipamento. Finalmente, no exemplo da concentração de suco de laranja, demonstrou-se que o aplicativo Evsim é capaz de simular equipamentos com alto grau de complexidade, no que se refere ao número de efeitos, tipo de arranjo e número de acessórios (trocadores de calor intermediários e tambores de expansão).

CAPÍTULO 5 – MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO EM REGIME TRANSIENTE

5.1 – Introdução

A simulação de processos em regime transiente, ou também denominada simulação dinâmica, é cada vez mais uma ferramenta comum de engenheiros de processo. Sua aplicação pode ser encontrada no projeto de sistemas de controle, no estudo de procedimentos de partida e parada de uma unidade industrial, na avaliação da flexibilidade de um conjunto de equipamentos, em estudos de segurança, e etc.

A disseminação atual deste tipo de ferramenta é resultado do desenvolvimento da área de modelagem de processos, aliada à capacidade sempre crescente dos computadores. Estes desenvolvimentos têm permitido até que aplicativos de simulação dinâmica sejam acoplados a sistemas de controle em tempo real, permitindo que processos químicos sejam controlados de forma mais robusta, econômica e segura.

Poucos trabalhos são encontrados na literatura envolvendo a modelagem e simulação dinâmica de sistemas de evaporação. Newell e Fischer (1972) desenvolveram um modelo matemático genérico para evaporadores múltiplo-efeito e compararam este modelo com dados reais de uma instalação piloto. Este modelo é constituído de blocos que representam os efeitos de evaporação e estes blocos são "organizados" através de equações adicionais de topologia. O modelo proposto, além de flexível e genérico, não inclui a modelagem de estruturas de recompressão de vapor, extração de vapor e trocadores de calor intermediários.

Lozano et ali. (1984) estudaram o sistema de controle de um equipamento de concentração de suco de maçã com efeito triplo. A modelagem consistiu na proposta de funções de transferência para cada efeito cujos parâmetros foram determinados a partir de ensaios experimentais num equipamento real. O modelo desenvolvido é válido apenas para um equipamento específico e os autores trabalharam com mais ênfase em diferentes estratégias de controle do equipamento.

Tonelli et ali. (1990) propuseram um modelo matemático – baseado nas equações de balanço material, energético e de transporte de calor – para o mesmo equipamento estudado por Lozano et ali. (1984). Como conseqüência, este modelo proposto também é específico para o sistema de concentração de suco de maçã com três estágios e alimentação frontal.

A proposta deste trabalho é o desenvolvimento de um modelo matemático genérico e flexível, para simulação dinâmica de sistemas de evaporação envolvendo quaisquer tipos de acessórios como recompressão mecânica ou térmica de vapor, extração de vapor, trocadores de calor intermediários, tambores de expansão, e etc.

A seguir serão apresentados os módulos desenvolvidos para a simulação dinâmica de sistemas de evaporação. Deve-se ressaltar que a base dos algoritmos de simulação dinâmica é o regime estacionário, isto é, todas as relações de topologia, assim como, a condição inicial são estabelecidos pelo regime estacionário.

5.2 – Tempo de atraso entre os módulos

Sempre que massa ou energia é fisicamente transportada num processo existe um atraso de tempo associado a esta movimentação. Este tempo de atraso também é denominado de tempo morto (Seborg et ali., 1989, Stephanopoulos, 1984). Isto implica que durante o regime transiente de um processo constituído de vários equipamentos, os dados de uma corrente de entrada de um equipamento num dado tempo não são iguais aos dados desta mesma corrente

na saída de outro equipamento no mesmo tempo. As perturbações de um equipamento só serão refletidas no próximo equipamento após transcorrido o tempo de atraso entre estes.

No desenvolvimento de um simulador dinâmico, o tempo de atraso implica matematicamente na necessidade de se armazenar os dados de uma corrente de saída de um equipamento para que estes dados sejam acessados pelo próximo equipamento após o tempo de atraso. Não existe, porém, a necessidade de se armazenar todas as informações de correntes de saída durante toda a simulação. Após os valores serem lidos, estes podem ser descartados para o armazenamento de novas informações.

Novamente, as estruturas de dados permitem o desenvolvimento de um "software" onde os recursos do computador são melhor explorados. Ingham et ali. 1994, sugerem a utilização de uma fila circular que são explicadas detalhadamente por Schildt (1987b).

Uma fila circular é simplesmente uma matriz com tamanho pré-definido, na qual o acesso de suas informações é controlado por um conjunto de rotinas. Dois contadores de acesso são implementados: o contador de leitura e o contador de gravação. Sempre que um dado é lido ou gravado na fila, o contador correspondente à operação é incrementado. Quando o contador chega ao final da fila ele é movido de volta ao início da fila.

O conceito da fila circular foi ainda estendido neste trabalho, pois foi criada uma classe que reúne os objetos e os métodos correspondentes para administração da fila. Cada módulo do evaporador possui uma cópia desta classe, entretanto, os tempos de atraso foram aplicados exclusivamente para as correntes de líquido. Através dos métodos de acesso, a cada iteração de tempo a nova vazão, concentração e entalpia de saída de um módulo são armazenados na fila. A cada iteração, o módulo seguinte acessa a vazão, concentração e entalpia armazenada na posição indicada pelo contador de leitura, sendo que o número de termos que separa os contadores de leitura e gravação é sempre correspondente ao tempo de atraso do módulo de saída.

5.3 – Modelagem dinâmica dos módulos de um evaporador

5.3.1 – Corrente de alimentação

O modelo dinâmico do módulo corrente de alimentação, semelhantemente ao modelo do regime estacionário, não apresenta nenhum conjunto de equações específicas. Porém, este módulo desempenha papel fundamental no modelo dinâmico, pois com grande freqüência estudos transientes são efetuados a partir de perturbações da corrente de alimentação de um processo.

5.3.2 – Corrente de vapor de aquecimento

Da mesma forma que o módulo corrente de alimentação, destaca-se a importância deste módulo a partir do qual perturbações podem ser introduzidas em estudos transientes.

5.3.3 – Corrente de produto

Este módulo não apresenta nenhuma função particular na simulação dinâmica de evaporadores.

5.3.4 – Corrente de extração de vapor

Uma corrente de extração de vapor pode, também, ser estudada como origem de perturbações no modelo dinâmico.

5.3.5 – Efeito simples

As equações de topologia foram modificadas em relação ao regime estacionário, pois os dados da alimentação de líquido são acessados a partir da fila circular do tempo de atraso do módulo anterior. Esta modificação foi estendida a todos os módulos que recebem alimentação de líquido. Além das equações de topologia, foram implementadas as equações em regime transiente do balanço material e energético. Duas opções para cálculo da vazão de saída de líquido foram concebidas. A vazão de saída de líquido pode ser

calculada, numa primeira opção, como sendo proporcional à massa contida dentro do efeito ("hold-up") num dado instante *t*, conforme a equação (71).

$$L_{out} = K.M \tag{71}$$

Como segunda opção, pode-se admitir que esta vazão de saída de líquido seja constante e igual ao valor calculado no regime estacionário, como resultado da existência de uma bomba do tipo deslocamento positivo responsável pela circulação de líquidos entre os efeitos. Em qualquer que seja a opção escolhida, a equação (71) é utilizada pela simulação em regime permanente para inicialização do "hold-up".

No modelo proposto, foi considerada apenas a dinâmica da fase líquida no interior do efeito.

Equações de balanço material:

Sólidos: $$\frac{d(w_{out}M)}{dt} = w_{in}L_{in} - w_{out}L_{out} \tag{72a}$$

Total: $$\frac{dM}{dt} = L_{in} - L_{out} + V_{tot} \tag{72b}$$

Vapor: $$V_{tot} = V_{out} + V_{out2} \tag{72c}$$

Condensado: $$C_{out} = C_{in} + V_{in} \tag{72d}$$

Equação do balanço de energia:

$$\frac{d(M\,h_{out})}{dt} = L_{in}h_{in} + V_{in}h_{vin} + C_{in}h_{cin} - L_{out}h_{out} - V_{tot}h_{vout} - C_{out}h_{cout} \tag{73}$$

Dois métodos de simulação dinâmica foram desenvolvidos. Num método simplificado as equações acima são resolvidas e a vazão de água evaporada (V_{tot}) é calculada a cada tempo em função do aquecimento recebido pelo efeito. No método mais rigoroso, a equação de projeto do efeito (40) é utilizada para o cálculo da carga térmica e em função das variações de temperatura e

coeficiente global, a nova vazão de vapor de aquecimento ao efeito é calculada. O sistema de equações diferenciais ordinárias descrito acima é resolvido através do Método de Euler.

5.3.6 – Efeito com aquecimento externo

O modelo em regime transiente desenvolvido para o módulo efeito com aquecimento externo é bastante semelhante ao efeito simples. Semelhantemente ao efeito simples, as duas opções para cálculo da vazão de líquido foram implementadas.

Equações de balanço material:

Sólidos: $$\frac{d(w_{out}M)}{dt} = w_{in}L_{in} - w_{out}L_{out} \quad (74a)$$

Total: $$\frac{dM}{dt} = L_{in} - L_{out} + V_{tot} \quad (74b)$$

Vapor: $$V_{tot} = V_{out} + V_{out2} \quad (74c)$$

Equação do balanço de energia:

$$\frac{d(M\,h_{out})}{dt} = L_{in}h_{in} + \dot{Q} - L_{out}h_{out} - V_{tot}h_{vout} \quad (75)$$

Da mesma forma que para o efeito simples, o sistema de equações diferenciais ordinárias descrito acima é resolvido através do Método de Euler.

5.3.7 – Trocador de calor intermediário

Admite-se, para o trocador de calor intermediário, que pelo fato do líquido ser incompressível, perturbações de vazão de líquido ou concentrações são imediatamente refletidas na corrente de saída. A única dinâmica considerada está localizada no balanço de energia, onde perturbações de temperatura da corrente de alimentação são refletidas na saída do equipamento seguindo uma

dinâmica descrita pelas equações abaixo. O trocador de calor possui um valor de "hold-up" constante e especificado pelo usuário.

Equações de balanço material:

Sólidos: $$w_{in} = w_{out} \quad (76a)$$

Total: $$L_{in} = L_{out} \quad (76b)$$

Condensado: $$C_{out} = V_{in} \quad (76c)$$

Equação do balanço de energia:

$$\frac{dh_{out}}{dt} = \frac{1}{M}(L_{in}h_{in} + V_{in}h_{vin} - L_{out}h_{out} - C_{out}h_{cout}) \quad (77)$$

Semelhantemente ao efeito simples, dois métodos de resolução das equações foram desenvolvidos. No método simplificado, a carga térmica é constante e perturbações são refletidas pela variação da temperatura de saída. No método rigoroso, a equação de projeto (47) é resolvida simultaneamente com as equações de balanço e perturbações da alimentação são refletidas na temperatura de saída e na carga térmica do trocador de calor. A variação da carga térmica resulta na variação da vazão de vapor de aquecimento proveniente de algum efeito. O coeficiente global do trocador de calor (U) é um valor especificado pelo usuário, e diferentemente do efeito simples, seu valor não pode ser recalculado em cada iteração de tempo.

5.3.8 – Trocador de calor com aquecimento externo

Da mesma forma que para o trocador de calor intermediário a única dinâmica considerada está localizada no balanço de energia, e o trocador de calor com aquecimento externo possui um valor de "hold-up" constante e especificado pelo usuário.

Equações de balanço material:

Sólidos: $$w_{in} = w_{out} \quad (78a)$$

Total: $$L_{in} = L_{out} \quad (78b)$$

Equação do balanço de energia:

$$\frac{dh_{out}}{dt} = \frac{1}{M}(L_{in}h_{in} + \dot{Q} - L_{out}h_{out}) \quad (79)$$

5.3.9 – Compressor mecânico

Não foi considerada nenhuma dinâmica no compressor mecânico, e consequentemente, as equações em regime transiente deste equipamento são as mesmas que as equações em regime permanente. Ressalta-se, que isto não significa que perturbações não possam ser introduzidas neste equipamento. As equações do compressor mecânico são resolvidas a cada passo de tempo em conjunto com todos os outros módulos do evaporador.

5.3.10 – Termocompressor

Como no compressor mecânico, nenhuma dinâmica foi considerada neste equipamento.

5.3.11 – Tambor de expansão

O modelo em regime transiente desenvolvido para o módulo efeito com aquecimento externo é semelhante ao efeito simples. Semelhantemente ao efeito simples, as duas opções para cálculo da vazão de líquido foram implementadas.

Equações de balanço material:

Sólidos: $$\frac{d(w_{out}M)}{dt} = w_{in}L_{in} - w_{out}L_{out} \quad (80a)$$

Total: $$\frac{dM}{dt} = L_{in} - L_{out} + V_{tot} \quad (80b)$$

Vapor: $$V_{tot} = V_{out} + V_{out2} \quad (80c)$$

Equação do balanço de energia:

$$\frac{d(M h_{out})}{dt} = L_{in} h_{in} - L_{out} h_{out} - V_{tot} h_{vout} \quad (81)$$

Como já apresentado anteriormente, os recursos da programação orientada por objetos foram explorados neste módulo, permitindo que o módulo efeito com aquecimento externo utilize os mesmos métodos do módulo tambor de expansão.

5.3.12 - Condensador

Nenhuma dinâmica em especial foi considerada no módulo condensador, mas, como já ressaltado anteriormente, as equações de balanço material e energético deste equipamento são resolvidas simultaneamente com o resto do evaporador de modo que perturbações no sistema podem ter suas conseqüências analisadas no condensador.

5.4 – Desenvolvimento de um simulador dinâmico de sistemas de evaporação

5.4.1 – Introdução

Todo modelo dinâmico envolve a resolução de um conjunto de equações diferenciais que descrevem o fenômeno em estudo. Diversos métodos numéricos podem ser empregados para a resolução deste sistema de equações diferenciais. Estes métodos se baseiam numa integração numérica, onde os estados de um sistema devem ser calculados iterativamente a cada novo valor do passo de integração. A estratégia computacional escolhida para o gerenciamento destes passos de integração acarretará em possibilidades

completamente diferentes oferecidas pelo simulador dinâmico em desenvolvimento.

5.4.2 – Estratégias computacionais

Com o surgimento do sistema operacional Windows 95, diversas características deste ambiente computacional podem ser exploradas com o objetivo de tornar um programa de simulação dinâmica, que funciona em microcomputadores, mais versátil e flexível.

a) Abordagem clássica:

Certamente a grande maioria dos simuladores dinâmicos, atualmente existentes, foram desenvolvidos seguindo uma abordagem clássica. O controle do programa é passado para um algoritmo de cálculo que passa a possuir prioridade total sobre o processador. As perturbações devem ser definidas pelo usuário antes do início do cálculo, e o programa é executado até um tempo final de simulação determinado pelo usuário. Eventualmente, algumas opções gráficas podem ser implementadas para que o usuário acompanhe o andamento da simulação, que durante o processamento, assume o papel de um mero expectador.

Como principal vantagem desta abordagem, destaca-se a velocidade de processamento. Como o programa possui prioridade sobre o processador, outras tarefas do computador são interrompidas durante os cálculos. A principal desvantagem está na falta de interatividade com o usuário. Novas perturbações não podem ser introduzidas durante o processamento, se não tiverem sido previstas inicialmente. Além disto, o processador fica "bloqueado" à execução de outras tarefas simultâneas.

b) Relógio interno do sistema operacional:

Como já descrito anteriormente, um programa desenvolvido para o ambiente Windows é concebido como um conjunto de rotinas que são ativadas em resposta ao ciclo de mensagens do sistema operacional. Dentre

os diversos tipos de mensagens, algumas são dedicadas a operações com tempo. Dentro de um aplicativo, pode-se criar um ou mais relógios ("timers") e rotinas correspondentes a cada relógio criado. Estas rotinas são ativadas sempre que um determinado tempo especificado na criação do relógio tenha se passado. Estes relógios podem registrar intervalos a partir de um milésimo de segundo.

Seguindo este conceito, pode-se desenvolver uma rotina que resolve uma iteração do método de resolução das equações diferenciais ordinárias do modelo, sempre que um determinado intervalo de tempo tiver se passado. Após o término da iteração, o controle é retornado ao Windows e o programa fica na espera da próxima mensagem de tempo. Durante este tempo de espera, o processador fica disponível para outras tarefas definidas pelo sistema operacional, ou pelo próprio usuário.

Como principal vantagem deste método, o usuário pode ficar no controle do computador, mesmo durante a simulação dinâmica. Assim, dados podem ser alterados durante o processamento e novas perturbações podem ser definidas "on-the-fly". Esta estratégia é particularmente interessante em simuladores didáticos, onde o tempo de simulação corresponde ao tempo real e o usuário deve tomar decisões de controle ao longo da execução do programa. Deve ficar claro que um milésimo de segundo do processador pode corresponder a um tempo diferente do processo real. O intervalo de tempo definido para ativação do ciclo de mensagens para atualização do "timer" não necessariamente é igual ao passo de integração utilizado no método numérico.

Como principal desvantagem, esta estratégia não é adequada quando o principal interesse é a velocidade de cálculo. Nesta situação, o tempo de espera entre passos de integração não é desejado. Além disto, alguns problemas podem surgir quando o tempo de processamento de uma iteração é superior ao intervalo de tempo definido para atualização "timer".

Quando isto ocorre, o processador "pula" alguns passos de integração e o tempo do modelo e o tempo do "timer" entram em dissincronia.

c) Processamento multitarefa:

As primeiras versões do sistema operacional Windows já ofereciam capacidade multitarefa. Nestas versões, esta capacidade era considerada não-preemptiva ("non-preemptive multitasking"), conforme Petzold (1996). Isto significa que para um aplicativo explorar as capacidades multitarefa do sistema operacional é necessário que explicitamente o programa devolva o controle para o Windows. Dentro do contexto de um simulador dinâmico, isto corresponderia que ao final de cada passo de integração, a rotina de cálculo devolveria o controle ao Windows para que o ciclo de mensagens seja percorrido antes do início da próxima iteração. Caso contrário, a rotina se comportaria como descrito na abordagem clássica, tendo prioridade total sobre o processador.

O sistema operacional Windows 95 apresenta um avanço neste tópico, oferecendo a capacidade multitarefa preemptiva ("preemptive multitasking") ou também denominada multilaços ("multithread"). Um laço ("thread") pode ser entendido como um pedaço de um programa principal, e que portanto compartilha os mesmos recursos deste programa principal (memória, arquivos, etc), mas que é enxergado de forma independente pelo processador. O Windows 95 possui a capacidade de administrar simultaneamente vários laços, de modo que, seguindo uma hierarquia de prioridades o processador é dividido em "fatias de tempo" para a execução simultânea deste conjunto de laços.

Em termos de programação, um laço é simplesmente um tipo de função, que por sua vez pode executar outras funções. Esta função deve ser explicitamente declarada como um laço, e o aplicativo Builder C++ oferece os recursos da programação orientada por objetos através de uma biblioteca VCL para facilitar a criação de novos laços. O programa principal inicia sua execução na forma de um laço principal, e ao longo de seu funcionamento

novos laços podem ser criados, ficando a cargo do sistema operacional o gerenciamento deste conjunto de laços.

Conclui-se assim que nem toda função de um programa para Windows 95 funciona como um laço, e por esta razão a abordagem clássica pode ser utilizada mesmo neste ambiente multitarefa. A concepção do número de laços de um programa deve ser feita criteriosamente, pois o gerenciamento destes laços ocupa parte do tempo do processador. A documentação do Builder C++ recomenda que um programa não deve criar mais que 16 laços simultâneos, pois acima deste valor já se observa uma piora do desempenho do computador. Uma outra preocupação na concepção dos laços é a sincronia entre estes, principalmente quando os recursos do computador são compartilhados.

O processamento multitarefa consiste numa abordagem com muitas vantagens para o desenvolvimento de um simulador dinâmico. O usuário é mantido no controle do programa durante a resolução das equações diferenciais, de modo que, novas perturbações podem ser introduzidas em qualquer instante, permitindo a visualização imediata sobre seus efeitos. O programa assume uma característica mais interativa, motivando o usuário em explorar ao máximo os recursos disponíveis do software. Além disto, não existe a espera entre o final de um passo de integração e o início do próximo passo, acarretando num código com velocidade de processamento otimizada.

A arquitetura do simulador baseada em laços também facilita futuros desenvolvimentos na área de controle e automação de processos. Pode-se imaginar em futuros trabalhos o desenvolvimento de laços que simulem o controlador do equipamento rodando em paralelo com a simulação dinâmica propriamente dita. No caso da integração em controladores em tempo real, a arquitetura de laços pode estar funcionando em paralelo com um programa de supervisão e controle de um processo em tempo real.

5.4.3 – Interface com o usuário

A base da interface do programa com o usuário é a mesma que do simulador estático. Para a simulação dinâmica de um sistema de evaporação é necessário que este seja descrito e tenha seus balanços de massa e energia do regime permanente resolvidos como condição inicial do modelo.

O programa Evsim só permite a que a simulação dinâmica seja efetuada quando tiver na memória do computador um evaporador no regime estacionário convergido. Quando esta convergência é obtida, os botões (Figura 5.1) são ativados para início dos cálculos. O usuário possui três opções: iniciar o cálculo, impor uma pausa e encerrar os cálculos. Em qualquer instante, o usuário pode acessar a janela de diálogo de um módulo para obter dados parciais da simulação, sem com isto interromper a simulação.

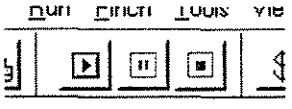


Figura 5.1 – Botões para simulação dinâmica

As perturbações podem ser definidas em qualquer instante, e para isto, basta o usuário alterar alguma das informações de um módulo através das correspondentes janelas de diálogo. Além disto, foram desenvolvidas duas janelas com controles para perturbação dos dados das correntes de alimentação (Figura 5.2) e de vapor de aquecimento (Figura 5.3).

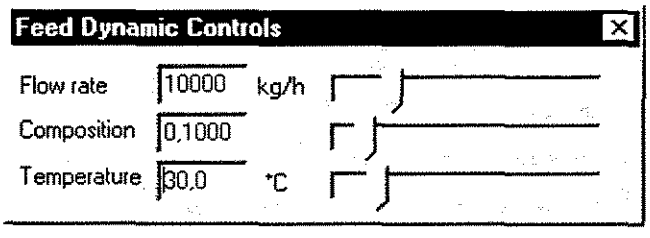


Figura 5.2 – Controles dinâmicos da corrente de alimentação

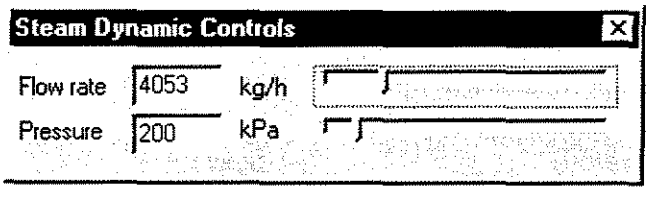


Figura 5.3 – Controles dinâmicos da corrente de vapor de aquecimento

Para visualização dos resultados parciais da simulação dinâmica foram implementadas duas estratégias: apresentação de gráficos e gravação de dados em arquivos. Cada módulo pode dispor na tela do computador de um gráfico que apresenta como algumas de suas variáveis estão sendo alteradas em função do tempo. Estes gráficos são atualizados ao longo da resolução das equações dos módulos, e permitem uma visualização rápida do que está ocorrendo em um módulo. Foram utilizados os gráficos do tipo "Time series" da biblioteca "Graphics Server" desenvolvida pela empresa Pinnacle, Inc. e incorporada ao programa através do recurso "Active-X". Estes gráficos, além de serem atualizados dinamicamente, oferecem opções de impressão e transferência para outros aplicativos. A Figura 5.4 apresenta a janela principal do programa Evsim com dois gráficos dinâmicos abertos com dados parciais.

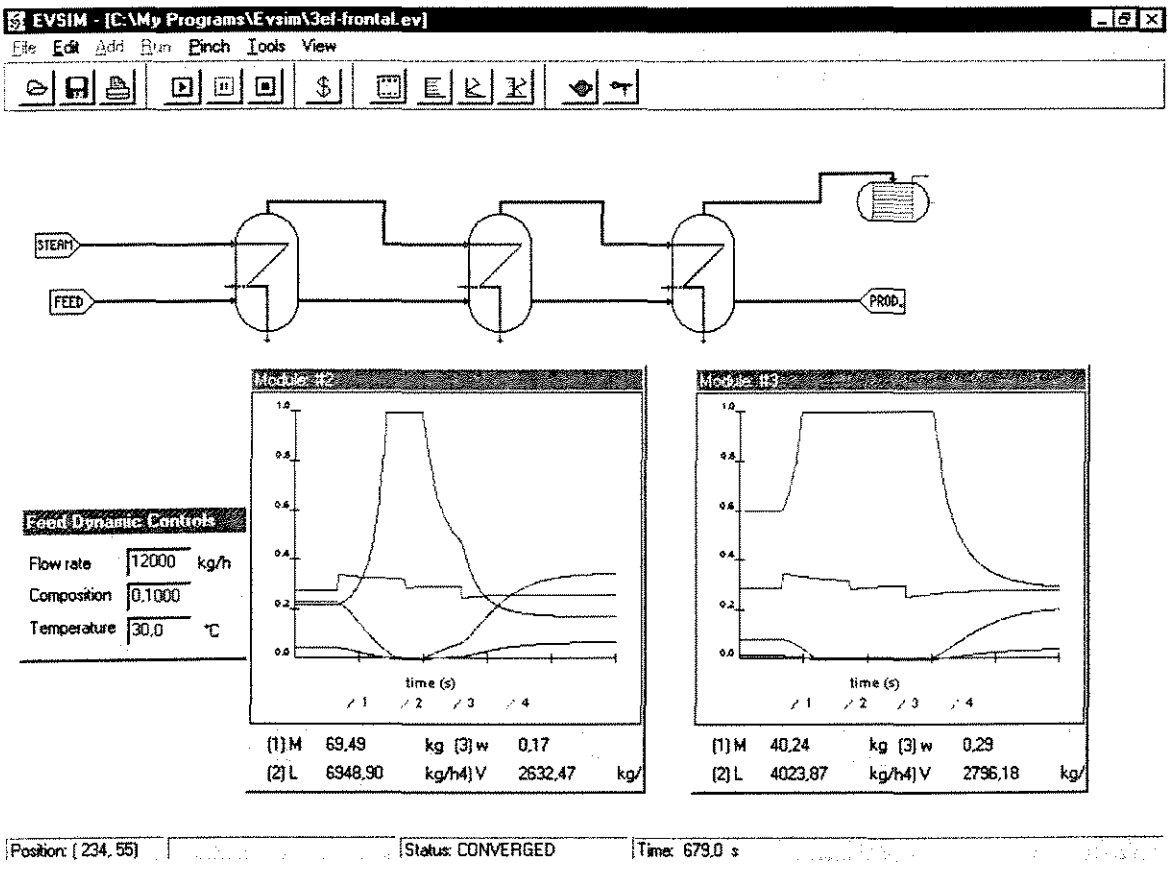


Figura 5.4 – Gráficos dinâmicos do programa Evsim

Caso sejam desejados dados mais detalhados da simulação dinâmica de um módulo, dados parciais podem ser gravados em arquivos tipo texto, em formato próprio para leitura em planilhas ou outros programas. Segue abaixo um exemplo dos dados gravados após a perturbação na vazão de alimentação de um efeito e o gráfico do perfil da concentração de saída e temperatura em função do tempo preparado na planilha Excel (Figura 5.5).

t(s);p(kPa);T(C);M(kg);Lout(kg/h);wout();V(kg/h)

5.00;	75.00;	92.82;	499.99;	2499.96;	0.4000;	7494.42
10.00;	75.00;	92.82;	500.00;	2500.00;	0.4000;	7494.42
15.00;	75.00;	92.85;	492.38;	2462.67;	0.4048;	8014.19
20.00;	75.00;	92.88;	484.80;	2424.76;	0.4097;	8013.53
25.00;	75.00;	92.91;	477.28;	2387.13;	0.4147;	8012.82
30.00;	75.00;	92.94;	469.80;	2349.76;	0.4199;	8012.07
35.00;	75.00;	92.97;	462.38;	2312.65;	0.4252;	8011.26
40.00;	75.00;	93.01;	455.01;	2275.81;	0.4306;	8010.41
45.00;	75.00;	93.04;	447.70;	2239.23;	0.4361;	8009.49
50.00;	75.00;	93.08;	440.44;	2202.90;	0.4418;	8008.51
55.00;	75.00;	93.12;	433.22;	2166.84;	0.4477;	8007.46
60.00;	75.00;	93.17;	426.06;	2131.03;	0.4537;	8006.33
65.00;	75.00;	93.22;	418.95;	2095.48;	0.4598;	8005.12
70.00;	75.00;	93.27;	411.90;	2060.19;	0.4661;	8003.83
75.00;	75.00;	93.32;	404.89;	2025.14;	0.4726;	8002.43
80.00;	75.00;	93.38;	397.93;	1990.35;	0.4793;	8000.93
85.00;	75.00;	93.44;	391.03;	1955.81;	0.4862;	7999.32
90.00;	75.00;	93.51;	384.17;	1921.53;	0.4932;	7997.58
95.00;	75.00;	93.58;	377.36;	1887.49;	0.5005;	7995.70
100.00;	75.00;	93.66;	370.60;	1853.70;	0.5080;	7993.67
105.00;	75.00;	93.74;	363.90;	1820.16;	0.5156;	7991.48
110.00;	75.00;	93.83;	357.24;	1786.86;	0.5235;	7989.10
115.00;	75.00;	93.93;	350.63;	1753.82;	0.5317;	7986.53
120.00;	75.00;	94.04;	344.07;	1721.02;	0.5401;	7983.74
125.00;	75.00;	94.15;	337.56;	1688.47;	0.5487;	7980.71
130.00;	75.00;	94.28;	331.10;	1656.16;	0.5577;	7977.42
135.00;	75.00;	94.42;	324.69;	1624.11;	0.5669;	7973.84
140.00;	75.00;	94.57;	318.33;	1592.30;	0.5764;	7969.93
145.00;	75.00;	94.73;	312.02;	1560.74;	0.5862;	7965.67
150.00;	75.00;	94.91;	305.76;	1529.43;	0.5963;	7961.02
155.00;	75.00;	95.11;	299.55;	1498.36;	0.6068;	7955.93
160.00;	75.00;	95.33;	293.39;	1467.55;	0.6176;	7950.36
165.00;	75.00;	95.57;	287.28;	1437.00;	0.6288;	7944.25
170.00;	75.00;	95.83;	281.22;	1406.70;	0.6403;	7937.54
175.00;	75.00;	96.12;	275.21;	1376.65;	0.6523;	7930.15
180.00;	75.00;	96.45;	269.26;	1346.87;	0.6647;	7922.02
185.00;	75.00;	96.81;	263.35;	1317.36;	0.6775;	7913.04
190.00;	75.00;	97.21;	257.51;	1288.11;	0.6908;	7903.11
195.00;	75.00;	97.65;	251.71;	1259.14;	0.7045;	7892.10
200.00;	75.00;	98.15;	245.98;	1230.45;	0.7188;	7879.87

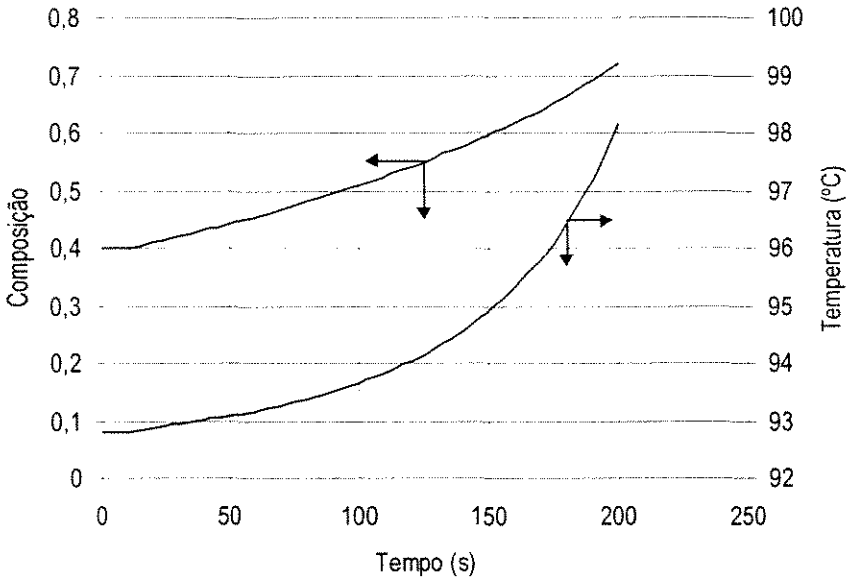


Figura 5.5 – Exemplo da transferência de dados para a planilha Excel

Foi elaborada também uma janela de diálogo com parâmetros gerais relativos à simulação dinâmica (Figura 5.6). O parâmetro "step size" especifica o tamanho do passo de integração utilizado no método de Euler internamente nos módulos do evaporador. O valor ideal para cada caso deve ser determinado por tentativa e erro, com base no compromisso entre precisão e velocidade de cálculo. Verificou-se, após vários testes que as rotinas de atualização da tela do computador são mais lentas que o cálculos da simulação propriamente dita. Em particular, a biblioteca "Graphics Server" é muito lenta e por essa razão o uso de gráficos para acompanhar a simulação dinâmica deve ser criterioso. O mesmo raciocínio pode ser estendido para a gravação de dados em disco. Normalmente, não existe a necessidade de apresentação de dados parciais da simulação dinâmica em todas iterações do modelo. Deve-se lembrar ainda que a dinâmica de evaporadores é muito lenta, e no caso de múltiplos-efeitos tem-se um sistema constituído de vários tanques em série. Em decorrência disto, recomenda-se que o tempo de atualização ("update interval") seja maior que o passo de integração para que a simulação tenha sua velocidade de cálculo otimizada. Obviamente, o tempo de atualização nunca pode ser menor que o passo de integração. Nota-se também que a velocidade de processamento num software de características interativas não é função exclusiva de métodos

numéricos. No caso do Evsim, a forma como usuário explorar a interface gráfica do programa trará grandes interferências no seu desempenho final. Foi implementado também um cronômetro ("stopwatch"), através do qual o usuário pode programar uma seqüência de pausas no simulador para que dados sejam analisados ou novas perturbações sejam introduzidas. Nesta janela de diálogo também é possível a escolha do tipo de modelo dinâmico a ser utilizado para a simulação dos efeitos e do trocador de calor. A opção "Simulation" designa o modelo simplificado, no qual apenas as equações de balanço material e energético são resolvidas. Através da opção "Rating", pode-se optar pelo modelo rigoroso onde as equações de projeto dos equipamentos também são levadas em consideração.

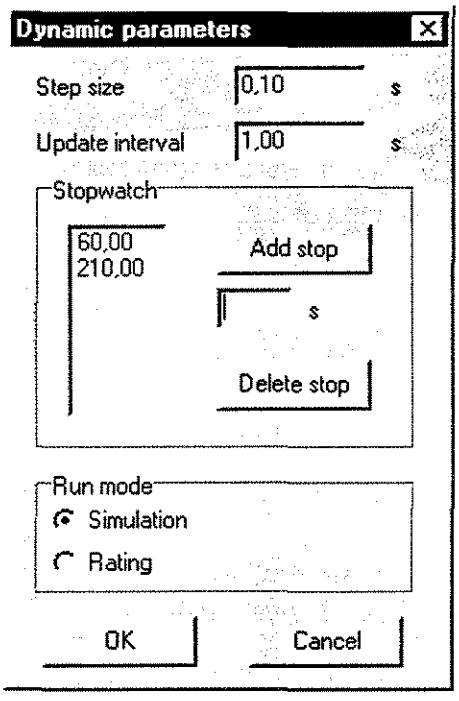


Figura 5.6 – Parâmetros gerais do simulador dinâmico

5.5 – Estudos de caso

5.5.1 – Concentração de suco de maçã

Lozano et ali. (1984) estudaram o controle de um evaporador de suco de maçã e neste estudo foi realizada uma modelagem baseada em funções de transferência. Os parâmetros do modelo proposto pelos autores foram ajustados a partir de dados experimentais obtidos numa instalação piloto.

O evaporador em estudo é constituído de três efeitos com arranjo frontal, dotado de três trocadores de calor intermediários. A Figura 5.7 apresenta a configuração do equipamento definida no programa Evsim. A Tabela 5.1 mostra os dados em estado estacionário do evaporador descrito por Lozano et ali. (1984) e obtidos experimentalmente.

Tabela 5.1 – Dados do concentrador de suco de maçã

Corrente de alimentação:	
Vazão	9360 kg/h
Temperatura	35°C
Concentração	16,3°Brix
Vapor de aquecimento	
Pressão	220 kPa
Efeito #1:	
Pressão	145 kPa
Concentração	23,2°Brix
Efeito #2:	
Pressão	80 kPa
Concentração	36,8°Brix
Efeito #3:	
Pressão	20 kPa
Concentração	70,0°Brix
Trocador de calor conectado efeito #1:	
Temperatura de saída	103°C
Trocador de calor conectado efeito #2:	
Temperatura de saída	82°C
Trocador de calor conectado efeito #3:	
Temperatura de saída	44°C

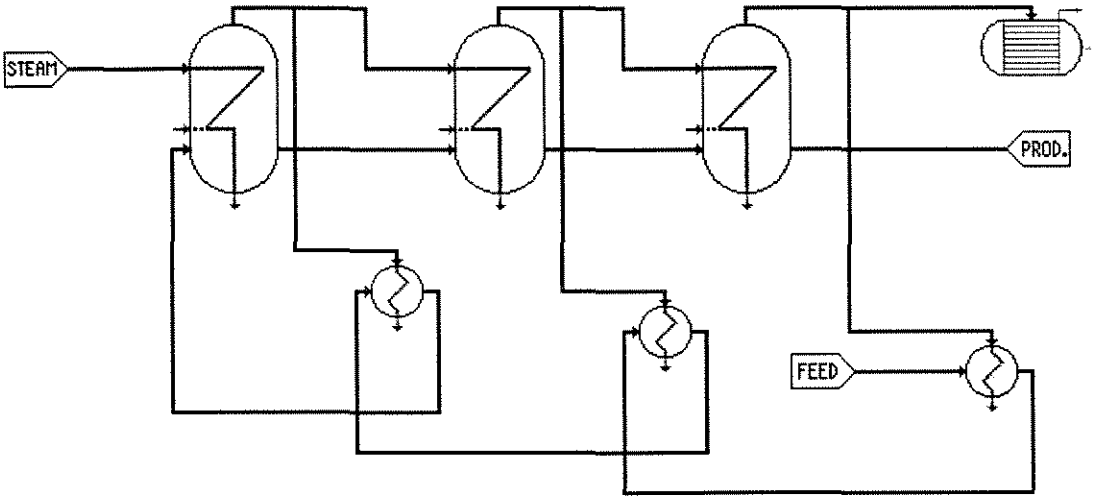


Figura 5.7 – Concentrador de suco de maçã

A partir dos dados da Tabela 5.1, foi efetuada a simulação do sistema de evaporação e chegou-se aos valores de concentração de saída do primeiro e segundo efeito 23,05 e 36,81°Brix, respectivamente. Estes valores representam erros percentuais de 0,7% e 0,0% , respectivamente em relação aos valores da Tabela 5.1. Conclui-se que o programa desenvolvido neste trabalho apresenta excelente concordância com dados reais de evaporadores em operação.

Os autores efetuaram diversos testes em malha aberta para o ajuste dos parâmetros do modelo por eles proposto. Um dos testes foi uma perturbação na vazão da corrente de alimentação, reduzindo seu valor de 9360 a 8300 kg/h.

Num primeiro estudo, procurando reproduzir os resultados experimentais obtidos por Lozano et ali. (1984) foram adotados os valores de tempo de atraso iguais a 0, 10, 10, 8, 8, 8, e 8 s para a corrente de alimentação, trocadores de calor dos efeitos #3, #2 e #1 e para os efeitos #1, #2 e #3, respectivamente. Em todos os trocadores de calor foram adotados os valores de "hold-up" iguais a 200 kg e coeficientes globais de transferência de calor iguais a 2000 kJ/h m ^{2} °C. Em todos os efeitos foi adotado o valor 200 para as constantes dinâmicas da equação (71).

A Figura 5.8 apresenta os resultados das simulações dinâmicas do concentrador de suco de maçã, em conjunto com os dados experimentais do equipamento. A

partir desta figura conclui-se que o método simplificado desenvolvido neste trabalho não é capaz de representar adequadamente dados experimentais de evaporadores reais. Dentre as várias simulações realizadas com o método rigoroso, conclui-se que o uso de valores constantes do coeficiente global dos efeitos de evaporação também não permite um bom ajuste aos dados experimentais. Dentre as equações para cálculo do coeficiente global de transferência de calor, conclui-se pela Figura 5.8 que a atualização destes valores em cada iteração de tempo através da equação de Baloh apresentou a melhor coerência com os dados experimentais.

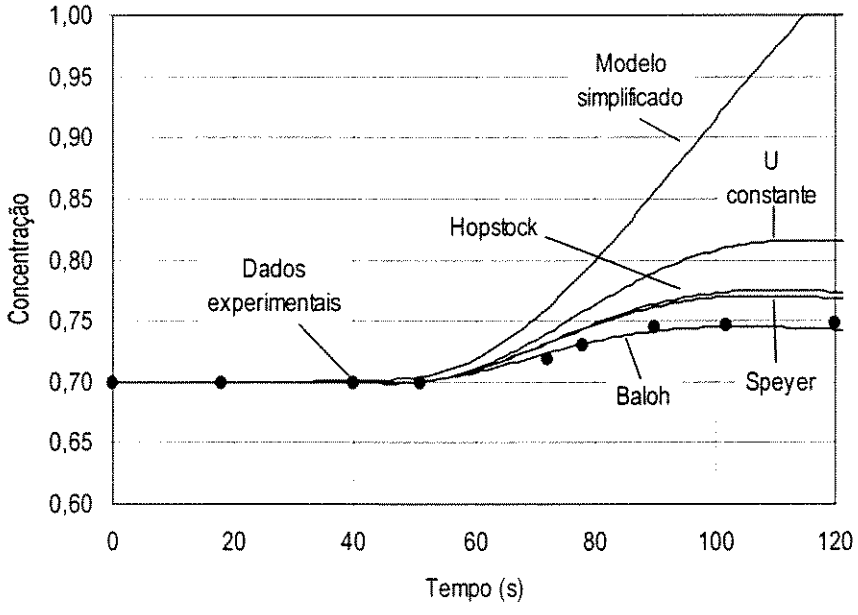


Figura 5.8 – Comparação de modelos na simulação dinâmica de concentrador de suco de maçã

Utilizando-se a equação de Baloh, procurou-se investigar também a influência das constantes dinâmicas dos efeitos. Os resultados destas simulações encontram-se apresentados na Figura 5.9. Verifica-se nesta figura que o valor da constante dinâmica de um efeito traz fortes implicações no comportamento dinâmico de um sistema de evaporação. Quanto menor a constante, maior será o "hold-up" calculado no regime estacionário e mais absorvidas serão as perturbações na entrada de um efeito. Este fato pode ser bem observado na curva com $K = 10\ h^{-1}$, onde no tempo simulado (120 s) não foram observadas

variações significativas na concentração de saída do efeito #3. Por outro lado, na curva com K = 1000 h^{-1}, nota-se uma resposta rápida do evaporador a perturbações pelo fato dos efeitos apresentarem uma pequena capacitância. Em termos práticos, esta constante é função das dimensões do equipamento, e principalmente, do tipo de equipamento. Por exemplo, evaporadores do tipo calandria possuem um grande volume de líquido em seu interior, implicando em valores de K pequenos e um comportamento dinâmico lento. Já no caso de evaporadores de filme descendente, a quantidade de líquido existente no interior do efeito é pequena, resultando em valores de K grandes e um comportamento dinâmico rápido.

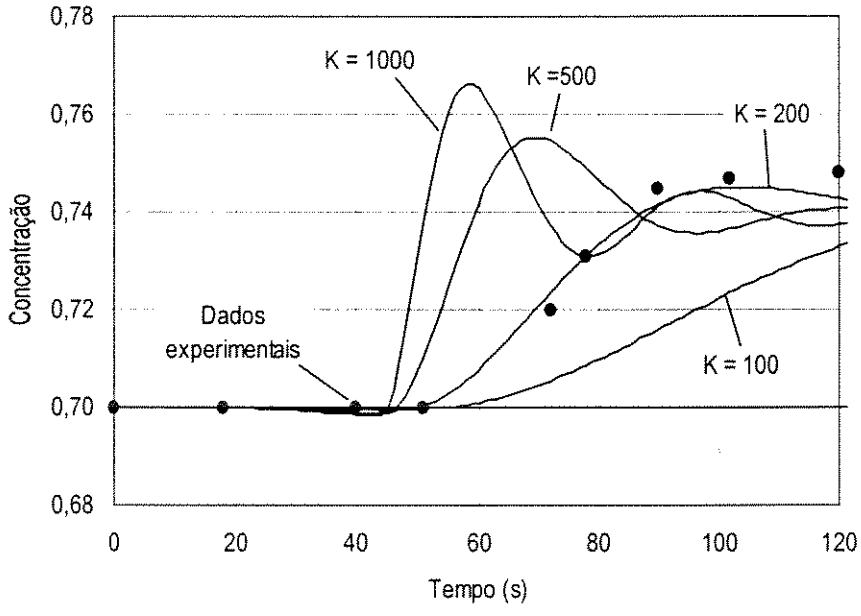


Figura 5.9 – Influência das constantes dinâmicas

Conclui-se que o modelo de simulação dinâmica de evaporadores múltiplo-efeito desenvolvido neste trabalho é capaz de reproduz com grande precisão dados experimentais de equipamentos e constitui-se numa poderosa ferramenta para o estudo do regime transiente de sistemas de evaporação.

5.5.2 – Limpeza de filtros na evaporação de malto-dextrina de milho

Os dados apresentados neste estudo de caso foram adaptados a partir de um caso real de uma indústria brasileira.

Malto-dextrina pode ser obtida a partir da hidrólise parcial de amido de milho. O licor diluído, consiste numa solução de malto-dextrina em água com 30%, e que deve ser concentrada até 82%. Para isto, utiliza-se um evaporador com quatro efeitos, arranjo misto, aproveitamento de condensado, termocompressor e tambor de expansão. A Tabela 5.2 apresenta os dados deste equipamento, e a Figura 5.10 apresenta a configuração do evaporador de malto-dextrina definido no programa Evsim.

Tabela 5.2 – Dados do evaporador de malto-dextrina

Corrente de alimentação:	
Vazão	30000 kg/h
Temperatura	70ºC
Concentração	30%
Corrente de produto	
Concentração	82%
Vapor de aquecimento	
Pressão	125 kPa
Efeito #1:	
Pressão	40 kPa
Efeito #2:	
Pressão	24 kPa
Efeito #3:	
Pressão	18 kPa
Efeito #4:	
Pressão	11 kPa
Tambor de expansão:	
Pressão	11 kPa
Termocompressor:	
Pressão de descarga	125 kPa
Eficiência	30%
Pressão do vapor motriz	1000 kPa
Vazão de vapor	2500 kg/h

A partir dos dados da Tabela 5.2, foi efetuada a simulação em regime estacionário do evaporador de malto-dextrina, chegando-se aos valores da Tabela 5.3. Para o cálculo de propriedades físicas, foram utilizadas as correlações apresentadas para soluções de glicose.

Tabela 5.3 – Resultados da simulação no estado estacionário

Vapor de aquecimento	
Vazão	2025 kg/h
Efeito #1:	
Temperatura	77,79ºC
Concentração de entrada	56,34%
Concentração de saída	80,10%
Água evaporada	4737 kg/h
Efeito #2:	
Temperatura	65,31ºC
Concentração de entrada	44,60%
Concentração de saída	56,34%
Água evaporada	4207 kg/h
Efeito #3:	
Temperatura	58,56ºC
Concentração de entrada	30,00%
Concentração de saída	35,62%
Água evaporada	4731 kg/h
Efeito #4:	
Temperatura	48,57ºC
Concentração de entrada	35,62%
Concentração de saída	44,60%
Água evaporada	5088 kg/h
Tambor de expansão	
Temperatura	49,03ºC
Concentração de entrada	80,10%
Concentração de saída	82,00%
Água evaporada	260 kg/h
Termocompressor:	
Sucção/Vapor motriz	0,23 kg/kg

A corrente de alimentação do sistema de evaporação, antes de seguir a este equipamento passa por um filtro com o objetivo de se retirar substâncias que promovem uma coloração indesejada ao produto final. A cada duas horas de operação o filtro deve ser lavado com água para a remoção destas impurezas.

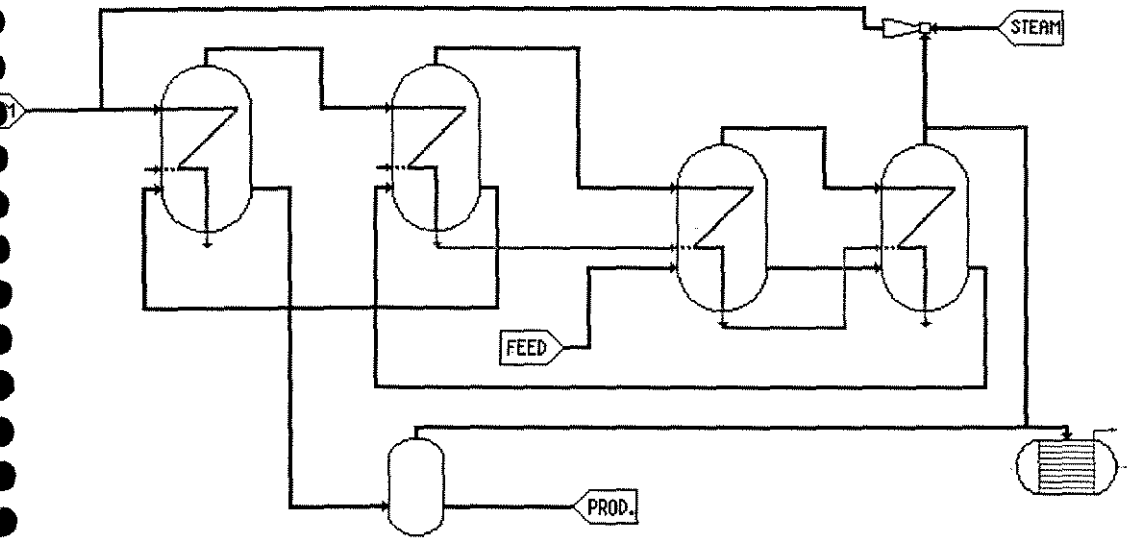


Figura 5.10 – Evaporador de malto-dextrina

cada operação de lavagem são utilizados 2 m^3 de água. Pelo fato de uma uena quantidade de malto-dextrina ficar retida nas telas do filtro, este duto é também lavado pela água de limpeza dos filtros, e por isso, a água acaba contendo aproximadamente 1% de malto-dextrina. Uma análise nômica preliminar concluiu que é mais vantajoso processar esta água dual no sistema de evaporação e recuperar a malto-dextrina, do que enviar água para o sistema de tratamento de efluentes. O processamento destes de água para recuperação de malto-dextrina é realizado em 15 minutos, e anto durante estes minutos o evaporador passa a receber uma quantidade cional de alimentação de 8000 kg/h. Esta alimentação adicional somada à entação existente resulta numa vazão total de 38000 kg/h, numa entração de 23,89% de malto-dextrina. A Figura 5.11 mostra graficamente o esta corrente de alimentação tem seus valores perturbados em função do o, como resultado desta operação de lavagem dos filtros.

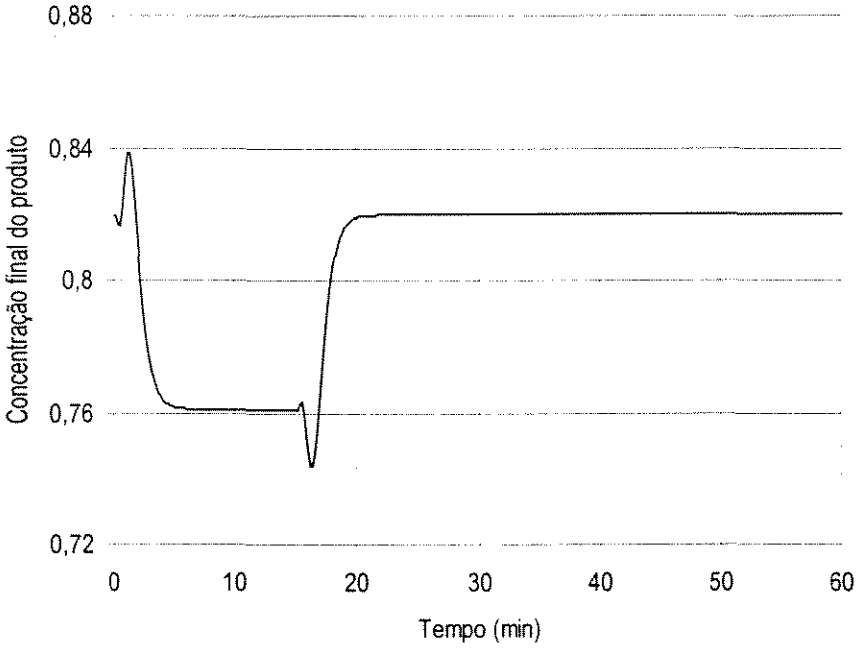


Figura 5.12 – Concentração final de malto-dextrina

A Figura 5.12 apresenta a variação da concentração final de malto-dextrina em função do tempo. A partir desta figura, pode-se observar os seguintes fatos:

- durante a período em que a água de lavagem é processada, o sistema de evaporação atinge regime permanente com uma concentração final de malto-dextrina igual a 76,11%;
- este regime permanente provisório é atingido aproximadamente 6 minutos após a perturbação;
- a concentração final de malto-dextrina retorna ao valor de 82,00% aos 20 minutos, ou seja, 5 minutos após cessado processamento de água de lavagem;
- a concentração de malto-dextrina sempre passa por um valor de pico (máximo ou mínimo) antes de atingir um novo estado estacionário, seguindo o comportamento típico de um sistema com resposta inversa.

A ocorrência de resposta inversa na dinâmica de processos químicos é descrita por vários autores, como por exemplo por Seborg et ali. (1989). Estes autores

exemplificam a ocorrência de resposta inversa no refervedor de colunas de destilação e em reatores tubulares catalíticos com reações exotérmicas.

A literatura não apresenta nenhuma descrição de resposta inversa em evaporadores e isto pode ser atribuído ao fato da dinâmica destes equipamentos ser pouco estudada. Além disto, a resposta inversa em evaporadores não é encontrada em qualquer configuração, como por exemplo, no estudo de caso da concentração de suco de maçã.

Seborg et ali. (1984) explicam que a resposta inversa ocorre quando efeitos dinâmicos competitivos operam em escalas de tempo diferentes. Isto ocorre nos sistemas de evaporação, pois enquanto a dinâmica do líquido é lenta – função de "hold-up" e tempos de atraso – a dinâmica do vapor é rápida como conseqüência das altas velocidades características do escoamento de vapor numa tubulação.

O efeito #3 é onde a corrente de alimentação entra no sistema de evaporação. Como observado na Tabela 5.2, a alimentação se encontra a 70°C, numa temperatura superior à deste efeito no estado estacionário (58,56°C – Tabela 5.3). O aumento na vazão de líquido acarreta no aumento da entalpia da massa de líquido existente no efeito #3, apresentando como conseqüência o pequeno aumento de sua temperatura, conforme observado nos primeiros segundos da Figura 5.13. Após aproximadamente 5 s, no entanto, o efeito da diluição desta massa de líquido começa a ficar mais pronunciado reduzindo a elevação do ponto de ebulição do efeito e acarretando numa diminuição de temperatura até o valor do novo estado estacionário ser atingido.

Durante estes 5 s iniciais, a vazão de alimentação ao efeito #2 ainda não foi perturbada. Entretanto, como a temperatura do efeito #3 aumentou, a diferença de temperatura entre estes efeitos diminuiu, acarretando numa diminuição de carga térmica do efeito #3, fazendo com que a vazão de água evaporada no efeito #2 seja diminuída. Esta diminuição de água evaporada no efeito #2 implica no aumento de pressão deste efeito, que pode ser observado

através do aumento de sua temperatura na Figura 5.13, e também na diminuição de sua carga térmica.

O mesmo fenômeno tende a ocorrer entre os efeitos #2 e #1. A diminuição da carga térmica do efeito #2 resulta na diminuição da água evaporada no efeito #1 e trazendo como conseqüência o aumento de sua pressão e temperatura. Observa-se assim que o aumento de temperatura nos primeiros instantes observado no efeito #3 é ampliado até o efeito #1. O efeito #1, por sua vez, recebe como meio de aquecimento vapor vivo mantido à pressão e temperatura constantes. O aumento da temperatura deste efeito causa a diminuição de sua carga térmica sem afetar a pressão e temperatura do vapor vivo.

A Figura 5.14 apresenta as vazões de vapor vegetal nos efeitos durante os três minutos iniciais após a perturbação. Nesta figura, nota-se claramente que todas as vazões de vapor tendem a um valor no novo estado estacionário superior ao estado estacionário inicial. Com a estabilização das temperaturas dos efeitos #2 e #3, o efeito #2 passa requerer um aumento de vapor de aquecimento proveniente do efeito #1. Entretanto, como a dinâmica das vazões de líquido é muito lenta, na faixa de 30 a 60 s a vazão de líquido alimentado ao efeito #1 ainda não foi aumentada consideravelmente. Por causa disto, a concentração do líquido do efeito #1 aumenta (Figura 5.15) durante o tempo em que o seu "hold-up" (Figura 5.16) diminui com o tempo. À medida que a vazão de líquido alimentada a este efeito é aumentada, observa-se que o "hold-up" passa a aumentar causando a diminuição da composição do líquido no efeito #1 até atingir o valor do novo estado estacionário, inferior ao estado estacionário inicial.

Observa-se na Figura 5.13 que passados os instantes iniciais após a perturbação a temperatura do efeito #1 é reduzida drasticamente de 81 a 67°C.

Durante todo o processo, a pressão do efeito #4 é mantida constante em 11 kPa, pois o último efeito está ligado diretamente ao condensador e ao sistema de vácuo. A variação de temperatura deste efeito é resultado exclusivo da

variação de concentração do líquido no seu interior. Nota-se na Figura 5.13 que a temperatura pouco varia neste efeito.

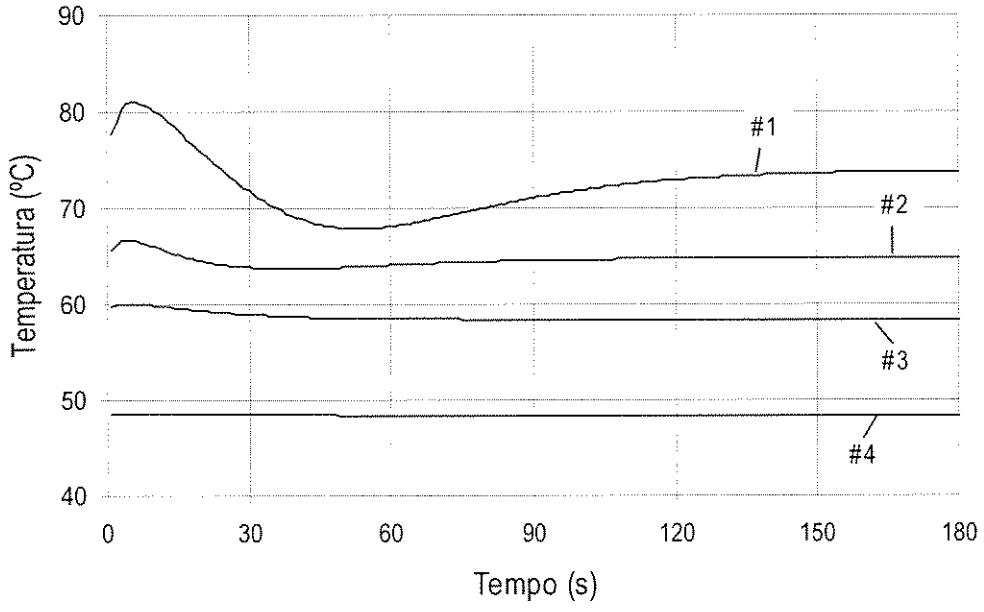


Figura 5.13 – Perfil de temperaturas no evaporador de malto-dextrina

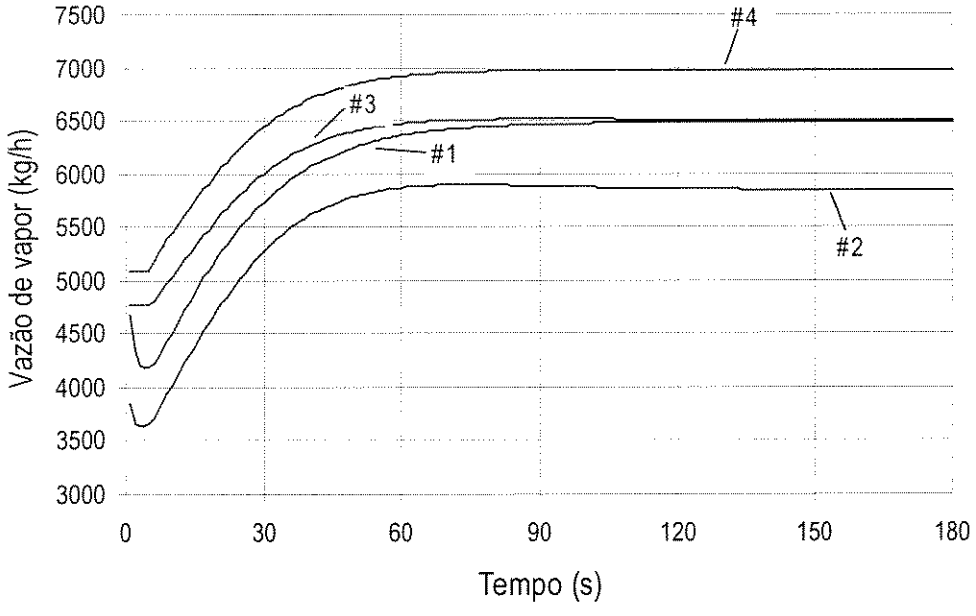


Figura 5.14 – Perfil de vazões de vapor vegetal no evaporador de malto-dextrina

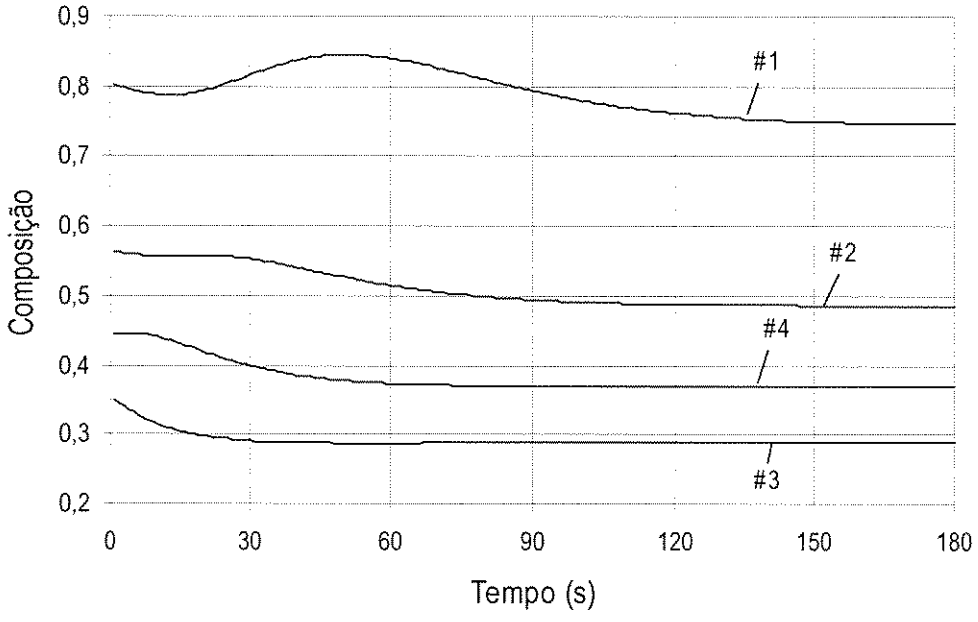


Figura 5.15 – Perfil de concentrações no evaporador de malto-dextrina

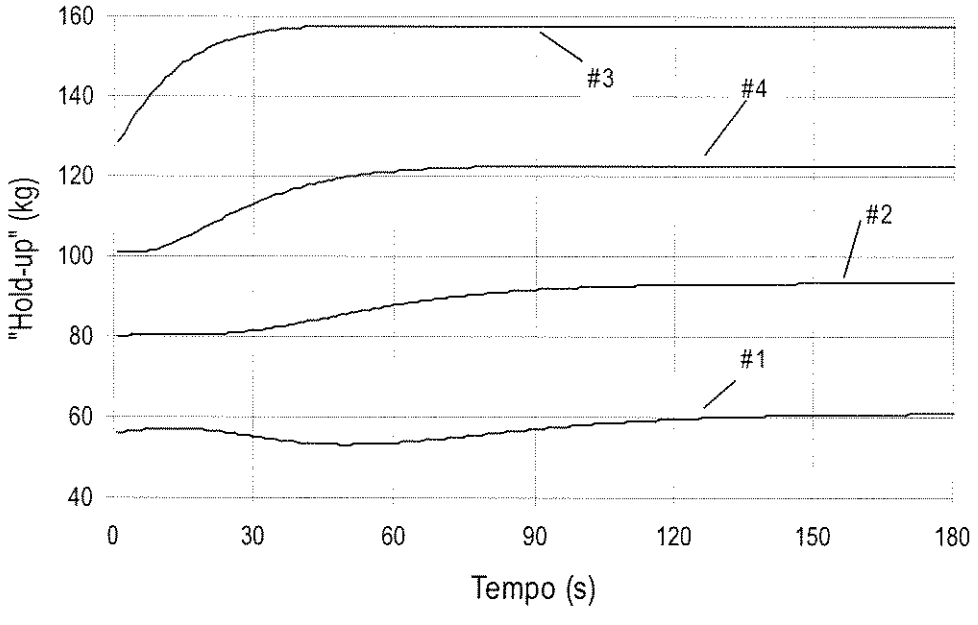


Figura 5.16 – Perfil de "hold-up" no evaporador de malto-dextrina

Conclui-se pela análise acima que o comportamento de um sistema de evaporação é extremamente complexo, como resultado das diversas interações com dinâmicas diferentes entre os módulos que o constituem. Com relação ao tambor de expansão, este equipamento pouco interage com o resto do equipamento, e o seu comportamento dinâmico é função direta do comportamento do efeito anterior, no caso estudado do efeito #1. O comportamento dinâmico do termocompressor é função da vazão de vapor motriz (mantida constante durante o estudo), das condições do vapor de sucção e da pressão de descarga. O vapor de sucção do termocompressor é resultante do efeito conectado ao sistema de vácuo, e como já discutido, apenas variações mínimas são observadas neste efeito. A descarga do termocompressor é misturada com o vapor vivo, que também teve suas propriedades mantidas constantes durante a simulação.

5.6 – Comentários finais

O comportamento dinâmico de sistemas de evaporação é um assunto ainda pouco explorado até hoje. Neste trabalho, foi desenvolvido um simulador dinâmico de evaporadores múltiplo-efeito que apresenta como principais características:

- flexibilidade: o modelo desenvolvido permite a definição de qualquer número de efeitos, arranjados em qualquer configuração: frontal, reversa ou mista;

- abrangência: acessórios como trocadores de calor intermediários, tambores de expansão, compressores mecânicos e termocompressores podem ser incluídos no modelo de simulação;

- interatividade: o uso da arquitetura multitarefa do sistema operacional Windows 95 permite ao usuário o acompanhamento da simulação dinâmica, inclusive para a introdução de novas perturbações em qualquer instante.

Pouco foi discutido a respeito da velocidade de processamento do programa. Deve-se ter em conta que, na arquitetura multitarefa do Windows, a velocidade de processamento não é definida apenas por um programa isolado, mas sim pelo conjunto de aplicativos abertos simultaneamente. No caso do programa desenvolvido, a velocidade de processamento ainda é afetada pelos recursos em uso como gravação de dados em arquivo e atualização de gráficos dinâmicos. Os resultados apresentados na Tabela 5.4 foram obtidos a partir da simulação dinâmica de 3600 s da operação do evaporador de malto-dextrina com passo de 0,1 s, num microcomputador com processador Cyrix P6 / 166 MHz com 32 Mb de memória.

Tabela 5.4 – Velocidade de cálculo na simulação dinâmica

Situação	Tempo de processamento
Nenhuma atualização de tela	1 min 28 s
1 gráfico dinâmico atualizado a cada 1 s	3 min 44 s
1 gráfico dinâmico atualizado a cada 10 s	1 min 35 s
1 arquivo de gravação de dados atualizado a cada 1 s	1 min 41 s
1 arquivo de gravação de dados atualizado a cada 10 s	1 min 29 s

Este trabalho demonstra ainda que o comportamento dinâmico de sistemas de evaporação pode, dependendo de sua configuração, ser complexo. Pretende-se, no futuro, fazer uso do programa desenvolvido para explorar ainda mais profundamente a dinâmica de evaporadores, incluindo também estruturas de controle.

6. ANÁLISE PINCH DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO

6.1 – Introdução

Os capítulos anteriores deste trabalho foram dedicados exclusivamente ao estudo de sistemas de evaporação isolados. No entanto, um evaporador é apenas um equipamento de separação que normalmente faz parte de um processo maior constituído de outras operações. A otimização de um equipamento de evaporação não deve ser efetuada de maneira isolada, mas sim no conjunto do processo como um todo.

O projeto conceitual de um processo químico pode ser dividido em três etapas: sistema de reação, sistema de separação e rede de trocadores de calor (Linnhoff et ali. 1982). Estas etapas estão organizadas segundo uma hierarquia inerente a qualquer processo químico, simbolicamente representado pelo "diagrama de cebola" (Figura 6.1).

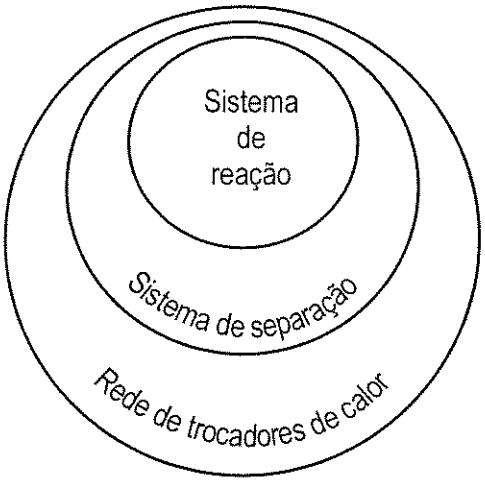


Figura 6.1 – "Diagrama de cebola"

Todo processo químico tem seu projeto iniciado pelo sistema de reação. O projeto do reator químico define as correntes de efluente do sistema de separação e assim especifica as necessidades de separação: reaproveitamento de matérias-primas não convertidas e purificação de produtos e sub-produtos.

O sistema de reação, juntamente com o sistema de separação, define as necessidades do processo de aquecimento e resfriamento. Neste ponto deve-se proceder o projeto da rede de trocadores de calor. Westphalen e Wolf Maciel (1998) apresentam um exemplo prático da natureza hierárquica no projeto conceitual de um processo químico.

Smith e Linnhoff (1988) justificam que a Análise Pinch impõe uma nova hierarquia de decisões no projeto de um processo integrado. Em função das oportunidades de recuperação de energia, modificações no sistema de reação e separação podem ser sugeridas. A ênfase dos autores é a otimização de equipamentos no contexto do processo como um total, em contraste com a abordagem clássica que sugere a otimização dos vários equipamentos de processo em isolado.

Como já apresentado anteriormente, sistemas de evaporação tem sido projetados de forma integrada com processos através do uso de correntes de extração de vapor. Esta integração, conforme pode-se observar no estudo publicado por Leal et ali. (1986), é projetado com base na intuição e experiência do engenheiro de processos.

A literatura apresenta apenas algumas diretrizes básicas para o uso da Análise Pinch na integração de processos, porém baseadas apenas em modelos de sistemas de evaporação simplificados.

Pretende-se propor neste trabalho uma metodologia rigorosa para a integração energética de evaporadores com processos baseada na Análise Pinch.

6.2 – Desenvolvimento de um programa para cálculos da Análise Pinch

O capítulo 3 apresentou os conceitos básicos da Análise Pinch como metas de área e energia, construção de curvas compostas, diagrama de cascata, etc. É necessário que estas ferramentas estejam disponíveis na forma de um programa de computador. Um aplicativo denominado QuickPinch foi

desenvolvido com a mesma filosofia de desenvolvimento de "software" empregada no programa Evsim.

O ponto de partida para a Análise Pinch são os dados das correntes de processo. No programa QuickPinch, as informações das correntes de processo foram organizadas através de uma lista de conexões duplas, como descrito por Westphalen e Wolf Maciel (1994). Assim, não existe um número máximo de correntes pré-definido pelo software, ou seja, um novo bloco de memória é alocada sempre que uma nova corrente de processo é definida. Além disto, a lista de conexões duplas permite que uma corrente de processo seja facilmente retirada da lista.

O algoritmo "Problem Table" percorre diversas vezes as correntes de processo, quer seja para a definição de um intervalo de temperatura, ou para o balanço entálpico de um intervalo. O uso das listas de conexões duplas facilita o acesso de informações das correntes de processo. Os intervalos de temperatura do algoritmo "Problem Table" também foram representados na memória do computador por meio de listas de conexões duplas.

Finalmente, os intervalos de entalpia utilizados no cálculo da meta de área também foram representados através das listas de conexões duplas. A Figura 6.2 apresenta a tela do programa QuickPinch.

Este programa pode ser utilizado para análise de redes de trocadores de calor, entretanto, a ferramenta para integração de evaporadores continua sendo o programa Evsim. A partir do programa QuickPinch, as correntes quentes e frias de um processo são descritas e armazenadas em arquivo. Este arquivo é lido pelo programa Evsim que passa a armazenar as informações do "Background process", ou seja, do processo onde o evaporador será integrado. A Figura 6.3 apresenta a tela do programa Evsim com as curvas compostas e o diagrama de cascata de um processo traçados.

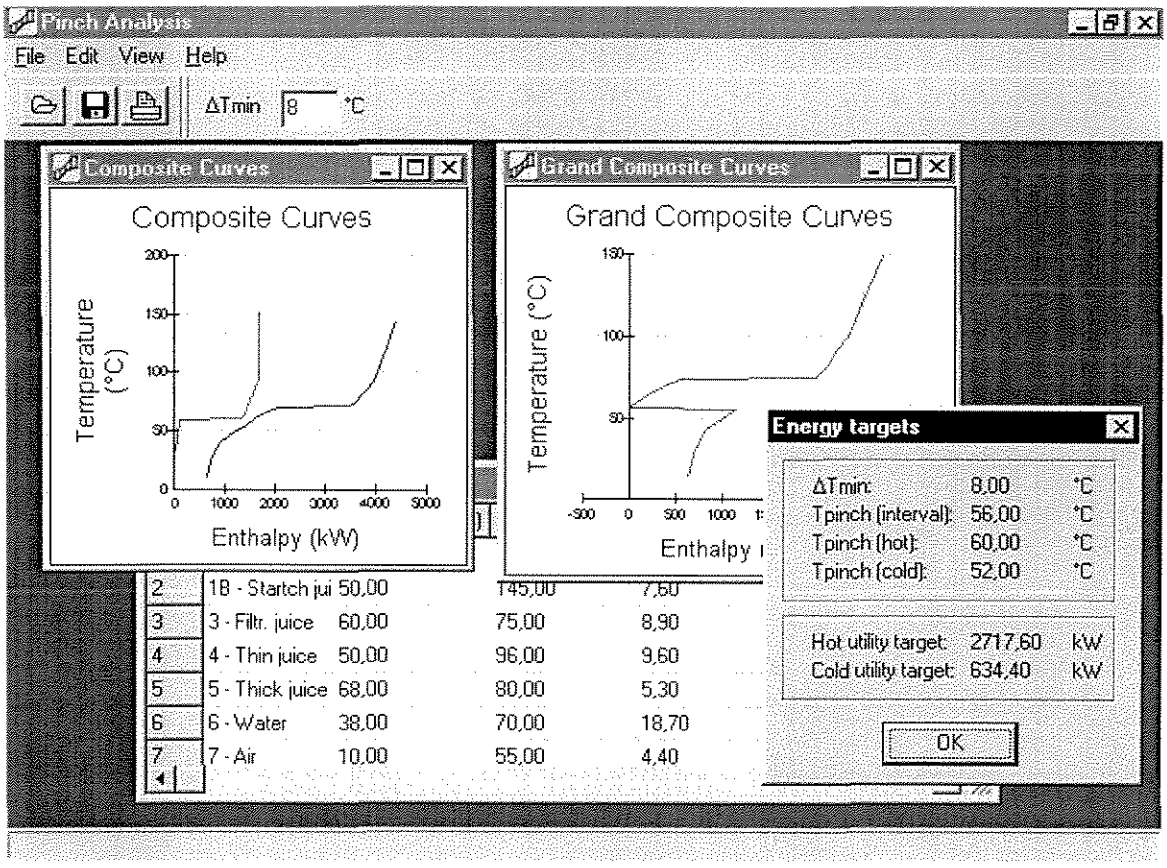


Figura 6.2 – Tela do programa QuickPinch

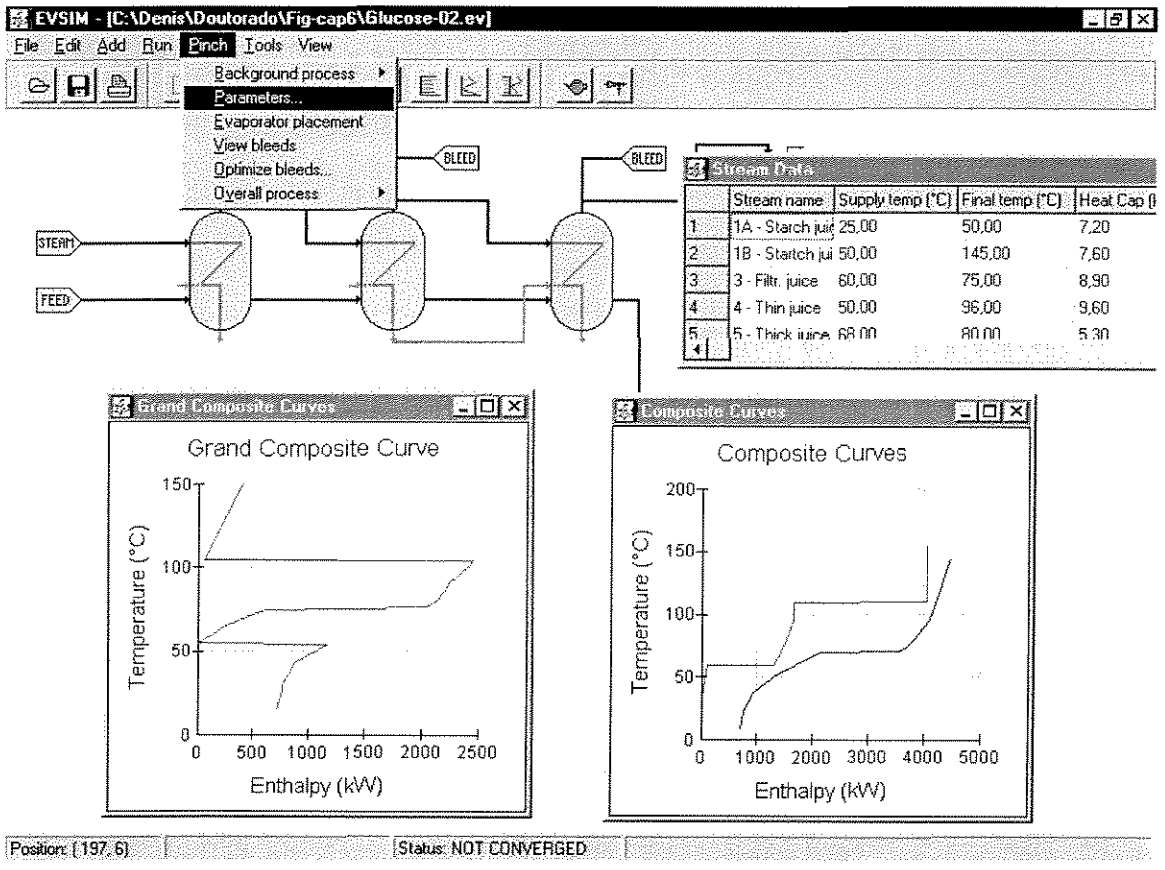


Figura 6.3 – Análise Pinch no programa Evsim

É importante ressaltar que na descrição das correntes quentes e frias do processo não deve ser incluída nenhuma corrente interna do sistema de evaporação. A corrente de alimentação pode ser descrita no aplicativo Evsim ou no QuickPinch. Caso esta corrente passe por uma seqüência de tratamentos em diferentes níveis de temperatura antes de entrar no evaporador, é conveniente definir esta corrente no programa QuickPinch e indicar no programa Evsim como temperatura da alimentação o seu valor final descrito em QuickPinch.

6.3 – Representação gráfica da integração de evaporadores

Um dos aspectos mais relevantes da Análise Pinch é o uso constante de gráficos e diagramas para representar as diversas possibilidades de integração de processos. Esta ênfase se justifica pelo fato da Análise Pinch não ser um conjunto de metodologias do tipo "caixa-preta". As ferramentas da Análise Pinch procuram fornecer o melhor entendimento de um processo, colocando o engenheiro sempre no controle das decisões. Seguindo esta filosofia, foi desenvolvida uma representação gráfica para a integração térmica de sistemas de evaporação.

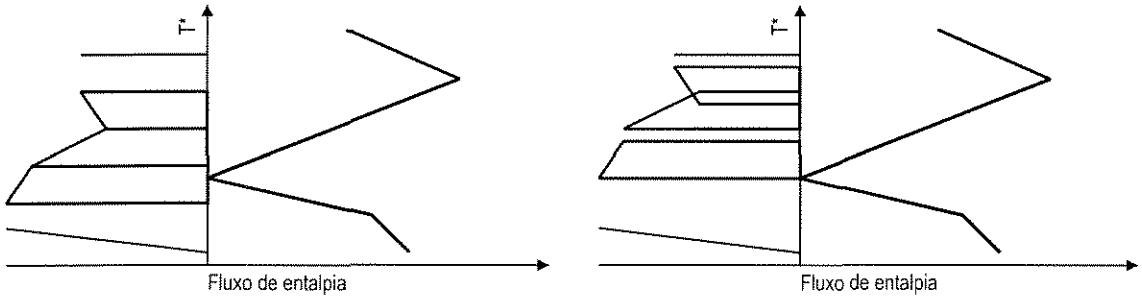
A base desta representação são os diagramas já apresentados no capítulo 3, no entanto, pretende-se incluir informações mais detalhadas do evaporador, resultantes de um balanço material e energético rigorosos do equipamento.

No capítulo 4 foram apresentados os perfis de entalpia de um sistema de evaporação, e foi destacado como este diagrama permite o melhor entendimento das interações energéticas do evaporador.

A representação gráfica da integração de evaporadores proposta neste trabalho consiste basicamente em justapor o perfil de entalpia "espelhado" em torno do eixo de temperatura com o diagrama de cascata. Esta representação foi denominada de diagrama de posicionamento de evaporadores.

A Figura 6.4 representa o diagrama de posicionamento de evaporadores de um sistema com três efeitos e alimentação frontal em duas situações. Em 6.4a a

diferença mínima de temperatura entre as correntes do processo é igual a diferença de temperatura entre todos os efeitos. Em 6.4b estas diferenças de temperatura não coincidem e observa-se que a diferença de temperatura entre os efeitos #1 e #2 é maior que a diferença mínima de temperatura do processo, enquanto que para os efeitos #2 e #3, a diferença de temperatura é maior que a diferença mínima de temperatura do processo. Deve-se ressaltar que o critério de projeto de evaporadores baseado na mesma diferença de temperatura entre efeitos não é único. Caso, por exemplo, o evaporador seja projetado de modo que as áreas sejam as mesmas em todos os efeitos, as diferenças de temperatura resultantes não serão as mesmas entre os efeitos. Pode-se também admitir que o evaporador seja projetado com a mesma diferença de temperatura entre efeitos, porém esta diferença de temperatura não coincida com a diferença mínima de temperatura do processo. O valor ótimo da diferença de temperatura, quer seja entre efeitos ou entre correntes de processo, é resultante do compromisso entre custo de energia e custo de capital, e os custos de capital de efeitos de evaporação e de trocadores de calor são diferentes. O diagrama de posicionamento de evaporadores proposto neste trabalho permite que todos estes fatores sejam claramente graficamente representados.



(a) – mesma diferença de temperatura no evaporador e no processo, (b) diferenças de temperatura no evaporador e no processo diferentes

Figura 6.4 – Diagrama de posicionamento de evaporadores

No capítulo 4 foi apresentado o perfil de entalpia de um evaporador com correntes de extração. O que podia ser visto naquele capítulo é que nem todo calor disponível de um efeito era utilizado como meio de aquecimento do

próximo efeito. No diagrama de posicionamento de evaporadores, esta diferença de carga térmica é fornecida ao processo e o perfil de entalpia "se encaixa" com o diagrama de cascata do processo. Na Figura 6.5 está exemplificada a integração dos efeitos #1 e #2 com o processo.

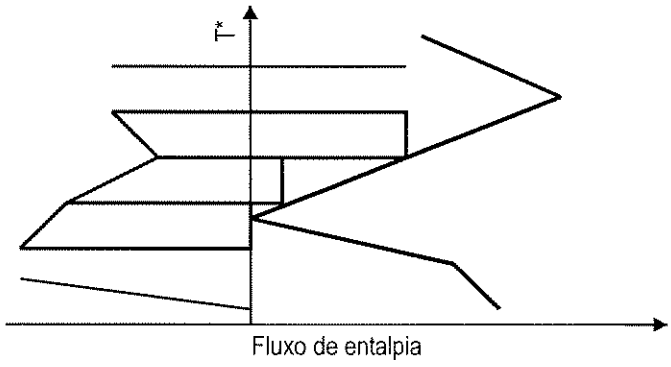


Figura 6.5 – Integração do evaporador com o processo

As correntes de extração são, portanto, sempre representadas como "degraus" localizados no lado direito dos efeitos, de modo que, estes "degraus" são encaixados no diagrama de cascata do processo. Caso o evaporador tenha o vapor recomprimido em um dos efeitos, a recompressão é representada no lado esquerdo dos efeitos, não interferindo com o diagrama de cascata do processo como pode ser visto na Figura 6.6, onde o efeito #2 de um sistema de evaporação com 4 efeitos é integrado com o processo, enquanto que parte do vapor do efeito #3 é recomprimido para o efeito #1.

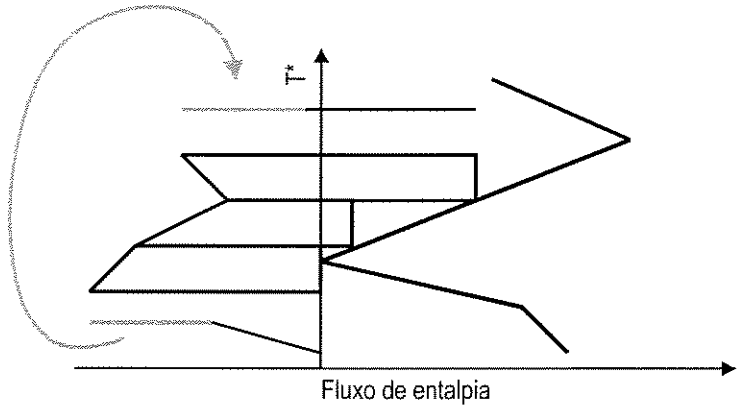


Figura 6.6 – Recompressão de vapor

Partindo-se desta representação gráfica, foi desenvolvido um algoritmo para otimização das correntes de extração de um equipamento de evaporação.

6.4 – Otimização das correntes de extração de vapor

O algoritmo proposto neste trabalho e implementado no programa Evsim deve seguir uma das filosofias da Análise Pinch: manter o engenheiro no controle das decisões.

Partindo-se de um configuração de evaporação existente, o usuário deve decidir em quais efeitos poderá ser retirada uma "sangria" de vapor. Neste ponto, o único critério a ser considerado reside em questões como problemas de "lay-out", controle e operação, etc. O algoritmo só analisará os efeitos que possuírem um módulo de corrente de extração conectado a eles.

O usuário também deve decidir se a corrente de alimentação do evaporador deve fazer parte da otimização. Em caso positivo e se esta corrente não foi descrita entre as correntes de processo, uma nova corrente de processo é criada tendo como temperatura final o valor da temperatura do efeito que recebe a corrente de alimentação. O módulo corrente de alimentação do evaporador tem sua temperatura automaticamente modificada para este novo valor. Nesta situação, o diagrama de cascata do processo fica alterado pela introdução da corrente de alimentação do evaporador.

O algoritmo é iniciado calculando as metas de utilidades quente e fria e também a localização do ponto pinch através do método "Problem Table". A análise do evaporador começa a partir do efeito de menor pressão que se encontra conectado ao condensador. A localização deste efeito na memória do computador é imediata pois o programa armazena um ponteiro com o endereço de memória do condensador. Partindo-se do condensador, o algoritmo acessa o efeito armazenado no ponteiro "_Vprior" do condensador.

Cada efeito deve ser verificado se existe uma corrente de extração, pois caso contrário, o algoritmo segue em busca do efeito anterior seguindo o fluxo de vapor.

Caso o efeito possua uma corrente de extração, a temperatura de ebulição da água pura é calculada na pressão de operação do efeito. Este valor é deslocado

por – ΔTmin/2, pois para o processo a corrente de "sangria" de vapor é uma corrente quente. Este valor deslocado é comparado com a temperatura do ponto pinch. Caso a temperatura deslocada da "sangria" seja menor que a temperatura do ponto pinch, é atribuído o valor zero para a vazão de extração de vapor do efeito e o algoritmo segue a análise em busca de um outro efeito. Deve-se lembrar que, segundo as regras básicas da Análise Pinch, abaixo do ponto pinch não deve ser introduzido calor externo. Por este motivo, uma sangria localizada abaixo do ponto pinch não deve ser integrada com o processo.

Caso a temperatura deslocada da "sangria" seja maior que a temperatura do ponto pinch é iniciado o cálculo de sua vazão que maximize a integração com o processo. O algoritmo, percorrendo os intervalos de temperatura do diagrama de cascata localiza o valor de entalpia correspondente à temperatura deslocada da extração de vapor. A Figura 6.7 e 6.8 apresentam duas situações possíveis para este ponto do diagrama de cascata. Na Figura 6.7, este ponto se localiza numa região do diagrama de cascata onde o processo necessita de aquecimento proveniente de utilidade quente. No entanto, em 6.8 o ponto se localiza dentro de um "envelope" do diagrama de cascata, onde o aquecimento das correntes frias do processo se dá através da integração com as próprias correntes quentes. A integração térmica do evaporador deve se dar apenas na região do diagrama de cascata que não se encontra dentro do "envelope". O valor máximo de calor trocado entre o efeito e o processo deve ser igual à meta de utilidade quente, e caso a integração se extenda até o "envelope", uma quantidade maior de calor será trocada. Assim, o algoritmo compara o valor de entalpia encontrado no diagrama de cascata com a meta de utilidade quente. Caso este valor de entalpia seja menor que a meta de utilidade quente, o valor de vazão de vapor de extração é calculado dividindo-se este valor de entalpia pelo calor latente de vaporização da água na pressão do efeito em estudo. Caso contrário, a vazão de vapor é calculada dividindo-se diretamente o valor da meta de utilidade quente pelo calor latente de vaporização.

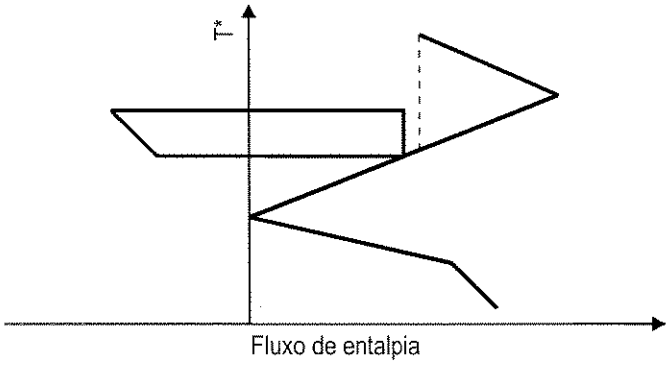


Figura 6.7 – Integração fora do "envelope"

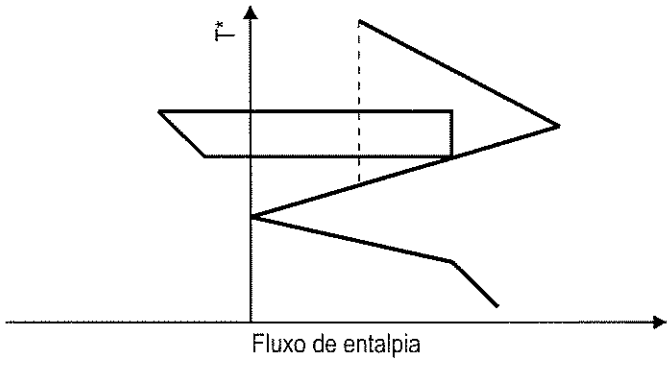


Figura 6.8 – Integração dentro do "envelope"

A integração do efeito com o processo dentro do envelope sugere, no entanto, que o próprio efeito receba calor do processo, conforme esquematizado na Figura 6.9. Esta opção está descartada no algoritmo pelos seguintes motivos:

- a integração entre efeito e processo dentro do "envelope" não traz nenhuma economia adicional de energia;
- o efeito passa a receber aquecimento de correntes de processo ao invés de vapor, e isto implicaria na construção de um outro corpo de evaporação aumentando o custo de capital;
- a integração entre efeito e processo se daria com diferenças de temperatura menores que a integração processo – processo.

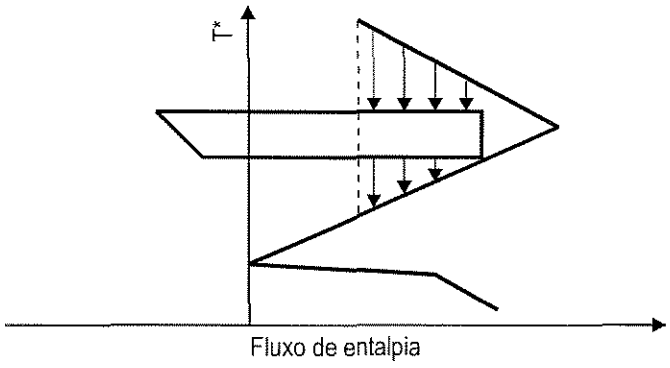


Figura 6.9 – Integração de efeito dentro do envelope do diagrama de cascata

O algoritmo repete este mesmo procedimento para os outros efeitos, entretanto o valor de carga térmica já integrada entre o evaporador e o processo é armazenado de maneira acumulada numa variável "Hbleed". Desta forma, sempre que uma nova vazão de vapor de extração deva ser calculada, o algoritmo deve antes descontar o calor já integrado pelos efeitos de menor pressão. Caso este calor integrado atinja o valor da meta de utilidade quente, todas as possibilidades de integração já foram esgotadas e o algoritmo não precisa continuar percorrendo os efeitos do evaporador.

Encerrada a busca pelos efeitos, o algoritmo recalcula os balanços de massa e energia do sistema de evaporação, determinando assim o novo consumo de vapor de aquecimento a partir de uma composição final especificada.

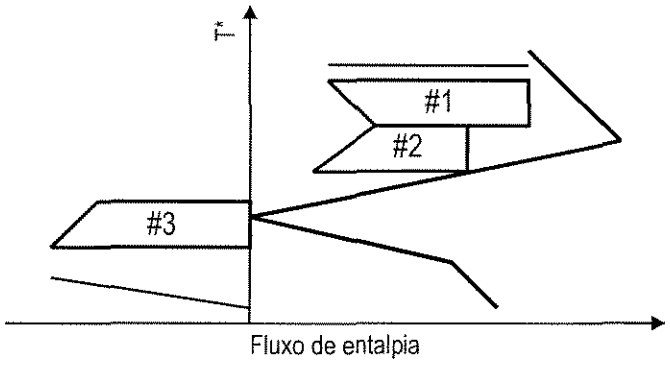


Figura 6.10 – Integração evaporador – processo impossível

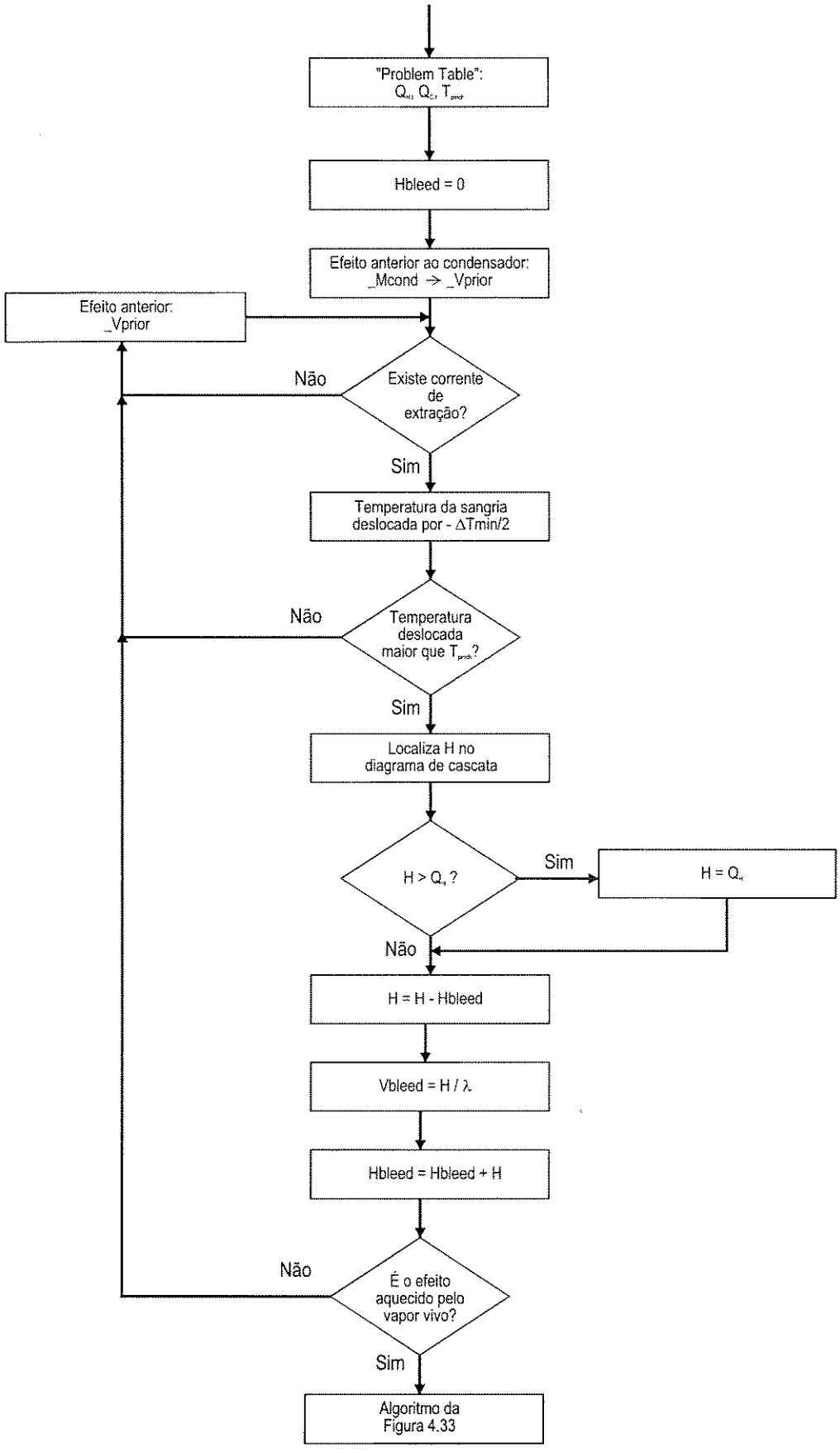


Figura 6.11 – Algoritmo para otimização de correntes de extração

Alguns problemas podem surgir quando os valores de carga térmica envolvidos no evaporador são pequenos quando comparados com o processo. Neste tipo de situação, o resultado da integração entre o evaporador e o processo pode resultar no diagrama de posicionamento de evaporadores da Figura 6.10. Nesta figura, observa-se que não existe nenhuma sobreposição entre os efeitos #2 e #3. Matematicamente, este resultado corresponde a um fluxo negativo de vapor entre os efeitos #2 e #3, ou seja, a uma configuração impossível. Este tipo de situação não pode ser prevista a priori, porém, com o objetivo de se evitar esta situação o usuário pode especificar um valor máximo de vazão de extração de vapor por efeito. Assim, dentro do algoritmo, a vazão de vapor calculada é sempre comparada com este valor máximo, sendo atribuído este valor máximo caso a vazão calculada seja superior a este valor.

A Figura 6.11 apresenta esquematicamente o algoritmo proposto neste trabalho.

6.5 – Estudo de caso

O algoritmo proposto para otimização de correntes de extração será ilustrado no processo de fabricação de glicose na forma de cristais. Este exemplo está baseado nos dados apresentados por Klemes et ali. (1998).

Glicose é um monossacarídeo encontrado na natureza na maioria das frutas e que possui diversas aplicações na indústria de alimentos, dentre as quais o seu uso como adoçante (Schenk, 1989). A glicose também é utilizada como matéria-prima na fabricação do HFCS (high-fructose corn syrup) que é um dos adoçantes mais utilizados no lugar da sacarose em refrigerantes (Fennema, 1985).

O processo industrial de fabricação de glicose consiste na hidrólise do amido de milho seguida da purificação do produto obtido, conforme esquematizado no diagrama de blocos da Figura 6.12 (Klemes et ali. 1998).

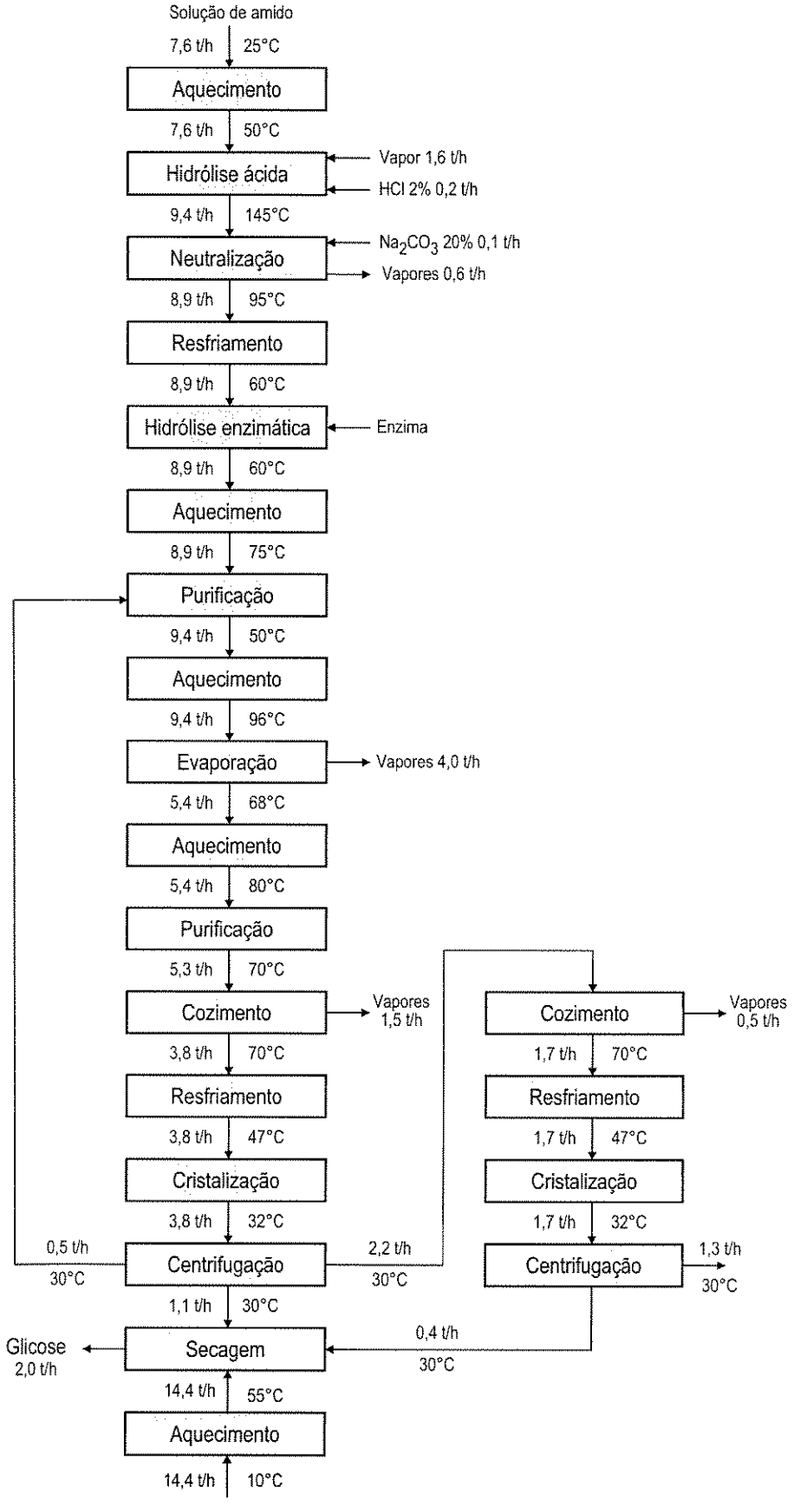


Figura 6.12 – Diagrama de blocos do processo de fabricação de glicose

Esta hidrólise se dá em duas etapas. Na primeira etapa é efetuada a hidrólise ácida através da adição de ácido clorídrico (2%), onde a solução deve ser aquecida até 145°C e mantida por 15 a 20 minutos. O produto é resfriado, neutralizado e segue para a segunda etapa onde se dá a hidrólise enzimática catalisada pela enzima amilase.

Antes da cristalização da glicose, diversas etapas de purificação são empregadas, entre as quais filtração, concentração e centrifugação. A concentração da solução de glicose de 32 até 56% de sólidos é realizada num sistema de evaporação com três efeitos, alimentação frontal e com aproveitamento do segundo condensado, no qual os efeitos operam com as pressões de 82, 40 e 25 kPa.

As Tabelas 6.1 e 6.2 apresentam as correntes do processo de fabricação de glicose, adaptadas a partir da extração de dados publicada por Klemes et ali. (1998). Nestas tabelas não estão presentes as informações do evaporador, que será analisado separadamente para posterior integração com o resto do processo através do algoritmo proposto neste trabalho.

Tabela 6.1 – Correntes frias no processo de fabricação de glicose

Correntes	T_i (°C)	T_f (°C)	CP (kW/°C)	ΔH (kW)
1A – Solução de amido	25	50	7,2	180,0
1B – Solução de amido	50	145	7,6	722,0
3 – Solução filtrada	60	75	8,9	133,5
4 – Solução fina	50	96	9,6	441,6
5 – Solução grossa	68	80	5,3	63,6
6 – Água	38	70	18,7	598,4
7 – Ar	10	55	4,4	198,0
8 – Cozimento	70	70	-	1410,0

Tabela 6.2 – Correntes quentes no processo de fabricação de glicose

Correntes	T_i (°C)	T_f (°C)	CP (kW/°C)	ΔH (kW)
12 – Suco hidrolisado	95	60	9,3	-325,5
13 – Xarope	70	47	4,3	-98,9
14 – Vap. de cozimento	60	60	-	-1184,0
18 – Cristalização	47	32	3,7	-55,5

A Figura 6.13 apresenta as curvas compostas traçadas pelo programa QuickPinch a partir dos dados das Tabelas 6.1 e 6.2, e na Figura 6.14 está apresentado o diagrama de cascata. Estas curvas foram determinadas com o valor de 8°C para a diferença de temperatura mínima, conforme publicado por Klemes et ali. (1998). Nesta condição, foram determinados os valores da meta de utilidade quente, fria e a posição do ponto pinch como sendo iguais a 2718 kW, 634 kW e 56°C, respectivamente.

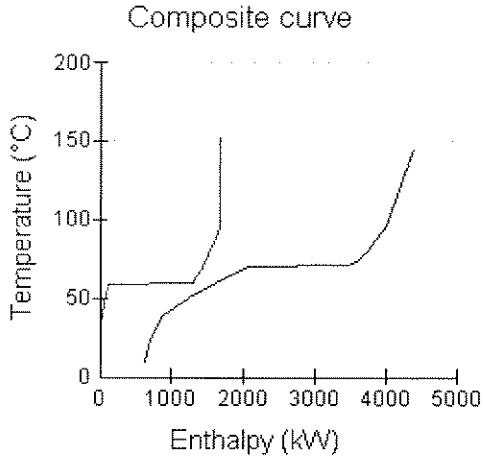


Figura 6.13 – Curvas compostas do processo de fabricação de glicose

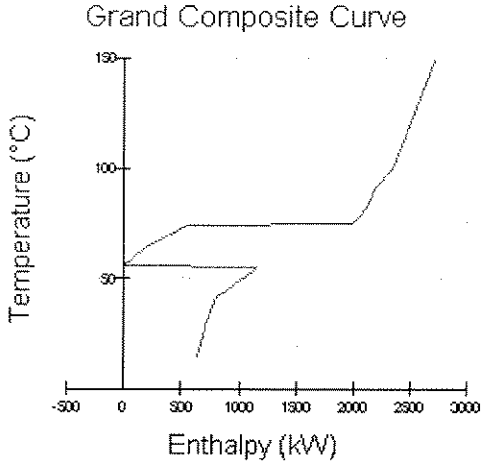


Figura 6.14 – Diagrama de cascata do processo de fabricação de glicose

A Figura 6.15 apresenta o evaporador de glicose com três efeitos em sua configuração original simulado a partir dos dados da Tabela 6.3. A simulação do equipamento em regime estacionário resultou no consumo de vapor igual a 1781 kg/h.

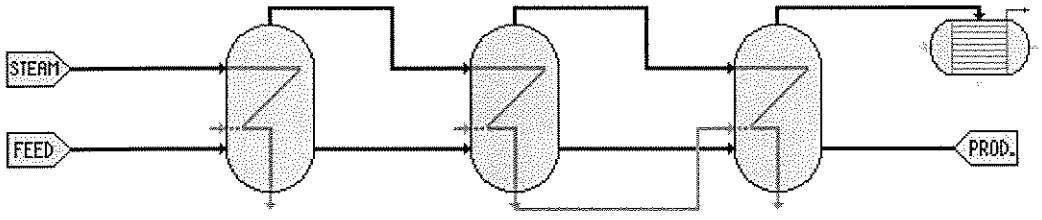


Figura 6.15 – Evaporador de glicose: configuração original

Tabela 6.3 – Dados do evaporador de glicose

Corrente de alimentação:	
Vazão	9400 kg/h
Temperatura	96°C
Concentração	32%
Corrente de produto	
Concentração	56%
Vapor de aquecimento	
Pressão	140 kPa
Efeito #1:	
Pressão	82 kPa
Efeito #2:	
Pressão	40 kPa
Efeito #3:	
Pressão	25 kPa

Neste processo, estão disponíveis dois níveis de vapor de aquecimento: 110°C (144 kPa) e 150°C (477 kPa). Partindo-se do diagrama de cascata, verifica-se que a meta de utilidade quente pode ser dividida no consumo destes dois níveis de vapor segundo os valores 2399 kW e 319 kW para os níveis de 110 e 150°C, respectivamente. Tomando-se os respectivos valores do calor latente de vaporização da água, conclui-se que estes consumos de vapor correspondem aos valores 3883 e 550 kg/h para os níveis de 110 e 150°C, respectivamente. O

consumo total de vapor de baixa pressão (110°C) é igual a 1781 + 3883 = 5664 kg/h.

O algoritmo para otimização das correntes de extração de vapor foi executado, impondo-se o valor máximo de vazão de vapor "sangrado" como 3000 kg/h por efeito. Os resultados desta otimização encontram-se na Tabela 6.4. A Figura 6.16 apresenta o diagrama de posicionamento do evaporador integrado ao processo.

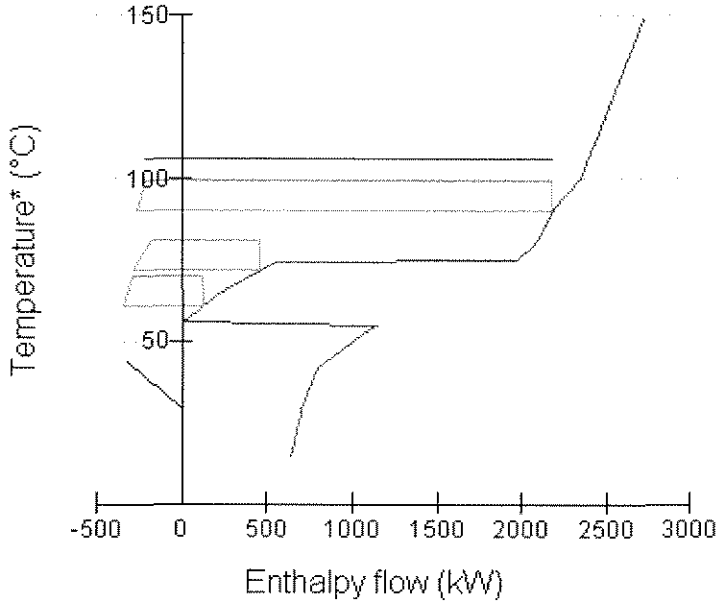


Figura 6.16 – Evaporador de glicose integrado ao processo

Tabela 6.4 – Resultados da otimização das correntes de extração de vapor

Consumo de vapor de aquecimento no evaporador	3895 kg/h
Extração do efeito #1	2724 kg/h
Extração do efeito #2	522 kg/h
Extração do efeito #3	189 kg/h

A integração do evaporador com o resto do processo de fabricação de glicose permite uma economia de 2724 + 522 + 189 = 3435 kg/h de vapor de baixa pressão. Para tanto, o consumo de vapor de aquecimento no evaporador teve que ser aumentado de 1781 kg/h (situação sem integração) para 3895 kg/h. O consumo total de vapor de baixa pressão passa a ser igual a 3895 + (3883 –

3435) = 4343 kg/h. Comparando-se com a situação original, a integração do sistema de evaporação acarreta na redução de 1321 kg/h de vapor de aquecimento, ou seja, na economia de 23% desta utilidade quente.

Considerando o consumo de vapor de baixa pressão no evaporador e no processo, e ainda o vapor de média pressão, chega-se à meta de utilidade quente do processo integrado igual a 2894 kW. Klemes et ali. (1998) ao aplicarem a Análise Pinch para o mesmo processo, porém sem a otimização proposta neste presente trabalho, calcularam como meta de utilidade quente o valor 3435 kW. O valor obtido neste presente trabalho é 16% inferior ao valor apresentado por Klemes et ali. (1998).

A integração de evaporadores através da extração de vapor é uma estratégia eficiente para economia de energia. A economia de energia, no entanto, não é a única preocupação de uma indústria. Qualquer economia de energia só é justificável se os custos dos equipamentos necessários para esta economia forem viáveis. Ou seja, o custo anualizado total, incluindo custos de operação e custos de capital, deve ser avaliado para justificar uma proposta de modificação de processo. Os estudos econômicos do processo de fabricação de glicose foram elaborados utilizando os dados da Tabela 6.5.

Tabela 6.5 – Dados econômicos para o estudo do processo de fabricação de glicose

Custo do vapor de aquecimento:	
Baixa pressão: 144 kPa	5,29 \$/ton
Média pressão: 477 kPa	7,00 \$/ton
Custo da água de resfriamento:	20,00 \$/1000 m³
Custo dos trocadores de calor:	$C_{hx}(\$) = 1525{,}35 + 327{,}79\ A^{0{,}73}$
Custo dos efeitos:	$C_{ef}(\$) = 9215{,}36\ A^{0{,}54}$
Horas de operação por ano:	8500 horas/ano
Vida útil dos equipamentos:	10 anos
Taxa de juros anual:	12%

A Tabela 6.6 apresenta os resultados dos estudos econômicos do processo de fabricação de glicose sem integração dos evaporadores, enquanto que a Tabela

6.7 apresenta os resultados com a integração dos evaporadores através das correntes de extração. Os cálculos de custo de capital da rede de trocadores de calor do processo foi efetuado através da metodologia apresentada para o cálculo da meta de área de um rede com trocadores do tipo 1-2. O cálculo dos coeficientes globais de transferência de calor dos efeitos de evaporação foi efetuado pela equação de Baloh. Para todas as correntes da rede de trocadores de calor foi utilizado o valor 0,4 kW/m²°C para os coeficientes individuais de transferência de calor.

Tabela 6.6 – Resultados econômicos do processo de fabricação de glicose: sem integração do evaporador

Custo anualizado	Evaporador	Rede de trocadores de calor	Processo global
Operação ($/ano)	92605	211448	304053
Capital ($/ano)	77294	38058	115352
Total ($/ano)	169899	249506	419405

Tabela 6.7 – Resultados econômicos do processo de fabricação de glicose: com integração do evaporador

Custo anualizado	Evaporador	Rede de trocadores de calor	Processo global
Operação ($/ano)	178266	54096	232362
Capital ($/ano)	74296	54367	128663
Total ($/ano)	252562	108463	361025

Comparando-se os valores das Tabelas 6.6 e 6.7, observa-se uma redução no custo de operação anualizado, e a razão disto é a redução global no consumo de vapor de aquecimento de baixa pressão, como já explicado anteriormente. Observa-se que o custo de capital do evaporador foi reduzido quando integrado ao processo. Deve-se lembrar que a quantidade total de água evaporada para as duas situações (sem e com integração) é a mesma. A extração de vapor no sistema de evaporação causa uma redistribuição de água evaporada por efeito, sendo que uma quantidade maior de água é evaporada nos primeiros efeitos,

conforme pode ser visto na Tabela 6.8. Como os coeficientes globais dos efeitos de maior temperatura e menor concentração de sólidos são maiores (Tabela 6.8), e como na situação com "sangria" de vapor estes efeitos apresentam maior carga térmica, a área total de evaporação no evaporador com extração é ligeiramente inferior à situação sem extração. O custo de capital da rede de trocadores de calor com integração é maior que na situação sem integração porque quando o vapor de baixa pressão é substituído pelas "sangrias" as diferenças de temperaturas na rede de trocadores são reduzidas e por conseqüência as áreas de troca térmica são maiores.

Tabela 6.8 – Parâmetros dos efeitos de evaporação

	Evaporador sem extração de vapor	Evaporador com extração de vapor
Efeito #1		
Água evaporada (kg/h)	1720,87	3742,39
Coeficiente global (kJ/h m² °C)	8879,84	6754,36
Área de troca térmica (m²)	29,35	85,95
Efeito #2		
Água evaporada (kg/h)	1857,86	1117,40
Coeficiente global (kJ/h m² °C)	6339,14	4160,89
Área de troca térmica (m²)	35,54	32,53
Efeito #3		
Água evaporada (kg/h)	1960,27	679,15
Coeficiente global (kJ/h m² °C)	3544,76	3037,23
Área de troca térmica (m²)	131,32	50,59

Conclui-se, portanto, que do ponto de vista econômico a integração de evaporadores com o processo através das correntes de extração é viável, pois a economia no custo de operação é maior que o aumento do custo de capital resultante do aumento das áreas de troca térmica da rede de trocadores de calor.

6.6 – Comentários finais

Conclui-se pelo exposto neste capítulo que a integração de um sistema de evaporação com um dado processo químico onde este faça parte é uma

alternativa economicamente viável para economia de energia. O algoritmo apresentado para otimização de correntes de extração foi baseado nas regras da Análise Pinch. Este algoritmo foi implementado no simulador de sistemas de evaporação e demonstrou-se através de um exemplo que a ferramenta computacional desenvolvida neste trabalho é capaz de otimizar evaporadores de forma metódica e objetiva. Finalmente, destaca-se que este algoritmo proposto não está baseado em simplificações como o desprezo da elevação do ponto de ebulição de soluções, o calor sensível de correntes de líquido do equipamento e as diferenças de calor latente de vaporização. O algoritmo pode também ser aplicado a qualquer configuração de equipamento, envolvendo acessórios como recompressão mecânica ou térmica, aproveitamento de condensado, e etc.

7. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Este trabalho não teve como objetivo esgotar o assunto sistemas de evaporação, mas sim dar início a estudos mais específicos e com maior profundidade na modelagem, simulação e otimização destes equipamentos. A diversidade da estrutura dos evaporadores, quer seja pelo arranjo e número de efeitos, como também pelas possibilidades de inclusão de acessórios tem inibido o seu estudo de forma metódica. Neste trabalho, entretanto, foi apresentada uma ferramenta computacional de fácil uso que permite a avaliação de uma variedade muito abrangente de possíveis tipos de estruturas. O programa de computador desenvolvido pode ser utilizado para a simulação estática de sistemas de evaporação – uso no projeto e dimensionamento – e para a simulação dinâmica – uso no projeto de controladores e no estudo de procedimentos operacionais.

Foi proposta uma representação gráfica que apresenta os fluxos de calor em função de temperatura em evaporadores de forma rigorosa. Através de estudos de caso, foi demonstrado que estes gráficos auxiliam o entendimento das interações energéticas de um equipamento de evaporação.

O comportamento dinâmico dos evaporadores tem sido pouco estudado, e através de um estudo de caso, demonstrou-se que os fluxos de líquido e de vapor podem agir como efeitos dinâmicos competitivos, resultando em respostas dinâmicas do tipo inversa.

O projeto de um evaporador não deve ser conduzida de forma isolada do processo onde este está inserido. Dentro deste princípio, foi desenvolvido um algoritmo para otimização de correntes de extração de um evaporador para integração energética do equipamento com o resto de processo.

Como sugestões para continuidade do trabalho, pode-se citar:

- a extensão da biblioteca de fluidos, abrangendo outros fluidos como sais inorgânicos (cloreto de sódio, nitrato de amônio, sulfato de sódio), leite, soro de leite, lactose, extrato de carne, gelatina, extrato de leveduras, etc, assim como também um fluido genérico para que o usuário possa entrar diretamente com parâmetros particulares;

- a inclusão de outras correlações para a predição do coeficiente global de transferência de calor nos efeitos de evaporação;

- a extensão das equações do modelo dinâmico, incluindo a capacitância da parte de aço dos equipamentos;

- a implementação de estruturas de controle com processamento paralelo à simulação para o projeto de controladores;

- o uso de curvas características de compressores, tanto na simulação estacionária como também na simulação dinâmica;

- o uso de tecnologias de informática como o OLE e Active-X para a troca de informações entre os programas de simulação de evaporadores e de cálculos da Análise Pinch;

- o desenvolvimento de algoritmos para integração de evaporadores localizados abaixo do ponto pinch, por meio de trocadores de calor intermediários com aquecimento externo;

- o aprimoramento do algoritmo de otimização de correntes de extração de vapor, que permita a integração de mais que um evaporador a um dado processo;

- o desenvolvimento de metodologias para o "retrofit" de sistemas de evaporação, que leve em consideração a área de um equipamento já existente.

BIBLIOGRAFIA

AHMAD, S., LINNHOFF, B., SMITH, R., Design of multipass heat exchangers: na alternative approach, *Transactions of the ASME*, Vol. 110, May, p.304 a 309, 1988.

AHMAD, S. e SMITH, R., Targets and design for minimum number of shells in heat exchanger networks, *Chem. Eng. Res. Des.*, Vol.67, September, p. 481 a 494, 1989.

ANGELETTI, S. e MORESI, M., Modelling of multiple-effect falling-film evaporators, *J. Fd. Technol.*, 18, p. 539 a 563, 1983.

ASANTE, N. D. K. e ZHU, X. X., A new method for automated retrofit of heat exchanger networks, *Anais do 12th international congress of Chemical and process Engineering*, Praga, August, 1996.

BERGIN, J., *Data abstraction: the object-oriented approach using C++*, McGraw-Hill International Editions, New York, 1994.

BIEGLER, L. T., GROSSMANN, I. E., WESTERBERG, A. W., *Systematic methods of chemical process design*, Prentice Hall PTR, Upper Saddle River, 1997.

BOSTON, J. F., BRITT, H. I., TAYYABKHAN, M. T., Software: tackling tougher tasks, *Chemical Engineering progress*, November, p.38 a 49, 1993.

CARTER, R. D. e CHEN, C. S., Energy requirement of the taste citrus juice evaporator and its reduction by automatic control – a pilot plant evaluation, *The citrus industry*, February, p.50 a 56, 1980.

CARTER, R. D. e CHEN, C. S., Microcomputer control of citrus juice evaporation saves energy, *Food technology*, May, p.239 a 244, 1982.

CRAPISTE, G. H. e LOZANO, J. E., Effect of concentration and pressure on the boiling point rise of apple juice and related sugar solutions, *Journal of food science*, Vol. 53, No. 3, p.865 a 895, 1988.

DINNAGE, D. F., How to design for economic evaporation, *Food Engineering*, December, p.51 a 54, 1975.

DOUGLAS, J. M., *Conceptual Design fo Chemical Processes*, McGraw-Hill, Inc, New York, 1988.

DRY-CON, *Steam jet thermocompressors*, Catálogo técnico, Dry-Con, Inc.

ELLIS, M. A. e STROUSTRUP, B., *The annotated C++ reference manual.* Addison-Wesley Publishing Company, 1990.

EVANS, L., Process modeling: what lies ahead, *Chemical Engineering Progress*, Oct. 1990.

FELLOWS, P. J., *Food processing technology – principles and practice*, Ellis Horwood Limited, New York, 1988.

FENNEMA, O. R., *Food Chemistry*, Marcel Dekker, Inc., 2a. ed., New York, 1985.

FORCINITI, D., ROTSTEIN, E., URBICAIN, M. J., Heat recovery and balance in a tomato paste plant, *Journal of food science*, Vol. 50, p.934 a 939, 1985.

GASPARINO FILHO, J., VITALI, A. A., VIEGAS, F. C. P., Energy consumpyion in a concentrated orange juice plant, *Journal of food Engineering* 7, p.77 a 89, 1984.

GHOSH, A. e RIO, R., Programming with modules, *Chemical Engineering*, June, p.82 a 93, 1991.

GOEL, V. K., JORDAN, W, K., RAO, M. *A.,* Energy use profile in concentrated and powdered milk manufacture, *Journal of dairy science*, Vol. 62, No. 6, p.876 a 881, 1979.

GUMACO, *Tecnologia em evaporação*, Catálogo técnico.

HILLENBRAND Jr, J. B. e WESTERBERG, W., The synthesis of multiple-effect evaporator systems using minimum utility insights-I. A cascaded heat representation, *Comput. Chem. Engng.*, Vol. 12, No. 7, P. 611 a 624, 1988.

HUGOT, E., *Handbook of cane sugar Engineering*, Amsterdam, Elsevier science publishers B. V., Third edition, 1986.

ILANGANTILEKE, S. G., RUBA Jr, A. B., JOGLEKAR, H. A., Boiling point rise of concentrated thai tangerine juices, *Journal of food Engineering*, 15, p.235 a 243, 1991.

INGHAM, J., DUNN, I. J., HEINZLE, E. e PRENOSIL, J. E., *Chemical engineering dynamics*, VCH Verlagsgesellschaft mbH, Weinheim, 1994.

KEMP, I. C., Analysis of separation systems by process integration, *J. Separ. Proc. Technol.*, 7, p. 9 a 23, 1986.

KHAN, E. H., AL-A'ALI, M., GIRGIS, M. R., Object-Oriented programming for structured procedural programmers, *Computer*, October, p.48 a 57, 1995.

KERN, D. Q., *Processos de transmissão de calor*, Editora Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1980

KIMENOV, G. e NENOV, N., Synthesis of energy saving heat schemes for beet sugar industry, *Anais do 12th international congress of Chemical and process Engineering – CHISA '96*, Praga, August, 1996.

KING, C. J., *Separation processes*, New York McGraw-Hill, Publishing Company, Second Edition, 1980.

KLEMES, J., KIMENOV, G., NENOV, N. e NEDANOVA, A., Application of process integration in food industry, *Anais do 13th International Congress of Chemical and Process Engineering – CHISA '98*, Praga, República Checa, 1998.

KRUSE, R. L., LEUNG, B. P., TONDO, C. L., *Data structures and program design in C*. Prentice-Hall, Inc., 1991.

LADD, S.R., *C++ Techniques and applications*, M&T Publishing, Inc., 1990.

LEAL, D., FRIEDMAN, P. e VALDÉS, A., Multiple-effect evaporation with vapour bleeding in the cane sugar industry, *Int. sugar journal*, Vol. 88, No. 1055, p.205 a 207, 1986.

LINNHOFF, B. e FLOWER, J. R., Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks, *AIChE Journal*, Vol. 24, No. 4, July, p. 633 a 642, 1978a.

LINNHOFF, B. e FLOWER, J. R., Synthesis of heat exchanger networks: II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality, *AIChE Journal*, Vol. 24, No. 4, July, p. 642 a 654, 1978b.

LINNHOFF, B. et ali, *A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, The Institution of Chemical Engineers, Rugby, 1982.

LINNHOFF, B. e HINDMARSH, E., The Pinch design method for heat exchanger networks, *Chemical Engineering science*, Vol. 38, No. 5, p.745 a 763, 1983.

LINNHOFF, B., DUNFORD, H., SMITH, R., Heat integration of distillation columns into overall processes, *Chemical Engineering science*, Vol. 38, No. 8, p.1175 a 1188, 1983.

LINNHOFF, B., POLLEY, G. T., SAHDEV, V., General process improvement through Pinch technology, *Chemical Engineering progress*, June, p.51 a 58, 1988.

LINNHOFF, B. e AHMAD, S., Supertargeting: optimum synthesis of energy management systems, *Journal of energy resources technology*, Vol. 11, September, p.121 a 131, 1989.

LINNHOFF, B. e AHMAD, S., Cost optimum heat exchanger networks-1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost, *Computers chem. Engng*, Vol. 14, No. 7, p.729 a 750, 1990.

LINNHOFF, B., Pinch analysis – a state of the art overview, *Trans. IchemE*, Vol, 71, Part A, September, p.503 a 522, 1993.

LINNHOFF, B., Pinch analysis, *Chemical Engineering progress*, August, p.33 a 57, 1994.

LOZANO, J. E., ELUSTONDO, M. P. e ROMAGNOLI, J. A., Control studies in na industrial apple juice evaporator, *Journal of food science*, Vol.49, p.1422 a 1427, 1984.

LUYBEN, W. L., *Process Modeling, simulation and control for chemical engineers*, 2ª ed., McGraw-Hill Publishing Company, New York, 1990.

MACDONALD, E., Process integration gives new insights on evaporators, *Process Engineering*, November, p.25 a 27, 1986.

MACEK, S. J., Putting a lid on evaporation costs, *Chemical Engineering*, December, p.139 a 143, 1992.

McCaBE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P., *Unit Operations of Chemical Engineering*, Singapure, McGraw-Hill Book Company, Fourth Edition, 1985.

MEHRA, D. K., Selecting evaporators, *Chemical Engineering*, February 3, p. 56 a 72, 1986.

MORESI, M. e SPINOSI, M., Engineering factors in the production of concentrated fruit juices. I. Fluid physical properties of orange juices, *Journal of food technology*, 15, p.265 a 276, 1980.

MORESI, M. e SPINOSI, M., Engineering factors in the production of concentrated fruit juices. II. Fluid physical properties of grape juices, *Journal of food technology,* 19, p.519 a 533, 1984.

NEWELL, R. B. e FISHER, D. G., Model Development, Reduction, and Experimental Evaluation for na Evaporator, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, Vol. 11, No.2, p.213 a 221, 1972.

NEWELL, R. B., A comparative study of model and goal coordination in the multilevel optimization of a double effect evaporator, *The Canadian journal of Chemical Engineering*, Vol. 58, April, p.275 a 278, 1980.

PEACOCK, S., Predicting physical properties of factory juices and syrups, *Int. sugar journal,* Vol. 97, No. 1162, p.571 a 577, 1995.

PERRY, R. H., GREEN, D., *Perry's chemical engineering handbook*, 6ª ed., McGraw-Hill Book Company, New York, 1984.

PETERS, M. S., TIMMERHAUS, K. D., *Plant design ad economics for chemical engineers*, McGraw-Hill, Inc., 4a. ed., 1991.

PETZOLD, C., *Programming Windows 95*, Microsoft Press, Redmond, 1996.

PIOVESANI, P. D., *Influência dos coeficientes de película na otimização de redes de trocadores de calor*, Tese de Mestrado, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 1990.

POLLEY, S. L., SNYDER, O. P., KOTNOUR, P., A compilation of thermal properties of foods, *Food technology*, November, p.76 a 94, 1980.

RADOVIC, L. R., TASIC, A. Z., GROZDANIC, D. K., DJORJEVIC, B. D., VALENT, V. J., Computer desing and analysis of operation of a multiple-effect evaporator system in the sugar industry, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.,* Vol. 18, No. 2, p. 318 a 323, 1979.

RINE, D. C. e BHARGAVA, B., Object-oriented computing, *ICEE Computer*, October, p.6-10, 1992.

RUDD, D. F., POWERS, D. F., SIIROLA, J. J., *Process synthesis*, New Jersey, Prentice-Hall Inc., 1973.

RUMSEY, T. R., CONANT, T. T., FORTIS, T., SCOTT, E. P., PEDERSEN, L. D., ROSE, W. W., *Energy use in tomato paste evaporation*, Journal of food Engineering 7, p.111 a 121, 1984.

SANDLER, S. I., *Chemical and engineering thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1989.

SCHWARTZBERG, H. G., Food properties effects in evaporation, *Food Properties and Computer-Aided Engineering of Food Processing Systems*, editado por R. P. Singh e A. G. Medina, Kluwer Academic Publishers, 1990.

SEBORG, D. E., EDGAR, T. F. e MELLICHAMP, D. A., *Process dynamics and control*, John Wiley & Sons, New York, 1989.

SHAH, J. V. e SPRIGGS, H. D., Pinch technology applications in corn processing, *Sugar y azucar*, Vol. 81, No. 12, December, p.26 a 33, 1986.

SHENCK, F. W., Glucose and Glucose-Containing Syrups, *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*, VCH Verlagsgesellschaft mbH, Weinheim, 1989.

SHENG, L. Q., Calculation of the boiling point elevation of sugar solutions, *Int. sugar journal,* Vol. 92, No. 1100, p.168 a 170, 1990.

SHILDT, H., *Programando em C e C++ com Windows 95,* Makron Books do Brasil Editora Ltda., São Paulo, 1996.

SHILDT, H., *Turbo C. The complete reference*. Osborne-McGraw-Hill, Inc., New York, 1987a.

SHILDT, H., *Advanced Turbo C.* Osborne-McGraw-Hill, Inc., New York, 1987b.

SINGH, R. P., *Energy in food processing*, Amsterdam, Elsevier science publishers B. V., 1986.

SINGH, R. P. e MEDINA, A. G., *Food properties and computer-aided Engineering of food processing systems*, Dordrecht, Kluwer academic publishers, 1989.

SINGH, R. P. e HELDMAN, D. R., Introduction to food engineering, San Diego, Academic Press, 2a. ed., 1993.

SIROLA, J. J., Strategic process synthesis: advances in the hierarchical approach, *Computers chem. Engng.*, Vol. 20, Suppl., p.S1637 a S1643, 1996.

SMITH, J. M. e VAN NESS, H. C., Introdução à termodinâmica da Engenharia Química, Editora Guanabara Dois, 3a. ed., 1980.

SMITH, R. e LINNHOFF, B., The desing of separators in the context of overall processes, *Chem. Eng. Res. Des.*, Vol. 66, May, p. 195 a 228, 1988.

SMITH, R. e JONES, P. S., The optimal desing of integrated evaporation systems, *Heat recovery systems & CHP*, Vol. 10, No. 4, p.341 a 368, 1990.

STEPHANOPOULOS, G., *Chemical process control – an introduction to theory and practice*, Prentice-Hall, Inc., 1984.

TONELLI, S. M., ROMAGNOLI, J. A., PORRAS, J. A., Computer package for transient analysis of industrial multiple-effect evaporators, *Journal of food Engineering* 12, p. 267 a 281, 1990.

TORIBIO, J. L. e LOZANO, J. E., Heat induced browning of clarified apple juice at high temperatures, *Journal of food science*, Vol. 51, No. 1, p.172 a 175, 1986.

TOWNSEND, D. W. e LINNHOFF, B., Heat and power networks in process design: I. Criteria for placement of heat engines and heat pumps in process networks, *AIChE Journal*, Vol. 29, No. 5, September, p.742 a 748, 1983a.

TOWNSEND, D. W. e LINNHOFF, B., Heat and power networks in process design: II. Design procedure for equipment selection and process matching, *AIChE Journal*, Vol. 29, No. 5, September, p.748 a 771, 1983b.

VARSHNEY, N. N. e BARHATE, V. D., Effects of concentrations and vacua on boiling points of fruit juices, *Journal food technol.*, 13, p.225 a 233, 1978.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Importância das estruturas de dados no desenvolvimento de um programa de integração energética, *Anais do 10º Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, São Paulo, 1994.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Special data structures in evaporators modeling, *Anais 12th do International Congress of Chemical and process Engineering – CHISA '96*, Praga, República Checa, 1996.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Hierarchical process design: sec-butanol case study, *Anais 13th do International Congress of Chemical and process Engineering – CHISA '98*, Praga, República Checa, 1998.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Pinch Analysis Based on Rigorous Physical Properties, Artigo submetido *ao Brazilian Journal of Chemical Engineering em 1998*, 1999.

WORRALL, G. F. P., *Mechanical vapor recompression conserves energy in citrus juice concentration*, Food technology, May, p.234 a 238, 1982.

YAWS, G., *Physical properties*, McGraw-Hill, New York, 1977.

YUNDT, B., *Troubleshooting vc evaporators*, Chemical Engineering, December 24, p. 46 a 55, 1984.

Zhu, X. X., Overall integration of processing, energy, raw materials and products, *Anais 13th do International Congress of Chemical and process Engineering – CHISA '98*, Praga, República Checa, 1998.