

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA  
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**ESTUDO DA VIABILIDADE ECONÔMICA DA SEPARAÇÃO DO  
ETILBENZENO - ESTIRENO ATRAVÉS DO PROCESSO DE  
DESTILAÇÃO AUXILIADO POR BOMBAS DE CALOR COM  
RECOMPRESSÃO DE VAPOR E COM OS FLUIDOS  
INTERMEDIÁRIOS ÁGUA(R718) E TRICLOROMETANO(R20).**

CARLOS ALBERTO LEAL DA SILVA

CAMPINA GRANDE - PARAÍBA

JULHO - 1996

**ESTUDO DA VIABILIDADE ECONÔMICA DA SEPARAÇÃO DO  
ETILBENZENO - ESTIRENO ATRAVÉS DO PROCESSO DE  
DESTILAÇÃO AUXILIADO POR BOMBAS DE CALOR COM  
RECOMPRESSÃO DE VAPOR E COM OS FLUIDOS  
INTERMEDIÁRIOS ÁGUA(R718) E TRICLOROMETANO(R20).**

**CARLOS ALBERTO LEAL DA SILVA**

Dissertação apresentada ao Curso  
de Mestre em Engenharia Química  
da Universidade Federal da Paraíba,  
em cumprimento às exigências para  
obtenção do Grau de Mestre.

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO : OPERAÇÕES E PROCESSOS**

**ORIENTADOR : Prof. Dr. MICHEL FRANÇOIS FOSSY**

**CÓ-ORIENTADOR : Ms.C NAGEL ALVES COSTA**

**CAMPINA GRANDE - PARAÍBA**

**JULHO - 1996**



S586e Silva, Carlos Alberto Leal da  
Estudo da viabilidade economica da separacao do  
etilbenzeno-estireno atraves do processo de destilacao  
auxiliado por bombas de calor com recompressao de vapor e  
com os fluidos intermediarios agua (R718) e triclorometano  
(R20) / Carlos Alberto Leal da Silva. - Campina Grande,  
1996.  
87 f. : il.

Dissertacao (Mestrado em Engenharia Quimica) -  
Universidade Federal da Paraiba, Centro de Ciencias e  
Tecnologia.

1. Operacoes Unitarias - 2. Destilacao Convencional 3.  
Dissertacao I. Fossy, Michel Francois, Dr. II. Costa, Nagel  
Alves, M.Sc. III. Universidade Federal da Paraiba - Campina  
Grande (PB) IV. Título

CDU 66.01(043)

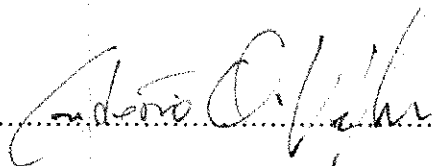
**ESTUDO DA VIABILIDADE ECONÔMICA DA SEPARAÇÃO DO  
ETILBENZENO - ESTIRENO ATRAVÉS DO PROCESSO DE  
DESTILAÇÃO AUXILIADO POR BOMBAS DE CALOR COM  
RECOMPRESSÃO DE VAPOR E COM OS FLUIDOS  
INTERMEDIÁRIOS ÁGUA(R718) E TRICLOROMETANO(R20).**

DISSERTAÇÃO APROVADA EM 31 / 07 / 1996




Dr. Michel François Fossy

ORIENTADOR



Dr. Eudésio Oliveira Vilar

Examinador



Dr<sup>a</sup> Moema Soares Castro

Examinadora

Campina Grande

Julho - 1996

## **DEDICATÓRIA**

**A Deus**

**A meus pais, Raimundo Nonato e Francisca Pereira**

**A Guia e a meus irmãos**

## **AGRADECIMENTOS**

Ao Professor Michel pela orientação prestada à minha pessoa durante o decorrer deste trabalho;

A Nagel pela contribuição dada para o desenvolvimento deste estudo;

À Coordenação de Pós-Graduação em Engenharia Química, nas pessoas do Prof. Kepler, Maria José e Maricé;

Aos amigos: Baraquízio, Magnus, Ilza, Cilene, Itamar, Luciana, Chico e Thalma, pela colaboração conferida a mim durante a confecção deste trabalho;

Aos integrantes da ABIS(Associação dos Biriteiros da Sexta): Maurício Barril de Carvalho, Wilton, Osvaldo e Nagel Stressado, pelos diálogos sempre inteligentes e construtivos;

Agradecimento especial aos amigos: Lily, Delba, Maurício, Wilton e Osvaldo, por contribuir diretamente ou indiretamente da elaboração do presente trabalho de dissertação;

Ao CNPq pelo financiamento dessa pesquisa.

## RESUMO

O presente trabalho tem como finalidade, estudar a viabilidade econômica da separação do etilbenzeno-estireno através da implantação de uma bomba de calor ao sistema de destilação convencional, tendo como critério, o tempo de retorno do investimento adicional. O estudo é feito em três etapas: otimização do sistema de destilação convencional, recuperação do calor de condensação do topo da coluna, através dos sistemas de bombas de calor com recompressão de vapor e com os fluidos intermediários Água(R718) e Triclorometano(R20); e finalmente, uma análise comparativa é feita entre os custos de operação e capital dos sistemas convencional e com bombas de calor, com o fim de obter condições econômicas ótimas para a operação dos arranjos de destilação com bomba de calor. Os parâmetros operacionais ótimos obtidos no sistema convencional são mantidos fixos em todos os arranjos de destilação com bombas de calor. Os resultados obtidos mostram que, ambos os arranjos de bombas de calor são alternativas econômicas para substituir o sistema de destilação convencional. Entre os arranjos de bombas de calor estudado, a recompressão de vapor é a mais vantajosa técnica de recuperação de calor.

## ABSTRACT

The present work has the objective to study the economic viability of the ethylbenzene-ethylene separation through the one heat-pump connected to a conventional distillation column. The work is divided in three parts: optimization of the conventional distillation column, when payback period is adopted as the criterion; heat recovered from the top of the condensation column through heat-pumps with vapor recompression and intermediate fluids like water (R718) and methane trichloro (R20); and the analysis between the operational and capital costs of the conventional and heat-pumps systems was compared. It was done to obtain the optimal economic conditions for a distillation with heat-pump. The optimal operational parameters obtained from the conventional system are the same for all distillation with heating pump systems studied. The results showed that, both the heating pumps systems are economic alternatives to substitute the conventional distillation system. Among the systems with heating pumps the vapor recompression has showed the most suitable technique to heating recovery.



## SUMÁRIO

CAPÍTULO I.....	1
INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO II.....	3
FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	3
2.1 - Destilação.....	3
2.1.1 - Estágio de Equilíbrio.....	3
2.1.1.1 - Equipamentos para Operações em Estágio.....	4
2.1.2 - Equilíbrio Líquido-Vapor.....	4
2.1.3 - Razão de Refluxo.....	5
2.1.3.1 - Escolha da Razão de Refluxo Econômica.....	6
2.2 - Trocador de Calor.....	6
2.2.1 - Descrição do Trocador de Calor Tipo Carcaça e Tubo.....	8
2.3 - Refrigerante.....	8
2.3.1 -Refrigerantes Primários e Secundários.....	8
2.4 - Ciclo da Bomba de Calor.....	9
2.5 - Bomba de Calor Industrial.....	10
2.6 - Tipo de Compressor.....	10
2.7 - Custo .....	11
2.7.1 - Custo de Operação.....	11
2.7.2 - Custo de Investimento.....	11
2.8 - Economia de Energia em Processo de Destilação.....	11
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	13
CAPÍTULO III.....	21
MATERIAIS E MÉTODOS.....	21
3.1 - Material Utilizado.....	21
3.2 - Metodologia de Simulação.....	21
3.2.1 - Sistema de Destilação Convencional.....	23
3.2.2 - Sistema de Destilação com Bomba de Calor Externa.....	23
3.2.3 - Sistema de Bomba de Calor com Recompressão Vapor.....	24

3.3 - Métodos Utilizados pelo Simulador.....	28
3.3.1 - Torre de Destilação.....	28
3.3.2 - Trocador de Calor.....	28
3.3.3 - Compressor.....	28
3.3.4 - Válvulas.....	29
3.3.5 - Divisor.....	29
3.4 - Propriedades Termodinâmicas.....	30
3.4.1- Constante de Equilíbrio.....	30
3.4.2 - Entalpia.....	31
CAPÍTULO IV.....	32
RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	32
4.1 - Sistema de Destilação Convencional.....	32
4.1.1 - Posição do Prato de Alimentação.....	32
4.1.2 - Razão de Refluxo.....	33
4.1.3 - Custo.....	35
4.1.3.1 - Custo de Capital.....	36
4.1.3.2 - Custo de Operação.....	36
4.2 - Sistema de Destilação com Bomba de Calor Externa.....	37
4.2.1 - Coeficiente de Desempenho da Bomba de Calor.....	37
4.2.2 - Razão de Compressão.....	38
4.2.3 - Diferença de Temperatura no Trocador de Calor.....	39
4.2.4 - Seleção do Fluido de Trabalho (Refrigerante).....	40
4.2.5 - Custo de Capital.....	41
4.2.6 - Custo de Operação.....	45
4.3 - Sistema de Bomba de Calor com Recompressão de Vapor (BCRV).....	46
4.3.1 - Coeficiente de Desempenho.....	47
4.3.2 - Razão de Compressão.....	47
4.3.3 - Custo de Capital.....	48
4.3.4 - Custo de Operação.....	50
4.4 - Taxa e Tempo de Retorno do Investimento Adicional.....	51
4.4.1 - Taxa de Retorno.....	51
4.4.2 - Tempo de Retorno do Investimento Adicional.....	56

CAPÍTULO V.....	63
CONCLUSÕES.....	60
CAPÍTULO VI.....	65
SUGESTÕES.....	65
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	66
APÊNDICE A.....	70
APÊNDICE B.....	82
B-1 - Sumário de Correlações de Custos.....	82
B-1.1 - Custo de Equipamento Instalado.....	82
B-1.1.1 - Trocador de Calor.....	82
B-1.1.2 - Compressor.....	82
B-1.2 - Investimento em Capital do Sistema de Destilação.....	82
B-1.2.1 - Sistema Convencional.....	82
B-1.2.2 - Recompressão de Vapor.....	83
B-1.2.3 - Processo de Ciclo Fechado.....	83
B-1.3 - Custo de Operação do Sistema de Destilação.....	83
B-1.3.1 - Sistema Convencional.....	83
B-1.3.2 - Recompressão de Vapor.....	83
B-1.3.3 - Processo de Ciclo Fechado.....	83
B-1.4 - Tempo e Taxa de Retorno do Investimento Adicional.....	83
B-1.4.1 - Economia.....	83
B-1.4.2 - Investimento Adicional.....	83
B-1.4.3 - Taxa de Retorno.....	84
B-1.4.4 - Tempo de Retorno do Investimento Adicional.....	84
B-2 - Razão de Compressão.....	84
B-3 - Coeficiente de Desempenho da Bomba de Calor.....	84
B-4 - Diferença de Temperatura nos Principais Trocadores de Calor.....	84
APÊNDICE C.....	85

## SIMBOLOGIA

a	Parâmetro da equação de Soave-Redlich-Kwong
$A_{CE}$	Área do condensador-evaporador do sistema de bomba de calor externa [ $m^2$ ]
$A_{PR}$	Área do preaquecedor do sistema com recompressão de vapor [ $m^2$ ]
$A_{RC}$	Área do refeedor-condensador do sistema de bomba de calor [ $m^2$ ]
b	Parâmetro da equação de Soave-Redlich-Kwong
B	Produto de base [kg/h]
$c_a$	Custo unitário da água de arrefecimento [ $\$/m^3$ ]
$c_e$	Custo unitário da energia elétrica [ $\$/kwh$ ]
$c_v$	Custo unitário do vapor de aquecimento [ $\$/kg$ ]
C-1	Coluna de destilação
$C_C$	Custo do condensador instalado do sistema convencional [ $\$$ ]
$C_{CD}$	Custo da coluna instalada [ $\$$ ]
$C_{CE}$	Custo do condensador-evaporador instalado da bomba de calor externa [ $\$$ ]
$C_{CP}$	Custo do compressor instalado [ $\$$ ]
$C_{ES}$	Custo do esfriador instalado [ $\$$ ]
$CO_{BC}$	Custo de operação do sistema com bomba de calor [ $\$/ano$ ]
COP	Coefficiente de desempenho da bomba de calor
$CO_{SC}$	Custo de operação do sistema convencional [ $\$/ano$ ]
$C_p$	Capacidade calorífica a pressão constante
$C_{PR}$	Custo do preaquecedor instalado [ $\$$ ]
$C_R$	Custo do refeedor instalado do sistema convencional [ $\$$ ]
$C_{RC}$	Custo do refeedor-condensador instalado [ $\$$ ]
$C_{TC}$	Custo do equipamento de troca térmica instalado [ $\$$ ]
$C_v$	Capacidade calorífica a volume constante
D	Destilado [kg/h]
EC	Economia obtida pelo sistema de bomba de calor [ $\$/ano$ ]
ER	Calor absorvido pelo fluido de trabalho no condensador-evaporador [kw]
E-1	Condensador do sistema de destilação convencional

E-2	Refervedor do sistema de destilação convencional
E-3	Condensador-evaporador do sistema de bomba de calor externa
E-4	Refervedor-condensador do sistema de bomba de calor
E-5	Preaquecedor do sistema de bomba de calor com recompressão de vapor
E-6	Esfriador do sistema com recompressão de vapor
F	Alimentação [kg/h]
$F_c$	Fluxo do fluido de trabalho no compressor
$f_i$	Fugacidade do componente i puro
$f_i^o$	Fugacidade do componente i no estado padrão
$f_i^l$	Fugacidade do componente i na fase líquida
$f_i^v$	Fugacidade do componente i na fase vapor
$f_i^{sat}$	Fugacidade do componente i na temperatura de saturação
G	Taxa de fluxo do refrigerante na bomba de calor externa [kg/h]
H	Entalpia real
$H^*$	Entalpia ideal
HO	Tempo de operação do sistema de bomba de calor [h/ano]
IA	Investimento adicional feito pelo sistema de bomba de calor [\\$]
$I_{BC}$	Investimento total do sistema de destilação com bomba de calor [\\$]
$I_{sc}$	Investimento total do sistema de destilação convencional [\\$]
k	Coefficiente adiabático
$K_i$	Constante de equilíbrio do componente i
K-1	Compressor
L	Refluxo [kg/h]
M	Taxa de fluxo do vapor de aquecimento [kg/h]
N	Número de estágio
P	Pressão do sistema [atm]
$P_d$	Pressão de descarga do compressor [atm]
$P_{eff}$	Eficiência politrópica
$P_i^{sat}$	Pressão de vapor do componente i
$P_s$	Pressão de sucção do compressor [atm]
$Q_c$	Taxa de calor do condensador [kw]
$Q_{ES}$	Taxa de calor do esfriador [kw]

$Q_R$	Taxa de calor do refeedor [kw]
$r$	Razão de refluxo
$R$	Constante dos gases
$RC$	Razão de compressão
$T$	Temperatura do sistema [ $^{\circ}C$ ]
$T_B$	Temperatura de ebulição do produto de base [ $^{\circ}C$ ]
$T_{CO}$	Temperatura de condensação do fluido de trabalho [ $^{\circ}C$ ]
$T_D$	Temperatura de condensação do destilado [ $^{\circ}C$ ]
$T_{EV}$	Temperatura de evaporação do fluido de trabalho [ $^{\circ}C$ ]
$\Delta T_{CO}$	Dif. de temperatura no refeedor-condensador da bomba de calor [ $^{\circ}C$ ]
$\Delta T_{EV}$	Dif. de temperatura no condensador-evaporador da bomba de calor [ $^{\circ}C$ ]
$TR$	Taxa de retorno do investimento adicional [%]
$TRIA$	Tempo de retorno do investimento adicional [ano]
$V$	Fluxo volumétrico da água de arrefecimento [ $m^3/h$ ]
$V_i$	Volume do componente $i$ puro
$V-1$	Válvula de expansão
$X_i$	Composição molar do componente $i$ na fase líquida
$Y_i$	Composição molar do componente $i$ na fase vapor
$Z$	Fator de compressibilidade
$W_R$	Trabalho de compressão real [kw]
$\gamma_i$	Coefficiente de atividade do componente $i$
$\phi_i$	Coefficiente de fugacidade do componente $i$
$\phi_i^{sat}$	Coefficiente de fugacidade do componente $i$ na temperatura de saturação
$\phi_i^v$	Coefficiente de fugacidade do componente $i$ na fase vapor
$\mu$	Potencial químico

# CAPÍTULO I

## INTRODUÇÃO

A indústria química é caracterizada pelo uso intensivo de energia, especialmente de energia térmica. Os fortes aumentos nos preços do petróleo ocorridos na década de 70 elevaram substancialmente seus custos operacionais. Antes, com os combustíveis baratos, o ponto de rentabilidade máximo favorecia menores investimentos e maior consumo de energia. Hoje, porém, as condições ótimas de rentabilidade justificam maiores investimentos em favor de um menor consumo de energia.

A destilação é um dos métodos mais populares de separação encontrados nas indústrias químicas e petroquímicas. Este processo consome uma grande quantidade de energia que é mais tarde degradada no ambiente como calor de condensação. Estimativas indicam que 25 a 40% (RUSH, 1980) da energia total consumida por estas indústrias são usadas para fazer funcionar o equipamento de destilação. Em virtude dos aumentos dos custos de energia, mais e mais plantas de destilação estão sendo reexaminadas para tornar seus processos mais eficientes em uso de energia. Estudos indicam que a bomba de calor é uma das técnicas mais eficientes para recuperação de energia em processo de destilação.

O sistema de destilação auxiliado por bomba de calor já é discutido na literatura à quase meio século (ROBINSON & GILLILAND, 1950). Recentemente a indústria tem aceito o uso de bomba de calor no processo de destilação (MEILL, 1987), em virtude dos aumentos significativos nos custos de energia ocorridos nos anos 70. Esta técnica é extremamente adequada para aquelas separações difíceis, onde os pontos de ebulição dos produtos a separar são próximos, as diferenças de temperaturas entre o topo e a base da coluna são pequenas e a razão de refluxo extremamente elevada.

Este trabalho está dividido em três partes, a saber: Sistema de destilação convencional, sistema de destilação auxiliado por bomba de calor e balanço econômico entre o sistema convencional e com bomba de calor. O objetivo principal deste trabalho é o de encontrar um balanço econômico ótimo para o sistema de destilação auxiliado por

bomba de calor com recompressão de vapor e com os fluidos externos água(R718) e tricolorometano(R20). A primeira parte, visa obter a posição ótima do prato de alimentação e, conseqüentemente, a razão de refluxo ótima para a separação do sistema Etilbenzeno(EB)-Estireno(EST). A segunda parte, tem como finalidade, economizar energia através da substituição da água de arrefecimento do condensador e do vapor de aquecimento do refeedor, pela introdução de trabalho externo (bomba de calor), no entanto, mantendo fixas aquelas condições ótimas de operações obtidas no sistema convencional. A última parte faz uma análise comparativa entre os custos de investimento em capital e operação dos sistemas convencional e bomba de calor, com o fim de obter as condições econômicas ótimas para a operação da destilação auxiliado por bombas de calor.



## CAPÍTULO II

### FUNDAMENTOS TEÓRICOS

#### 2.1 - Destilação

A destilação é uma operação unitária que visa separar os componentes de uma fase líquida através de sua vaporização parcial, ou seja, uma fase vapor entra em contato com uma fase líquida, ocorrendo transferência de massa do líquido para o vapor e deste para o líquido. O efeito final é que os vapores produzidos são mais ricos nos componentes mais voláteis e o líquido mais rico nos componentes menos voláteis.

##### 2.1.1 - Estágio de Equilíbrio

Os processos de transferência de energia e massa em uma coluna de destilação real são muito complexos para que se possa adotar um modelo direto. Em virtude da complexidade do modelo real de destilação, adota-se o modelo de estágio de equilíbrio (pratos teóricos) que, segundo este, as correntes de líquido e de vapor que deixam um estágio de equilíbrio estão em completo equilíbrio uma com a outra, e que as concentrações nas duas correntes podem ser determinadas pelas relações termodinâmicas. O número de estágio de equilíbrio deve ser convertido ao número real de estágio por meio da eficiência de estágio, que é a medida do desempenho de um estágio real quando comparado com o desempenho de um estágio de equilíbrio.

O modelo de estágio de equilíbrio divide o projeto de uma coluna de destilação em três partes:

- 1 - Levantamento dos dados e métodos termodinâmicos necessários para determinar as composições das fases em equilíbrio;

- 2 - Cálculo do número de estágio em equilíbrio necessário para realizar a separação especificada;

- 3 - Transformar o modelo físico do estágio de equilíbrio numa aplicação prática de estágios reais de um equipamento industrial (PERRY & CHILTON, 1980).

### 2.1.1.1 - Equipamento para Operações em Estágios

A grande maioria das operações de transferência de massa é realizada em torres ou colunas de uma grande variedade de modelos. As colunas de pratos ou bandejas são as preferidas, apesar de não serem as de menor custo. Estas constam essencialmente de um recipiente cilíndrico, no interior do qual, há bandejas de diversos tipos: perfuradas, com campânulas, valvuladas ou tipo grelha. Em geral, cada estágio do equipamento mistura completamente as duas fases afluentes, separando e transportando as mesmas.

### 2.1.2 - Equilíbrio Líquido-Vapor

Os cálculos da destilação requer o conhecimento do equilíbrio líquido-vapor. O critério que deve ser satisfeito para ocorrer o equilíbrio entre uma fase líquida e uma fase vapor, nas mesmas condições de temperatura e pressão é:

$$f_i^v = f_i^l, \quad (i = 1, 2, 3, \dots, n) \quad (2.1)$$

para um componente na fase vapor,

$$f_i^v = y_i \phi_i P \quad (2.2)$$

para um componente na fase líquida,

$$f_i^l = x_i \gamma_i f_i^o \quad (2.3)$$

A relação geral do equilíbrio entre as fases líquida e vapor é dado por:

$$y_i \phi_i P = x_i \gamma_i f_i^o, \quad (i = 1, 2, 3, \dots, n) \quad (2.4)$$

Quando a fugacidade padrão obedece a regra de Lewis-Randall ( $f_i^o = f_i$ ), em pressões baixas ou moderadas, é possível fazer as seguintes hipóteses: 1 - A fase vapor comporta-se idealmente; 2 - As coordenadas da fase líquida são independentes em relação a pressão. A partir da segunda hipótese tem-se que:

$$f_i^o = f_i = f_i^{\text{sat}} = \phi_i^{\text{sat}} P_i^{\text{sat}} \quad (2.5)$$

Como a fase vapor tem comportamento ideal ( $p_i^o = \phi_i^{\text{sat}}$ ), deduz--se a partir da equação (2.4) que,

$$y_i = \frac{x_i \gamma_i P_i^{\text{sat}}}{P} \quad (2.6)$$

A constante de equilíbrio de um componente  $i$  em uma mistura é definida como:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.7)$$

Portanto, comparando-se a equação (2.7) com a equação (2.6) tem-se:

$$K_i = \frac{\gamma_i P_i^{\text{sat}}}{P} \quad (2.8)$$

### 2.1.3 - Razão de Refluxo

Na destilação, o refluxo é usado nas duas extremidades da coluna para que se consiga produtos de topo e base com a pureza mais alta possível. O refluxo no topo da coluna é indispensável, pois, sem esse, as placas da seção de enriquecimento acabariam secando, continuando a operar apenas a seção de esgotamento da coluna.

Quando o refluxo aumenta, o número de estágios necessários para uma dada separação diminui, ou seja, a razão de refluxo (razão entre o refluxo e o destilado) aumenta.

Para o refluxo total, o número de estágios necessários à separação é mínimo. Inversamente, à medida que a razão de refluxo vai diminuindo, o número de estágios teóricos necessários para a separação especificada vai aumentando. No extremo, onde a razão de refluxo é mínima, o número de estágios teóricos será infinito. Para uma razão de refluxo abaixo do seu valor mínimo, não se pode efetuar a separação especificada, mesmo com um número infinito de estágios.

### **2.1.3.1 - Escolha da Razão de Refluxo mais Econômica**

Nenhuma das situações extremas, refluxo mínimo ou refluxo total, representa uma condição econômica de trabalho, isto porque, em ambos os casos, o custo do equipamento torna-se elevado.

Na destilação, uma razão de refluxo mais elevada significa um menor número de estágios necessários à separação, porém, com o aumento das cargas térmicas do refeedor e do condensador. Uma vez que, o calor fornecido ao refeedor tem um custo elevado, a razão de refluxo ótima será determinada por um balanço econômico entre os custos operacionais e os custos iniciais do equipamento. O projeto ótimo ocorre, portanto, no custo mínimo total obtido ao somar os encargos fixos (equipamento, amortizações, etc.) com os de funcionamento (vapor de água, água de arrefecimento, etc.). Assim, só um estudo econômico permitirá otimizar a separação.

Não há qualquer relação simples entre as razões de refluxos mínima e ótima. No entanto, estudos realizados mostram que, um valor ótimo situa-se entre 15 a 30% (GOMIDE, 1988) acima do mínimo. Na prática industrial, usa-se razão de refluxo um pouco maior do que o valor citado acima.

## **2.2 - Trocador de Calor**

Um trocador de calor é um dispositivo que promove a transmissão de calor de um fluido para outro, através de uma interface (parede) metálica.

O nome dado ao trocador de calor deriva das modificações no estado físico sofrido pelo fluido de processo. Existem uma grande variedade desses equipamentos, indo desde o

simples tubos concentricos até os complexos condensadores e evaporadores de superfície. Entre esses extremos, há uma grande variedade de trocadores comuns do tipo carcaça e tubo (tabela 2.1) que são adequados para aquecimento, resfriamento, evaporação ou condensação de todas as espécies de fluidos.

Tabela 2.1 - Classificação dos trocadores de calor quanto ao serviço.

Tipo	Descrição
Condensador	Retira calor de um vapor ou misturas de vapores provocando a sua condensação que pode ser parcial ou total
Aquecedor	Fornece calor sensível a um fluido de processo, utilizando vapor de água condensante ou fluido térmico
Evaporador	Evapora o líquido de uma dada solução aumentando a sua concentração utilizando água ou fluido térmico para aquecimento
Refervedor	Equipamento que opera ligado ao fundo de uma torre de fracionamento fornecendo calor necessário à destilação. O meio de aquecimento empregado pode ser o vapor de água
Resfriador	Resfria um líquido ou gás utilizando água de resfriamento ou ar atmosférico
Refrigerador	Resfria um fluido de processo a uma temperatura mais baixa do que aquela que é atingida com o uso da água de arrefecimento. Utiliza-se o efeito frigorífico de certos fluidos como o freon, amônia, propano
Superaquecedor	Aquece um vapor acima de sua temperatura de saturação
Trocador de Calor	Equipamento onde a troca de calor é feita entre dois fluidos de processo
Vaporizador	Cede calor ao líquido de processo vaporizando-o total ou parcialmente

Fonte: PERRY & GRENN (1984).

### 2.2.1 - Descrição do Trocador de Calor Tipo Carcaça e Tubo

Estes trocadores são construídos basicamente de um feixe de tubos inseridos em uma carcaça (figura 2.1), onde um dos fluidos escoam dentro dos tubos e o outro entre a carcaça e o exterior do feixe de tubos. O feixe tubular é composto por: tubos, espelhos, chicanas. Quando ambas as correntes fluidas atravessam o trocador de calor apenas uma vez, diz-se que o trocador de calor é de passe simples. Se ambos os fluidos escoam na mesma direção, o trocador é do tipo de correntes paralelas. Se movem em sentidos contrários, é do tipo de correntes opostas.

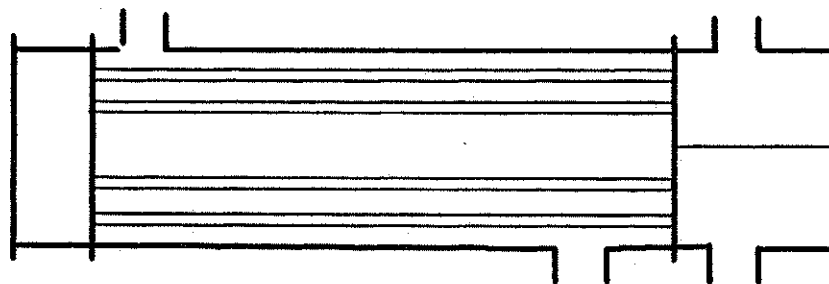


Figura 2.1 - Trocador de calor tipo carcaça e tubo com chicanas e dois passes nos tubos e um na carcaça

A fim de aumentar a área superficial de troca de calor efetiva por unidade de volume, a maioria dos trocadores de calor comerciais prevê mais de um passe através dos tubos.

## 2.3 - Refrigerante

### 2.3.1 - Refrigerantes Primários e Secundários

Os refrigerantes primários (líquidos que passam para gás ao absorverem calor) são aqueles utilizados em sistemas de compressão de vapor, enquanto que, os refrigerantes secundários (que não apresentam mudança de fase) são líquidos usados para transportar energia térmica, a baixa temperatura, de um local para outro.

Utiliza-se predominantemente os hidrocarbonetos halogenados. Existem entretanto, outras substâncias como compostos inorgânicos, hidrocarbonetos e azeotrópos

que funcionam como refrigerantes. A tabela A-1 (apêndice A) mostra uma relação dos refrigerantes mais utilizados.

Os refrigerantes são classificados de acordo com as Normas B9-1 da A.S.A. como grupos 1, 2, e 3. O número do grupo cresce à medida que aumenta a periculosidade. As principais vantagens dos refrigerantes do grupo 1 (R12, R22, R502, R13, etc.) são as de serem menos perigosos do ponto de vista da inflamabilidade, explosividade e de tóxicidade desprezível. Os do grupo 2 (R717, R40, R764, etc.) são tóxicos e/ou inflamáveis. Os do grupo 3 (R290, R1270, R1150, R170, etc.) são refrigerantes altamente inflamáveis e explosivos.

Não há um refrigerante universal que possa ser usado para todos os fins. No entanto, existem fatores importantes que permitem uma boa seleção de refrigerantes para aplicações específicas, tais como: 1 - As propriedades químicas, físicas e termodinâmicas; 2 - A capacidade requerida do sistema; 3 - O tipo de compressor; 4 - Nível de temperatura desejada e 5 - Considerações sobre segurança.

## 2.4 - Ciclo da Bomba de Calor

É o mais usado na prática. Este utiliza um refrigerante que condensa durante a rejeição de calor e evapora durante a absorção de calor. O ciclo envolve duas pressões, uma alta e outra baixa. Os quatro componentes básicos de um sistema de compressão de vapor são: o compressor, o condensador, a válvula de expansão e o evaporador (figura 2.2).

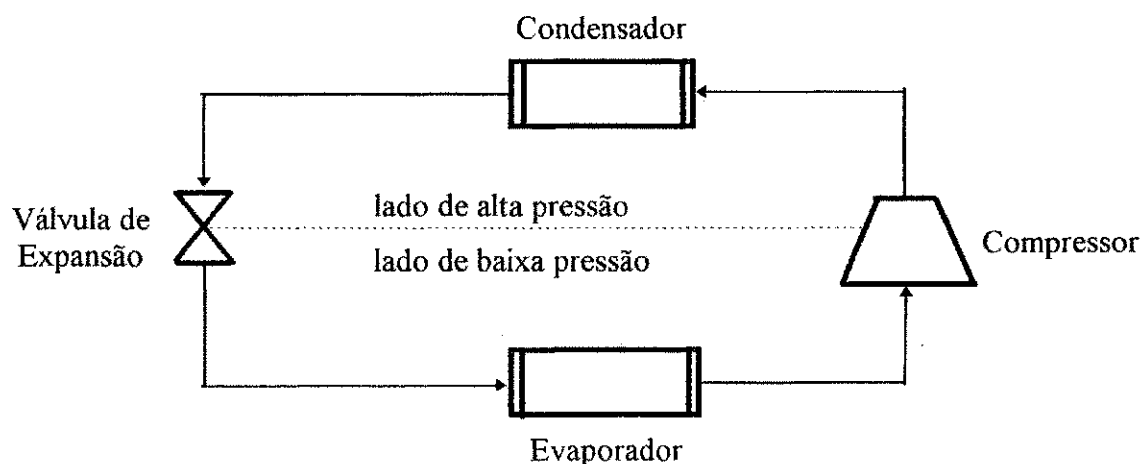


Figura 2.2 - Ciclo básico de compressão de vapor de um só estágio

Quando o refrigerante líquido passa através do evaporador, o calor é absorvido de um fluido que está sendo esfriado e o refrigerante evapora. O vapor, a baixa pressão, é comprimido através do compressor, elevando os níveis de temperatura e pressão até um ponto em que o vapor superaquecido possa ser condensado pelo meio disponível de refrigeração no condensador. O líquido refrigerante escoar do condensador para uma válvula de expansão, onde sua temperatura e pressão são reduzidas até as condições do evaporador, completando desta forma, o ciclo.

O ciclo real de compressão a vapor apresenta algumas diferenças em relação ao ciclo padrão, o qual, é caracterizado pela ineficiência dos processos envolvidos. No ciclo ideal, admite-se que não há perdas de cargas no condensador, evaporador e que a compressão é isentrópica. No ciclo real, há perdas de cargas no condensador, evaporador, no sub-esfriamento do líquido que deixa o condensador, no superaquecimento do vapor na entrada do compressor e a compressão não é isentrópica.

## **2.5 - Bomba de Calor Industrial**

É aquela que transfere energia do condensador para o refulvedor de uma coluna de destilação, onde o condensador deve ser resfriado a uma temperatura baixa e o refulvedor deve receber energia a uma temperatura elevada. Comparada com a torre de destilação convencional que rejeita o calor do condensador e necessita de energia de um processo de combustão para o refulvedor, a bomba de calor requer energia para acionar o compressor. A principal fonte de energia para acionar as bombas de calor é a eletricidade, isto é, o futuro da bomba de calor está completamente ligado ao destino da eletricidade como fonte de energia de aquecimento.

## **2.6 - Tipo de Compressor**

O compressor é o coração do sistema de compressão a vapor. Existem dois tipos principais de compressores utilizados em ciclo de compressão a vapor: o compressor centrífugo do tipo dinâmico e o compressor de movimento alternativo do tipo de deslocamento positivo. Em sistema de grande capacidade, obtém-se grande economia



usando-se máquinas centrífugas, ao passo que, compressores de movimento alternativo são adequadamente aplicáveis a sistemas de até 150 toneladas.

## **2.7 - Custo**

### **2.7.1 - Custo de Operação**

A análise dos custos de operação de uma planta de destilação é muito complexa, porém, a maior parte é sempre energia, pessoal e interesse de capital. Numa planta de destilação convencional, o custo de energia é composto essencialmente pela produção de vapor, água de arrefecimento e eletricidade. Numa instalação com bomba de calor acionada eletricamente, o custo de energia advém fundamentalmente da eletricidade e em menor escala, do vapor e água de arrefecimento.

### **2.7.2 - Custo de Investimento**

Ao estimar o custo de investimento de um sistema de destilação com bomba de calor, uma distinção fundamental deve ser feita entre uma nova instalação e uma instalação já existente. Por exemplo, em uma nova instalação, os custos de investimentos são decorrentes principalmente de: 1 - Planejamento, engenharia e licença; 2 - Componentes chaves; 3 - Construção civil e infra-estrutura; 4 - Encanamento e válvulas; 5 - Sistemas de controle e medida e 6 - Montagem. Para uma instalação já existente, os custos de investimentos são decorrentes de mudanças no encanamento, sistema de controle e além de um número de novos componentes.

## **2.8 - Economia de Energia em Processo de Destilação**

A economia de energia em unidades de processamento químico é nos dias de hoje e seguramente será nos de amanhã, um assunto que merecerá muita atenção não só durante a elaboração de projetos novos, mas também, na adaptação de unidades já existentes às novas realidades de preços e custos (GONZALEZ, 1985).

Colunas de destilação convencional aquecidas a vapor estão entre os maiores consumidores de energia (estimativas indicam 25 a 40% da demanda total de energia) em uma planta química de processos industriais. Em virtude do aumento do custo de energia, um número maior de plantas está sendo reexaminada para tornar seus processos mais eficientes na utilização de energia. Estudos realizados tem identificado várias técnicas de recuperação de calor, entre elas, uma que se mostrou muito eficiente é a bomba de calor. A maior parte das bombas de calor em escala industrial, usadas atualmente nas plantas de destilação, emprega a compressão dos vapores de topo e base da coluna, e compressão por fluido intermediário (figura 2.3).

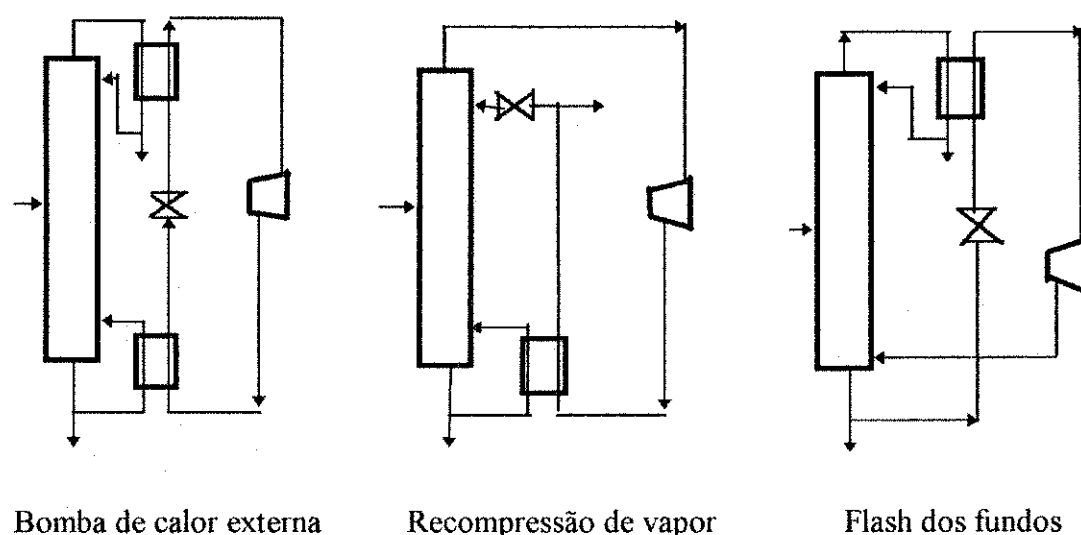


Figura 2.3 - Aplicações de bombas de calor em processo de destilação

## REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

As colunas de destilação convencional aquecidas à vapor estão entre as maiores consumidoras de energia em uma planta química. Estudos realizados tem identificado várias técnicas para recuperação de energia em processo de destilação, entre elas, as bombas de calor. Muitos trabalhos mostrando as vantagens da bomba de calor na recuperação de energia em processo de destilação já foram publicados na literatura.

NULL (1976), investigou vários esquemas de recompressão de vapor, e mostra que, a recompressão direta dos vapores de topo é a aplicação mais vantajosa. A coluna do sistema com bomba de calor é a mesma do sistema convencional, porém, os trocadores de calor são completamente diferentes. A partir dos sistemas propostos, ele estudou a otimização da compressão de energia e custos dos equipamentos principais para vários tamanhos de trocadores de calor e diferenças de temperatura. Concluiu que a bomba de calor pode ser um substituto econômico nos processos de destilação convencional.

DANZIGER (1979), montou uma planta piloto com uma bomba de calor em seu laboratório com o objetivo de medir a economia de energia e estudar o procedimento dos sistemas de controle. Os resultados obtidos indicam que houve uma economia de energia acima de 80% comparada com aquela de uma coluna de destilação convencional. Em seguida, comparou os resultados obtidos na planta piloto com um projeto de planta industrial operada nas mesmas condições, exceto quanto à alimentação e o diâmetro da coluna que foram 100 e 10 vezes a da planta piloto, respectivamente. Segundo o autor, a recompressão de vapor é um método possível para se economizar energia em uma planta de destilação, ou seja, a economia de energia é muito promissora no futuro e altamente atrativa para plantas de destilação; o uso de um turbocompressor é sempre adequado quando a diferença do ponto de ebulição de ambos componentes a serem separados é próximo e a queda de pressão da coluna baixa. Uma coluna com recompressão de vapor fornece uma solução mais econômica se a energia requerida excede 1,5 a 2 Mw.

KENNEY (1979), estudou dois projetos com sistema de recompressão de vapor, entre eles, a implantação de uma bomba de calor em uma planta de propano-propileno já existente. Ele mostrou que, após a modificação, a admissão de energia na torre foi reduzida entre 10 e 15% da energia total normalmente consumida no refeedor, e que o retorno econômico de cada projeto foi satisfatório. Ele afirmou também que as torres com recompressão de vapor são muito mais sensíveis às variações em produtividade total e composição de alimentação, em virtude de terem menos flexibilidade em admissão de energia do que com arranjos convencionais.

PETTERSON et al (1977), estudaram a aplicação de várias técnicas para reduzir o consumo de energia na destilação, entre elas, a recompressão de vapor. Afirmaram que, antes da aplicação de qualquer técnica, é necessário reconhecer as afinidades de funcionamento entre capital, custo de operação e operacionalidade da planta. Concluíram que: o sistema com bomba de calor representa uma redução significativa no consumo de energia, porém, em detrimento do capital e simplicidade; a configuração citada acima é mais vantajosa quando o sistema de fracionamento tem uma pequena diferença de temperatura através da coluna e o custo de reciclagem da energia cresce com o aumento da diferença de temperatura entre o topo e fundo da coluna.

RUSH (1980), considerou a substituição do sistema de destilação convencional por outras técnicas de separação, como arranjos de extração líquido-líquido, múltiplo efeito e recompressão de vapor, para a recuperação do dimetilformamida (DMF) de soluções aquosas. O retorno do investimento feito não foi atrativo, porém, entre as técnicas de economia de energia usadas, a recompressão de vapor foi a que melhor apresentou resultados em termos de economia e consumo de energia.

QUADRI (February, 1981), analisou os aspectos de projeto de processo da retificação com termocompressão (bomba de calor), com particular referência ao sistema propano-propileno. Vários esquemas de processos alternativos foram examinados. Usando correlações generalizadas para a modelização do processo completo, salientou a importância da seleção do compressor e refeedor-condensador. Também identificou a

interrelação entre potência, curva de operação do compressor, diferença de temperatura do refeedor/condensador e carga da coluna.

QUADRI (March 1981), investigou a otimização do processo propano-propileno a partir das correlações generalizadas descrita na primeira parte (QUADRI, February 1981). Mostrou que, os sistemas de retificação alternativo para propano-propileno são: convencional, duplo efeito e bomba de calor. Comparou a economia da retificação com bomba de calor com os outros sistemas alternativos, mostrando através dos resultados obtidos, que a retificação com bomba de calor deve então tornar-se a solução preferida para a separação do sistema propano-propileno no futuro próximo.

LINNHOFF et al (1983), estudaram vários esquemas de recuperação de energia em destilação, entre estes, o bombeamento de calor. Mostraram que no esquema com bomba de calor, o trabalho requerido aumenta quando a diferença de temperatura entre o topo e fundo da coluna aumenta, portanto, o uso da bomba de calor será favorável para pequenas diferenças de temperatura entre o topo e fundo da coluna. Afirmam também que, os esquemas de bombeamento de calor provavelmente só serão atrativos em ajustes de plantas onde existem restrições rígidas sobre a integrabilidade de unidades.

OMIDEYI et al (Parte I, 1984), apresentaram um projeto e um modelo para análise econômica preliminar de um sistema de destilação auxiliado por bomba de calor. No projeto, discutiram dois pontos importantes, a saber: o problema de unir-se as cargas térmicas entre a bomba de calor e as seções de destilação e a seleção do fluido de trabalho da bomba de calor. Afirmaram que, em termos de economia de energia, o sistema de destilação auxiliado por bomba de calor é potencialmente o mais promissor.

OMIDEYI et al (Parte III, 1984), usaram o modelo econômico esboçado na primeira parte (OMIDEYI et al, 1984) para analisar e comparar a economia da destilação auxiliada por bomba de calor de três misturas de álcoois, como metanol-água, etanol-água e metanol-etanol. Os resultados obtidos sugerem que, em condições para cada sistema, o sistema com menor elevação de temperatura na coluna é o mais atrativo economicamente,

quando o tempo de retorno de capital é o principal critério econômico. Valores típicos obtidos para o tempo de retorno de capital foram de 2, 2,6 e 5 anos para os sistemas metanol-etanol, etanol-água e metanol-água, respectivamente.

GOPICHAND et al (Parte II, 1984), usaram o projeto e modelo econômico apresentado por OMIDEYI et al (Parte I, 1984) para análise econômica preliminar do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor da mistura de etanol-água. Analisaram a influência econômica de misturas de etanol-água levando em consideração vários fatores, tais como: seleção do fluido de trabalho da bomba de calor e variáveis de projeto, operacional e econômica, quando o tempo de retorno do investimento é adotado como o critério. Resultados apresentados para ilustrar as condições ótimas da viabilidade econômica mostram que o tempo de retorno é: muito sensível à diferença de temperatura permitida no projeto dos trocadores de calor (refervedor, condensador), relativamente insensível à razão de refluxo escolhida e significativamente influenciado pela escolha do fluido de trabalho.

BECKER et al (1985), estudaram através da extração do xileno e da destilação do isobutano, o uso do compressor rotatório helicoidal de deslocamento positivo em um sistema de recompressão de vapor mecânico. Mostraram que esta máquina tem certas características que fazem sua aplicação bastante compatível para recompressão de vapor, sendo esta capaz de comprimir vapores úmidos sem perdas, permanecendo o fluido homogêneo e em equilíbrio termodinâmico durante a compressão. Eles concluíram que: uma taxa de retorno relativamente grande no investimento adicional é esperado para os dois casos estudados, isto é, menos de um ano para a extração do xileno e aproximadamente dois anos para a destilação do isobutano; as condições de operação ótima são ditadas pelos custos de utilitário e capital; as economias são obtidas pela redução das exigências de aquecimento e esfriamento da torre.

BROUSSE et al (1985), montaram uma unidade de destilação com recompressão de vapor em estado fixo. Obtiveram a partir dos primeiros experimentos uma melhora no coeficiente de desempenho (COP) da ordem de 6 (BROUSSE et al, 1982 e 1983). Numa segunda etapa, utilizaram um microcomputador para modelar e otimizar o

sistema (destilação de uma mistura de ciclohexano/n-heptano a refluxo total), e assim, melhorar o seu desempenho. Para isto, uma ferramenta computacional para análise e identificação dos parâmetros de processo foi desenvolvido. Um coeficiente de desempenho, calculado para o ciclo, de aproximadamente 15,2 foi obtido.

FERRÉ et al (1985), estudaram a viabilidade econômica da substituição do condensador e refeedor convencional de uma coluna de destilação existente por uma bomba de calor com recompressão de vapor. Mostraram, através das separações do etilbenzeno/estireno e etilbenzeno/xilenos (estas exigem um grande número de estágios de equilíbrio, altas razões de refluxo e, conseqüentemente, grande consumo de energia), que uma drástica redução do consumo de vapor e água de arrefecimento foi alcançada para o sistema com bomba de calor, ou seja, reduzindo o consumo de energia até mais do que 50%. Para os dois exemplos citados, o tempo gasto no retorno do capital adicional foi menor do que 2,5 anos. A situação mais favorável foi obtida para a separação do etilbenzeno/estireno, onde o consumo de energia foi reduzido até 31%.

CONAN (1985), destaca que o consumo de vapor vivo pode ser fortemente reduzido ou mesmo suprimido nas instalações de um sistema de compressão mecânica do vapor (bomba de calor). Afirma que, globalmente, a evolução dos fatores econômicos se revela favorável a todas as formas de bomba de calor.

OMIDEYI et al (Parte IV, 1985), estudaram o sistema de destilação auxiliado por bomba de calor com um fluido de trabalho externo, usando misturas de metanol-água para produzir dados de desempenho e demonstrar a eficácia do sistema. Os resultados obtidos mostram que, com misturas de metanol-água, bombas de calor podem ser efetivamente integradas em sistemas de destilação para reciclar o calor recuperado do destilado até o refeedor, e que a reciclagem da energia pode ser bastante significativa com misturas de ponto de ebulição próximo, ou seja, a economia de tal misturas é bastante atraente.

WEINSTEIN (1985), afirma que, aos preços atuais de energia, bombas de calor são ainda muito caras. Existem condições a partir das quais torna-se interessante fazer um estudo detalhado sobre a viabilidade econômica de sua aplicação, a saber: calor possível de ser recuperado a partir de  $2 \times 10^6$  (kcal/h); diferença máxima de temperatura entre o topo e a base da coluna, da ordem de  $20^\circ\text{C}$ ; pressão de topo da coluna entre 15 e 760 mmHg; taxas de compressão não superiores a 4 (razão entre as pressões de saída e entrada do compressor).

MESZAROS et al (1986), compararam a eficiência termodinâmica de três sistemas de destilação auxiliado por bomba de calor (processo de ciclo fechado, recompressão de vapor e flash do produto de base). Devido a restrições severas da integrabilidade na coluna de destilação, o sistema de destilação auxiliado por bomba de calor parece ser uma das mais promissoras técnicas de economia de energia, isto porque, em função de sua menor demanda de energia, reduz o custo de operação e, ocasionalmente, pode compensar as despesas de capital adicional do compressor. Baseado no coeficiente de desempenho e custo de energia, desenvolveram simples expressões para análise econômica preliminar e projeto de destilação auxiliado por bomba de calor. Os resultados de COPs obtidos através da separação do i-butano/n-butano indicam que a recompressão de vapor parece ser o processo mais eficiente termodinamicamente.

COLLURA et al (1988), fizeram um estudo completo das opções de economia de energia para a destilação de uma solução diluída de etanol para produzir um destilado próximo da composição do azeótropo. Técnicas convencionais de economia de energia, tal como, colunas múltiplas de calor integrado, recompressão de vapor, entre outras, foram analisadas e comparadas. Concluíram que, para destilado de alta pureza, a recompressão de vapor é a alternativa mais atraente; apesar dos custos de capital relativamente altos, é justificado pela redução nos custos anuais comparado com outras alternativas.

MEILI (1990), estudou um método eficiente para transferir o calor de topo para a base da coluna, a recompressão dos vapores de topo da coluna. Fez através do



estudo dos sistemas etilbenzeno/estireno, propano/propileno e isobutano/água uma comparação do ponto de vista econômica, entre uma instalação convencional e uma instalação com bomba de calor.

Na produção do Estireno, a destilação foi efetuada sob vácuo em virtude de a altas temperaturas ocorrer polimerização do estireno, e que o uso de coluna de recheio e bomba de calor é quase obrigatório para a operação econômica destas plantas de destilação.

Na produção do propileno, a separação envolve um esforço considerável devido aos pontos de ebulição do propano e propileno serem muito próximos. Com o uso da bomba de calor, o custo de energia pode ser reduzido drasticamente.

Na produção de isobutano, a planta consiste em cinco colunas de pratos conectadas em série, onde o isobutano é produzido na última coluna. Para aumentar a capacidade, as colunas foram convertidas em coluna de recheio. Uma bomba de calor foi fornecida à última coluna em função de não existir vapor disponível para aumentar a capacidade.

Concluiu que: Uma economia considerável foi obtida com a implantação do sistema de destilação com bomba de calor para a separação do etilbenzeno-estireno e propano-propileno. Uma redução nos custos operacionais tem demonstrado possível na separação do sistema isobutano-água.

MUHRER et al (1990), estudaram uma simulação quantitativa da dinâmica da recompressão de vapor em colunas. Mostraram que, apesar da complexidade aumentada pelo projeto de recompressão de vapor, o processo não produz uma estrutura de controle mais complexa, isto é, o sistema de controle desenhado para uma coluna convencional pode ser aplicado para uma coluna com recompressão de vapor pela simples substituição do controle da entrada de calor por controle do compressor (velocidade variável, válvula de sucção, desvios ou área da caldeira variável).

MEILI (1993), estudou as vantagens e desvantagens do uso da água como meio de transferência de calor e sua potencial economia de energia via separações do xileno e estireno. Na separação do estireno, um sistema de bomba de calor deve ser usado em função dos altos consumos de energia. A técnica de recompressão direta dos vapores de

topo não pode ser aplicada porque os vapores do estireno não são adequados para compressão. Para esta aplicação, a água é o melhor meio de transferência de calor, visto que a maioria dos refrigerantes comuns não são considerados aceitável por razões ambientais. Comparando os custos de investimento e operação de uma coluna convencional aquecida a vapor com aquela com bomba de calor, conclui que o tempo de retorno do investimento adicional para o sistema refrigerante é pequeno, isto é, 15 e 10 meses para a bomba de calor com R718 e R114, respectivamente.

FONYO et al (1994), com base no COP, custo de energia e eficiência, propuseram expressões simples para análise econômica preliminar e projeto de destilação auxiliado por bomba de calor. Fatores como o tipo de bomba de calor, a exigência de pureza, a queda de pressão na coluna, a taxa de alimentação, o custo de energia e a volatilidade relativa sobre os aspectos energéticos e econômicos foram destacados. A bomba de calor (tipo recompressão de vapor, flash dos fundos e ciclo fechado) pode ser substituto econômico de projeto de destilação convencional em separação de mistura de ebulição próxima; e o seu uso minimiza o impacto negativo de grandes demandas de aquecimento e arrefecimento sobre o ambiente.

MESZAROS et al (1994), estudaram 12 diferentes processos com duas colunas para a separação do 1-buteno das frações C4. Com o uso de duas colunas, torna-se possível estudar sua integração de calor, e devido a pequena diferença de temperatura entre o fundo e topo da coluna, os processos de bombas de calor parecem também promissores. Resultados obtidos através de uma exaustiva análise auxiliada por computador indicam que, uma combinação da integração de calor com a recompressão de vapor seria o esquema mais econômico para a separação do 1-buteno.

## CAPÍTULO III

### MATERIAIS E MÉTODOS

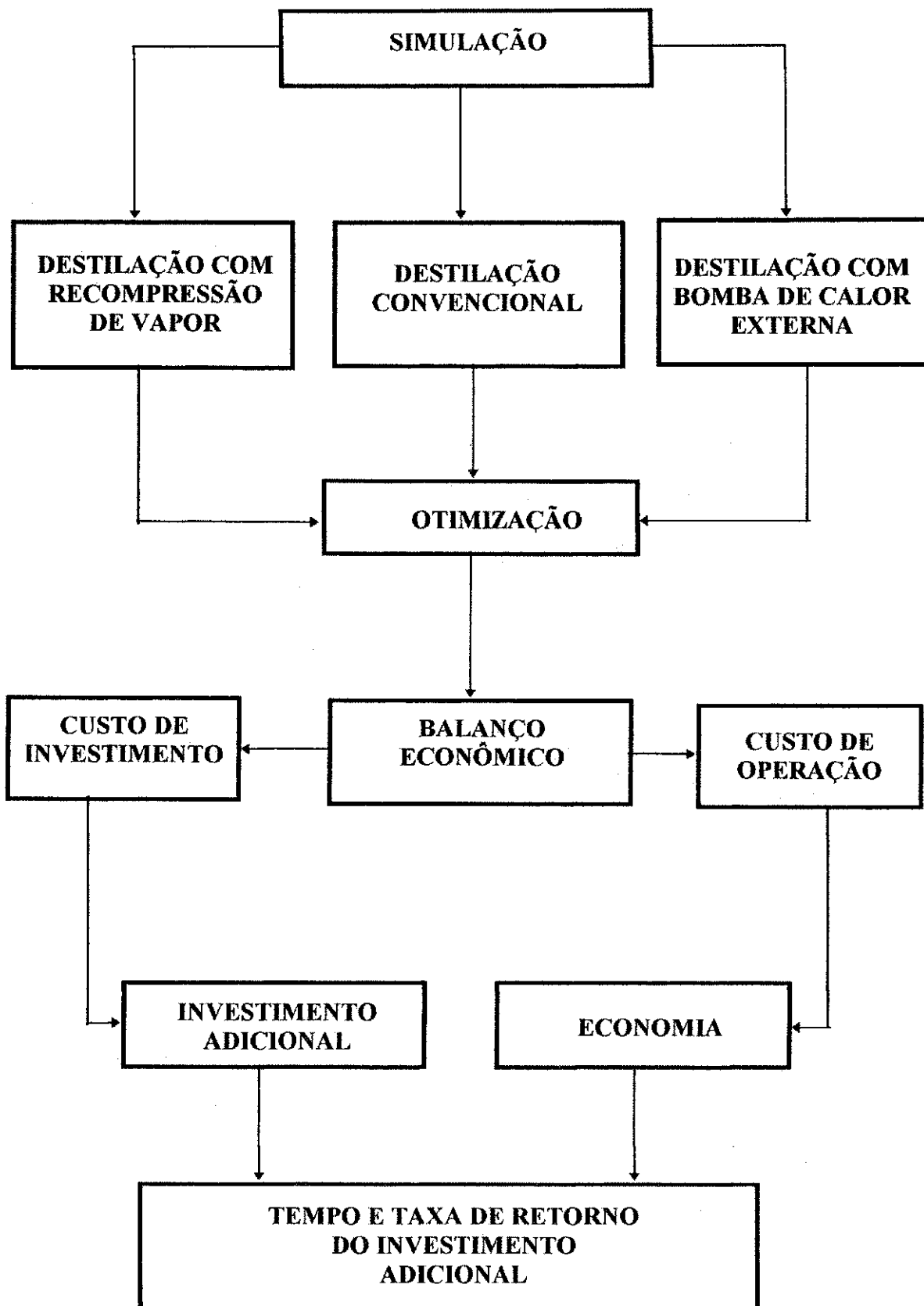
#### 3.1 - Material Utilizado

A destilação do sistema Etilbenzeno(EB)-Estireno(EST) foi estudada utilizando-se o simulador de processo CHEMCAD II - Versão 2.2 desenvolvido por CHEMSTATIONS INC., que permite projetar e avaliar diversos equipamentos de uma planta industrial, usando modelos matemáticos que reproduzem o comportamento aproximado destes equipamentos.

#### 3.2 - Metodologia de Simulação

O CHEMCAD II usa uma série de módulos de equipamentos (torres, trocadores, compressores, etc.) para projetar e avaliar uma unidade industrial, onde cada módulo de equipamento exige sua completa especificação. A ordem de cálculo de cada módulo é pré-determinada pelo usuário.

Aplicou-se a simulação em quatro partes: Nos sistemas de destilação convencional, com compressão direta dos vapores de topo e com bomba de calor externa usando os fluidos intermediários Água (R718) e Triclorometano (R20). Os parâmetros operacionais da coluna de destilação são os mesmos para os sistemas convencional e com bomba de calor.



### 3.2.1 - Sistema de Destilação Convencional

Simulou-se o sistema de destilação convencional (figura 3.1) para investigar a influência que a posição do estágio de alimentação, para um dado número de estágio, exerce sobre a carga térmica, razão de refluxo e, conseqüentemente, a influência que a razão de refluxo exerce sobre a carga térmica. Em seguida, estudou-se a partir da análise feita acima, o comportamento da razão de refluxo em relação ao número de estágio, com o fim de obter a razão de refluxo mínima, e a partir desta, encontrar a razão de refluxo e número de estágio ótimos para efetuar a separação do etilbenzeno-estireno.

Os dados operacionais para o estudo da otimização do sistema de destilação convencional estão apresentados na tabela 3.1. Algumas das especificações citadas na tabela abaixo foram obtidas do trabalho de Ferré et al (1985). A coluna de destilação trabalha sob vácuo para evitar altas temperaturas de fundo e polimerização do estireno.

Tabela 3.1 - Condições operacionais para o sistema de destilação convencional.

Nome	Separação EB/EST	Unidade
Alimentação, líquido saturado	25000	kg/h
Etilbenzeno na alimentação, em massa	46,07	%
Estireno na alimentação, em massa	53,01	%
Benzeno e Tolueno na alimentação, em massa	0,92	%
Etilbenzeno no destilado, em massa	97,90	%
Estireno na base, em massa	99,96	%
Pressão de topo	0,34	atm
Pressão da alimentação	0,34	atm
Temperatura de topo	98,30	°C

### 3.2.2 - Sistema de Destilação com Bomba de Calor Externa (BCE)

A partir da condição de operação ótima obtida para o sistema convencional, isto é, das cargas térmicas ótimas do refeedor e condensador, simulou-se o ciclo da

bomba de calor externa (figuras 3.2 e 3.3) usando como fluidos intermediários, os refrigerantes Água e Triclorometano. Partindo do princípio de que o refrigerante deve evaporar, no evaporador da bomba de calor, a uns poucos graus abaixo da temperatura de condensação do produto de topo (em condição de condensar o mesmo), e condensar, no condensador da bomba de calor, a uns poucos graus acima da temperatura de ebulição do produto de fundo (em condição de evaporar este), fixou-se as temperaturas de condensação ( $T_{CO}$ ) e evaporação ( $T_{EV}$ ) dos refrigerantes, ajustando para estas condições acima fixas, a pressão de descarga do compressor. Quanto às cargas térmicas ótimas obtidas na destilação convencional, fixou-se somente a carga térmica do refeedor E-2 no refeedor-condensador E-4 da bomba de calor

Com o princípio exposto acima, variou-se a temperatura de condensação dos refrigerantes R20 e R718 de 110,9 a 135,9°C e 110,9 a 129,9°C, e a temperatura de evaporação (dos mesmos refrigerantes) de 96,3 a 71,3°C e 96,3 a 77,3°C, respectivamente. O aumento da temperatura de condensação e a diminuição da temperatura de evaporação dos fluidos citados foi feito a intervalos iguais, isto é,  $\Delta T_{CO}$  e  $\Delta T_{EV} = 1^\circ\text{C}$ . Este critério foi utilizado por Gopichand et al (Parte II, 1984). Nenhuma queda de pressão foi dada nos trocadores de calor E-3 e E-4, e uma eficiência politrópica de 75% foi fixada no compressor.

Com isto, o objetivo é analisar a influência que  $\Delta T_{CO}$  e  $\Delta T_{EV}$  nos trocadores de calor E-3 e E-4 exercem sobre a razão de compressão do compressor e por fim, efetuar um balanço econômico para os sistemas de bombas de calor externa propostos.

### **3.2.3 - Sistema de Bomba de Calor com Recompressão de Vapor (BCRV)**

Ao fixar a carga térmica ótima (do refeedor E-2) obtida no sistema de destilação convencional no refeedor-condensador E-4, simulou-se o sistema de destilação com compressão direta dos vapores de topo da coluna (figura 3.4), variando a pressão de descarga do compressor de 0,50 a 1,00 atm. A menor pressão de descarga do compressor foi obtida levando em conta o princípio de que, a temperatura de condensação dos vapores

e topo da coluna deve condensar a uns poucos graus acima da temperatura de ebulição do produto de base, em condição de evaporar este.

Um preaquecedor E-5 para os vapores de topo da coluna foi instalado, evitando-se a condensação dos mesmos no compressor. Para conseguir isto, fixou-se a temperatura de saída do preaquecedor E-5 em 106°C. O preaquecimento dos vapores de topo foi feito através da mistura líquida preaquecida na saída do refeedor-condensador E-4. Além disso, utilizou-se um esfriador E-6 para condensar a mistura parcialmente vaporizada na válvula de expansão (devido a queda de pressão ocorrida), retornando assim, às condições do refluxo obtido no sistema de destilação convencional. Nenhuma queda de pressão foi dada nos trocadores de calor, e uma eficiência politrópica de 75% foi fixada no compressor.

A finalidade do procedimento feito acima, foi a de analisar a influência que o aumento da pressão de descarga do compressor exerce sobre a diferença de temperatura entre o refeedor-condensador E-4, e a partir dos resultados obtidos, fazer um balanço econômico e energético para encontrar as condições de operação ótimas do sistema proposto.

A não idealidade da fase líquida foi representado pelo modelo termodinâmico UNIFAC. Uma vez que, a coluna de destilação opera em uma pressão relativamente baixa, a hipótese da idealidade da fase vapor não afetaria os resultados, porém, no simulador não há possibilidade de usar esta hipótese sem considerar também a idealidade da fase líquida.

No dimensionamento de todos os trocadores de calor, utilizou-se um passe no casco e dois passes nos tubos. Um valor médio (entre parêntese) do coeficiente global de transmissão de calor (tabela 3.2) foi usado para o dimensionamento dos trocadores de calor.

Tabela 3.2 - Coeficiente global de projeto aproximado

Fluido Frio	Fluido Quente	$U_D$ (kcal/m <sup>2</sup> °C)	Trocador de Calor
Água	Orgânicos leves	366 - 732 (549)	E-1 e E-6
Orgânicos leves	Vapor de água	488 - 977 (733)	E-2 e E-4
Orgânicos leves	Orgânicos leves	195 - 366 (281)	E-3, E-4 e E-5

Fonte: KERN (1982).

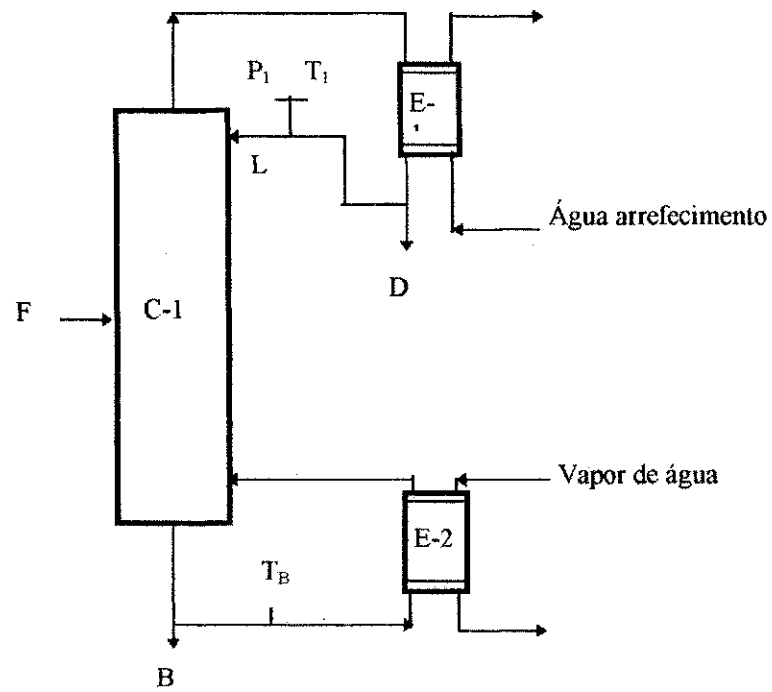


Figura 3.1 - Fluxograma do sistema de destilação convencional

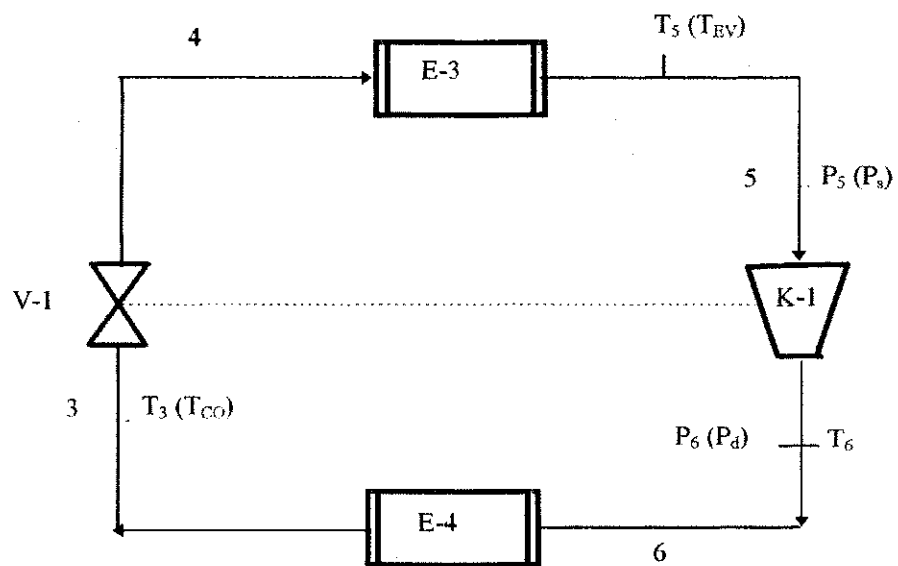


Figura 3.2 - Fluxograma da bomba de calor externa



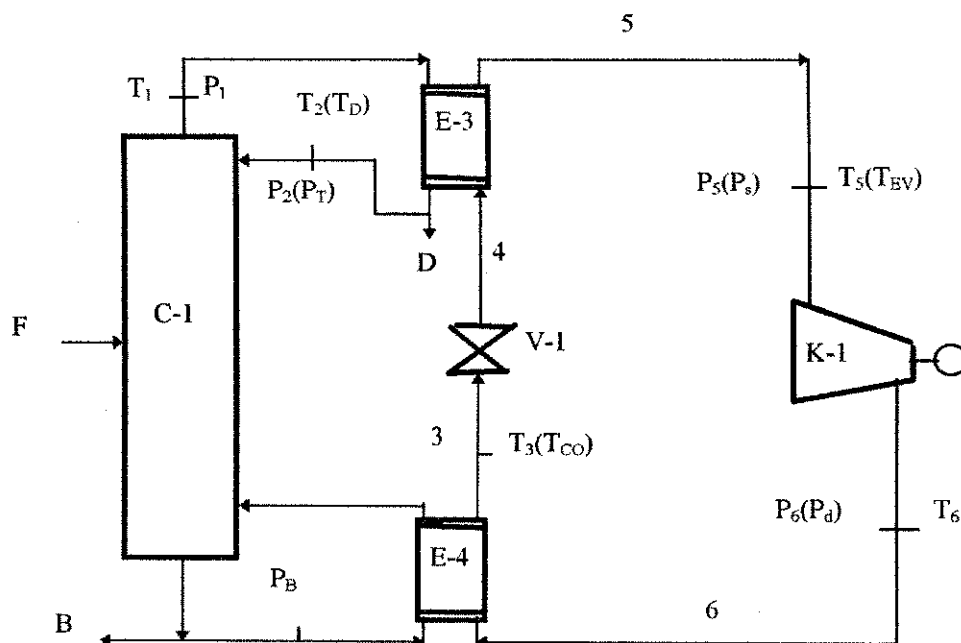


Figura 3.3 - Fluxograma do sistema de destilação com bomba de calor externa

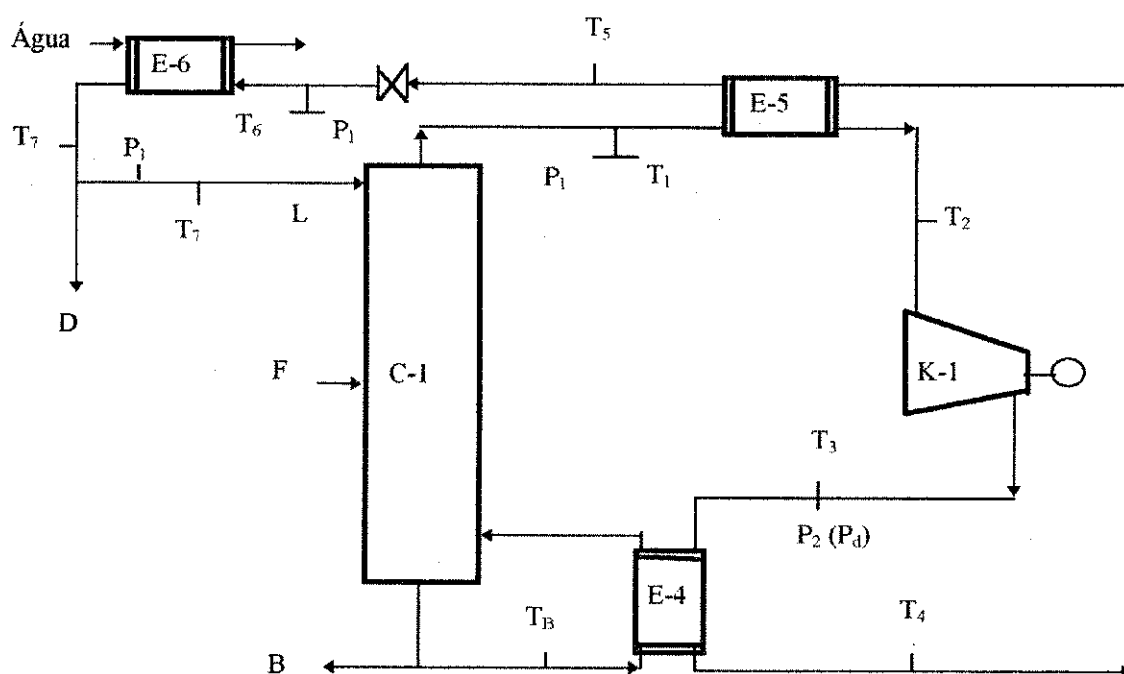


Figura 3.4 - Fluxograma do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor com recompressão de vapor

### **3.3 - Métodos Utilizados pelo Simulador**

#### **3.3.1 - Torre de Destilação**

O SCDS é um rigoroso módulo de equilíbrio líquido-vapor multi-estágio que simula qualquer cálculo de coluna individual, inclusive colunas de destilação, absorvedores e extratores. Este módulo comporta colunas com mais de 300 estágios, cinco correntes de alimentação e quatro produtos laterais. Oferece uma grande variedade de especificações, tal como: taxa de calor, razão de refluxo, temperatura, fração molar. A convergência do SCDS é mais lenta do que a do módulo TOWR.

O módulo SCDS é designado principalmente para simular valor de  $K$  não-ideal de sistemas químicos. O SCDS usa o método de convergência de Newton-Raphson, e calcula as derivadas de cada equação rigorosamente, inclusive o termo  $D_K/D_X$  (derivada do valor  $K$  com relação a composição) que é significante na simulação de sistema químico.

#### **3.3.2 - Trocador de Calor**

O módulo trocador de calor (HTXR) é usado para simular um trocador com uma ou duas correntes de entrada. Para uma corrente de entrada, o trocador funciona como um aquecedor ou esfriador. Para um trocador com duas correntes de entrada, dependendo das especificações, formas operacionais mais complicadas são avaliadas, como por exemplo: projeto, avaliação de equipamento e cálculos de utilidades.

#### **3.3.3 - Compressor**

O módulo compressor simula operações isoentrópicas ou politrópica. Variáveis como pressão de descarga, razão de pressão (compressão) ou trabalho real requerido pelo compressor podem ser especificados. Quando a pressão de descarga ou razão de pressão é especificada, as condições da corrente de saída e trabalho real são calculados. Se o trabalho real é especificado, a pressão de descarga, bem como, as condições da corrente de saída são calculadas. A eficiência adiabática do compressor pode

também ser calculada se a pressão de descarga e trabalho real do compressor forem especificados.

Para um compressor politrópico, o trabalho real é calculado através das seguintes expressões:

$$W_R = \frac{F_c Z R T}{\text{Polyc}} \left[ \left( \frac{P_d}{P_s} \right)^{\text{Polyc}} - 1 \right] \quad (3.1)$$

onde,

$$\text{Polyc} = \frac{(k-1)/k}{P_{\text{eff}}} \quad (3.2)$$

$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad (3.3)$$

### 3.3.4 - Válvulas

O módulo válvula faz um cálculo flash adiabático de sua corrente de entrada. Variáveis como pressão de descarga, queda de pressão e temperatura do ponto de bolha ou orvalho podem ser especificadas. O módulo válvula é utilizado também como um separador de fase se mais de uma corrente de saída é especificada.

### 3.3.5 - Divisor

O módulo divisor divide uma corrente de entrada em algumas correntes de saída de mesma composição e propriedades intensiva da corrente de entrada. O fluxo molar ou a composição molar pode ser especificada.

### 3.4 - Propriedades Termodinâmicas

O CHEMCAD II fornece uma variedade de opções para o cálculo de uma série de propriedades termodinâmicas, entre elas, a constante de equilíbrio e a entalpia.

#### 3.4.1 - Constante de Equilíbrio

O cálculo da constante de equilíbrio depende do modelo termodinâmico selecionado pelo usuário. A tabela C-1 (apêndice C) apresenta as possibilidades de seleção mais importantes para a destilação. A avaliação da constante de equilíbrio pelo método do coeficiente de atividade é dada pela seguinte expressão:

$$K_i = \frac{\gamma_i f_i^o}{P \phi_i^v} \quad (3.4)$$

Estima-se o coeficiente de atividade do componente  $i$  através da seguinte equação:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^c + \ln \gamma_i^r \quad (3.5)$$

Os coeficientes de atividade das espécies são calculados através do modelo UNIFAC. O coeficiente de fugacidade da fase vapor é determinado pela equação de estado de Soave-Redlich-Kwong (tabela C-2 do apêndice C). No estado padrão, o coeficiente de fugacidade é definido pela seguinte expressão:

$$F_i^{oL} = P_i^{sat} \phi_i \exp [ (P - P_i^{sat}) V_i / (RT) ] \quad (3.6)$$

A pressão de vapor do componente  $i$  puro é obtida a partir da equação de Antoine.

### 3.4.2 - Entalpia

O cálculo da entalpia também depende, como no cálculo da constante de equilíbrio, do modelo termodinâmico selecionado pelo usuário. Na tabela C-3 (apêndice C) são mostradas as possibilidades de seleção dos modelos entálpicos. As expressões que avaliam a entalpia da fase vapor e líquida encontram-se no apêndice C.

## CAPÍTULO IV

### RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 4.1 - Sistema de Destilação Convencional

A coluna de destilação convencional foi otimizada com o objetivo de obter condições ótimas de operação que serão mantidas fixas nos sistemas de destilação com bomba de calor. Os resultados obtidos através de simulações da coluna de destilação são mostrados na tabela A-2 (apêndice A). Todos os dados desta tabela foram avaliados tomando como base a fixação do número de estágio e investigando a posição ótima do prato de alimentação, definida como aquela em que se obtém a menor razão de refluxo para uma dada especificação.

##### 4.1.1 - Posição do Prato de Alimentação

Os dados da tabela A-2 (apêndice A) mostram como a carga térmica e razão de refluxo variam com a posição do estágio de alimentação, tomando como parâmetro o número de estágio. Observa-se também que, a posição do prato de alimentação exerce uma influência significativa em relação a carga térmica e razão de refluxo, quando o número de estágio se encontra próximo ao seu valor mínimo (figura 4.1), tornando-se quase independente, para a faixa de análise do prato de alimentação, a partir do estágio 65.

O fenômeno descrito acima deve-se ao número reduzido de estágio de retificação e devido a ocorrência de contaminação por efeito de mistura (as concentrações da carga de alimentação e da bandeja sobre a qual está sendo alimentada esta carga são muito diferentes), alterando desta forma, os perfis de temperatura e concentração ao longo da coluna, conseqüentemente, diminuindo a eficiência da separação. Portanto, para efetuar a

separação especificada é necessário que se aumente a razão de refluxo, em detrimento do aumento das cargas térmicas.

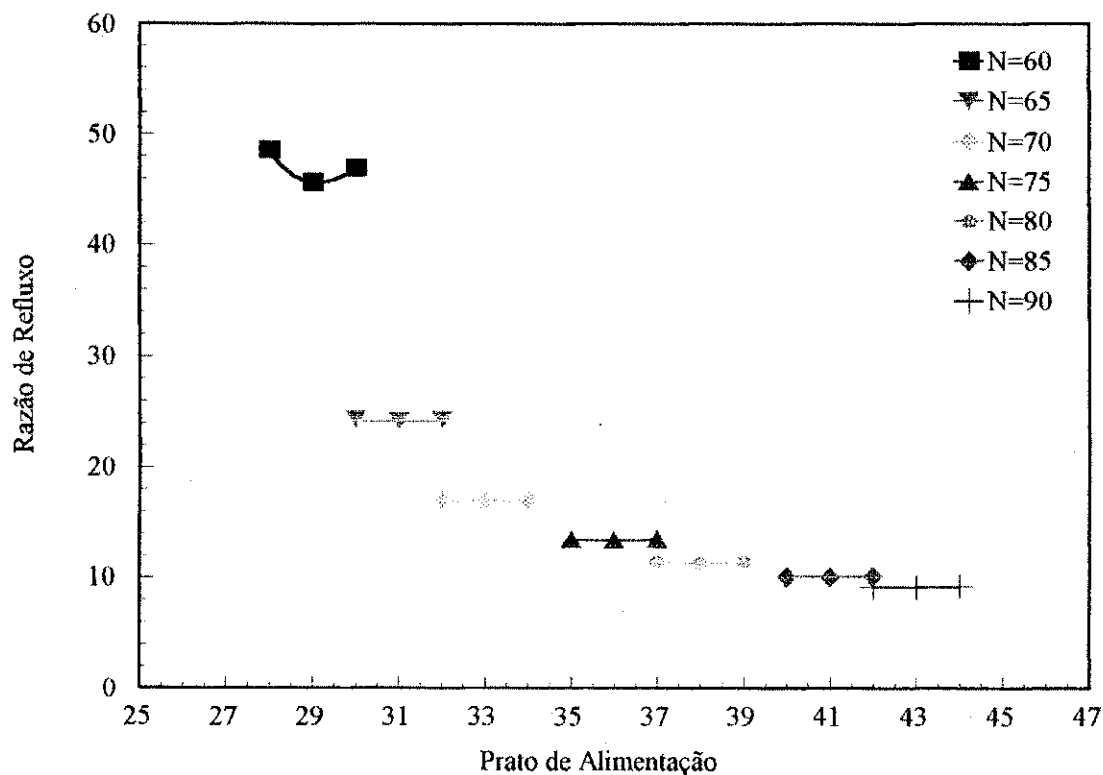


Figura 4.1 - Influência da Posição do Prato de Alimentação sobre a Razão de Refluxo

#### 4.1.2 - Razão de Refluxo

No projeto de uma determinada coluna de destilação, o número de pratos necessários para realizar uma dada separação depende da escolha da razão de refluxo ou do refluxo. Quando se deseja otimizar o refluxo ou razão de refluxo, objetiva-se operar a coluna de destilação a um custo mínimo, entretanto, garantindo a qualidade do produto.

Dados encontrados na literatura mostram que a razão de refluxo ótima para uma determinada separação encontra-se na faixa de 15 a 30% do valor da razão de refluxo

mínima (GOMIDE, 1988). Tomando como base a razão de refluxo mínima igual a 6,3332 encontrada na tabela A-2 (apêndice A), utilizou-se para a otimização do sistema de destilação convencional proposto uma razão de refluxo de 7,9865 (Ferré et al, 1985), isto é, uma razão de refluxo ótima igual a 1,261(26,1%) vezes a razão de refluxo mínima.

Analisando a influência que o número de estágio exerce sobre a razão de refluxo (figura 4.2) conclui-se que nenhum dos dois extremos, refluxo total e refluxo mínimo, representam condições ótimas para a separação do sistema de destilação convencional proposto. No entanto, uma faixa de operação ótima para a separação do sistema existe na região assintótica da curva (entre os estágios 75 e 115). Portanto, a partir da razão de refluxo ótima obtida acima, tem-se que, o número de estágios ótimos necessários à separação do etilbenzeno-estireno através do sistema de destilação convencional proposto corresponde a 100. A tabela 4.1 mostra as condições ótimas de operação da coluna de destilação convencional.

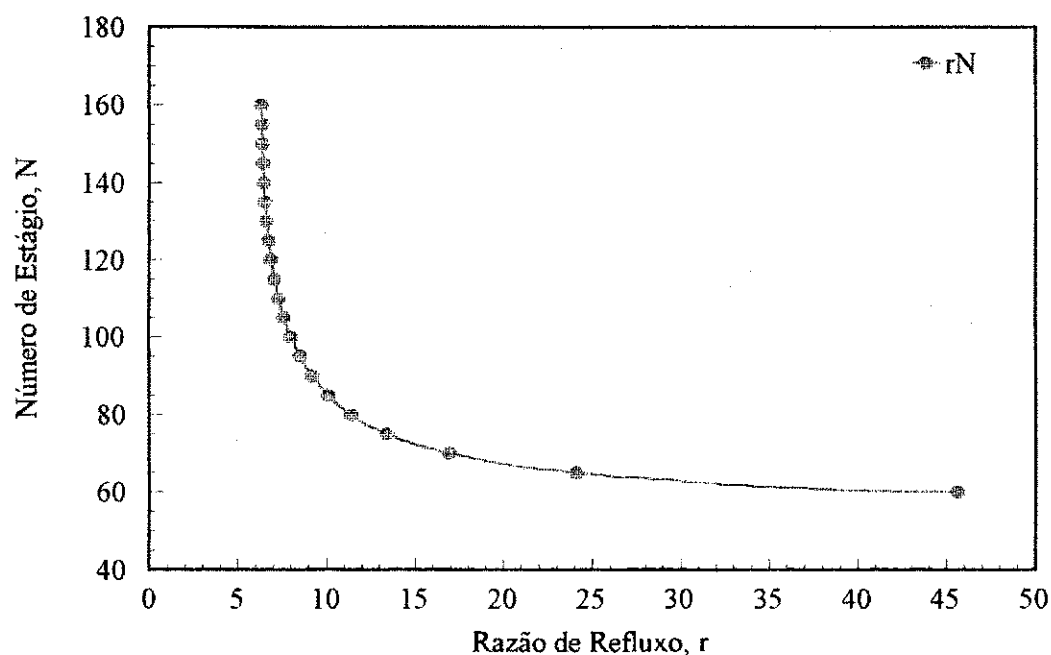


Figura 4.2 - Influência da Razão de Refluxo sobre o Número de Estágio



Tabela 4.1 - Condições ótimas de operação para a separação do etilbenzeno-estireno.

Código	Nome	Sistema Convencional	Unidade
F	Alimentação, líquido saturado	25.000	kg/h
	Vapor suspenso	105.620	kg/h
D	Destilado	11.747	kg/h
B	Produto de base	13.253	kg/h
r	Razão de refluxo	7,99	-
	Componente destilado, em massa	98,0	% EB
$T_1 (T_D)$	Temperatura de topo	98,3	°C
$P_1 (P_T)$	Pressão de topo	0,34	atm
$T_B$	Temperatura de fundo	108,9	°C
	Diferença de temperatura, topo-base	10,6	°C
$Q_R$	Taxa de calor do refeedor	10.688	kw
$Q_C$	Taxa de calor do condensador	10.685	kw
N	Número de estágio	100	-
	Prato de alimentação	47	-

### 4.1.3 - Custo

A avaliação de custo do sistema de destilação convencional, assim como dos sistemas com bombas de calor, é feita considerando-se os principais equipamentos como, trocadores de calor e compressores e os utilitários como, vapor de aquecimento, água de arrefecimento e energia elétrica. O custo da coluna instalada não será estimado porque é o mesmo em todos os sistemas de destilação propostos, ou seja, o custo da coluna não influenciará os cálculos que serão realizados para determinar a taxa de retorno do investimento adicional de ambos os sistemas de bomba de calor. As correlações utilizadas para avaliar os custos dos principais equipamentos instalados foram obtidas de GUTHRIE (1969).

### 4.1.3.1 - Custo de Capital

O custo dos principais equipamentos de troca térmica instalado foi estimado a partir da equação B-1 (apêndice B). Na tabela 4.2 encontram-se as áreas dos equipamentos de troca térmica, taxa de fluxo dos utilitários água e vapor, custo de equipamento instalado e investimento total em capital.

### 4.1.3.2 - Custo de Operação

O custo de operação do sistema de destilação convencional é estimado com a equação B-6 (apêndice B). O custo unitário de energia encontra-se na tabela 4.3. Fixou-se o tempo de operação (HO) do sistema em 8000 (h/ano). A tabela 4.2 apresenta o custo de operação do sistema proposto.

Tabela 4.2 - Balanço econômico para o sistema de destilação convencional.

Discriminação	E-1	E-2	Unidade	Custo Total
Área de troca térmica	258,2	151,5	m <sup>2</sup>	-
Taxa de fluxo do vapor	-	19.211	kg/h	-
Taxa de fluxo da água	762,4	-	m <sup>3</sup> /h	-
Custo instalado de equipamento	225.780	159.655	\$	385.440 <sup>(1)</sup>
Custo de operação	198.224	2.996.916	\$/ano	3.195.140 <sup>(2)</sup>

Tabela 4.3 - Custo unitário de energia.

Vapor de aquecimento, $c_v$	0,0195 \$/kg
Água de arrefecimento, $c_a$	0,0325 \$/m <sup>3</sup>
Energia elétrica, $c_e$	0,065 \$/kwh

Fonte : MEILI (Europa, 1993)

(1) - Investimento total do sistema de destilação convencional ( $I_{sc}$ )

(2) - Custo de operação do sistema de destilação convencional ( $CO_{sc}$ )

## 4.2 - Sistema de Destilação com Bomba de Calor Externa (BCE)

A incorporação do ciclo da bomba de calor externa no processo de destilação não causa nenhum efeito sobre a operação da coluna, isto é, os produtos a serem separados na coluna e o fluido de trabalho na bomba de calor são independentes. Conseqüentemente, o fluido de trabalho da bomba de calor pode ser selecionado independentemente da composição da mistura de destilação.

Os resultados obtidos através de simulações do ciclo da bomba de calor externa, usando como fluidos externos, os refrigerantes Água (R718) e Triclorometano (R20) estão nas tabelas A-3 e A-4 (apêndice A) para os respectivos sistemas BCE/R20 e BCE/R718.

### 4.2.1 - Coeficiente de Desempenho da Bomba de Calor

O coeficiente de desempenho é o fator pelo qual a demanda de energia do sistema pode ser reduzida. A estimativa do COP para ambos sistemas de bombas de calor externa, foi feita através das expressões B-14 e B-15 (apêndice B) e os resultados obtidos são mostrados nas tabelas A-3 para a BCE/R20 e B-4 para a BCE/R718 (apêndice A). Conforme os dados mostrados nestas tabelas, o coeficiente de desempenho da bomba de calor diminui, para ambos sistemas, com o aumento do nível de temperatura total ( $T_{CO} - T_{EV}$ ) requerido no lado da bomba de calor, reduzindo desta forma, o potencial de economia de energia (figura 4.3), conseqüentemente, aumentando o custo anual de utilitário.

A semelhança dos COPs obtidos para o ciclo da bomba de calor usando os refrigerantes R20 e R718, foi em virtude do nível de temperatura total ou  $\Delta T$  dos dois sistemas bombas propostos ser o mesmo. Os dados das tabelas mostram também, que para um mesmo COP, a razão de compressão do sistema BCE/R718 é maior do que a do sistema BCE/R20.

Uma redução no coeficiente de desempenho da bomba de calor significa uma diminuição do calor absorvido (ER) pelo fluido de trabalho no condensador- evaporador (E-3) e um aumento na potência de compressão do compressor.

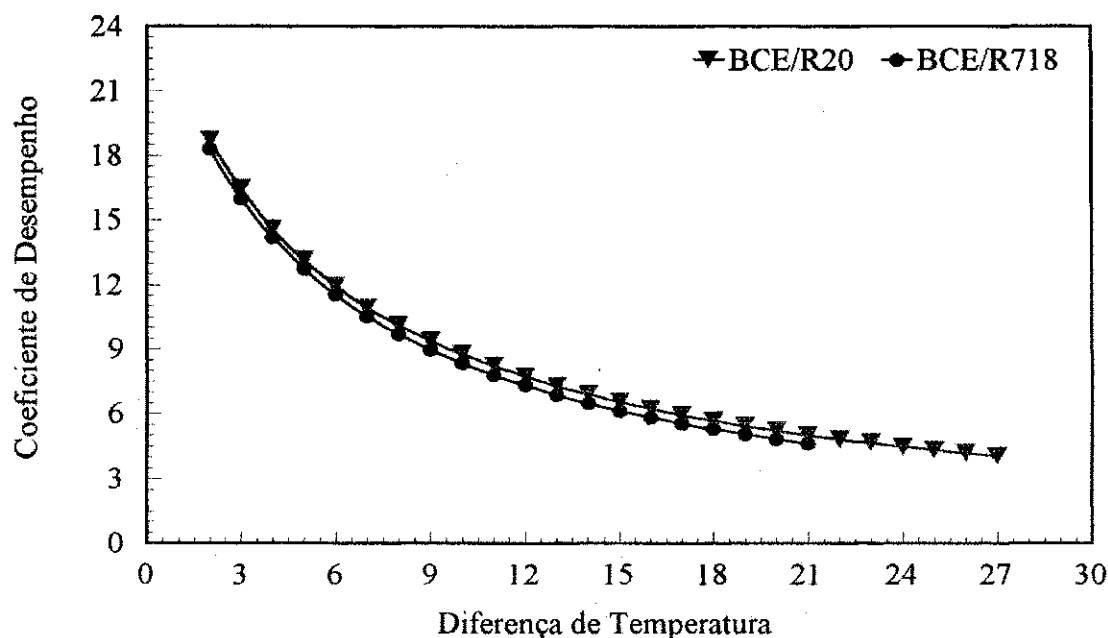


Figura 4.3 - Desempenho dos Sistemas BCE/R20 e BCE/R718 em Função da Diferença de Temperatura

#### 4.2.2 - Razão de Compressão

Os cálculos da razão de compressão foram efetuados pela equação B-13 (apêndice B). Os resultados obtidos estão nas tabelas A-3 e A-4 (apêndice A) para os respectivos sistemas BCE/R20 e BCE/R718. Conforme os resultados, a potência requerida pelo compressor pode ser reduzida pela diminuição da razão de compressão, que depende do nível de temperatura total ( $T_{CO} - T_{EV}$ ) encontrado no ciclo da bomba de calor. Para uma

mesma especificação de  $\Delta T$ , a razão de compressão do sistema BCE/R718 é maior do que a razão de compressão do sistema BCE/R20 (figura 4.4).

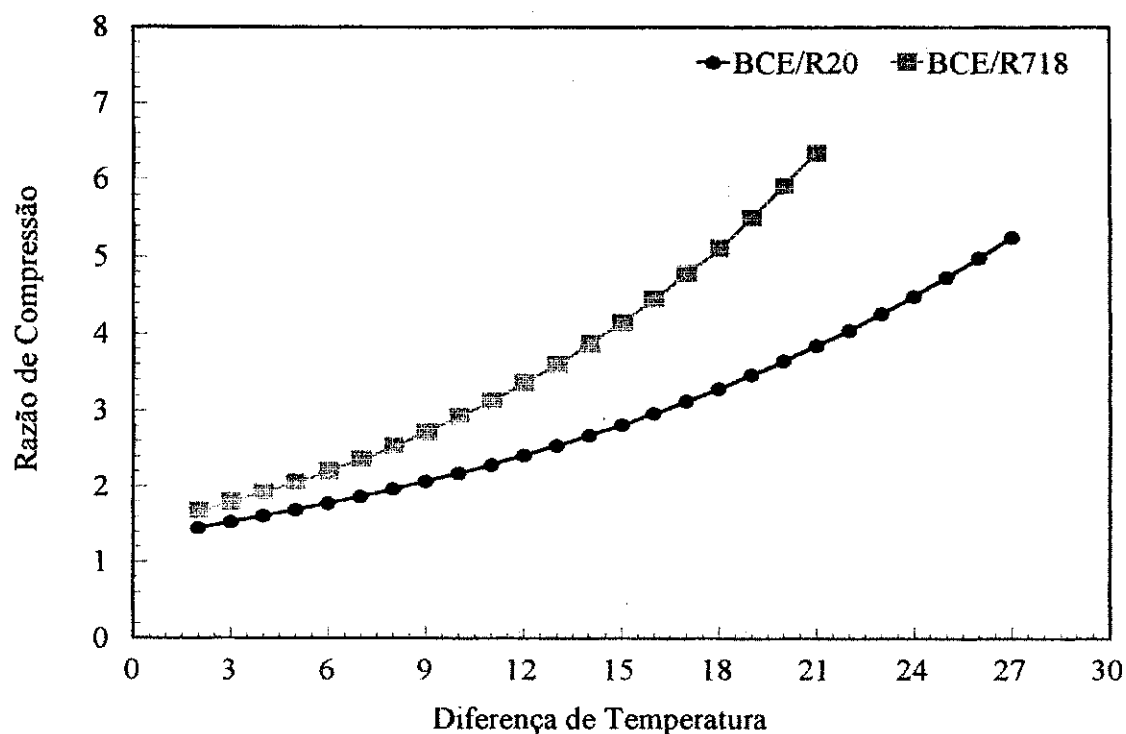


Figura 4.4 - Variação da Diferença de Temperatura com a Razão de Compressão de ambos Sistemas de Bomba de Calor Externa

### 4.2.3 - Diferença de Temperatura

O parâmetro utilizado para otimização do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor externa foi a diferença de temperatura ( $\Delta T_{CO}$  e  $\Delta T_{EV}$ ) nos dois principais trocadores de calor. Neste trabalho, assumiu-se que a diferença de temperatura no evaporador da bomba de calor (que é também o condensador da coluna)  $\Delta T_{EV}$  é igual a diferença de temperatura no condensador da bomba de calor (que é também o refeedor da coluna)  $\Delta T_{CO}$ . Para simplicidade, definiu-se que  $\Delta T_{CO} = \Delta T_{EV} = \Delta T$ .

Sistemas práticos exigem  $\Delta T$  finitos através dos equipamentos de troca térmica. O tamanho dos trocadores de calor depende da diferença de temperatura na

superfície onde ocorre a troca térmica, ou seja, a dimensão do trocador de calor diminui com o aumento de  $\Delta T$ . A partir dos resultados encontrado nas tabelas A-3 e A-4 (apêndice A), um aumento no  $\Delta T$  ou  $T_{CO} - T_{EV}$  significa uma redução no desempenho (COP) do ciclo da bomba de calor e um aumento na potência de compressão do compressor.

#### 4.2.4 - Seleção do Fluido de Trabalho (Refrigerante)

A escolha do fluido de trabalho influenciará o projeto do sistema proposto e a economia de sua operação. A seleção do refrigerante dos dois sistemas de bombas de calor externa foi feita considerando algumas condições físicas e químicas, tais como:

1 - Os refrigerantes devem evaporar em uma pressão razoável a poucos graus abaixo da temperatura de topo da coluna e condensar em uma pressão aceitável a uns poucos graus acima da temperatura de base da coluna;

2 - A temperatura crítica dos dois refrigerantes deve ser maior do que a temperatura de ebulição da mistura em ebulição no refeedor-condensador;

3 - Os refrigerantes devem ser estáveis termicamente e quimicamente na temperatura máxima encontrada na bomba de calor, e não reagem excessivamente com os materiais de construção ou com o lubrificante usado no compressor;

4 - Os refrigerantes são seguros.

Analisando as taxas de fluxos obtidas para o refrigerante R718 no ciclo da bomba de calor, observa-se que estas são muito menores do que as do refrigerante R20 (figura 4.5), em virtude das características extraordinárias de transferência de calor favorável da água.

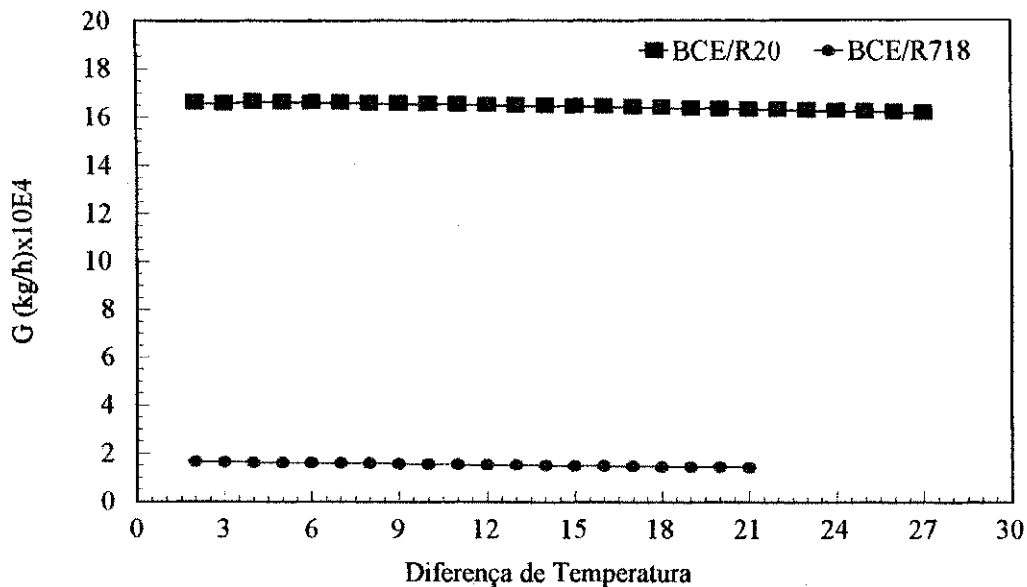


Figura 4.5 - Taxa de Fluxo do Refrigerante na Bomba de Calor em Função da Diferença de Temperatura

#### 4.2.5 - Custo de Capital

Os custos dos dois principais equipamentos de troca térmica (condensador-evaporador e refeedor-condensador) e do compressor foram avaliados a partir das correlações B-1 e B-2 (apêndice B), respectivamente. O investimento total é calculado pela equação B-5 (apêndice B). Os dados de custo de equipamento instalado e de investimento total obtidos para os respectivos sistemas de destilação com BCE/R20 e BCE/R718 estão registrados nas tabelas A-6 e A-7 (apêndice A).

As figuras 4.6 e 4.7 mostram o comportamento dos custos de equipamentos instalados e do investimento total com a diferença de temperatura nos trocadores de calor. Observa-se a partir das curvas de custo dos equipamentos de troca térmica de ambas as figuras que o custo dos dois trocadores de calor instalados diminui com o aumento da diferença de temperatura, sendo a redução mais acentuada para pequenos valores de  $\Delta T$ , onde grandes áreas de troca térmica são necessárias para efetuar a permuta entre o fluido de processo e o refrigerante e menos acentuada (tendendo a se estabilizar) para valores maiores de  $\Delta T$ .

O custo do compressor instalado aumenta linearmente com o aumento da diferença de temperatura nos trocadores de calor. Este aumento deve-se ao aumento do nível de temperatura total ( $T_{CO} - T_{EV}$ ) no lado da bomba de calor, sendo necessário portanto, fornecer mais energia ao compressor para que este eleve os níveis de temperatura e pressão do fluido de trabalho, em condições deste condensar no refeedor-condensador.

O investimento total de ambos sistemas de destilação com bomba de calor externa (figuras 4.6 e 4.7) é a soma dos custos do compressor e equipamentos de troca térmica instalado. Conforme mostram estas curvas, o investimento total ótimo (obtido no ponto mínimo de virada da curva) é de aproximadamente \$  $3,81 \times 10^6$  para o sistema BCE/R20 (figura 4.6) e de \$  $2,79 \times 10^6$  para o sistema BCE/R718 (figura 4.7). As condições ótimas do investimento total do sistema BCE/R718 ocorre para uma diferença de temperatura nos trocadores de calor ( $\Delta T = 6^\circ\text{C}$ ) menor do que com aquela do sistema BCE/R20 ( $\Delta T = 11^\circ\text{C}$ ), em virtude das características de transferência de calor favorável da água.

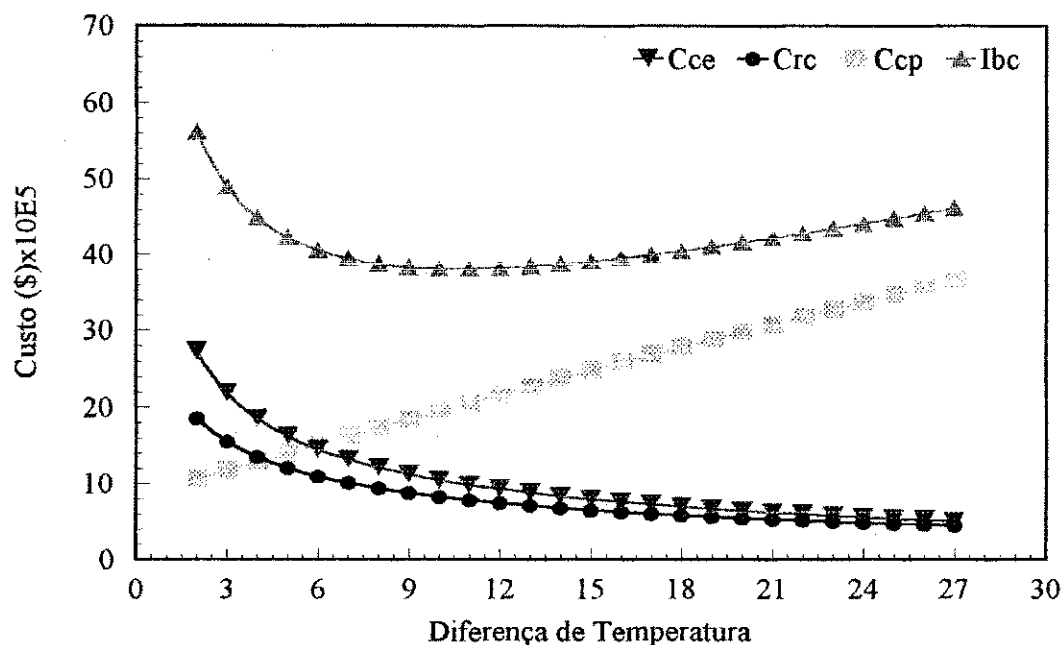


Figura 4.6 - Custos de Equipamentos Instalado e Investimento Total do Sistema BCE/R20 em Função da Diferença de Temperatura



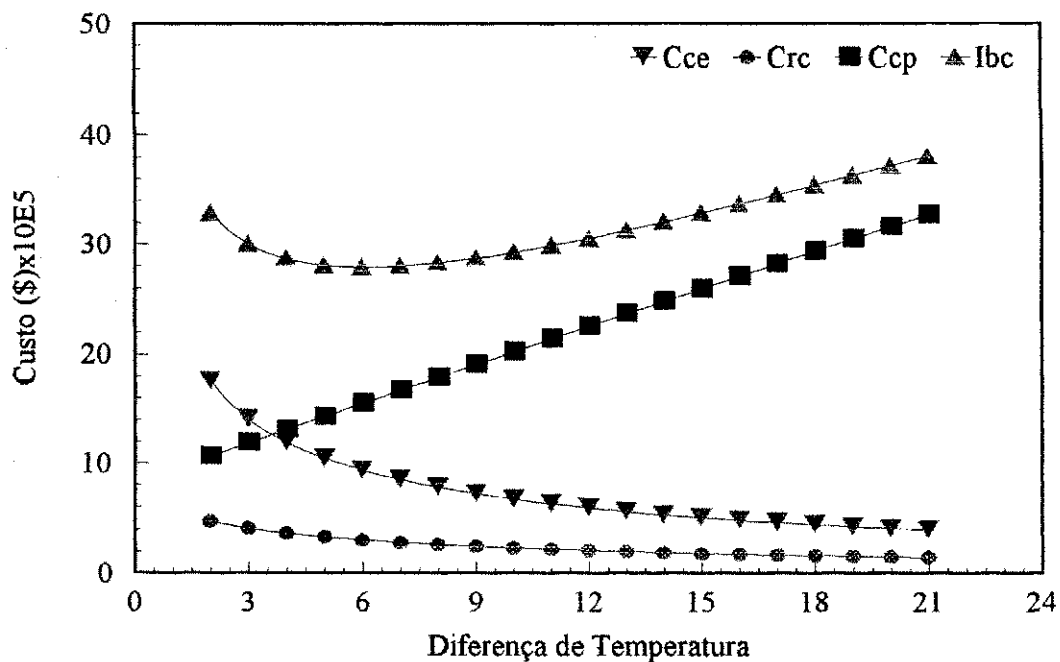


Figura 4.7 - Custos de Equipamentos Instalado e Investimento Total do Sistema BCE/R718 em Função da Diferença de Temperatura

Uma análise semelhante pode ser feita também para observar o comportamento dos custos de equipamentos instalados e do investimento total com o aumento da razão de compressão (figuras 4.8 e 4.9). Assim, o ponto ótimo do investimento total dos dois sistemas de bombas de calor externa ocorre em razões de compressões aproximadamente iguais, isto é, 2,2 e 2,29 para os respectivos sistemas BCE/R718 e BCE/R20.

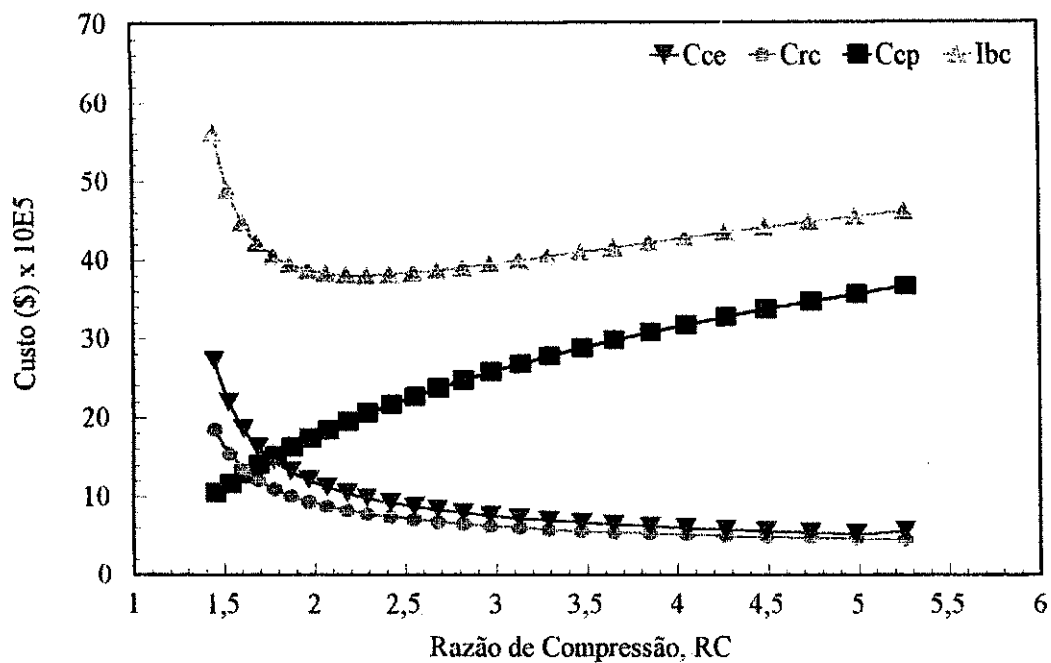


Figura 4.8- Custos de Equipamentos Instalado e Investimento Total do Sistema BCE/R20 em Função da Razão de Compressão

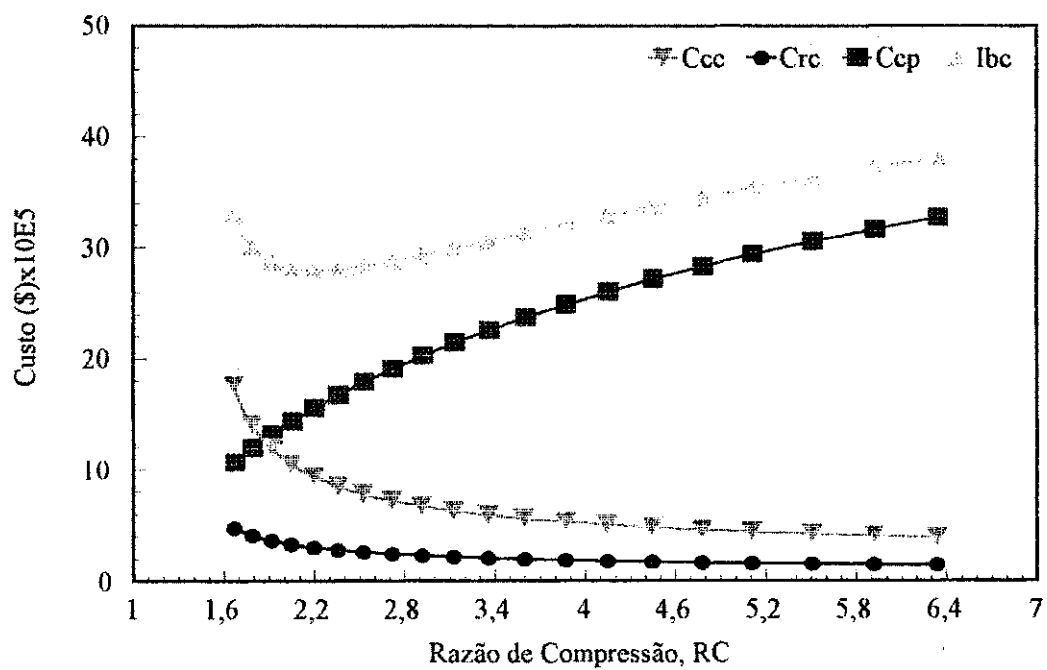


Figura 4.9 - Custos de Equipamentos Instalado e Investimento Total do Sistema BCE/R718 em Função da Razão de Compressão

#### 4.2.6 - Custo de Operação

Os cálculos do custo de operação dos dois sistemas de bombas de calor externa propostos foram efetuados a partir da equação B-8 (apêndice B) e os resultados obtidos encontram-se nas tabelas A-6 e 4-7 (apêndice A). Fixou-se o tempo de operação de ambos sistemas de bombas de calor externa em 8000 (h/ano). O custo unitário de energia elétrica foi definido na tabela 4.3.

De acordo com as figuras 4.10 e 4.11, os custos de operação dos sistemas de destilação com BCE/R718 e BCE/R20 aumentam linearmente com o aumento da diferença de temperatura nos trocadores de calor, e são muito próximos, em virtude do parâmetro diferença de temperatura  $\Delta T$  ou nível de temperatura total ( $T_{CO} - T_{EV}$ ) fixado no lado da bomba de calor ser o mesmo para ambos sistemas.

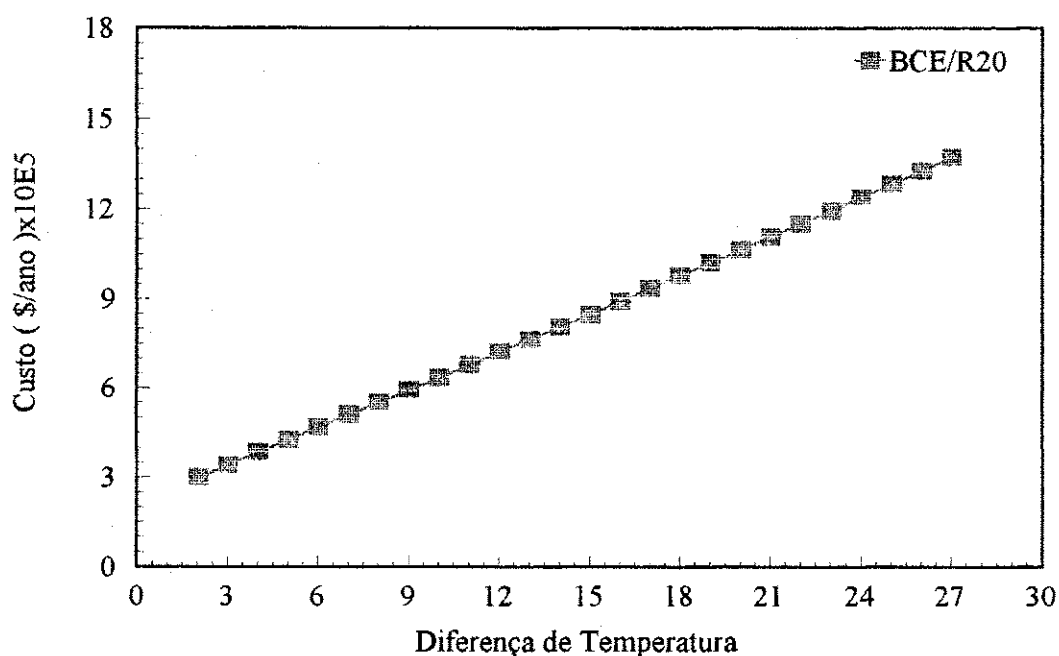


Figura 4.10 - Comportamento do Custo de Operação do Sistema BCE/R20 em Função da Diferença de Temperatura

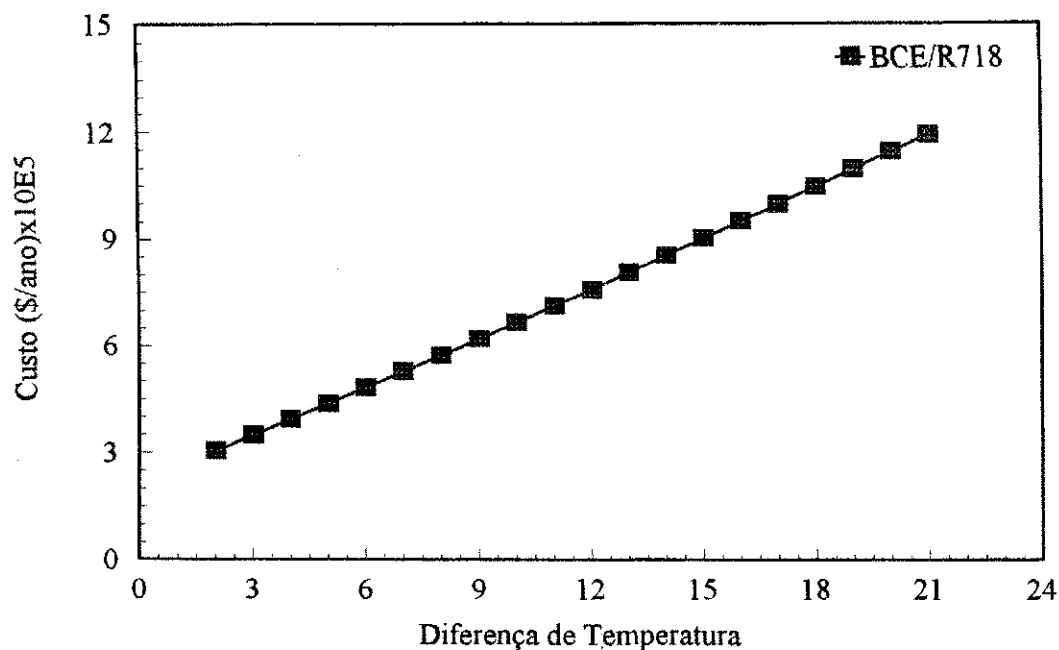


Figura 4.11 - Comportamento do Custo de Operação do Sistema BCE/R718 em Função da Diferença de Temperatura

### 4.3 - Sistema de Bomba de Calor com Recompressão de Vapor (BCRV)

Entre os esquemas de bombas de calor, esta é uma das técnicas mais importante para recuperação de calor. A relativa simplicidade do arranjo de recompressão de vapor é óbvia, entretanto, tem a desvantagem de interferir com o processo de destilação, pelo fato de utilizar o fluido de processo da coluna como refrigerante. Esta desvantagem tem limitado sua potencial aplicação.

Os dados obtidos através da simulação do sistema de destilação usando bomba de calor com recompressão dos vapores de topo estão na tabela A-5 (apêndice A). Observa-se que as taxas de calor no trocador de calor E-6 (esfriador) aumentam, porque à medida que a razão de compressão no compressor cresce, a vaporização parcial do fluido de processo na entrada do trocador de calor E-6 aumenta. A retirada de calor do fluido de processo parcialmente vaporizado no trocador de calor E-6 tem como objetivo retornar às condições de refluxo ótimo obtido no sistema de destilação convencional.

### 4.3.1 - Coeficiente de Desempenho

Os dados da tabela A-5 (apêndice A) mostram que o coeficiente de desempenho diminui com o aumento da razão de compressão, reduzindo desta forma, as possibilidades de economia do sistema de bomba de calor proposto. No entanto, comparando-se os COPs deste sistema com aqueles dos sistemas de bombas de calor externa, observa-se que os valores de COP obtidos para o sistema BCRV são maiores do que aqueles dos sistemas BCE/R718 e BCE/R20 (tabelas A-4 e A-3 do apêndice A), isto é, 15,16 , 12,75 e 10,12 para os respectivos sistemas BCRV, BCE/R718 e BCE/R20 demonstrando com isso, que a economia obtida em termos de energia é maior com o sistema de destilação com recompressão direta dos vapores de topo.

### 4.3.2 - Razão de Compressão

Os resultados obtidos da razão de compressão do sistema BCRV estão fixados na tabela A-5 (apêndice A). Os dados desta tabela mostram que, a potência de compressão do compressor e, portanto, o consumo de energia elétrica, cresce com o aumento da razão de compressão (figura 4.12) ou pressão de descarga do compressor.

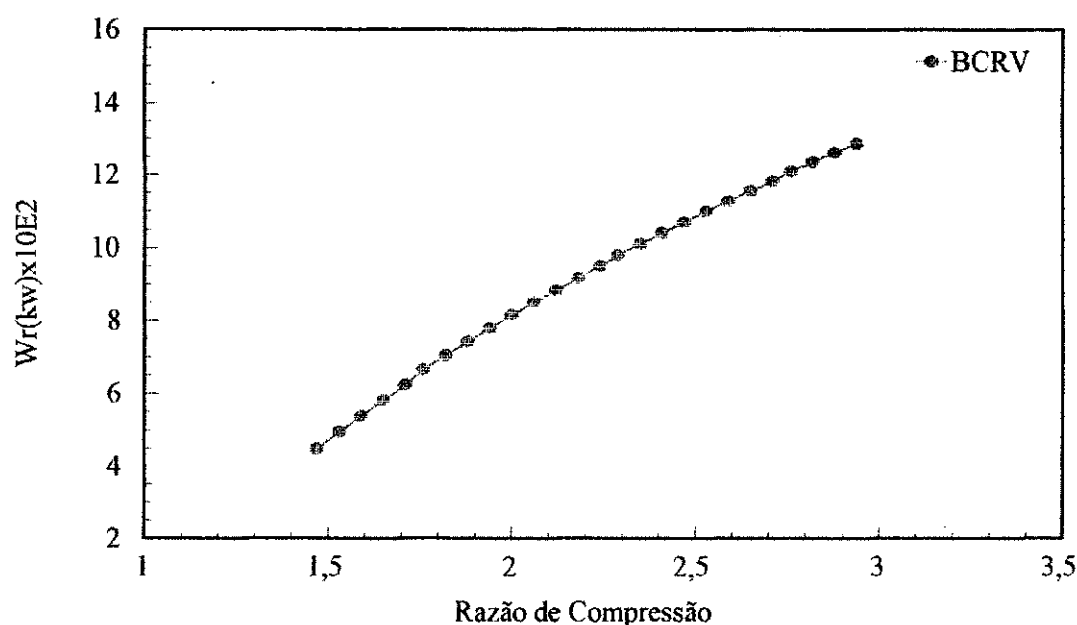


Figura 4.12 - Variação da Potência com a Razão de Compressão

### 4.3.3 - Custo de Capital

Na tabela A-8 (apêndice A) apresenta-se os resultados de custos de equipamentos de troca térmica, compressor e o investimento total, todos avaliados através das correlações de custos (apêndice B).

Analisando o comportamento dos custos dos equipamentos instalados e do investimento total com a diferença de temperatura no refeedor-condensador (figura 4.13) e razão de compressão (figura 4.14), observa-se que o custo dos equipamentos de troca térmica instalados (refeedor-condensador e preaquecedor) diminui com o aumento da razão de compressão ou sua equivalente diferença de temperatura, enquanto o custo do compressor instalado cresce linearmente com estas variáveis. O investimento total ótimo em capital fixo, para o sistema de destilação com BCVR é o menor valor obtido através da soma dos custos de equipamentos instalados (equação B-4 do apêndice B) que, segundo mostram as figuras 4.13 e 4.14 ou tabela A-8 (apêndice A) é de aproximadamente \$  $2,63 \times 10^6$  para uma razão de compressão 1,94 e uma  $\Delta T$  de 7,32 °C.

Um pequeno preaquecedor, conforme mostram as figuras já mencionadas, foi implantado no sistema BCRV com o objetivo de aquecer os vapores de topo da coluna, evitando desta forma, a condensação dos mesmos no compressor. Utilizou-se energia fornecida pelo próprio sistema para aquecer os vapores de topo da coluna.

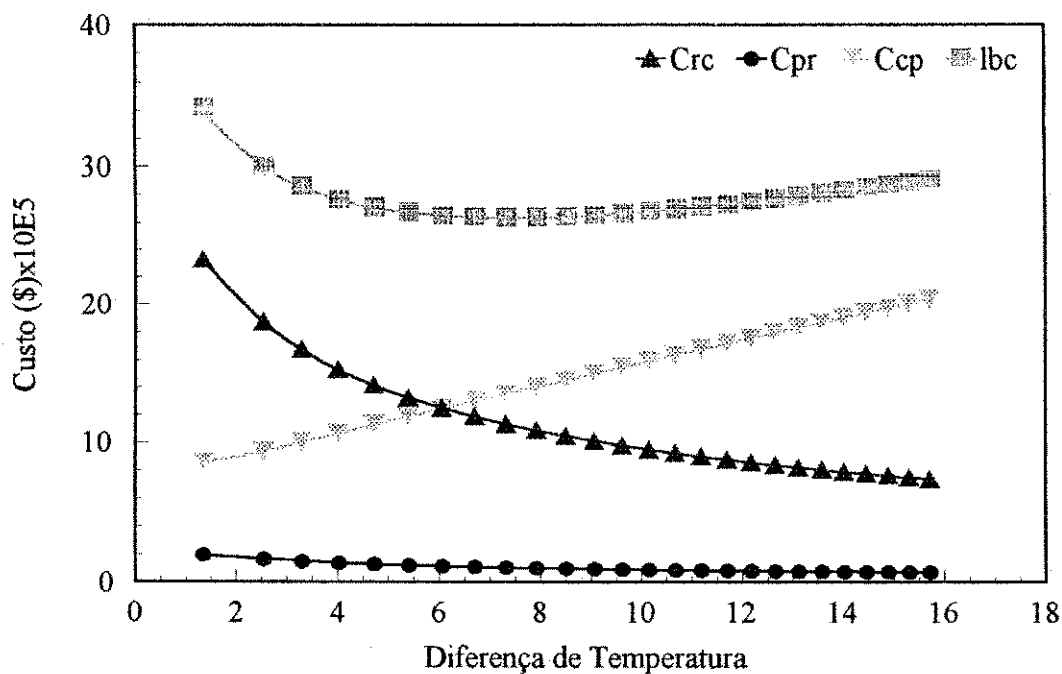


Figura 4.13 - Custos de Equipamentos Instalado e Investimento Total do Sistema BCRV em Função da Diferença de Temperatura

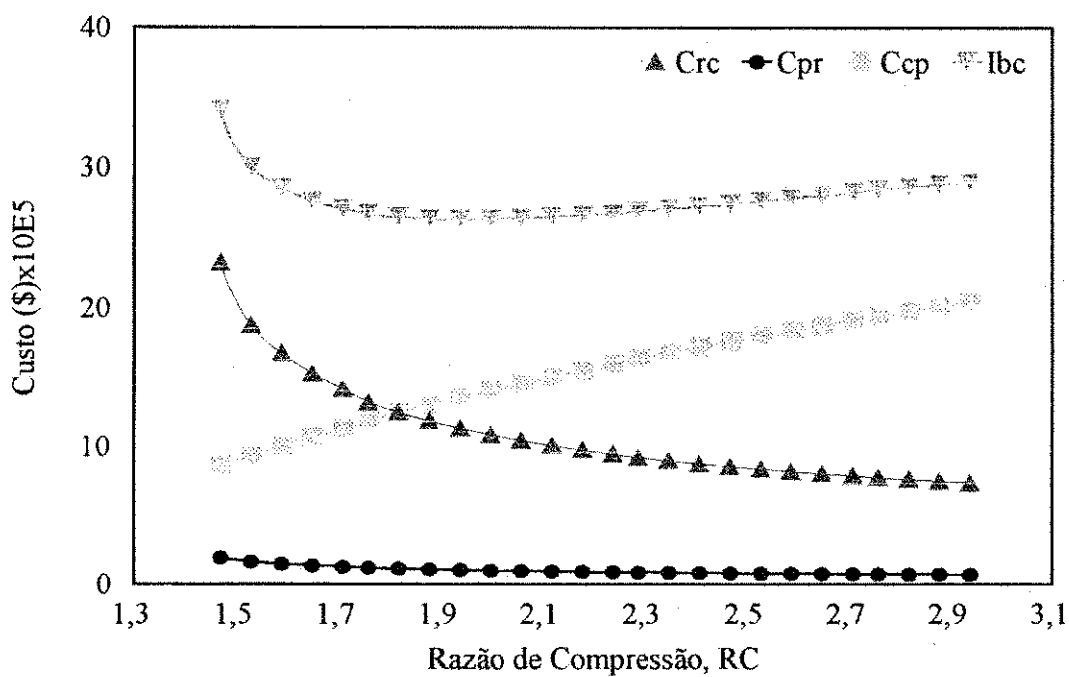


Figura 4.14 - Custos de Equipamentos Instalado e Investimento Total do Sistema BCRV em Função da Razão de Compressão.

#### 4.3.4 - Custo de Operação

Os custos de operação avaliados (equação B-7 do apêndice B) para o sistema BCVR estão mostrados na tabela A-8 (apêndice A). Os custos unitários de energia elétrica e água de arrefecimento utilizados para esta avaliação encontram-se na tabela 4.3. Fixou-se também o tempo de operação do sistema em 8000 (h/ano). A tabela A-5 (apêndice A) contém os fluxos volumétricos da água de arrefecimento.

Conforme mostra a figura 4.15, o custo de operação ou consumo de utilitário do sistema BCVR cresce linearmente com o aumento da diferença de temperatura no refeedor-condensador, reduzindo desta forma, a economia do sistema.

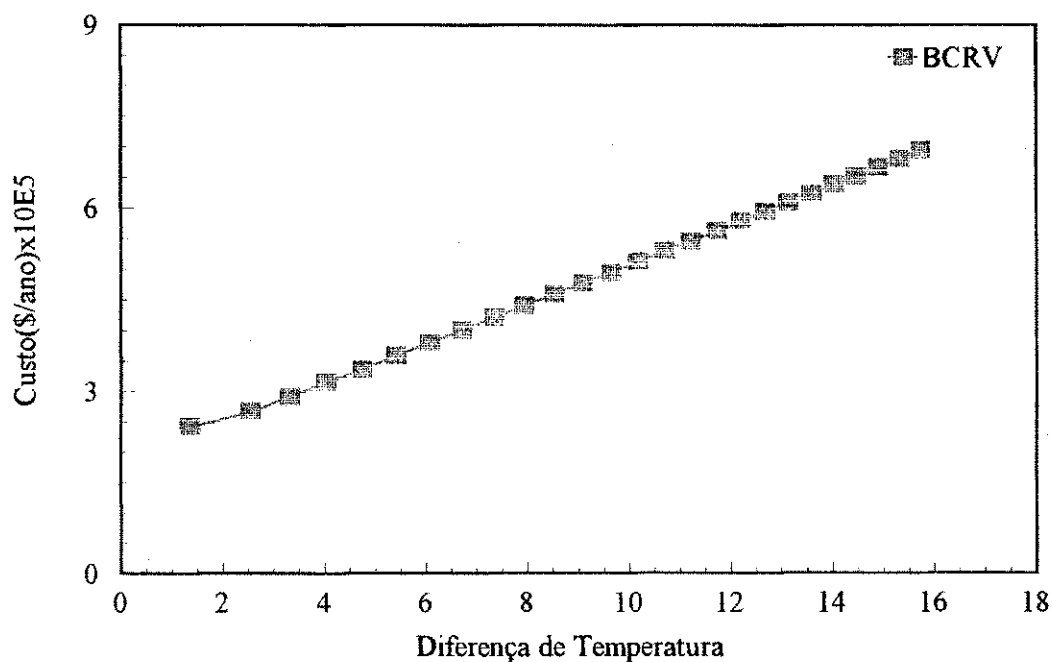


Figura 4.15 - Comportamento do Custo de Operação do Sistema BCVR em Função da Diferença de Temperatura.



#### **4.4 - Taxa e Tempo de Retorno do Investimento Adicional**

Ultimamente, o fator decisivo na implantação de um sistema de destilação auxiliado por bomba de calor é a economia. Portanto, neste trabalho, os critérios adotados para avaliar a economia obtida com a implantação do sistema de bomba de calor são o tempo e a taxa de retorno do investimento adicional, taxa que é obtida comparando os custos de operação e capital do sistema de destilação convencional e do sistema com bomba de calor. Na estimativa do retorno do investimento adicional, não foi considerado o custo da coluna instalada porque este é o mesmo para todos os sistemas destilação propostos.

##### **4.4.1 - Taxa de Retorno (TR)**

O objetivo principal de avaliar a taxa de retorno, é o de encontrar o retorno do investimento em termos percentuais, feito a mais com a implantação do sistema de destilação com bomba de calor.

Os cálculos da TR dos três sistemas de bombas de calor propostos foram efetuados através das expressões B-9 , B-10 e B-11 (apêndice B). A economia obtida e o investimento adicional feitos foram obtidos através da diferença entre o custo de operação e o investimento total dos sistemas convencional e com bomba de calor. Os resultados obtidos dos balanços econômicos encontram-se fixados nas tabelas A-9, A-10 e A-11 (apêndice A) para os respectivos sistemas de bombas de calor com R20, R718 e recompressão de vapor. A tabela 4.2 apresenta o custo de operação e o investimento total em capital do sistema de destilação convencional utilizado na avaliação da taxa de retorno.

A variação da TR, economia e investimento adicional com a razão de compressão e diferença de temperatura dos três sistemas de bombas de calor propostos são mostradas nas figuras 4.16 a 4.21. A economia de ambos sistemas de bomba de calor diminui linearmente com o aumento da diferença de temperatura nos trocadores de calor e razão de compressão, em virtude do maior consumo de utilitário (energia elétrica e água de arrefecimento) ocorrido. Já o comportamento parabólico da curva de investimento adicional é devido ao aumento dos custos do compressor instalado e à diminuição dos custos dos trocadores de calor com a diferença de temperatura ou razão de compressão. Chega-se num

determinado ponto em que o custo dos trocadores de calor é menor do que o custo do compressor instalado.

A taxa de retorno, obtida através da razão entre a economia e o investimento adicional, dos três sistemas de destilação com bomba de calor, cresce até um certo valor máximo para em seguida diminuir com o aumento de  $\Delta T$  e RC. A taxa de retorno máxima obtida representa o valor máximo de retorno do investimento adicional conseguido em um ano, com a implantação do sistema de bomba de calor. De acordo com as figuras já citadas, a taxa de retorno ótima do investimento adicional é de: 75,9% para o sistema BCE/R20 (figuras 4.16 e 4.19), 114,0% para o sistema BCE/R718 (figuras 4.17 e 4.20) e 124,7% para o sistema BCRV (figuras 4.18 e 4.21). Portanto, o sistema de destilação auxiliado por bomba de calor com recompressão de vapor é o que apresenta a maior taxa de retorno do investimento adicional (figura 4.22), consequentemente, é arranjo mais econômico.

Apesar dos parâmetros  $\Delta T_{CO}$  e  $\Delta T_{EV}$  ou  $T_{CO} - T_{EV}$  serem os mesmos para ambos sistemas de bombas de calor externa, a taxa de retorno ótima obtida para o sistema BCE/R718 ocorre para uma diferença de temperatura (nos trocadores de calor) menor do que aquela obtida com o sistema BCE/R20. Isto deve-se às características de transferência de calor favorável da água.

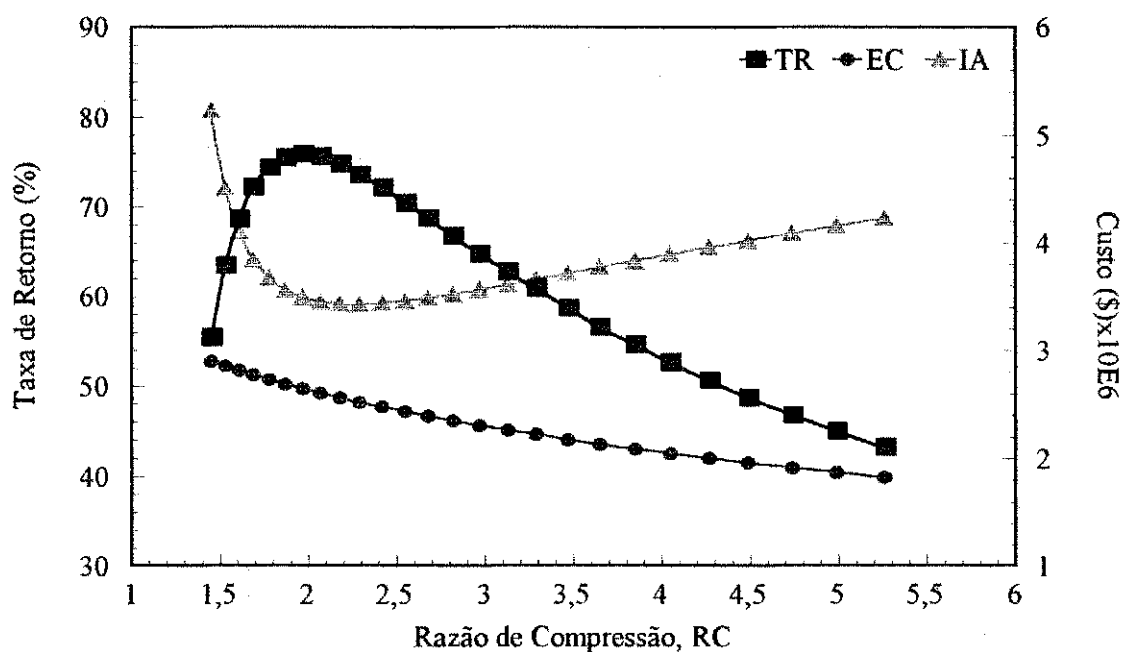


Figura 4.16 - Taxa de Retorno, Investimento Adicional e Economia do Sistema BCE/R20 em Função da Razão de Compressão

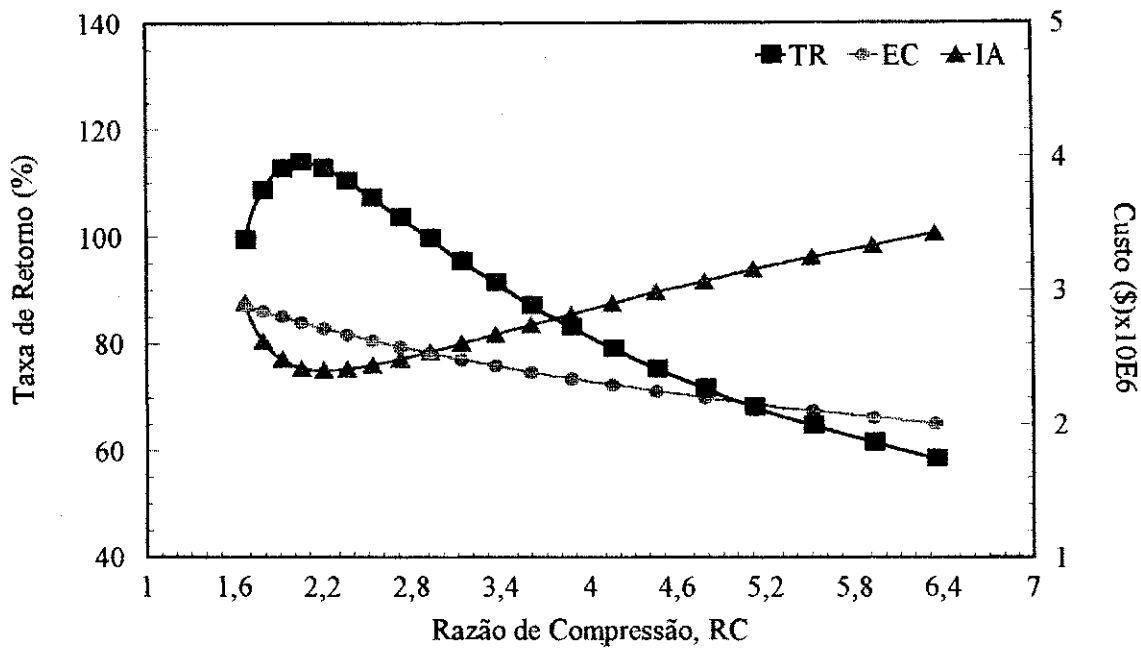


Figura 4.17 - Taxa de Retorno, Investimento Adicional e Economia do Sistema BCE/R718 em Função da Razão de Compressão.

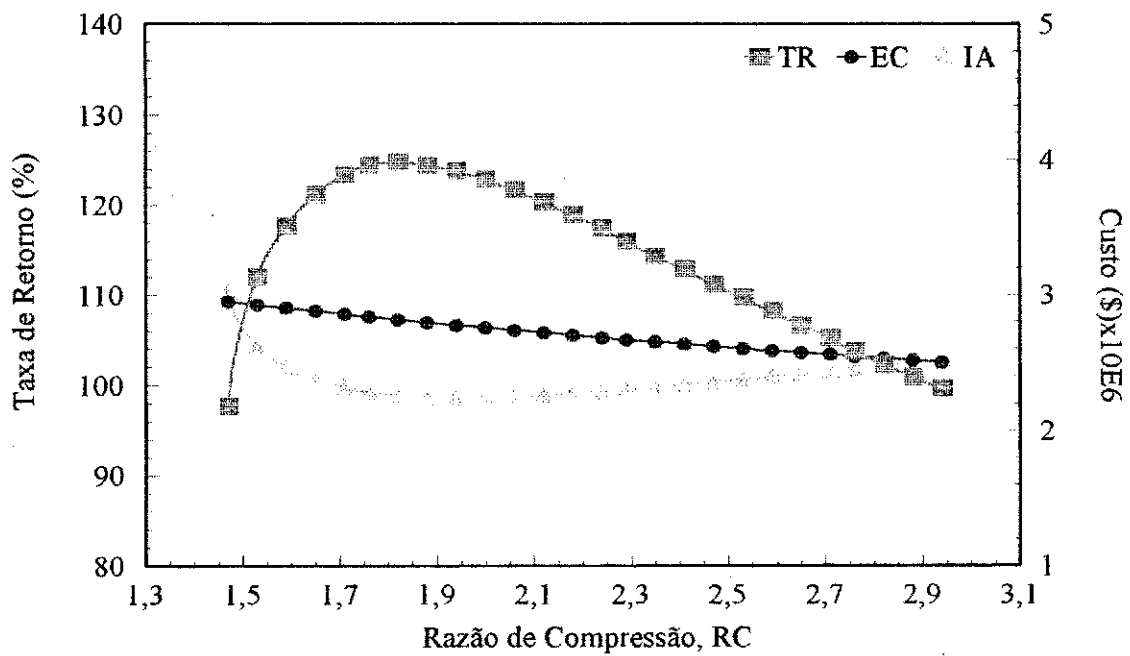


Figura 4.18 - Taxa de Retorno, Investimento Adicional e Economia do Sistema BCRV em Função da Razão de Compressão

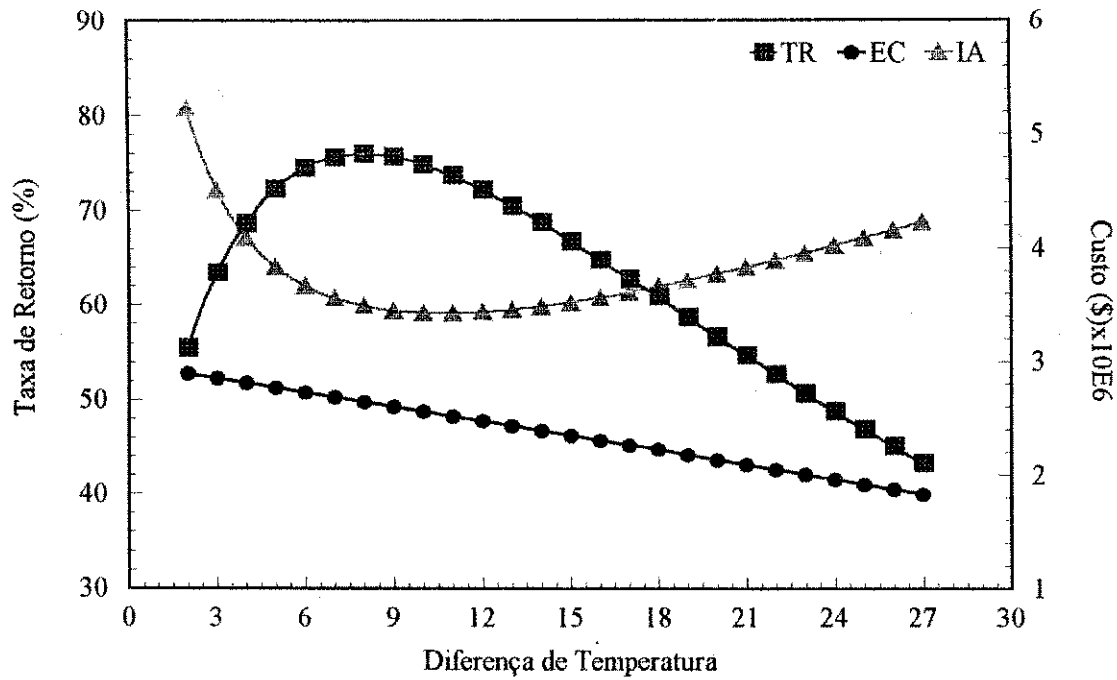


Figura 4.19 - Taxa de Retorno, Investimento Adicional e Economia do Sistema BCE/R20 em Função da Diferença de Temperatura

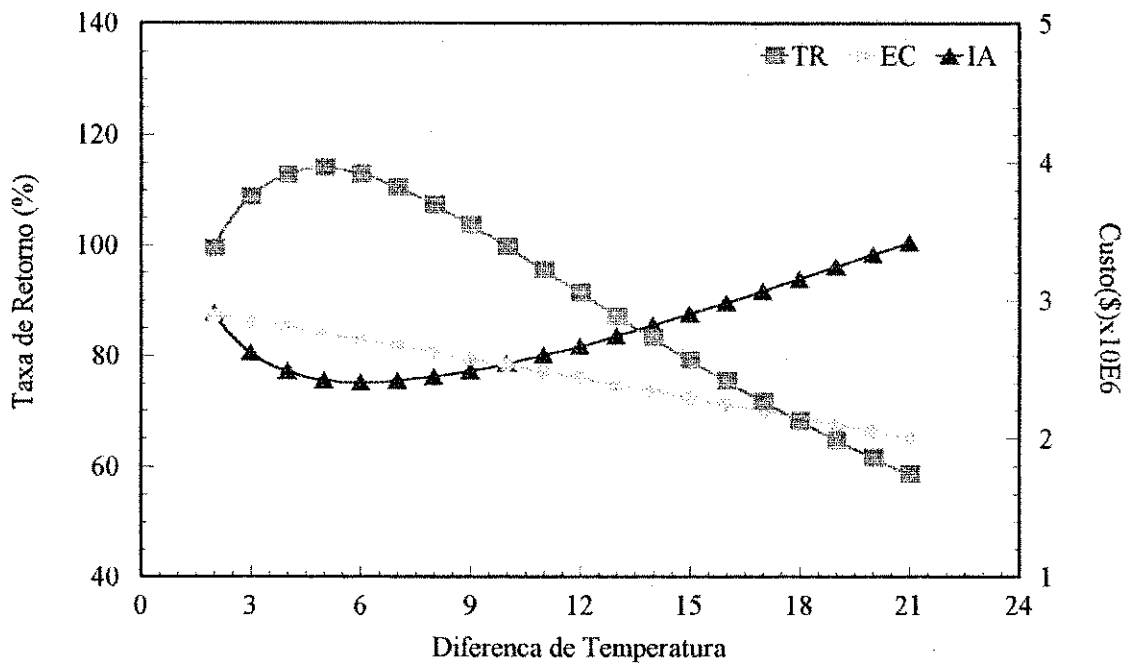


Figura 4.20 - Taxa de Retorno, Investimento Adicional e Economia do Sistema BCE/R718 em Função da Diferença de Temperatura

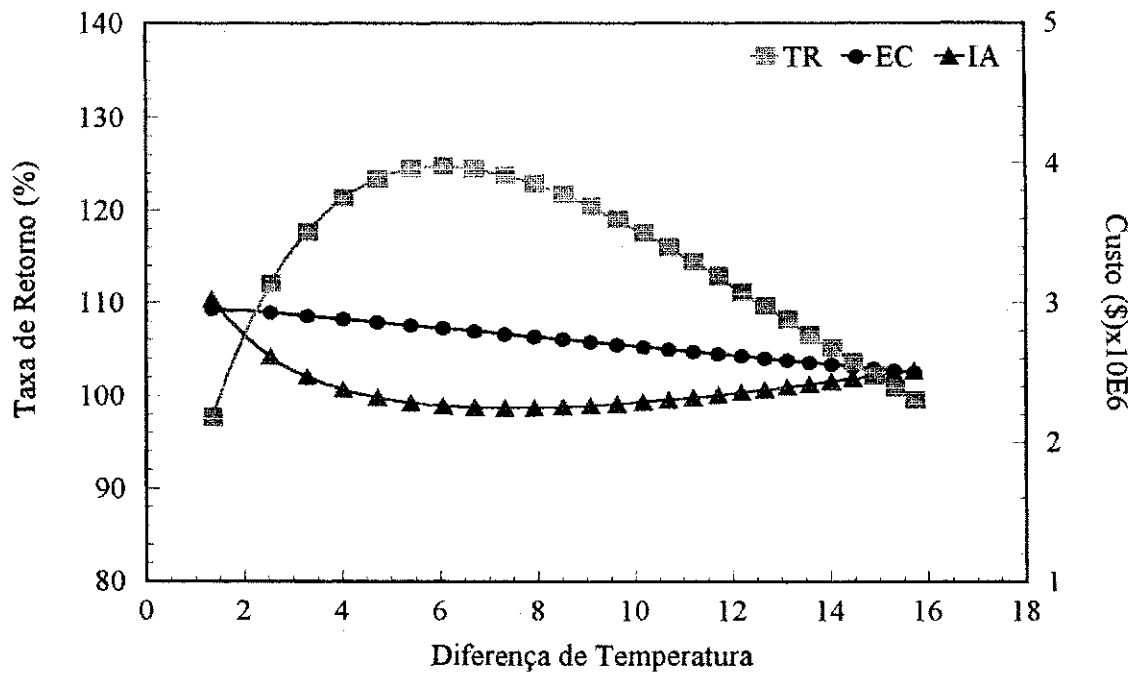


Figura 4.21 - Taxa de Retorno, Investimento Adicional e Economia do Sistema BCRV em Função da Diferença de Temperatura

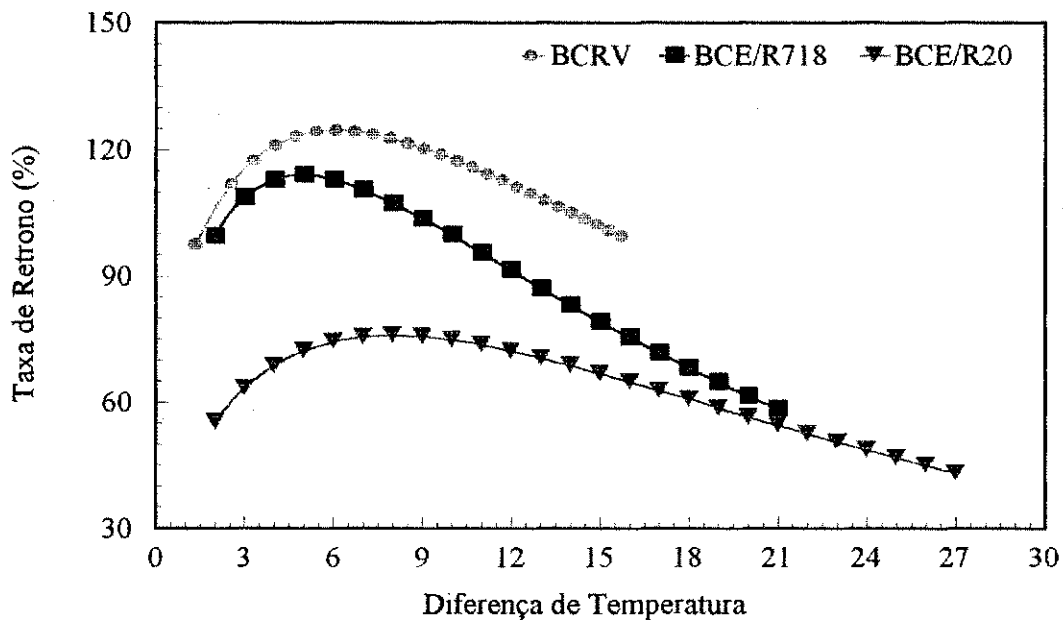


Figura 4.22 - Variação da Taxa de Retorno dos Sistemas BCRV, BCE/R718 e BCE/R20 com a Diferença de Temperatura

#### 4.4.2 - Tempo de Retorno do Investimento Adicional (TRIA)

A avaliação do tempo de retorno do investimento adicional é feita através do inverso da taxa de retorno (equação B-12 do apêndice B). Os resultados obtidos para o tempo de retorno encontram-se nas tabelas A-9, A-10 e A-11 (apêndice A) para os respectivos sistemas BCE/R20, BCE/R718 e BCRV.

A relação existente entre o tempo e a taxa de retorno do investimento adicional mostra que: enquanto a taxa de retorno ótima é representada pelo maior valor encontrado em termos percentuais, o tempo de retorno ótimo é representado através do menor valor encontrado em ano. Assim, do exposto acima, as condições de operação ótimas obtidas para os três sistemas de bombas de calor propostos são: aproximadamente 1,3 ano para o sistema BCE/R20 (figura 4.23), 0,9 ano para o sistema BCE/R718 (figura 4.24) e 0,8 ano para o sistema BCRV (figura 4.25).

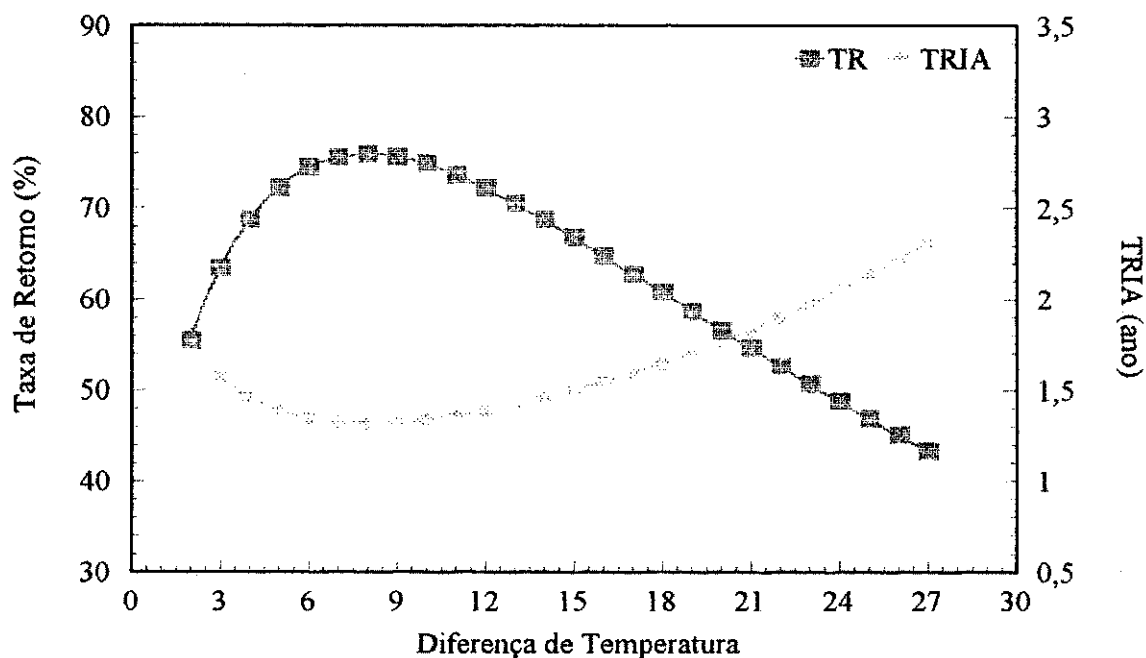


Figura 4.23 - Taxa e Tempo de Retorno do Investimento Adicional do Sistema BCE/R20 em Função da Diferença de Temperatura

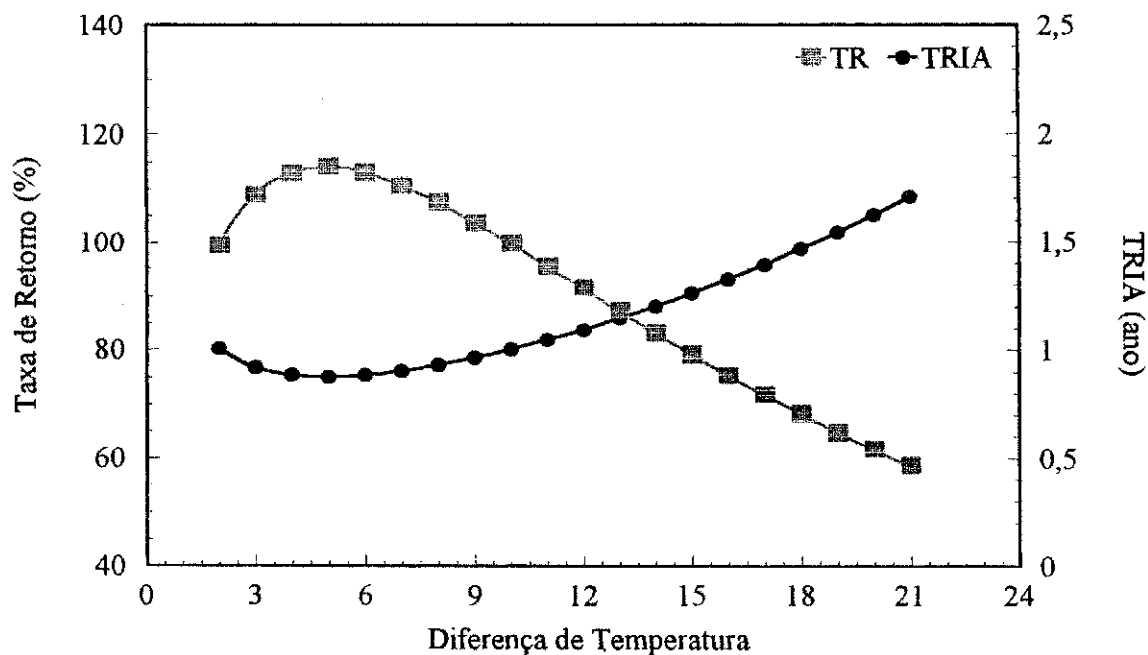


Figura 4.24 - Taxa e Tempo de Retorno do Investimento Adicional do Sistema BCE/R718 em Função da Diferença de Temperatura

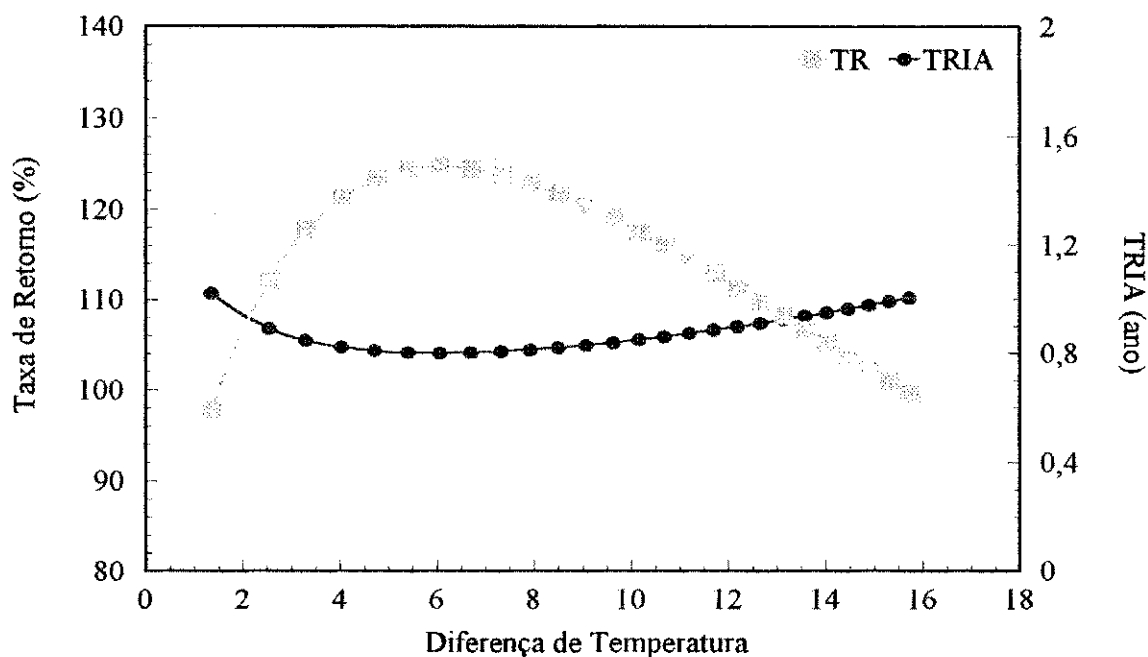


Figura 4.25 - Taxa e Tempo de Retorno do Investimento Adicional do Sistema BCRV em Função da Diferença de Temperatura

Conforme mostram as figuras 4.26, 4.27 e 4.28, a economia dos sistemas de destilação com bombas de calor diminui, em virtude do maior consumo de energia.

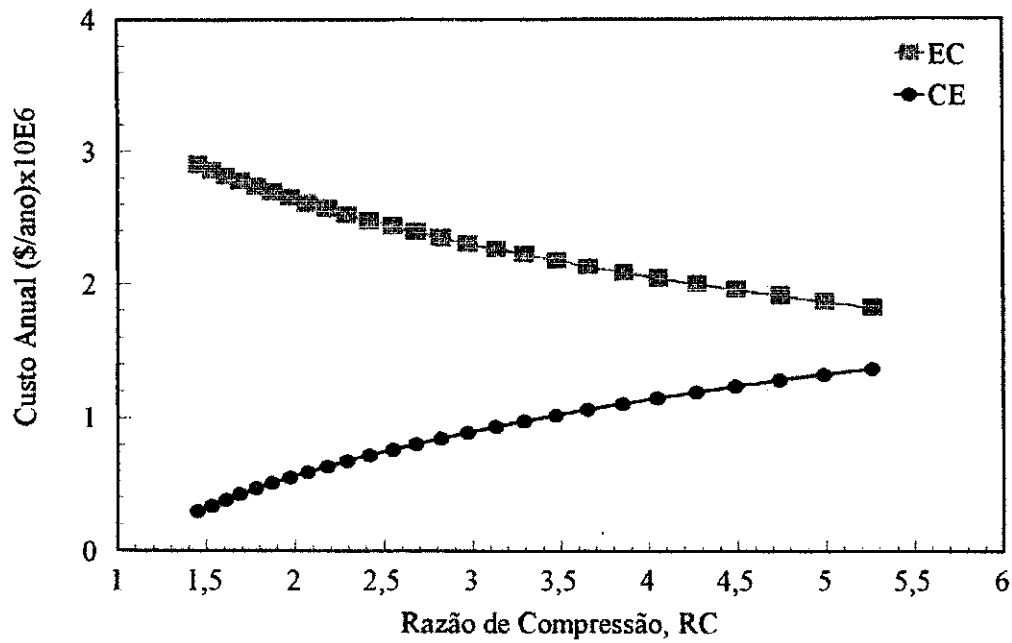


Figura 4.26 - Consumo de Eletricidade(CE) e Economia Anual do Sistema E/R20 em Função da Razão de Compressão

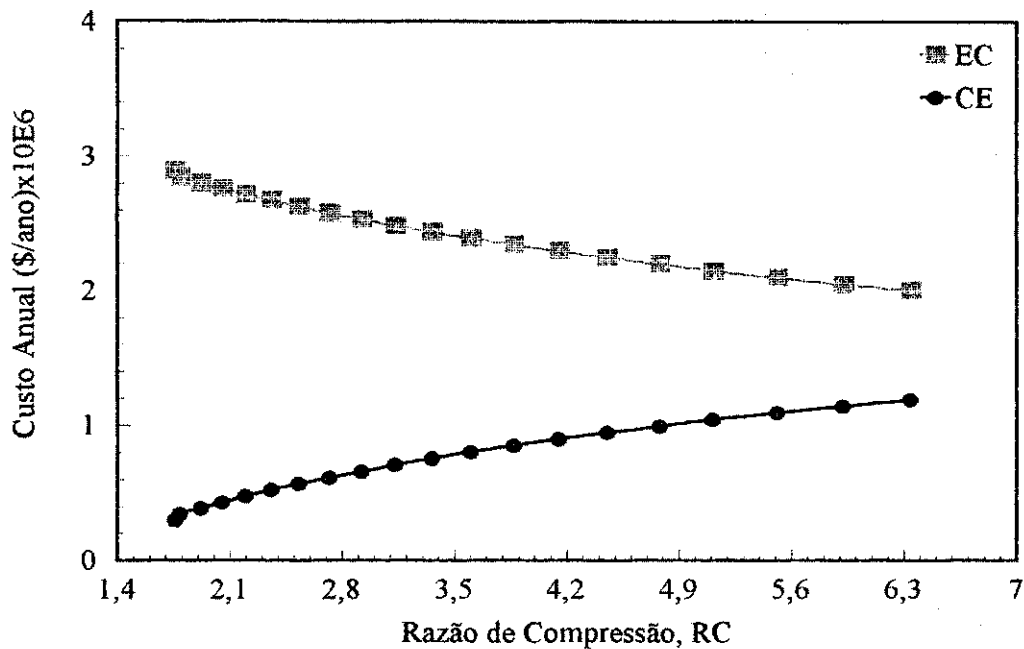


Figura 4.27 - Consumo de Eletricidade(CE) e Economia Anual do Sistema BCE/R718 em Função da Razão de Compressão



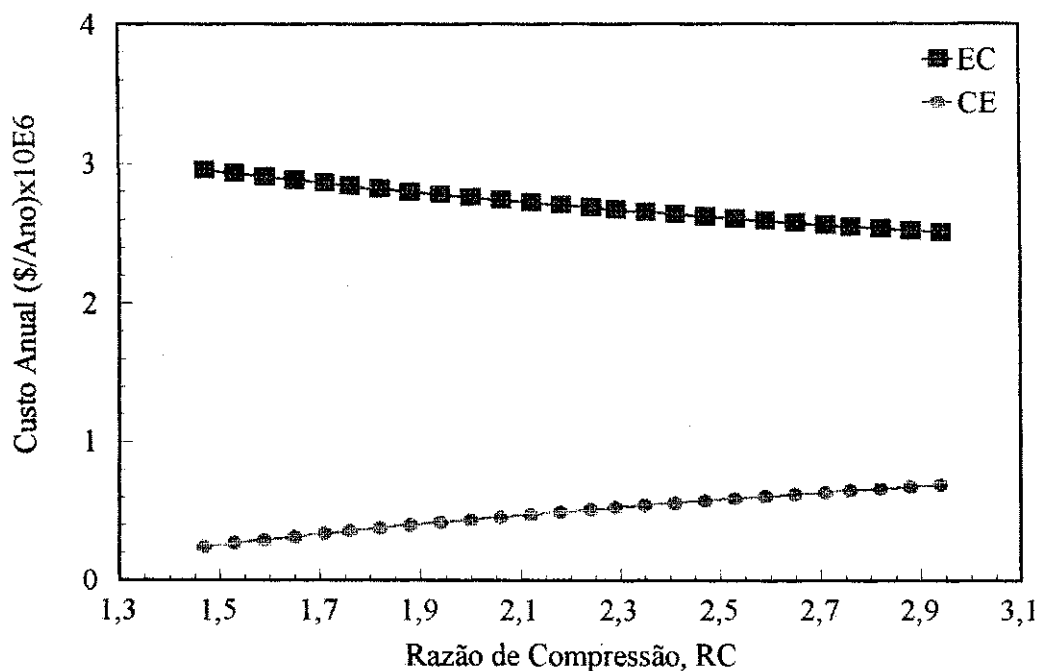


Figura 4.28 - Consumo de Eletricidade(CE) e Economia Anual do Sistema BCRV em Função da Razão de Compressão

As tabelas 4.4 e 4.5 mostram as condições ótimas de operação para a separação do etilbenzeno-estireno, dos respectivos sistemas de bombas de calor externa e com recompressão de vapor. A tabela 4.6 faz uma síntese do balanço econômico dos sistemas de destilação convencional e com bomba de calor.

De acordo com os resultados obtidos para os sistemas de bomba de calor, pode-se afirmar que por razões econômicas, as bombas de calor dos três sistemas propostos são operadas com pequenas diferenças de temperaturas, porém, em detrimento de grandes áreas de troca térmica obtidas para os principais trocadores de calor.

Tabela 4.4 - Condições ótimas de operação para a separação do etilbenzeno-estireno.

Código	Nome	BCE/R20	BCE/R718	Unidade
T <sub>1</sub>	Temperatura dos vapores de topo	99,6	99,6	°C
P <sub>1</sub>	Pressão dos vapores de topo	0,34	0,34	°C
T <sub>2</sub> (T <sub>D</sub> )	Temperatura de condensação do destilado	98,3	98,3	°C
P <sub>2</sub> (P <sub>T</sub> )	Pressão de topo	0,34	0,34	atm
T <sub>5</sub> (T <sub>EV</sub> )	Temperatura de evaporação	90,3	93,3	°C
E-3	Taxa de calor do condensador-evaporador	9.631	9.847	kw
P <sub>5</sub> (P <sub>s</sub> )	Pressão de entrada do compressor	2,42	0,78	atm
K-1	Eficiência politrópica	0,75	0,75	-
K-1	Potência de compressão do compressor	1.056	838	kw
P <sub>6</sub> (P <sub>d</sub> )	Pressão de saída do compressor	4,76	1,61	atm
T <sub>6</sub>	Temperatura de saída do compressor	132,1	189,5	°C
RC	Razão de compressão (pressão)	1,97	2,05	-
T <sub>3</sub> (T <sub>CO</sub> )	Temperatura de condensação	116,9	113,9	°C
T <sub>B</sub>	Temperatura de fundo	108,9	108,9	°C
E-4	Taxa de calor do refeedor-condensador	10.688	10.688	kw
COP	Coefficiente de desempenho	10,12	12,75	-
ΔT	Dif. de temperatura no trocador de calor	8	5	°C
G	Taxa de fluxo do refrigerante	165.750	16.221	kg/h
T <sub>CO</sub> - T <sub>EV</sub>	Nível de temperatura total	26,6	20,6	°C

Tabela 4.5 - Condições ótimas de operação para a separação do etilbenzeno-estireno.

Código	Nome	Bomba de Calor Com Recompressão de Vapor	Unidade
T <sub>1</sub>	Temperatura de topo	99,6	°C
P <sub>1</sub> (P <sub>s</sub> )	Pressão de topo	0,34	atm
E-5	Taxa de calor do preaquecedor	282	kw
T <sub>2</sub>	Temperatura de entrada do compressor	106	°C
T <sub>3</sub>	Temperatura de saída do compressor	122,1	°C
P <sub>2</sub> (P <sub>d</sub> )	Pressão de saída do compressor	0,62	atm
K-1	Razão de pressão (compressão)	1,82	-
K-1	Eficiência politrópica	0,75	-
K-1	Potência de compressão do compressor	705	kw
T <sub>4</sub>	Temperatura de condensação	115	°C
T <sub>B</sub>	Temperatura de fundo	108,9	°C
E-4	Taxa de calor do refeedor-condensador	10.688	kw
T <sub>5</sub>	Temperatura de saída do preaquecedor	110,3	°C
T <sub>6</sub>	Temperatura de entrada do esfriador	98,6	°C
T <sub>7</sub>	Temperatura de saída do esfriador	98,3	°C
E-6	Taxa de calor do esfriador	700	kw
COP	Coefficiente de desempenho	15,16	-
E-6(V)	Fluxo volumétrico da água de arrefecimento	50	m <sup>3</sup> /h
E-4	Dif. de temperatura no trocador de calor	6,07	°C

Tabela 4.6 - Balanço econômico dos sistemas de destilação convencional e com bombas de calor externa (usando os refrigerantes R20 e R718) e recompressão de vapor.

	<b>Sistema Convencional</b>	<b>BCE/R718</b>	<b>BCE/R20</b>	<b>BCRV</b>
<b>Taxa de Fluxo</b>				
Vapor, kg/h	19211	-	-	-
Eletricidade, kw	-	838	1056	705
Água, m <sup>3</sup> /h	762	-	-	50,1
<b>Custo de Energia, \$/ano</b>				
Vapor	2.996.920	-	-	-
Eletricidade	-	435.700	549.100	366.580
Água	198.224	-	-	13.013
Total	3.195.144	435.700	549.100	379.593
<b>Economia(EC), \$/ano</b>	-	2.759.440	2.646.040	2.815.550
<b>Custo de Investimento, \$</b>				
Compressor	-	1.431.100	1.730.100	1.242.200
Condensador	225.766	1.044.900	1.208.500	-
Refervedor	159.671	329.300	934.800	1.246.200
Preaquecedor	-	-	-	116.400
Esfriador	-	-	-	39.440
Total	385.437	2.805.300	3.873.400	2.644.240
<b>Invest. Adicional (IA), \$</b>	-	2.419.863	3.487.963	2.258.803
<b>Taxa de Retorno (TR), %</b>	-	114,0	75,9	124,6
<b>TRIA, ano</b>	-	0,877	1,318	0,802

## CAPÍTULO V

### CONCLUSÕES

Neste estudo, os sistemas de destilação convencional e com bombas de calor são comparados considerando o tempo e a taxa de retorno do investimento adicional. Uma análise econômica pode ser feita também entre os diversos sistemas de bombas de calor. A partir do exposto acima e dos resultados obtidos, conclui-se que:

1 - As bombas de calor externa e com recompressão de vapor são técnicas muito eficientes para reduzir a demanda de energia em processo de destilação.

2 - Quanto ao consumo de energia, os três sistemas de destilação com bombas de calor investigados exigem uma demanda de energia muito menor do que a do sistema convencional. Ao passo que, o investimento em capital é muito maior nos três sistemas de bombas de calor. No entanto, os resultados obtidos do tempo de retorno do investimento adicional de 1,318 ano para o sistema BCE/R20, 0,877 ano para o sistema BCE/R718 e 0,802 ano para o sistema BCRV, mostram como a conexão do ciclo da bomba de calor ao processo de destilação são atrativos (tabela 4.6).

3 - Entre os arranjos de bombas de calor estudados, a recompressão dos vapores de topo da coluna foi a que obteve a maior economia em energia e o menor investimento em capital, conseqüentemente, menor foi o tempo de retorno do investimento adicional (tabela 4.6). O menor investimento em capital do sistema BCRV deve-se à ausência do condensador neste sistema.

4 - A taxa de retorno do investimento adicional é muito sensível à seleção do fluido de trabalho. Comparando as condições econômicas ótimas obtidas para os dois tipos de bombas de calor externa estudada, apesar dos níveis de temperatura total ( $T_{CO} - T_{EV}$ ) no

lado da bomba de calor serem os mesmos para ambos sistemas de bombas de calor, obteve-se o menor retorno do investimento adicional com o sistema BCE/R718, em virtude das características de transferência de calor favoráveis da água.

5 - As condições econômicas ótimas obtidas para os três sistemas de destilação com bombas de calor investigados evidenciam que por razões econômicas, as bombas de calor são operadas com pequenas diferenças de temperaturas, em detrimento de grandes áreas de troca térmica nos principais trocadores de calor.

6 - O estudo dos sistemas de destilação auxiliado por bombas de calor revela que, o tempo de retorno do investimento adicional (TRIA) é muito sensível às diferenças de temperaturas nos equipamentos de troca térmica dos sistemas BCE/R718 (Figura 4.23), BCE/R20 (figura 4.22) e pouco sensível para o sistema BCRV (figura 4.24).

## CAPÍTULO VI

### SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

1 - Utilizar a taxa de fluxo do refrigerante na saída do refeedor-condensador dos dois sistemas de bombas de calor externa estudado, para preaquecer a alimentação da coluna, observando qual o ganho no tempo de retorno do investimento adicional obtido após a implantação deste procedimento.

2 - Ao retirar o trocador de calor E-6 do sistema com recompressão de vapor, estudar qual o ganho obtido em termos do tempo de retorno do investimento adicional, ao alimentar no topo da coluna o refluxo sendo parcialmente vaporizada.

3 - Fazer um estudo mais detalhado sobre qual fluido de trabalho é mais adequado para se utilizar na separação do sistema etilbenzeno-estireno através do processo de destilação com bomba de calor externa. O estudo deverá ser feito levando em conta o custo e as propriedades físicas, químicas e termodinâmicas do fluido de trabalho, além de considerações sobre segurança.

4 - Estudar a viabilidade econômica da separação do etilbenzeno-estireno com um sistema integrado de destilação a duas colunas com alimentação dividida.

**REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- BECKER, F. E. & ZAKAK, A. I. , Recovering Energy by Mechanical Vapor Recompression, Chem. Eng. Prog. 81(7), p. 45-49, July 1985.
- BROUSSE, E. ; CLAUDEL, B. & JALLUT, C. , Modeling and Optimization of the Steady State Operation of a Vapour Recompression Distillation Column, Chem. Eng. Sci. 40(11), p. 2073-2078, November 1985.
- CHEMCAD II, Process Flowsheet Simulator Chemstations inc. Engineering Software for the PC.952, Echo Lane 450, Houston.
- COLLURA , M. A. & LUYBEN , W. L., “ Energy-Saving Distillation Designs in Ethanol Production,” Ind. Eng. Chem. Res. 27(9), 1988.
- CONAN, J. G., Economia de Energia por Compressão Mecânica de Vapor, Revista Brasileira de Engenharia Química 8(1), p. 35-40, Julho 1985.
- COULSON , J. M. & RICHARDSON , J. F. ; Tecnologia Química , Fundação Calouste Gulbenkian, Volume II, 2ª ed. Lisboa, 1968.
- DANZIGER, R., “Distillation Columns with Vapor Recompression,” Chem. Eng. Prog. 75(9), p. 58-64, September 1979.
- FERRÉ, J. A. ; CASTELLS, F. & FIORES, J. , “ Optimization of a Distillation Column with a Direct Vapor Recompression Heat Pump,” Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 24, p. 128-132, 1985.



- FONYO, Z. & MIZSEY, P., "Economic Applications of Heat Pumps in Integrated Distillation Systems," Heat Recovery Systems & CHP 14(3), p. 249-263, 1994.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, W. C.; MAUS, L. & ANDERSEN, L. B., Princípios das Operações Unitárias, Guanabara Dois, 2ª ed. Rio de Janeiro, 1982.
- GOMIDE, R., Operações Unitárias, Edição do Autor, Volume IV, São Paulo, 1988.
- GOPICHAND, S.; OMIDEYI, T. O.; KASPRZYCKI, J. & DEVOTTA, S., "The Economics of Heat Pump Assisted Distillation Systems - II. Analysis of Ethanol-Water Mixtures," Heat Recovery Systems 4(4), p. 271-280, 1984.
- GUTHRIE, K. M., Capital Cost Estimating, Chem. Eng., March 24, 1969.
- KERN, D. Q., Processos de Transferência de Calor, Ed. Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1982.
- KINNEY, W. F., "Reducing the Energy Demand of Separation Processes," Chem. Eng. Prog. 75(3), p. 68-71, 1979.
- KREITH, F., Princípios da Transmissão de Calor, Ed. Edgard Blucher Ltda., Tradução da 3ª ed. Americana São Paulo, 1980.
- LINNHOF, B.; DUNFORD, H. & SMITH, R., "Heat Integration a Distillation Columns into Overall Processes," Chem. Eng. Sc. 38(8), p. 1175-1188, 1983.
- MEILI, A., "Using Water in Distillation System Heat Pumps," Chem. Eng. Prog., May 1993.
- MEILI, A., "Heat Pumps for Distillation Columns," Chem. Eng. Prog. 86(6), p. 60-65, 1990

- MÉSZAROS, I. & FONYÓ, Z., "Disign Strategy for Heat Pump Assisted Distillation System," Heat Recovery Systems 6(6), p. 469-476, 1986.
- MÉSZAROS, I. & MEILI, A., "1-Butene Separation Processes with Heat Pump Assisted Distillation," Heat Recovery Systems & CHP 14(3), p. 315-322, 1994.
- MUHRER, C. A.; COLLURA, M. A. & LUYBEN, W. L., "Control of Vapor Recompression Distillation Columns," Ind. Eng. Chem. Res. 29(1), p. 59-71, 1990.
- NULL, H. R., "Heat Pumps in Distillation," Chem. Eng. Prog. 72(7), p. 58-64, July 1976.
- OMIDEYI, T. O.; KASPRZYCKI, J. & WATSON, F. A., "The Economic of Heat Pump Assisted Distillation Systems - I. A Design and Economic Model," Heat Recovery Systems 4(3), p. 187-200, 1984.
- OMIDEYI, T. O.; PARANDE, M. G.; KASPRZYCKI, J. & DEVOTTA, S., "The Ecomics of Heat Pump Assisted Distillation Systems - III. A Comparative Analysis on Three Alcohol Mixtures," Heat Recovery Sytems 4(4), p. 281-286, 1984.
- OMIDEYI, T. O.; PARANDE, M. G.; SUPRANTO, S.; KASPRZYCKI, J. & DEVOTTA, S., "The Economics of Heat Pump Assisted Distillation Systems -IV. Experimental Assessment with Methanol-Water Mixtures, Heat Recovery Systems 5(6), p. 511-518, 1985.
- PERRY, R. H. & CHILTON, C. H., Manual de Engenharia Química, Guanabara Dois, 5ª ed. Rio de Janeiro, 1980.
- PERRY, R. H. & GREEN, D. W., Chemical Engineers Handbook, Guanabara Dois, 6ª ed., Rio de Janeiro, 1984.

PETTERSON, W. C. & WELLS, T. A., "Energy-Saving Schemes in Distillation," Chem. Eng. 84(19), p. 78-86, September 1979.

QUADRI, G. P., Use Heat Pump for P-P Splitter (Part 1: Process Design), Hydrocarbon Processing. 60(2), p. 119-126, 1981.

QUADRI, G. P., Use Heat Pump for P-P Splitte (Part 2: Proces Optimization), Hydrocarbon Processing. 60(3), p. 147-151, March 1981.

RUSH, Jr., F. E., Energy-Saving Alternatives to Distillation, Chem. Eng. Prog. 76(7), p. 44-49, July 19780.

SMITH, J. M. & VAN NESS, N. C., Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química, Ed. Guanabara Dois, 3ª ed. Rio de Janeiro, 1980.

STOECKER, W. F. & JONES, J. W., Refrigeração e Ar Condicionado, McGraw-Hill, São Paulo, 1985.

WEINSTEIN, E., "Economia de Energia em Destilação," Revista Brasileira de Engenharia Química 8(1), p. 11-23, Julho 1985.

## APÊNDICE A

Tabela A-1 - Principais refrigerantes usados em ciclo de compressão de vapor

Número	Nome	Temperatura Normal de Ebulição (°C)	Temperatura Crítica (°C)
R-11	Triclorofluormetano (CCl <sub>3</sub> F)	23,8	198
R-12	Diclorofluormetano (CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub> )	-29,8	111,7
R-13	Clorotrifluormetano (CClF <sub>3</sub> )	-81,4	28,9
R-13B1	Bromotrifluormetano	-57,8	67
R-14	Tetrafluoreto de Carbono (CF <sub>4</sub> )	-127,9	-45,7
R-20	Triclorometano (CHCl <sub>3</sub> )	61,1	262,8
R-21	Diclorofluormetano (CHCl <sub>2</sub> F)	14,5	178,5
R-22	Clorodifluormetano (CHClF <sub>2</sub> )	-40,8	96,0
R-23	Trifluormetano	-82,0	-
R-40	Cloreto de Metila (CH <sub>3</sub> Cl)	-24,0	143,0
R-50	Metano (CH <sub>4</sub> )	-161,4	-82,6
R-113	Triclorotrifluoretano (CCl <sub>2</sub> FCClF <sub>2</sub> )	47,6	214,1
R-114	Diclorotetrafluoretano (CClF <sub>2</sub> CClF <sub>2</sub> )	3,6	145,7
R-115	Cloropentafluoretano	-39,0	80,0
R-142b	Clorodifluoretano	9,8	-
R-152a	Difluoretano	-24,8	-
R-170	Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	-88,6	32,3
R-290	Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	-42,2	96,7
R-500	Azeótropo de R-12 e R-152a	-33,3	105,0
R-502	Azeótropo de R-12 e R-115	-45,6	90,1
R-503	Azeótropo de R-13 e R-23	-88,6	19,5
R-600	n-butano	-0,6	152,0
R-600a	Isobutano	-10,0	133,4
R-117	Amônia (NH <sub>3</sub> )	-33,4	132,9
R-718	Água	100	374,1
R-729	Ar	-	-

Tabela A-2 - Resultados simulação do sistema de destilação convencional

Número de Estágio	Posição do Prato de Alimentação	Razão de Refluxo	Carga Térmica, $Q_C$ (kw )	Carga Térmica, $Q_R$ (kw )
60	28	48,548	58956	58959
	29	45,647	55465	55468
	30	46,902	56957	56960
65	30	24,244	30016	30019
	31	24,128	29878	29881
	32	24,235	30005	30008
70	32	17,092	21511	21514
	33	16,943	21334	21337
	34	16,953	21346	21349
75	35	13,488	17226	17229
	36	13,424	17151	17154
	37	13,500	17241	17244
80	37	11,470	14828	14831
	38	11,385	14726	14729
	39	11,460	14815	14818
85	40	10,129	13233	13236
	41	10,102	13200	13203
	42	10,186	13301	13303
90	42	9,2024	12131	12134
	43	9,1714	12094	12097
	44	9,2411	12177	12180
95	44	8,5141	11313	11315
	45	8,5140	11312	11315
	46	8,5479	11353	11356
100	46	7,9917	10691	10694
	47	7,9865	10685	10688
	48	8,0205	10725	10728
105	48	7,6048	10231	10234
	49	7,5998	10225	10228
	50	7,6133	10241	10244

<b>110</b>	50	7,3055	9875	9878
	<b>51</b>	<b>7,3049</b>	<b>9875</b>	<b>9878</b>
	52	7,3118	9883	9886
<b>115</b>	52	7,0649	9589	9592
	<b>53</b>	<b>7,0634</b>	<b>9588</b>	<b>9590</b>
	55	7,0777	9605	9607
<b>120</b>	55	6,8767	9366	9369
	<b>56</b>	<b>6,8748</b>	<b>9363</b>	<b>9366</b>
	57	6,8885	9380	9383
<b>125</b>	56	6,7427	9206	9209
	<b>57</b>	<b>6,7323</b>	<b>9194</b>	<b>9197</b>
	59	6,7357	9198	9201
<b>130</b>	59	6,6214	9062	9065
	<b>60</b>	<b>6,6151</b>	<b>9055</b>	<b>9058</b>
	61	6,6225	9063	9066
<b>135</b>	62	6,5340	8958	8961
	<b>63</b>	<b>6,5305</b>	<b>8954</b>	<b>8957</b>
	64	6,5382	8963	8966
<b>140</b>	64	6,4659	8877	8880
	<b>65</b>	<b>6,4642</b>	<b>8875</b>	<b>8878</b>
	66	6,4672	8879	8882
<b>145</b>	66	6,4158	8818	8820
	<b>67</b>	<b>6,4151</b>	<b>8817</b>	<b>8820</b>
	68	6,4175	8820	8823
<b>150</b>	68	6,3798	8775	8778
	<b>69</b>	<b>6,3790</b>	<b>8774</b>	<b>8777</b>
	70	6,3791	8774	8777
<b>155</b>	71	6,3523	8742	8745
	<b>72</b>	<b>6,3518</b>	<b>8741</b>	<b>8744</b>
	73	6,3534	8743	8746
<b>160</b>	73	6,3323	8718	8721
	<b>74</b>	<b>6,3322<sup>(1)</sup></b>	<b>8718</b>	<b>8721</b>
	75	6,3326	8719	8722

(1) : Razão de Refluxo mínima

Tabela A-3 - Condições operacionais do sistema de destilação com bomba de calor externa usando o refrigerante R20.

$\Delta T$ (°C)	$P_s(P_s)$ (atm)	$P_d(P_d)$ (atm)	RC	$ER \times 10^3$ (kw)	$W_R \times 10^2$ (kw)	COP	$T_{CO} - T_{EV}$ (°C)	$G \times 10^3$ (kg/h)
2	2,841	4,121	1,45	10,11	5,71	18,71	14,6	165,87
3	2,766	4,222	1,53	10,04	6,49	16,45	16,6	165,71
4	2,693	4,326	1,61	9,95	7,33	14,57	18,6	166,42
5	2,621	4,431	1,69	9,87	8,13	13,14	20,6	166,26
6	2,551	4,538	1,78	9,79	8,94	11,95	22,6	166,09
7	2,482	4,648	1,87	9,71	9,76	10,95	24,6	165,91
<b>8</b>	<b>2,415</b>	<b>4,759</b>	<b>1,97</b>	<b>9,63</b>	<b>10,56</b>	<b>10,12</b>	<b>26,6</b>	<b>165,75</b>
9	2,349	4,870	2,07	9,55	11,36	9,40	28,6	165,56
10	2,285	4,987	2,18	9,47	12,17	8,78	30,6	165,40
11	2,221	5,103	2,29	9,39	13,00	8,22	32,6	165,19
12	2,160	5,223	2,42	9,30	13,82	7,73	34,6	165,00
13	2,099	5,345	2,55	9,22	14,64	7,30	36,6	164,81
14	2,040	5,468	2,68	9,14	15,45	6,91	38,6	164,61
15	1,983	5,593	2,82	9,06	16,27	6,57	40,6	164,41
16	1,926	5,723	2,97	8,98	17,11	6,24	42,6	164,20
17	1,871	5,852	3,13	8,89	17,93	5,96	44,6	163,99
18	1,817	5,985	3,29	8,81	18,77	5,69	46,6	163,77
19	1,764	6,119	3,47	8,73	19,59	5,45	48,6	163,55
20	1,713	6,256	3,65	8,64	20,44	5,23	50,6	163,31
21	1,662	6,395	3,85	8,56	21,26	5,02	52,6	163,09
22	1,613	6,536	4,05	8,47	22,10	4,83	54,6	162,85
23	1,565	6,680	4,27	8,39	22,94	4,66	56,6	162,61
24	1,519	6,824	4,49	8,31	23,78	4,49	58,6	162,36
25	1,473	6,976	4,74	8,22	24,64	4,34	60,6	162,10
26	1,428	7,125	4,99	8,14	25,46	4,20	62,6	161,86
27	1,385	7,280	5,26	8,05	26,32	4,06	64,6	161,60

Tabela A-4 - Condições operacionais do sistema de destilação com bomba de calor externa usando o refrigerante R718.

$\Delta T$ (°C)	$P_5 (P_s)$ (atm)	$P_6 (P_d)$ (atm)	RC	$ER \times 10^3$ (kw)	$W_R \times 10^2$ (kw)	COP	$T_{CO} - T_{EV}$ (°C)	$G \times 10^3$ (kg/h)
2	0,875	1,457	1,67	10,10	5,83	18,32	14,6	16,51
3	0,843	1,506	1,79	10,02	6,69	15,97	16,6	16,41
4	0,813	1,557	1,92	9,93	7,53	14,19	18,6	16,32
<b>5</b>	<b>0,783</b>	<b>1,609</b>	<b>2,05</b>	<b>9,85</b>	<b>8,38</b>	<b>12,75</b>	<b>20,6</b>	<b>16,22</b>
6	0,755	1,663	2,20	9,76	9,25	11,56	22,6	16,12
7	0,727	1,718	2,36	9,67	10,13	10,55	24,6	16,02
8	0,700	1,774	2,53	9,58	11,01	9,71	26,6	15,92
9	0,674	1,832	2,72	9,50	11,89	8,99	28,6	15,81
10	0,648	1,892	2,92	9,41	12,78	8,36	30,6	15,71
11	0,624	1,953	3,13	9,32	13,69	7,81	32,6	15,60
12	0,600	2,015	3,36	9,23	14,56	7,34	34,6	15,49
13	0,577	2,080	3,60	9,14	15,50	6,89	36,6	15,38
14	0,555	2,147	3,87	9,04	16,41	6,51	38,6	15,26
15	0,534	2,214	4,15	8,95	17,34	6,16	40,6	15,15
16	0,513	2,283	4,45	8,86	18,26	5,85	42,6	15,03
17	0,493	2,355	4,78	8,77	19,18	5,57	44,6	14,92
18	0,475	2,428	5,11	8,67	20,13	5,31	46,6	14,80
19	0,454	2,503	5,51	8,58	21,08	5,07	48,6	14,68
20	0,436	2,580	5,92	8,48	22,01	4,85	50,6	14,56
21	0,419	2,658	6,34	8,39	22,94	4,66	52,6	14,44



Tabela A-5 - Condições operacionais do processo de destilação auxiliado por bomba de calor com recompressão de vapor.

$\Delta T_{CO}$ (°C)	$P_2$ ( $P_d$ ) (atm)	$T_3$ (°C)	$RC^{(1)}$	$W_{RX} \times 10^2$ (kw)	$COP^{(2)}$	$Q_{ES} \times 10^2$ (kw)	V (m <sup>3</sup> /h)
1,35	0,50	116,3	1,47	4,49	23,79	4,44	31,74
2,55	0,52	117,4	1,53	4,96	21,56	4,91	35,10
3,30	0,54	118,4	1,59	5,40	19,78	5,35	38,24
4,03	0,56	119,4	1,65	5,83	18,31	5,79	41,30
4,73	0,58	120,3	1,71	6,25	17,09	6,20	44,28
5,41	0,60	121,2	1,76	6,66	16,05	6,61	47,26
<b>6,07</b>	<b>0,62</b>	<b>122,1</b>	<b>1,82</b>	<b>7,05</b>	<b>15,16</b>	<b>7,00</b>	<b>50,05</b>
6,71	0,64	123,0	1,88	7,43	14,38	7,38	52,85
7,32	0,66	123,8	1,94	7,80	13,70	7,75	55,46
7,93	0,68	124,6	2,00	8,16	13,10	8,11	57,81
8,51	0,70	125,4	2,06	8,51	12,56	8,46	60,51
9,08	0,72	126,2	2,12	8,85	12,07	8,79	62,95
9,63	0,74	127,0	2,18	9,18	11,64	9,13	65,11
10,17	0,76	127,7	2,24	9,51	11,24	9,46	67,33
10,69	0,78	128,4	2,29	9,82	10,88	9,79	69,55
11,20	0,80	129,1	2,35	10,13	10,55	10,08	71,77
11,72	0,82	129,8	2,41	10,43	10,24	10,38	73,99
12,19	0,84	130,4	2,47	10,72	9,96	10,68	76,20
12,67	0,86	131,1	2,53	11,01	9,70	10,96	78,37
13,13	0,88	131,7	2,59	11,29	9,46	11,25	80,17
13,59	0,90	132,3	2,65	11,57	9,24	11,52	82,16
14,03	0,92	132,9	2,71	11,84	9,02	11,79	84,05
14,47	0,94	133,5	2,76	12,11	8,83	12,06	85,94
14,90	0,96	134,1	2,82	12,37	8,64	12,32	87,84
15,31	0,98	134,8	2,88	12,62	8,47	12,57	89,64
15,72	1,00	135,6	2,94	12,87	8,30	12,82	91,45

(1) - Pressão de sucção do compressor : 0,34 atm

(2) - Taxa de calor usada no cálculo do COP : 10688 kw

Tabela A-6 - Área, custo de equipamento instalado, investimento total e custo de operação do processo de destilação com bomba de calor externa usando o refrigerante R20.

RC	DT	W <sub>R</sub> x10 <sup>2</sup> (kw)	A <sub>CE</sub> x10 <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	A <sub>RC</sub> x10 <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	C <sub>CE</sub> x10 <sup>5</sup> (\$)	C <sub>RC</sub> x10 <sup>5</sup> (\$)	C <sub>CP</sub> x10 <sup>5</sup> (\$)	I <sub>BC</sub> x10 <sup>5</sup> (\$)	CO <sub>BC</sub> x10 <sup>4</sup> (\$/ano)
1,45	2	5,71	118,75	65,77	27,19	18,52	10,45	56,16	29,70
1,53	3	6,49	84,73	50,01	21,84	15,50	11,61	48,95	33,77
1,61	4	7,34	65,79	40,39	18,52	13,49	12,83	44,84	38,14
1,69	5	8,13	53,58	33,95	16,21	12,05	13,97	42,23	42,29
1,78	6	8,94	45,14	29,30	14,50	10,95	15,09	40,54	46,49
1,87	7	9,76	38,88	25,74	13,16	10,07	16,22	39,44	50,73
1,97	8	10,56	34,11	22,97	12,09	9,35	17,30	38,73	54,91
2,07	9	11,36	30,31	20,77	11,19	8,76	18,37	38,32	59,09
2,18	10	12,17	27,24	18,90	10,44	8,24	19,44	38,12	63,30
<b>2,29</b>	<b>11</b>	<b>13,00</b>	<b>24,65</b>	<b>17,38</b>	<b>9,79</b>	<b>7,80</b>	<b>20,52</b>	<b>38,10</b>	<b>67,57</b>
2,42	12	13,82	22,53	16,05	9,23	7,41	21,57	38,21	71,85
2,55	13	14,64	20,68	14,92	8,73	7,06	22,61	38,40	76,11
2,68	14	15,45	19,09	13,94	8,29	6,75	23,64	38,68	80,35
2,82	15	16,27	17,73	13,07	7,90	6,48	24,67	39,04	84,62
2,97	16	17,11	16,50	12,30	7,54	6,23	25,71	39,47	88,99
3,13	17	17,93	15,43	11,62	7,21	6,00	26,71	39,92	93,23
3,29	18	18,77	14,46	11,01	6,92	5,80	27,72	40,44	97,58
3,47	19	19,59	13,59	10,46	6,65	5,61	28,72	40,97	101,88
3,65	20	20,44	12,82	9,96	6,40	5,43	29,74	41,56	106,28
3,85	21	21,26	12,10	9,50	6,16	5,27	30,72	42,14	110,57
4,05	22	22,10	11,45	9,09	5,95	5,12	31,70	42,77	114,93
4,27	23	22,94	10,86	8,70	5,74	4,98	32,69	43,41	119,29
4,49	24	23,78	10,32	8,35	5,56	4,84	33,66	44,06	123,64
4,74	25	24,64	9,82	8,02	5,38	4,72	34,66	44,75	128,12
4,99	26	25,46	9,35	7,72	5,21	4,60	35,61	45,42	132,42
5,26	27	26,32	8,92	7,44	5,06	4,49	36,59	46,13	136,86

Tabela A-7 - Área, custo de equipamento instalado, investimento total e custo de operação do processo de destilação com bomba de calor externa usando o refrigerante R718.

RC	$\Delta T$ (°C)	$W_R$ $\times 10^2$ (kw)	$A_{CE}$ $\times 10^2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{RC}$ $\times 10^2$ (m <sup>2</sup> )	$C_{CE}$ $\times 10^5$ (\$)	$C_{RC}$ $\times 10^5$ (\$)	$C_{CP}$ $\times 10^5$ (\$)	$I_{BC}$ $\times 10^5$ (\$)	$CO_{BC}$ $\times 10^4$ (\$/ano)
1,67	2	5,83	60,61	8,06	17,56	4,73	10,64	32,93	30,34
1,79	3	6,69	43,05	6,45	14,06	4,09	11,90	30,05	34,78
1,92	4	7,53	33,55	5,38	11,96	3,64	13,11	28,71	39,16
2,05	5	8,38	27,27	4,61	10,45	3,29	14,31	28,05	43,57
<b>2,20</b>	<b>6</b>	<b>9,25</b>	<b>23,03</b>	<b>4,04</b>	<b>9,36</b>	<b>3,02</b>	<b>15,52</b>	<b>27,90</b>	48,08
2,36	7	10,13	19,81	3,58	8,49	2,79	16,72	28,00	52,66
2,53	8	11,01	17,35	3,22	7,79	2,61	17,90	28,30	57,25
2,72	9	11,89	15,41	2,92	7,21	2,45	19,07	28,73	61,83
2,92	10	12,78	13,80	2,67	6,71	2,31	20,23	29,25	66,45
3,13	11	13,69	12,51	2,45	6,30	2,18	21,40	29,88	71,17
3,36	12	14,56	11,40	2,27	5,93	2,08	22,52	30,52	75,72
3,60	13	15,50	10,46	2,11	5,61	1,98	23,70	31,29	80,60
3,87	14	16,41	9,66	1,97	5,32	1,89	24,84	32,05	85,34
4,15	15	17,34	8,96	1,84	5,07	1,81	25,98	32,87	90,17
4,45	16	18,26	8,33	1,73	4,83	1,74	27,11	33,69	94,96
4,78	17	19,18	7,78	1,63	4,62	1,67	28,22	34,52	99,73
5,11	18	20,13	7,31	1,54	4,44	1,61	29,36	35,42	104,67
5,51	19	21,08	6,82	1,46	4,25	1,56	30,50	36,30	109,61
5,92	20	22,01	6,42	1,38	4,08	1,51	31,60	37,18	114,45
6,34	21	22,94	6,07	1,32	3,94	1,46	32,68	38,07	119,27

Tabela A-8 - Área, custo de equipamento instalado, investimento total e custo de operação do processo de destilação auxiliado por bomba de calor com recompressão de vapor.

RC	$\Delta T_{CO}$ (°C)	$W_R$ $\times 10^2$ (kw)	$A_{RC}$ $\times 10^2$ (m <sup>2</sup> )	$A_{PR}$ $\times 10^2$ (m <sup>2</sup> )	$C_{RC}$ $\times 10^5$ (\$)	$C_{PR}$ $\times 10^4$ (\$)	$C_{CP}$ $\times 10^5$ (\$)	$I_{BC}$ $\times 10^5$ (\$)	$CO_{BC}$ $\times 10^4$ (\$/ano)
1,47	1,35	4,49	93,38	2,09	23,26	19,67	8,58	34,10	24,18
1,53	2,55	4,96	66,84	1,62	18,71	16,68	9,30	30,00	26,68
1,59	3,30	5,40	56,17	1,39	16,72	15,09	9,99	28,54	29,09
1,65	4,03	5,83	48,77	1,23	15,25	13,92	10,64	27,62	31,41
1,71	4,73	6,25	43,31	1,10	14,12	13,00	11,26	27,04	33,67
1,76	5,41	6,66	39,10	1,01	13,21	12,26	11,85	26,67	35,85
1,82	6,07	7,05	35,75	0,93	12,46	11,64	12,42	26,44	37,96
1,88	6,71	7,43	33,02	0,87	11,84	11,12	12,97	26,32	40,01
<b>1,94</b>	<b>7,32</b>	<b>7,80</b>	<b>30,75</b>	<b>0,81</b>	<b>11,30</b>	<b>10,67</b>	<b>13,50</b>	<b>26,28</b>	42,00
2,00	7,93	8,16	28,82	0,77	10,83	10,27	14,00	26,30	43,93
2,06	8,51	8,51	27,17	0,73	10,43	9,93	14,49	26,36	45,82
2,12	9,08	8,85	25,74	0,69	10,07	9,62	14,97	26,45	47,66
2,18	9,63	9,18	24,49	0,66	9,74	9,34	15,43	26,57	49,44
2,24	10,17	9,51	23,38	0,64	9,45	9,09	15,87	26,70	51,18
2,29	10,69	9,82	22,39	0,61	9,19	8,86	16,30	26,86	52,88
2,35	11,20	10,13	21,50	0,59	8,95	8,65	16,72	27,03	54,54
2,41	11,72	10,43	20,69	0,57	8,73	8,45	17,13	27,21	56,16
2,47	12,19	10,72	19,98	0,55	8,54	8,28	17,52	27,41	57,75
2,53	12,67	11,01	19,31	0,53	8,35	8,12	17,91	27,60	59,30
2,59	13,13	11,29	18,71	0,52	8,18	7,96	18,28	27,80	60,81
2,65	13,59	11,57	18,15	0,51	8,02	7,82	18,65	28,00	62,30
2,71	14,03	11,84	17,64	0,49	7,87	7,69	19,01	28,20	63,76
2,76	14,47	12,11	17,18	0,48	7,74	7,56	19,35	28,41	65,18
2,82	14,90	12,37	16,72	0,47	7,60	7,45	19,69	28,61	66,58
2,88	15,31	12,62	16,26	0,46	7,47	7,34	20,02	28,80	67,95
2,94	15,72	12,87	15,82	0,45	7,34	7,23	20,35	28,99	69,30

Tabela A-9 - Balanço econômico do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor externa usando o refrigerante R20.

RC	$\Delta T$ (°C)	$CO_{BC} \times 10^4$ (\$/ano)	$I_{BC} \times 10^5$ (\$)	$EC \times 10^5$ (\$/ano)	$IA \times 10^5$ (\$)	TR (%)	TRIA (ano)
1,45	2	29,70	56,16	28,98	52,31	55,4	1,805
1,53	3	33,77	48,95	28,57	45,09	63,4	1,577
1,61	4	38,14	44,84	28,14	40,99	68,6	1,458
1,69	5	42,29	42,23	27,72	38,37	72,2	1,385
1,78	6	46,49	40,54	27,30	36,69	74,4	1,344
1,87	7	50,73	39,44	26,88	35,59	75,5	1,325
<b>1,97</b>	<b>8</b>	<b>54,91</b>	<b>38,73</b>	<b>26,46</b>	<b>34,88</b>	<b>75,9</b>	<b>1,318</b>
2,07	9	59,09	38,32	26,04	34,47	75,6	1,323
2,18	10	63,30	38,12	25,62	34,26	74,8	1,337
2,29	11	67,57	38,10	25,19	34,24	73,6	1,359
2,42	12	71,85	38,21	24,77	34,35	72,1	1,387
2,55	13	76,11	38,40	24,34	34,55	70,4	1,420
2,68	14	80,35	38,68	23,92	34,83	68,7	1,456
2,82	15	84,62	39,04	23,49	35,19	66,7	1,499
2,97	16	88,99	39,47	23,05	35,62	64,7	1,546
3,13	17	93,23	39,92	22,63	36,07	62,7	1,595
3,29	18	97,58	40,44	22,25	36,58	60,8	1,645
3,47	19	101,88	40,97	21,76	37,12	58,6	1,706
3,65	20	106,28	41,56	21,32	37,70	56,5	1,770
3,85	21	110,57	42,14	20,89	38,29	54,6	1,832
4,05	22	114,93	42,77	20,46	38,91	52,6	1,901
4,27	23	119,29	43,41	20,02	39,55	50,6	1,976
4,49	24	123,64	44,06	19,59	40,21	48,7	2,053
4,74	25	128,12	44,75	19,14	40,90	46,8	2,137
4,99	26	132,42	45,42	18,71	41,57	45,0	2,222
5,26	27	136,86	46,13	18,27	42,28	43,2	2,315

Tabela A-10 - Balanço econômico do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor externa usando o refrigerante R718.

RC	$\Delta T$ (°C)	$CO_{BC} \times 10^4$ (\$/ano)	$I_{BC} \times 10^5$ (\$)	$EC \times 10^5$ (\$/ano)	$IA \times 10^5$ (\$)	TR (%)	TRIA (ano)
1,67	2	30,34	32,93	28,92	29,08	99,4	1,006
1,79	3	34,78	30,05	28,47	26,20	108,7	0,920
1,92	4	39,16	28,71	28,04	24,85	112,8	0,887
<b>2,05</b>	<b>5</b>	<b>43,57</b>	<b>28,05</b>	<b>27,59</b>	<b>24,20</b>	<b>114,0</b>	<b>0,877</b>
2,20	6	48,08	27,90	27,14	24,04	112,9	0,886
2,36	7	52,66	28,00	26,69	24,15	110,5	0,905
2,53	8	57,25	28,30	26,23	24,44	107,3	0,932
2,72	9	61,83	28,73	25,77	24,87	103,6	0,965
2,92	10	66,45	29,25	25,31	25,39	99,7	1,003
3,13	11	71,17	29,88	24,83	26,03	95,4	1,048
3,36	12	75,72	30,52	24,38	26,67	91,4	1,094
3,60	13	80,60	31,29	23,89	27,43	87,1	1,148
3,87	14	85,34	32,05	23,42	28,20	83,1	1,203
4,15	15	90,17	32,87	22,93	29,01	79,1	1,264
4,45	16	94,96	33,69	22,46	29,83	75,3	1,328
4,78	17	99,73	34,52	21,98	30,67	71,7	1,395
5,11,	18	104,67	35,42	21,48	31,56	68,1	1,468
5,51	19	109,61	36,30	20,99	32,44	64,7	1,546
5,92	20	114,45	37,18	20,51	33,33	61,5	1,626
6,34	21	119,27	38,07	20,02	34,22	58,5	1,709

Tabela A-11 - Balanço econômico do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor com recompressão de vapor.

RC	$\Delta T_{CO}$ (°C)	$CO_{BC} \times 10^4$ (\$/ano)	$I_{BC} \times 10^5$ (\$)	$EC \times 10^5$ (\$/ano)	$IA \times 10^5$ (\$)	TR (%)	TRIA (ano)
1,47	1,35	24,18	34,10	29,53	30,25	97,6	1,025
1,53	2,55	26,68	30,00	29,28	26,14	112,0	0,893
1,59	3,30	29,09	28,54	29,04	24,69	117,6	0,850
1,65	4,03	31,41	27,62	28,81	23,77	121,2	0,825
1,71	4,73	33,67	27,04	28,58	23,18	123,3	0,811
1,76	5,41	35,85	26,67	28,37	22,81	124,4	0,804
<b>1,82</b>	<b>6,07</b>	<b>37,96</b>	<b>26,44</b>	<b>28,16</b>	<b>22,59</b>	<b>124,7</b>	<b>0,802</b>
1,88	6,71	40,01	26,32	27,95	22,47	124,4	0,804
1,94	7,32	42,00	26,28	27,75	22,43	123,7	0,808
2,00	7,93	43,93	26,30	27,56	22,44	122,8	0,814
2,06	8,51	45,82	26,36	27,37	22,50	121,6	0,822
2,12	9,08	47,66	26,45	27,19	22,60	120,3	0,831
2,18	9,63	49,44	26,57	27,01	22,72	118,9	0,841
2,24	10,17	51,18	26,71	26,83	22,85	117,4	0,852
2,29	10,69	52,88	26,86	26,66	23,01	115,9	0,863
2,35	11,20	54,54	27,03	26,50	23,18	114,3	0,875
2,41	11,72	56,16	27,21	26,34	23,36	112,8	0,887
2,47	12,19	57,75	27,41	26,18	23,55	111,1	0,900
2,53	12,67	59,30	27,60	26,02	23,74	109,6	0,912
2,59	13,13	60,82	27,80	25,87	23,94	108,1	0,925
2,65	13,59	62,30	28,00	25,72	24,14	106,5	0,939
2,71	14,03	63,76	28,20	25,58	24,35	105,1	0,951
2,76	14,47	65,18	28,41	25,43	24,56	103,6	0,965
2,82	14,90	66,58	28,61	25,29	24,76	102,2	0,978
2,88	15,31	67,95	28,80	25,16	24,95	100,8	0,992
2,94	15,72	69,30	28,99	25,02	25,14	99,5	1,005

## APÊNDICE B

### B-1 - Sumário de Correlações de Custos

#### B-1.1 - Custo de Equipamento Instalado

##### B-1.1.1 - Trocador de Calor

$$C_{TC} = 6108 A^{0,65} \quad (B-1)$$

A expressão (B-1) foi definida tomando como base os seguintes parâmetros:

1 - um índice de correção M&S para o custo do equipamento instalado de 998,1<sup>(1)</sup>; 2 - Material do tubo e carcaça do trocador de aço carbono (CS/CS); 3 - Fator de correção para um trocador de chapa de tubo fixo.

##### B-1.1.2 - Compressor

$$C_{CP} = 5737 (W_R)^{0,82} \quad (B-2)$$

Parâmetros que definiram a equação B-2 : Um índice M&S de 998,1<sup>(1)</sup> e fator de correção para um compressor centrífugo acionado eletricamente.

#### B-1.2 - Investimento em Capital do Sistema de Destilação

##### B-1.2.1 - Sistema Convencional

$$I_{SC} = C_{CD} + C_R + C_C \quad (B-3)$$

(1) - Fonte: Revista chem. eng. , january 1994.



### B-1.2.2 - Recompressão de Vapor

$$I_{BC} = C_{CD} + C_{RC} + C_{PR} + C_{ES} + C_{CP} \quad (\text{B-4})$$

### B-1.2.3 - Processo de Ciclo Fechado

$$I_{BC} = C_{CD} + C_{RC} + C_{CE} + C_{CP} \quad (\text{B-5})$$

## B-1.3 - Custo de Operação do Sistema de Destilação

### B-1.3.1 - Sistema Convencional

$$CO_{SC} = HO (c_v M + c_a V) \quad (\text{B-6})$$

### B-1.3.2 - Recompressão de Vapor

$$CO_{BC} = HO (c_e W_R + c_a V) \quad (\text{B-7})$$

### B-1.3.3 - Processo de Ciclo Fechado

$$CO_{BC} = HO c_e W_R \quad (\text{B-8})$$

## B-1.4 - Tempo e Taxa de Retorno do Investimento Adicional

### B-1.4.1 - Economia

$$EC = CO_{SC} - CO_{BC} \quad (\text{B-9})$$

### B-1.4.2 - Investimento Adicional

$$IA = I_{BC} - I_{SC} \quad (\text{B-10})$$

**B-1.4.3 - Taxa de Retorno**

$$TR = \frac{EC}{IA} \times 100 \quad (B-11)$$

**B-1.4.4 - Tempo de Retorno do Investimento Adicional**

$$TRIA = \frac{IA}{EC} \quad (B-12)$$

**B-2 - Razão de Compressão**

$$RC = \frac{P_d}{P_s} \quad (B-13)$$

**B-3 - Coeficiente de Desempenho da Bomba de Calor**

$$COP = \frac{Q_R}{W_R} \quad (B-14)$$

$$Q_R = ER + W_R \quad (B-15)$$

**B-4 - Diferença de Temperatura nos Principais Trocadores de Calor**

$$\Delta T_{CO} = T_{CO} - T_B \quad (B-16)$$

$$\Delta T_{EV} = T_D - T_{EV} \quad (B-17)$$

$$T_{CO} - T_{EV} = T_B - T_D + \Delta T_{CO} + \Delta T_{EV} \quad (B-18)$$

## APÊNDICE C

Tabela C.1 - Métodos para o Cálculo da Constante de Equilíbrio

Constante de Equilíbrio			
Equação de Estado	Soave-Redlich-Kwong Grayson-Streed/Chao-Seader Peng-Robinson  API Soave-Redlich-Kwong Soave-Redlich-Kwong Modificada	$K_i = \phi_i^l / \phi_i^v$	São usados principalmente para sistemas de hidrocarbonetos
Semi-Empirico	Grayson-Streed modificada do modelo de Chao-Seader	$K_i = V_i^o \gamma_i / \phi_i^v$	É usada para sistemas hidrocarbonetos e frações pesadas do petróleo
Método do coeficiente de atividade	UNIQUAC UNIFAC Wilson Van Laar  NRTL Margules Scatchard-Hildebrand	$K_i = \gamma_i F_i^{ol} / P \phi_i^v$	São usados em sistema químico e componentes polar
	Pressão de Vapor	$K_i = P_i^{sat} / P$	É usada quando as fases vapor e líquida se comportam idealmente

Fonte: CHEMCAD II

Tabela C.2 - Equação de Soave-Redlich-Kwong

<b>Equação de Soave-Redlich-Kwong</b>		
$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2) Z - AB = 0$		
<b>Coefficiente de Fugacidade da Fase Vapor</b>		
$\ln \phi_i^v = -\ln(Z - B) + (Z - 1) B_i - A/B [A_i - B_i] \ln(1 + B/Z)$		
	$A = aP / (RT)^2$	
	$B = bP / (RT)$	
	$A_i = 1/a [ 2 a_i^{0,5} \sum x_j a_j^{0,5} (1 - k_{ij}) ]$	
	$B_i = b_i / b$	
	$b = \sum [x_i b_i]$	
	$b_i = (0,08664 R t_{ci}) / P_{ci}$	
	$a = \sum \sum [x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij})]$	
	$a_i = a_{ci} \alpha_i$	
	$a_{ci} = 0,42748 (R t_{ci}) / P_{ci}$	
	$\alpha_i^{0,5} = 1 + \mu_i (1 - k_{ij})$	
	$\mu_i = 0,48 + 1,574 w_i - 0,176 w_i^2$	

Tabela C.3 - Modelos para o Cálculo da Entalpia

Equação de Estado	Redlich-Kwong
	Soave-Redlich-Kwong
	Peng-Robinson
	API Soave-Redlich-Kwong
	Lee-Kesler
Química	Calor Latente
Sistemas especiais	Tabela de vapor de água
	Entalpia não avaliada (balanço de massa somente)

### C.1 - Entalpia na Fase Vapor

$$H = H^* + [(H - H^*)/(RT)] / (RT) \quad (C-1)$$

$$H^* = \int C_p dT \quad (C-2)$$

$$C_p = a + bT^2 + cT^3 + dT^4 + eT^5 + fT^6 \quad (C-3)$$

Os coeficientes a, ..., f para cada componente são obtidos do banco de dados do simulador.

### C.2 - Entalpia na Fase Líquida

$$H_L = H_V - \Delta H_V - C_{pL} dT \quad (C-4)$$

$$C_{pL} = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \quad (C-5)$$

onde:  $C_{pL}$  é a capacidade calorífica do líquido e a, ..., e são encontradas no banco de dados do simulador.