

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

**ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA DO SISTEMA DE  
RECOMPRESSÃO MECÂNICA DO VAPOR PARA  
PRODUÇÃO DO ETANOL HIDRATADO.**

---

*Lily Maciene Diniz Silva*

CAMPINA GRANDE - PARAÍBA

MARÇO - 1998

---

# **ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA DO SISTEMA DE RECOMPRESSÃO MECÂNICA DO VAPOR PARA PRODUÇÃO DO ETANOL HIDRATADO.**

DISSERTAÇÃO APRESENTADA AO CURSO DE PÓS -GRADUAÇÃO  
EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DA  
PARAÍBA, COMO REQUISITO À OBTENÇÃO AO TÍTULO DE  
MESTRE.

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO :**

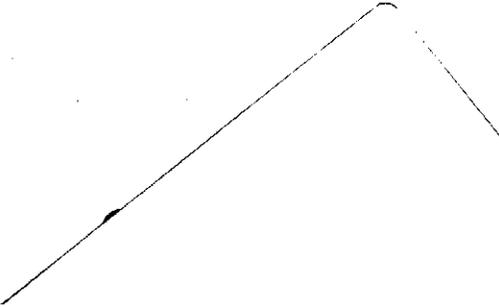
**OPERAÇÕES E PROCESSOS**

**PROFESSOR ORIENTADOR :**

**DR. MICHEL FRANÇOIS FOSSY**

**PROFESSOR CO - ORIENTADOR :**

**MSC NAGEL ALVES COSTA**



**CAMPINA GRANDE - PARAÍBA**

**MARÇO - 1998**



S586a Silva, Lily Maciene Diniz.  
Análise da viabilidade econômica do sistema de recompressão mecânica do vapor para produção do etanol hidratado / Lily Maciene Diniz Silva. - Campina Grande, 1998.  
120 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia, 1998.  
"Orientação : Prof. Dr. Michel François Fossy, Prof. M.Sc. Nagel Alves Costa".  
Referências.

1. Etanol. 2. Etanol Hidratado. 3. Viabilidade Econômica. 4. Dissertação - Engenharia Química. I. Fossy, Michel François. II. Costa, Nagel Alves. III. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB). IV. Título

CDU 661.722(043)

**ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA DO SISTEMA  
DE RECOMPRESSÃO MECÂNICA DO VAPOR PARA  
PRODUÇÃO DO ETANOL HIDRATADO.**

*Lily Maciene Diniz Silva*

DISSERTAÇÃO APROVADA EM : 19 / 03 / 1998

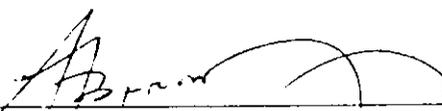
BANCA EXAMINADORA



---

**Prof. Dr. Michel François Fossy**

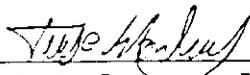
**Orientador**



---

**Prof. Dr. Antônio André Chivanga Barros**

**Examinador**



---

**Prof. Dr. Luiz Gonzaga Vasconcelos Sales**

**Examinador**

CAMPINA GRANDE - PB, MARÇO - 1998

# DEDICATÓRIA

À materialidade de uma vida, minha filha - **Maria Diciá** e a  
espiritualidade de  
uma ressurreição, meu sobrinho - **Paulo Jáder** (in memoriam)

# AGRADECIMENTOS

Demonstro minha gratidão ao poder mágico do senhor DEUS que me fez renascer.

Ao Prof<sup>o</sup> Michel F. Fossy por sua orientação e disponibilidade prestada à minha pessoa durante o desenvolvimento deste trabalho.

Ao Prof<sup>o</sup> Nagel A. Costa pelo seu incentivo e contribuição na Co - Orientação deste trabalho e ao Prof<sup>o</sup> Romildo Brito pela colaboração.

Ao Prof<sup>o</sup> Severino F. Neto pelo apoio direto na parte descritiva de forma bastante valiosa na redação deste trabalho.

À coordenação de Pós - Graduação em Engenharia Química na pessoa do Prof<sup>o</sup> Kepler B. França pelo apoio e assistência recebida.

Ao Departamento de Eng. Química pelo livre acesso às instalações do laboratório de simulação - SIMULAB, na pessoa do Prof<sup>o</sup> Eudésio Vilar.

Aos membros participantes da banca examinadora nas pessoas dos Prof<sup>os</sup>: Antônio A. C. Barros e Luiz Gonzaga Sales por suas disponibilidades em analisar de forma construtiva este trabalho com sugestões que serão bem aceitas.

Aos meus pais que num momento difícil de minha vida deram-me total apoio.

Agradeço especialmente a minha amiga e companheira de trabalho Delba Nisi com quem redescobri que uma verdadeira amizade se constroi a cada instante com sinceridade e lealdade.

Aos amigos Carlos e Wilton pelo apoio e encorajamento dado durante essa trajetória.

As colaborações amigas das Prof<sup>as</sup>: Líbia Conrado - aprendizagem e sensibilidade humana; Élvia A. Miranda - força espiritual; Meiry Gláucia - credibilidade e determinação.

Ao acolhimento proporcionado pelas pessoas amigas de: Maria José - paz e tranquilidade; Maricé - confiança; Tereza - força e fé.

À CAPES pelo financiamento dessa pesquisa.

Minha gratidão, a todas as pessoas que direta ou indiretamente colaboraram para a realização deste trabalho.

*“O significado da existência humana cabe a grande sabedoria divina, que coloca o homem exposto ao grande processo vivencial dando condições de transferência interior entre os povos.”*

*Lily Maciene*

# SUMÁRIO

NOMENCLATURA

RESUMO

ABSTRACT

INTRODUÇÃO.....1

OBJETIVOS.....2

2.REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....3

2. Introdução.....3

2.1 Economia de Energia nos Sistemas de Destilação.....3

2.1.1 Métodos Alternativos.....4

2.1.1.1 Uso das Bombas de Calor (BC's) como método Alternativo.....6

2.1.2 Aplicações Econômicas das BC's ao Sistema de Destilação.....12

2.1.2.1 Bombas de Calor.....12

2.1.2.2 Tipos de Bomba de Calor.....12

2.1.2.3 Ciclo da Bomba de Calor.....14

2.1.3 Aplicações Econômicas das Bombas de Calor.....16

3.FUNDAMENTOS DA SIMULAÇÃO.....31

3. Destilação.....31

3.1 Estágio de Equilíbrio.....31

3.1.1 Equilíbrio Líquido – Vapor.....32

3.1.2 Refluxo.....34

3.1.2.1 Tipos de Refluxo.....	34
3.2 Modelagem de Uma Coluna de Destilação.....	35
3.2.1 Análise Operacional da Coluna.....	36
3.2.2 Procedimento do Cálculo na Coluna de Destilação.....	38
3.3 Simulação.....	39
3.3.1 Simulador de Processos.....	39
3.3.1.1 Introdução e filosofia do Hysim.....	40
3.3.1.2 Estrutura Operacional.....	40
3.4 Seleção do Método das Propriedades Termodinâmicas.....	41
3.5 Seleção e Projeto dos principais Equipamentos.....	42
3.5.1 Coluna de Destilação.....	42
3.5.1.1 Equipamento de Contato.....	42
3.5.1.2 Prato tipo Perfurado.....	43
3.5.2 Trocadores de Calor.....	43
3.5.2.1 Descrição dos Trocadores do Tipo Tubo e Carcaça.....	43
3.5.2.2 Tipos de Trocadores de Calor selecionados para o Caso Base.....	44
3.5.2.3 Dimensionamento.....	45
3.5.3 Seleção do Compressor.....	46
3.6 Otimização.....	47
3.6.1 Otimização do Sistema de Destilação Convencional.....	47
3.6.1.1 Razão de Refluxo Ótima.....	47
3.6.2 Otimização do Sistema de Destilação com Recompressão direta do vapor.....	48
3.6.2.1 Função Objetivo.....	49
3.6.2.1.1 Maximização da Economia de Energia – COP.....	49
3.6.2.1.2 Minimização dos Investimentos Adicionais.....	50
3.7 Estimativas dos Custos.....	50
3.7.1 Custo de Capital.....	51
3.7.1.1 Correlações de GUTHRIE.....	52

3.7.2 Custo de Operação.....	52
------------------------------	----

#### **4.METODOLOGIA DA SIMULAÇÃO.....53**

4. Introdução.....	53
4.1 Síntese da Metodologia.....	53
4.2 Estabelecimentos de Metas.....	54
4.3 Simulação do Sistema de Destilação Convencional.....	55
4.3.1 Otimização Prato-Retrofit.....	56
4.3.2 Dimensionamento.....	58
4.3.2.1 Meta para dimensionar a Coluna de Destilação.....	58
4.3.2.2 Meta para dimensionar o Trocador de Calor.....	59
4.3.3 Otimização- Avaliação Econômica simplificada.....	60
4.3.3.1 Base de Cálculo para Avaliação Econômica.....	60
4.3.3.1.1 Meta para o Custo Total Anual.....	60
4.4 Simulação do Sistema de Destilação com Recompressão Direta do Vapor.....	62
4.4.1 Descrição do Processo.....	64
4.4.2 Otimização- Temperatura Pinch e COP.....	64
4.4.3 Dimensionamento.....	66
4.4.4 Otimização_ Avaliação Econômica Simplificada.....	66
4.4.4.1 Base de Cálculo para Avaliação Econômica.....	67
4.4.4.1.1 Meta para o Custo do Capital Adicional.....	67
4.4.4.1.2 Meta para o Custo de Operação.....	68
4.4.4.1.3 Meta para determinar a Função-Objetivo.....	68
4.4.4.1.3.1 Função-objetivo-Taxa de Retorno.....	69
4.5 Efeito da Queda de Pressão na Coluna.....	70

## **5.RESULTADOS DA SIMULAÇÃO.....71**

5. Introdução.....	71
5.1 Otimização do Sistema de Destilação Convencional.....	72
5.1.1 Prato-Retrofit.....	72
5.1.1.1 Posição do Prato de Alimentação.....	72
5.1.1.2 Faixa de Operação.....	74
5.1.2 Otimização- Avaliação Econômica simplificada.....	75
5.1.2.1 Dimensionamento.....	75
5.1.2.1.1 Coluna de Destilação Convencional.....	76
5.1.2.1.2 Condensador.....	78
5.1.2.1.3 Refervedor.....	79
5.1.2.2 Estimativa de Custo p/ escolha do Projeto Econômico.....	81
5.1.2.2.1 Razão de Refluxo Ótima.....	81
5.2 Implantação da BC ao Sistema de Destilação Convencional.....	88
5.2.1 Determinação da faixa de Operação da Bomba de Calor.....	89
5.2.2 Condições Operacionais p/ máxima Economia de Energia.....	91
5.2.2.1 Razão de Compressão e Coeficiente de Performance.....	91
5.2.3 Custo e Investimento Adicional do SDRV.....	93
5.2.4 Custo Operacional e Economia do SDRV.....	95
5.2.5 Considerações Econômicas.....	96
5.2.5.1 Taxa e Tempo de Retorno.....	97
5.3 Sensibilidade do Projeto.....	101
5.3.1 Análise Comparativa entre os Sistemas.....	102
5.3.1.1 Caso-Base versus Alterações A e B.....	102
5.3.1.1.1 Condições Operacionais para máxima Economia de Energia.....	103
5.3.1.1.2 Avaliação Econômica.....	104

6. CONCLUSÃO.....	106
7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	111
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	113
BIBLIOGRAFIAS CONSULTADAS.....	119

APÊNDICE A

APÊNDICE B

APÊNDICE C

## NOMENCLATURA

A	Área de troca térmica dos trocadores de calor [ m <sup>2</sup> ]
BC	Bomba de calor
CI	Custo de instalação dos equipamentos principais
C <sub>CD</sub>	Custo de instalação da coluna de destilação [ US\$ ]
C <sub>C</sub>	Custo de instalação do condensador [ US\$ ]
C <sub>R</sub>	Custo de instalação do refeedor [ US\$ ]
C <sub>CP</sub>	Custo de instalação do compressor [ US\$ ]
C <sub>RS</sub>	Custo de instalação do resfriador [ US\$ ]
C <sub>a</sub>	Custo unitário da água de resfriamento [ US\$/m <sup>3</sup> ]
C <sub>v</sub>	Custo unitário do vapor d'água de aquecimento [ US\$/Kg ]
C <sub>e</sub>	Custo unitário de energia elétrica [ US\$/KWh ]
CCA	Custo de capital [ US\$ ]
CO	Custo operacional [ US\$/ano ]
CTA	Custo total anual [ US\$/ano ]
COP	Coefficiente de performance da bomba de calor
CCAd	Custo adicional do sistema com recompressão de vapor [ US\$ ]
D	Diâmetro da coluna de destilação [ m ]
DT	Dif. de temperatura no refeedor - condensador da BC [ °C ]
DI	Diâmetro mínimo do casco do trocador de calor [ m ]
ETOH	Etanol
E <sub>c</sub>	Economia obtida pelo sistema com bomba de calor [ US\$/ano ]
E - 01	Refeedor do sistema de destilação convencional
E - 02	Condensador do sistema de destilação convencional
E - 03	Resfriador adicional do sistema com bomba de calor
E - 04	Refeedor - condensador do sistema com bomba de calor
f <sub>i</sub> <sup>v</sup>	Fugacidade do componente i na fase vapor
f <sub>i</sub> <sup>L</sup>	Fugacidade do componente i puro na solução líquida
f <sub>i</sub> <sup>o</sup>	Fugacidade do componente i no estado padrão

$f_i^{sat}$	Fugacidade do componente i na temperatura de saturação
H	Altura da coluna de destilação [ m ]
HC's	Hidrocarbonetos
HO	Tempo de operação da planta [ h/ano ]
IAd	Investimento adicional do sistema com bomba de calor [ US\$ ]
ICF	Investimento do capital fixo [ US\$/ano ]
K - 100	Compressor
$K_i$	Constante de equilíbrio do componente i
Nt	Número de tubos do trocador de calor
P	Pressão do sistema [ atm ]
$P_s$	Pressão de sucção do compressor [ atm ]
$P_i^{sat}$	Pressão de saturação do componente i [ atm ]
$\Delta P$	Dif. de pressão através da coluna de destilação [ atm ]
$Q_c$	Carga térmica do condensador [ KW ]
$Q_R$	Carga térmica do refeedor [ KW ]
$Q_a$	Taxa de água para resfriamento [ m <sup>3</sup> /h ]
$Q_v$	Taxa de vapor d'água de aquecimento [ Kg/h ]
R	Razão de refluxo
RR	Razão de refluxo ótimo
RC	Razão de compressão
$T_b$	Temperatura de ebulição do produto de base [ °C ]
$T_d$	Temperatura do destilado [ °C ]
$T_c$	Temperatura de condensação dos vapores de topo [ °C ]
$\Delta T$	Diferença de temperatura através da coluna de destilação [ °C ]
T - 01	Torre de destilação
TR	Taxa de retorno do investimento adicional [ % ]
TRIAd	Tempo de retorno do investimento adicional [ ano ]
V - 01	Vaso acumulador de condensado
V - 10	Válvula de expansão
$X_i$	Composição molar do componente i na fase líquida
$Y_i$	Composição molar do componente i na fase vapor

$W_{rc}$	Trabalho de compressão [ KW ]
$\psi_i$	Fator de correção de Poynting
$\phi_i^{sat}$	Coefficiente de fugacidade do vapor saturado
$\gamma_i$	Coefficiente de atividade do componente i

## RESUMO

A destilação é um processo que consome grande quantidade de energia e representa uma fração considerável dos custos de capital e operacional nas indústrias químicas e petroquímicas. A implantação de uma bomba de calor no sistema de destilação é uma técnica que reduz o custo operacional, em virtude da economia de energia gerada pelo processo, apesar do investimento adicional ser altamente elevado. O objetivo deste estudo é verificar a viabilidade econômica do sistema de destilação com recompressão mecânica do vapor para separação da mistura etanol-água tendo como função objetivo a taxa e o tempo de retorno do investimento adicional. Neste estudo dividido em três etapas, utiliza-se um simulador comercial (HYSIM versão C2.54). Na primeira etapa, simula-se a unidade de destilação convencional e faz-se uma avaliação dos custos, visando estabelecer condições ótimas de operação. Na segunda etapa, simula-se o sistema de destilação adaptado com bomba de calor por recompressão direta do vapor e nesta etapa é feita a avaliação econômica, do processo mediante comparação dos resultados com aqueles obtidos para o sistema de destilação convencional, cuja condição de operação é a estabilidade mecânica (pressão 1,5 atm) na base. Finalmente, analisa-se o efeito da queda de pressão através da coluna de destilação. Nestas condições, os resultados mostram que o uso da recompressão direta do vapor não é viável economicamente (taxa de retorno de 7,0% ao ano). Por outro lado, modificando-se a pressão de base, para 1.2 atm, esta taxa aumenta para 14% ao ano. Este resultado reflete na sensibilidade do projeto à pressão e o quanto a sua redução viabiliza o sistema com bomba de calor.

**PALAVRAS CHAVES:** Destilação, Bomba de Calor, Simulação, Custos

## ABSTRACT

Distillation is a great user of energy and this represents a good part of the capital and operational costs in the chemicals and petrochemicals industries. The use of a heat-pump in distillation process is a way to reduce the operational cost due to the economy of energy from the process despite the additional amount be greater. The objective of this study is to verify the economic viability of the system of distillation with mechanic recompression of vapor for separation of the mixture ethanol-water with tax and time of return on additional investment as objective function. The study, divided in three parts, used for simulation of the systems with commercial simulator (HYSIM version C2.54). In the first stage, a conventional distillation unit is simulated and an evaluation of the costs done, aiming at to establish excellent conditions of operation. An adapted distillation system with a direct recompression vapor heat-pump is simulated in the second stage, with an economic evaluation, comparing the results with those of a conventional distillation system operating at 1,5 atm. Finally, the effect of the pressure drop through the distillation column is investigated. In that condition, the results shows the use of a vapor recompression scheme is not economically attractive, the return on investment being 7.0% per year. Changing the pressure for 1,2 atm, the return on investment increases to 14% per year. This results shows the sensibility of the project regarding the pressure and how much its reduction turns available the heat-pump scheme.

**KEY WORDS:** Distillation, Heat-pump, Simulation, Custs

# CAPÍTULO I

## Introdução

A separação de misturas de espécies químicas por destilação, é um processo relativamente simples, baseado nas diferenças de pontos de ebulição num determinado número de estágios de vaporizações e condensações, é um dos mais populares métodos de separação, mas que consome grande quantidade de energia nas indústrias de processos químicos. Dependendo do tipo de planta, cerca de 30 a 60% da energia total é, necessários para a demanda de calor nas colunas de destilação (MEILI,1990).

Existem muitas técnicas usadas para reduzir o consumo de energia em plantas de destilação, mas antes de aplicá-las é necessário reconhecer os custos de capital, de operação e a operabilidade da planta (PETTERSON et. al.,1977). Mesmo que o refluxo numa coluna de destilação seja reduzido, o custo total de operação pode aumentar e, portanto, não se pode reduzir a entrada de energia sem que os efeitos dos custos operacionais totais sejam considerados. Neste contexto, a otimização dos custos de energia busca as melhores condições operacionais, incluindo o tipo de equipamento e sua configuração, para executar a operação de um processo à custos mínimos. A energia deve ser conservada (ELLINGSEN,1983), para minimizar os custos operacionais totais e, com isso obter a redução do consumo energético.

Entre os diversos métodos de conservação de energia existentes, a introdução de uma bomba de calor por recompressão mecânica do vapor no sistema de destilação, não só oferece redução no consumo energético (FLORES et. al.,1984; MEILI,1993; COSTA,1993 e SILVA,1996), mas também, proporciona um melhor retorno do investimento do capital adicional (FERRÉ et. al.,1985; OMIDEYI et. al.,A,1984 e MÉSZÁNOS & FONYÓ,1986). Neste tipo de arranjo, ocorre a compressão dos vapores de topo da coluna à níveis de temperatura e pressão elevados, para fornecer calor de condensação ao produto de fundo da coluna. Sua aplicação limita-se, entre outros critérios de aplicabilidade, a sistemas que possuem uma alta razão de refluxo e a uma

diferença de temperatura entre o topo e a base da coluna pequena e, conseqüentemente, a sistemas binários de difícil separação por apresentarem baixa volatilidade relativa entre os componentes.

COLLURA & LUYBEN (1988), estudaram as opções econômicas de energia na destilação de uma mistura aquosa de etanol, para produzir um destilado próximo da mistura azeotrópica. Baseado neste estudo, COSTA (1993), constatou uma grande economia de energia para a destilação da mistura com recompressão direta do vapor e, sugeriu que se fizesse uma avaliação sobre a viabilidade econômica, analisando o investimento adicional, a taxa e o tempo de retorno obtido com a implantação da bomba de calor. Esta é a proposta base deste trabalho, a qual usa a simulação de processos como ferramenta de trabalho para auxiliar nos cálculos de desempenho do projeto econômico dos sistemas de destilação com recompressão direta do vapor; os resultados obtidos são comparados aos da destilação convencional, a serem analisados.

## Objetivo

Neste estudo pretende-se fazer uma análise econômica simplificada do sistema de destilação com recompressão mecânica do vapor e, comparar os resultados obtidos com o sistema de destilação convencional, com o intuito de conhecer a viabilidade econômica da implantação da bomba de calor ao sistema de destilação convencional, em termos de custos, envolvidos na separação da mistura aquosa de etanol. Analisa-se também a sensibilidade paramétrica do sistema de destilação convencional através do efeito da redução da queda de pressão na coluna sobre a taxa e o tempo de retorno do investimento adicional feito pela implantação da bomba de calor ao sistema convencional, sem descaracterizar as especificações do produto desejado.

## CAPÍTULO II

### REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 2. Introdução

Segundo CONAN (1985), o aumento excessivo dos preços do petróleo que seguiram às duas últimas crises petrolífera de 1973 e 1978, levaram as industriais a reduzir, na medida do possível, seu consumo de energia. Entre as plantas consumidoras de energia onerosa (vapor e/ou combustível) se encontram muitas indústrias agro-alimentares, bem como as indústrias que atuam em diferentes domínios. As indústrias de processos químicos e petroquímicos formam um setor predominante, aonde o consumo de vapor vivo pode ser fortemente reduzido ou mesmo suprimido pela instalação de um sistema de compressão mecânica de vapores. Em geral, uma instalação de compressão mecânica de vapor é simplesmente uma bomba de calor em circuito aberto. CONAN (1985) observou que o desenvolvimento desta técnica abrange setores industriais, como usinas de açúcar, nas destilarias e nos laticínios. O compressor, apresenta um interesse prático intimamente relacionado ao custo de energia mecânica ou elétrica. De uma maneira geral, a evolução dos fatores econômicos se revela favorável a todas as formas de bombas de calor.

#### 2.1 Economia de energia nos sistemas de destilação

A indústria química é caracterizada pelo uso intensivo de energia, especialmente de energia térmica (GONZALEZ, 1985). Com o aumento de preço do petróleo, principal fonte de energia, a indústria química foi particularmente atingida, sobre tudo, nos custos operacionais, de tal forma que, o aumento de preço dos combustíveis foi proporcionalmente maior que o aumento de preço das matérias-primas derivadas do petróleo, provocando uma mudança de estrutura e fazendo com que o preço dos combustíveis baixasse. Consequentemente, essa situação favorecia menor investimento e maior consumo de energia, contrariando às necessidades atuais que visam à procura de maior investimento em favor de um menor consumo de energia, particularmente de energia térmica.

### **2.1.1 Métodos alternativos**

Devido a grande quantidade de energia requerida pelo processo e ao aumento dos custos energéticos, há uma grande preocupação em avaliar métodos econômicos para recuperação de calor nos sistemas de destilação.

Segundo KING (1971), as técnicas utilizadas na conservação de energia são divididas em duas categorias: as que modificam e as que não modificam o processo de destilação que subdividem em técnicas de separação eficiente e uso de calor eficiente.

Algumas dessas técnicas específicas estão listadas abaixo:

#### **A. NÃO MODIFICAM O PROCESSO**

##### **1. Separação mais eficiente**

- a) Retroajuste de controle (Control Retrofit)
- b) Retroajuste dos pratos (Tray Internals Retrofit)

##### **2. Uso de calor mais eficiente**

- a) Isolamento
- b) Trocador de calor "retrofit"

#### **B. MODIFICAM O PROCESSO**

##### **1. Separação mais eficiente**

- a) Destilação azeotrópica
- b) Destilação extrativa
- c) Extração líquido-líquido
- d) Cristalização

##### **2. Uso de calor mais eficiente**

- a) Bombas de calor
- b) Trocadores de calor intermediários
- b) Calor em cascata

Segundo MIX et. al. (1978), um decréscimo de 10% no consumo de energia conservaria o equivalente a 100 barris diários de óleo, utilizando métodos simples tais como: "Tray Retrofit" e "Control Retrofit".

Segundo KENNEY (1979), a Companhia Química Exxon usou o princípio de múltiplo efeito e de bomba de calor para reduzir o consumo de energia em dois processos petroquímicos: na retificação de aromáticos e posterior separação de propano.

Várias propostas de métodos para conservação de energia, são discutidas por STEPHENSON & ANDERSON (1980), além de mostrar como uma simples análise baseada na energia mínima de separação pode resolver, na prática, o uso de destilação ineficiente.

RUSH (1980), considerou a substituição do sistema de destilação convencional por outras técnicas de separação, como arranjos de extração líquido-líquido, colunas múltiplo-efeito, cristalização por congelamento e recompressão do vapor para a recuperação do *dimetilformamida (DMF)* de soluções aquosas.

WEINSTEIN (1985), classifica o problema de conservação de energia nos processos de destilação, em três áreas distintas:

- ◆ melhorias operacionais em colunas existentes, com pequenos investimentos (taxa de refluxo, isolamento térmico, prato de alimentação, incrustação, efeito de pressão de operação, pré-aquecimento da alimentação, auxiliares e controle);
- ◆ modificações extensas no equipamento existente (integração de calor numa coluna, alimentação pré-aquecida e bombas de calor, integração de calor com outras correntes do processo e destilação extrativa);
- ◆ outros processos de separação com alternativa à destilação (cristalização por congelamento, extração líquido-líquido, osmose reversa e adsorção).

### 2.1.1.1 Uso das bombas de calor como método alternativo

Entre os vários métodos disponíveis, o consumo específico de energia pode ser fortemente reduzido pela instalação de um sistema com bomba de calor. Muitos trabalhos mostrando as vantagens econômicas oferecidas por esse sistema adaptado a coluna de destilação já foram publicados na literatura:

PETTERSON et. al. (1977) estudaram vários métodos para reduzir o consumo de energia nos processos de destilação, entre os quais, destaca-se a recompressão direta do vapor. Estes autores concluíram que o uso da bomba de calor reduz o consumo de energia, apesar de sua simplicidade no arranjo e dos gastos de capital adicional. Esta configuração é mais vantajosa quando o sistema de fracionamento tem pequena diferença de temperatura através da coluna. Caso contrário, o custo da energia reciclada cresce com o aumento da diferença entre o topo e a base da coluna, tornando-a menos atrativa.

A bomba de calor por recompressão mecânica do vapor vem sendo discutida na literatura por quase meio século. Entretanto, sistemas de destilação com bomba de calor foram aceitos pela indústria somente nos anos recentes por causa dos aumentos nos custos de energia ocorrido na década de 70 (MEILI, 1987).

Alguns pesquisadores: (NULL, 1976; PETTERSON et. al., 1977; DANZIGER, 1979; KENNEY, 1979; QUADRI, A, B, 1981; BROUSSE et. al., 1985; FLORES et. al., 1984; FERRÉ et al., 1985; COLLURA & LUYBEM, 1988 e COSTA, 1993), enfatizaram a recompressão do vapor sobre aspectos econômicos no estado estacionário e mostram que o sistema com bomba de calor (BC) reduz o consumo de energia nas colunas de destilação, quando as seguintes condições forem satisfeitas:

- ◆ a energia não é disponível de outras fontes do processo (fontes externas);
- ◆ baixas temperaturas de operação (limitação térmica do compressor);
- ◆ pressão moderada;

- ◆ diferença de temperatura entre topo e base da coluna é pequena, (moderada razão de compressão)

NULL (1976) investigou os três tipos de BC, e mostrou que a recompressão direta dos vapores de topo é a aplicação mais vantajosa. A partir dos sistemas propostos, o autor estudou a otimização da compressão de energia, avaliando os custos de capital dos equipamentos para vários tamanhos de refeedores e diferenças de temperatura e concluiu que, as bombas de calor (BC's) tem extensa aplicabilidade quando a refrigeração direta ou a água de arrefecimento (ciclo indireto) é necessária para condensar o vapor comprimido.

FINELT (1979), otimizou o sistema propano-propileno (P-P) usando uma coluna com pressão mais baixa que a normal e uma bomba de calor para economizar os custos de investimentos e os custos operacionais de energia. Segundo o autor, a pressão de operação é a variável de processo inicial na otimização do projeto para a separação do P-P por destilação. A volatilidade relativa é maior à pressões na faixa de 50 - 150 psia comparada com valores na faixa convencional de 250 - 300 psia. O sistema P-P faz com que o esquema de BC seja mais atrativo, por causa das diferenças dos custos de investimento e de energia. FINELT (1979), ressalta que as BC's são usadas quando o aumento significativo na volatilidade relativa faz efeito na redução potencial das despesas de capital e quando a economia dos utilitários compensa o custo do compressor. FINELT (1979), evidencia que o ciclo de BC mais aplicado neste sistema é baseado na compressão dos vapores de topo da coluna e cita algumas condições para se aplicar as BC's:

- ◆ Pequena diferença de temperatura entre o topo e a base da coluna.
- ◆ Necessidade ou desejo de eliminar o uso de vapor de aquecimento para o refeedor.
- ◆ Incentivo econômico para reduzir ou eliminar vapor na planta.

- ♦ Uma operação e/ ou incentivo econômico para reduzir ou eliminar o uso de água de refrigeração.
- ♦ Queda de pressão pequena comparada com a pressão absoluta da coluna.

As análises feitas por FINELT (1979), mostraram que a pressão de operação ótima avalia o projeto econômico para o sistema com recompressão direta do vapor operando a 260, 125 e 50 psia. Este fato levou FINELT (1979) a concluir que a operação com BC diminui o requerimento de água de refrigeração e elimina o uso de vapor, entretanto, aumenta a necessidade da potência na forma de energia elétrica. O custo total da planta aumenta consideravelmente com o decréscimo da pressão e o custo total de operação varia em função do custo unitário de energia. O sistema com BC operando à 125 psia é o projeto ótimo entre as três plantas consideradas.

DANZIGER (1979) montou uma planta piloto com uma coluna de destilação operando com bomba de calor por recompressão direta de vapor e comparou os resultados obtidos aos da planta industrial. DANZIGER (1979) estabeleceu para a planta industrial as mesmas condições operacionais, exceto quanto à alimentação e o diâmetro da coluna que foram de 100 a 10 vezes a da planta piloto, respectivamente. O autor afirma que a recompressão de vapor é o método mais promissor de economizar energia numa planta de destilação.

O autor concluiu que: (i) houve uma economia de energia acima de 80% comparada com aquela de uma coluna de destilação convencional; (ii) o uso de um compressor é adequado quando a diferença do ponto de ebulição dos componentes é pequena e a queda de pressão é baixa; (iii) uma coluna com recompressão de vapor é mais econômica se a energia requerida excede 1,5 a 2 MW.

QUADRI (A,1981), analisou os aspectos de projeto de processo da retificação com termocompressão (bombas de calor) por recompressão direta do vapor, para separação do propano-propileno P-P. Este autor examinou vários esquemas de processo alternativos, usando equações generalizadas para a

modelagem do processo completo e salientou a importância da seleção do compressor e do condensador-refervedor. Além dessas variáveis, identificou a interrelação entre capacidade e curva de operação do compressor, a diferença de temperatura do refervedor e a carga da coluna.

Dando continuidade ao estudo, QUADRI (B, 1981) investigou a otimização do processo para o sistema P-P, a partir das correlações generalizadas descrita anteriormente (QUADRI, A, 1981). QUADRI (B, 1981) sugeriu que os sistemas de retificação convencional, duplo-efeito e com bomba de calor poderiam ser usados para a separação do sistema P-P. No entanto, comparando a economia do sistema de retificação com BC com os outros sistemas alternativos, este autor observou que a retificação com BC deve, então, tomar-se a solução preferida para a separação do sistema P-P.

LINNOHFF et. al. (1983) estudaram vários esquemas de integração térmica para melhorar a eficiência energética em colunas de destilação, entre estes, o bombeamento de calor. O estudo baseou-se nos fundamentos da tecnologia *pinch*, por onde a coluna de destilação opera sobre o ponto *pinch* (Figuras 2.1 e 2.2). Segundo WALLIN & BERNTSSON (1994) para integrar uma bomba de calor, é necessário ter um bom conhecimento do processo e, sobre este aspecto, a tecnologia *pinch* é uma ferramenta poderosa que possibilita identificar uma temperatura (ou *pinch*) num processo, no qual esta temperatura divide o sistema de correntes em duas partes. LINNOHFF et. al. (1983) mostraram que no arranjo com BC, o trabalho requerido aumenta quando a diferença de temperatura entre o topo e a base da coluna aumenta. Portanto, o uso da BC será favorável para pequenas diferenças entre o topo e a base da coluna. LINNOHFF et al. (1983) afirmam também que: os esquemas de bombeamento de calor só serão, provavelmente atrativos em ajustes de plantas onde existem restrições rígidas sobre a integrabilidade de unidades.

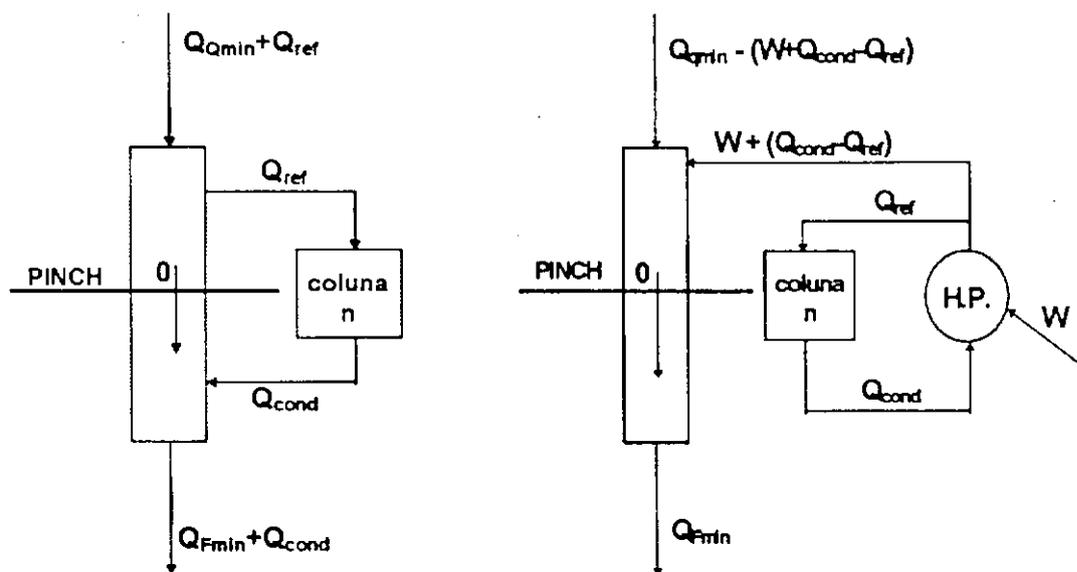


Figura 2.1 Coluna fornecendo e rejeitando calor      Figura 2.2 Bomba de calor

MEILI (1993) apresenta um diagrama de blocos mostrando alguns critérios possíveis para as aplicações das bombas de calor nos sistemas de destilação, como ilustra a Figura 2.3.

O consumo de energia de uma unidade de destilação em vários pontos e de várias formas é assunto que merece uma maior atenção não apenas durante a elaboração de novos projetos mas também, para a adaptação de unidades já existentes a novas realidades de preços, de custos e até da própria disponibilidade de algumas formas de energia (GONZALEZ, 1985; GAUSSENT, 1985).

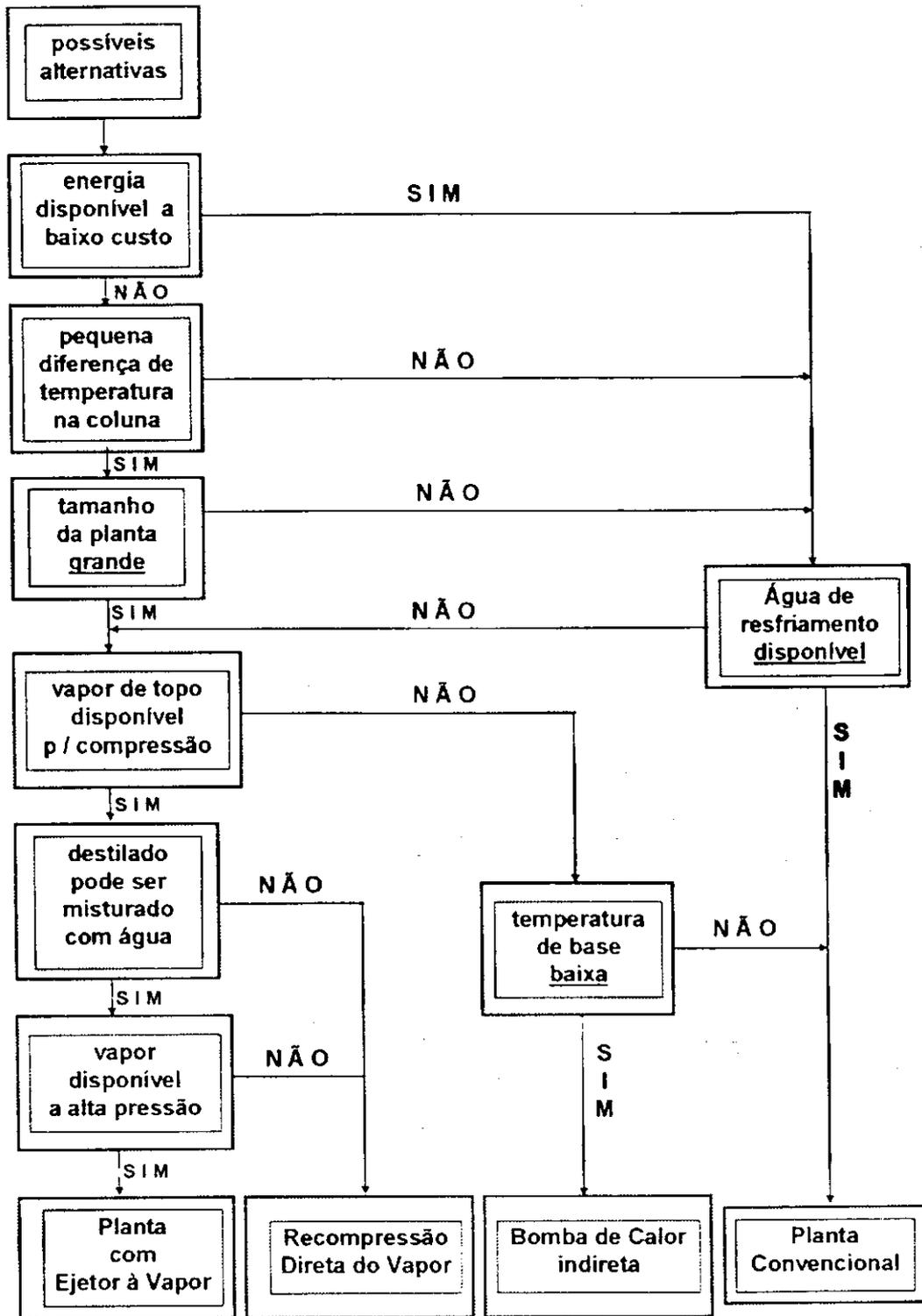


Figura 2.3 Critério de aplicação das bombas de calor

## 2.1.2 Aplicações econômicas das BC's ao sistema de destilação

Nos últimos 15 anos, o aumento no custo de energia tem impulsionado o balanço econômico entre os custos de energia e os investimentos de capital o qual, apesar de mais complexo, minimiza a necessidade de fontes de calor externa (O'NEILL et al.,1985).Os autores, afirmam ainda, que as BC's são os mais importantes arranjos de separação de eficiência energética de misturas com pontos de ebulição próximos, auxiliado aos sistemas de destilação.

### 2.1.2.1 Bombas de calor

**Conceito:** Entende-se, por bomba de calor, um conjunto de máquinas com as quais se pode "bombear" o calor para uma temperatura mais alta, à qual pode ser utilizada (BAUDER,1981).

**Função:** São usadas para promover energia térmica pela recuperação de calor de uma fonte de energia a uma temperatura relativamente baixa, e transfere-a para uma temperatura elevada (GELEGENIS & KOUMOUTSOS,1996).

### 2.1.2.2 Tipos de bomba de calor

- A Figura 2.4 ilustra um sistema de destilação com bomba de calor com fluido de trabalho externo, onde o condensador toma-se o evaporador e o refeedor o condensador do sistema com bomba de calor. Após sua evaporação, o fluido de trabalho (fluido refrigerante) é comprimido e cede calor latente a níveis elevados de temperatura e pressão no condensador da bomba de calor. O fluido condensado é, em seguida, evaporado através de uma válvula de expansão e retorna para o evaporador da bomba de calor para fechar o ciclo.

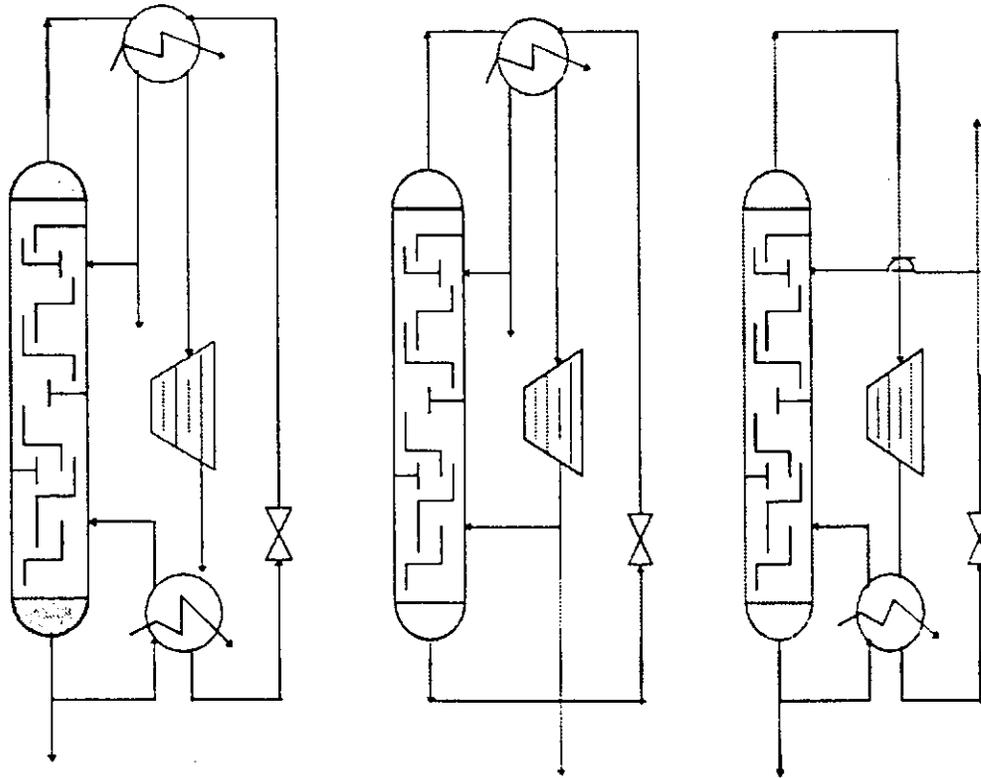


Figura 2.4 Ciclo Externo    Figura 2.5 Flash de Base    Figura 2.6 Recompressão de Vapor

- Na Figura 2.5, a bomba de calor é adaptada por um flash de base. Neste arranjo o produto de base da coluna sofre um flash isotérmico e passa através da válvula de expansão evaporando no refeedor-condensador. Em seguida, o vapor é comprimido até a pressão de base da coluna antes de retornar ao sistema.
  
- No esquema apresentado na Figura 2.6, os vapores de topo são recomprimidos por um compressor acionado por energia elétrica. A energia elétrica é convertida em energia mecânica que são absorvidas pelos vapores, aumentando assim seu nível energético (GONZALEZ,1985). Este tipo de arranjo consiste em condensar o vapor do topo no refeedor da própria coluna. Os vapores do topo são, primeiramente, comprimidos a uma pressão correspondente a uma

temperatura maior do que àquela da base da coluna. Os vapores comprimidos são, então, condensados no refeedor e em seguida são usados como refluxo e produto do destilado (O'NEILL et. al., 1985).

### **2.1.2.3 Ciclo da bomba de calor**

O ciclo de uma bomba de calor corresponde fisicamente ao ciclo de refrigeração por recompressão (GELEGENIS & KOUMOUTSOS, 1996). De acordo com a Figura 2.7, uma bomba de calor é composta de um evaporador, de um compressor, de um condensador, e de uma válvula.

#### **Evolução do ciclo**

**1º ETAPA (4 - 1)** - Vaporização do fluido de trabalho - o fluido volátil evapora à temperatura  $T_1$  e pressão  $P_1$ , recebendo calor latente  $Q_e$  de uma fonte a baixa temperatura.

**2º ETAPA (1 - 2)** - Compressão do fluido de trabalho - o vapor é comprimido para uma pressão  $P_2$  elevada pelo consumo de energia elétrica  $W$ .

**3º ETAPA (2 - 3)** - Condensação do fluido de trabalho - o vapor produzido, passa através do condensador fornecendo calor latente  $Q_c$  a níveis elevados de temperatura  $T_2$  e pressão de descarga  $P_2$ .

**4º ETAPA (3 - 4)** - Expansão do fluido de trabalho - o fluido passa através da válvula de expansão e, finalmente retorna para o evaporador e repete o ciclo.

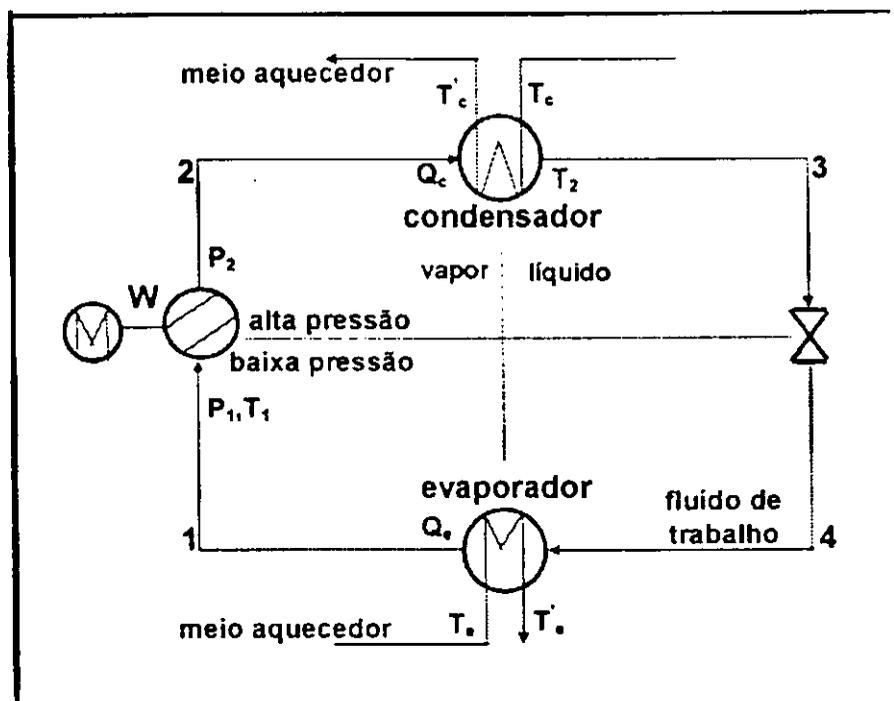


Figura 2.7 Ciclo da bomba de calor

GELEGENIS & KOUMOUTSOS (1996), destacam que as bombas de calor vem sendo usada desde o início do século como um equipamento de utilidade doméstica, como por exemplo o refrigerador. Mas, seu uso nas Indústrias de Processos Químicos (IPQ's), ainda, é bastante limitado, devido:

- ◆ ao aumento do custo de capital dos equipamentos;
- ◆ a temperatura elevada encontrada nos processos industriais;
- ◆ a outras complexidades associadas ao seu uso.

GELEGENIS & KOUMOUTSOS (1996), citam alguns fatores que podem mudar esta situação:

- ◆ a necessidade de economizar energia nos sistemas;
- ◆ o progresso no projeto e na construção das BC's, tem melhorado a nível de confiança e de eficiência;
- ◆ a elaboração de programas computacionais para promover sua aplicação.

CARVALHO & RAVAGNANI (1996) analisaram a recuperação de energia em colunas separadoras de xilenos mistos do tipo: etil - benzeno, para - xileno, meta - xileno, orto - xileno e 1,2,4 - trimetil - benzeno através de um estudo comparativo do consumo energético da coluna convencional e com recompressão de vapor. Os autores observaram que a aplicação da recompressão de vapor é altamente favorável para este processo e que o ganho energético é de aproximadamente 80% quando comparado com o sistema convencional.

### **2.1.3 Aplicações econômicas das bombas de calor**

OMIDEYI et. al. (A,1984), apresentaram um projeto e um modelo econômico para fazer uma análise econômica preliminar do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor. Estes autores destacam que: o projeto, a operação e os próprios fatores econômicos, são alguns parâmetros que influenciam a economia global do sistema. E que no projeto, dois pontos são relevantes: o problema de unir as cargas térmicas entre a bomba de calor e os estágios de destilação e a seleção do fluido de trabalho da BC. Além disso, descrevem as equações usadas no modelo, um algoritmo do projeto e um fluxograma para o programa de computador do modelo econômico. OMIDEYI et al. (A,1984) consideraram que, o fator econômico é sem dúvida o principal critério para adaptação de uma BC ao sistema de destilação, mas é preciso otimizar alguns parâmetros envolvidos no projeto. Na otimização econômica do sistema convencional, a razão de refluxo tem sido solicitada e bem aceita como um fator crucial. Por outro lado, na otimização do sistema de destilação auxiliado por BC, um parâmetro a ser investigado é a diferença de temperatura nos dois principais trocadores de calor. Aumentando  $\Delta T_{co}$  e  $\Delta T_{ev}$ , significa uma redução no custo do capital fixo dos trocadores de calor e, conseqüentemente a redução do custo de capital do sistema global. Por outro lado, aumentando  $T_{co}$  e  $T_{ev}$ , aumenta a elevação de temperatura ( $T_{co} - T_{ev}$ ) requerida pela BC. Por sua vez, reduz o coeficiente de "performance" (COP), para o sistema, que reduz o potencial econômico de energia e, conseqüentemente aumenta o custo operacional do sistema.

Os referidos autores afirmaram também que, em termos de economia de energia, o sistema de destilação auxiliado por bomba de calor é potencialmente o mais promissor.

Continuando o estudo, GOPICHAND et al. (1984), usaram o projeto e o modelo econômico apresentado por OMIDEYI et al. (A, 1984) para análise econômica preliminar do sistema de destilação com fluido de trabalho externo da mistura etanol-água. Estes autores avaliaram a sensibilidade econômica da mistura etanol-água sobre vários aspectos: seleção do fluido de trabalho, projeto e variáveis econômicas e operacionais adotando como critério econômico o tempo de retorno do investimento. GOPICHAND et al. (1984), constataram que as condições ótimas da viabilidade econômica mostraram que o tempo de retorno é muito sensível à diferença de temperatura permitida no projeto do refeedor e condensador e é, significativamente, influenciado pela escolha do fluido de trabalho, contudo, relativamente insensível à razão de refluxo escolhida.

Na terceira parte do estudo, OMIDEYI et al. (B,1984) analisaram e compararam a viabilidade econômica do sistema, usando o modelo econômico desenvolvido por eles para três misturas de álcool: *metanol-água*, *etanol-água* e *metanol-etanol*. Estes autores, verificaram que: a mistura metanol-etanol com uma diferença de temperatura, 13°C, é a mais economicamente eficaz; o sistema metanol-água com uma diferença de temperatura de 35°C é o menos atraente, quando o tempo de retorno do investimento de capital é o principal critério econômico. Os resultados indicam que o tempo de retorno varia de 2, 2.6, 3 anos para as misturas metanol-etanol, etanol-água e metanol-água, respectivamente; e que a razão de refluxo não influencia no tempo de retorno.

Na quarta e última parte, OMIDEYI et al. (C,1985) fizeram uma avaliação experimental do sistema de destilação auxiliado por bomba de calor para a mistura metanol-água para produzir dados de desempenho e demonstrar a eficácia do sistema. Os resultados obtidos relatam que com a mistura metanol-água, as bombas de calor podem ser efetivamente integradas nos 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 pontos de ebulições próximos.

FLORES et al. (1984) avaliaram a economia de energia nos sistemas de destilação com recompressão direta do vapor e que, segundo os autores, entre as diferentes alternativas econômicas de energia esta, geralmente, admite melhor retorno do investimento de capital. Os autores citam também que, a introdução da recompressão do vapor numa coluna de destilação, não apenas envolve economias drásticas de energia pela condensação dos vapores suspensos comprimidos no refeedor, como também admite o uso de uma pressão de operação reduzida. O estudo realizado por FLORES et al. (1984) apresenta uma comparação dos valores econômicos entre a recompressão do vapor e o projeto convencional, ilustrando as vantagens do projeto e das condições operacionais ótimas para a separação da mistura propano-propileno (P-P). Pois, a mistura possui volatilidade relativa similar e a separação requer uma coluna com elevado número de estágios, operando a uma alta razão de refluxo. Para otimizar o sistema, foi utilizado um algoritmo *complex* com a meta de maximizar os valores econômicos e minimizar os investimentos adicionais requeridos pela operação com o sistema de recompressão do vapor.

Os resultados obtidos por eles, mostram que:

- ◆ a água de resfriamento é reduzida em 68% e o vapor consumido é substituído pela eletricidade consumida;
- ◆ a energia consumida é reduzida em 66.5%;
- ◆ é obtida uma taxa de retorno de 46.6%, equivalente a um tempo de retorno do investimento de capital de 2.5 anos.
- ◆ a pressão de base, a razão de refluxo e a pressão de saída do compressor influenciam nas condições ótimas do sistema.

BECKER & ZAKAK (1985) estudaram os sistema de destilação com recompressão mecânica do vapor usando um compressor helicoidal de deslocamento positivo para as aplicações práticas da extração de xileno numa planta de refinaria e para a separação dos vapores de iso-butano numa torre de extração. Segundo os autores, o compressor de hélice aumenta a eficiência de energia nos sistemas de destilação. Por causa da sua capacidade de comprimir vapor úmido, o fluido fica homogêneo e em equilíbrio termodinâmico durante a compressão. Estes autores concluíram que: (i) as condições de operação ótima são fixadas através dos custos de utilidades e de capital; (ii) as economias são obtidas pela redução das exigências de aquecimento e esfriamento da coluna; (iii) e, finalmente que o tempo de retorno do investimento adicional é aproximadamente inferior a 1(um) ano para a extração do xileno e, cerca de 2(dois) anos para a destilação do iso-butano.

BROUSSE et. al. (1985) montaram uma unidade de destilação com recompressão do vapor em estado estacionário para destilar uma mistura de ciclohexano e n-heptano à refluxo total. Com objetivo de melhorar o coeficiente de desempenho (COP) da bomba de calor e os parâmetros operacionais do processo, estes autores utilizaram um microcomputador para modelar e otimizar, com um programa escrito em FORTRAN IV, o sistema de destilação adaptado com a bomba de calor. Os resultados da análise experimental levaram BROUSSE et. al. (1985) a concluir que, o melhoramento no desempenho da transformação energética passa por um controle de processo computadorizado mediante elaboração de modelos. Com o auxílio dessa ferramenta computacional estes autores conseguiram aumentar o valor do COP (coeficiente de performance) na ordem de 15,2 em relação ao COP da ordem de 6,0 obtido por BROUSSE et. al., (1982,1983) a partir dos primeiros experimentos.

FERRÉ et. al. (1985) estudaram a viabilidade econômica mediante otimização de uma coluna de destilação convencional adaptada com bomba de calor (BC) por recompressão mecânica do vapor, tendo como função objetivo a taxa e o tempo de retorno do investimento de capital. Estes autores mostraram,

através de separação dos sistemas etilbenzeno-estireno e etilbenzeno-xileno, que este processo exige um grande número de estágios de equilíbrio, altas razões de refluxo e, conseqüentemente, um grande consumo de energia. No entanto com a implantação da BC em ambos os casos, ocorre uma drástica redução no consumo de energia. Para os dois exemplos citados, FERRÉ et. al. (1985) concluíram que o consumo de energia é reduzido em torno de 50% e o tempo de retorno do capital adicional foi menor do que 2,5 anos. A situação mais favorável foi obtida para separação do etilbenzeno-estireno, no qual o consumo de energia é reduzido até 31%, correspondente a um tempo de retorno do capital adicional de 1,7 anos.

MÉSZAROS & FONYO (1986), apresentaram a bomba de calor como sendo uma alternativa de integração térmica das mais promissoras técnicas de economizar energia nos sistemas de destilação. Estes autores afirmam que a bomba de calor reduz os custos operacionais e, ocasionalmente, pode minimizar os gastos de capital pela adição do compressor. Além de desenvolverem uma análise econômica preliminar baseada no coeficiente de "performance" e nos custos de energia. Os autores referenciados propõem um projeto estratégico para dois exemplos práticos e selecionaram um sistema de destilação mais econômico, baseado no fator de custo de energia e no tempo de retorno do investimento de capital.

MÉSZAROS & FONYO (1986) concluíram que:

- ◆ A integração de calor é preferida para recuperação de energia através do processo de bomba de calor.
- ◆ Os três tipos de BC's são considerados.
- ◆ O fator do custo de energia (FCE) é usado para reconhecer a mais provável economia da bomba de calor.
- ◆ Os atrativos processos de BC são medidos pelo tempo de investimento do excesso de capital.
- ◆ O tempo de investimento do excesso de capital é estimado pelo COP, pelos custos de energia e pela taxa de calor do refeedor.

COLLURA & LUYBEN (1988) fizeram um estudo completo das opções de economia de energia para a destilação de uma solução aquosa de etanol produzindo um destilado próximo da composição do azeótropo. Analisaram 9 (nove) configurações de projeto; especificamente, os modelos de destilação convencional (Figura 2.8) e os de recompressão mecânica do vapor (Figura 2.9), juntamente com as especificações.

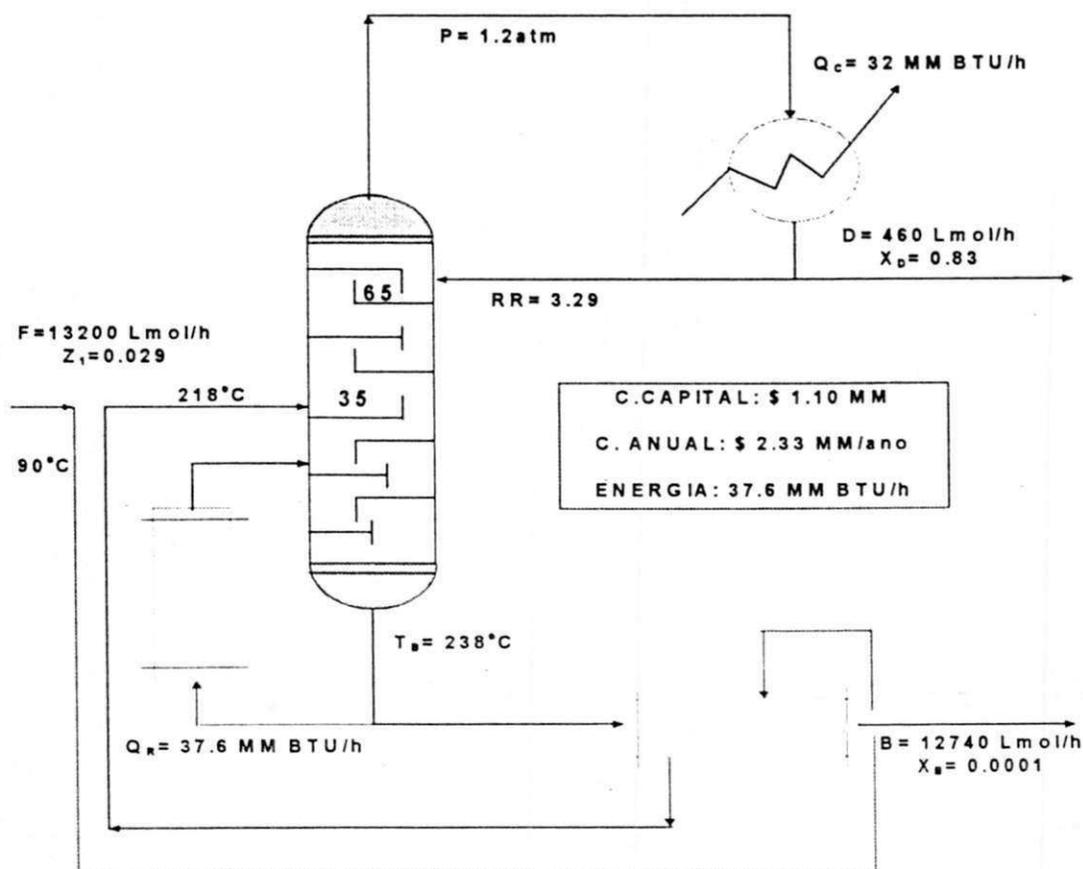


Figura 2.8 Coluna de destilação convencional

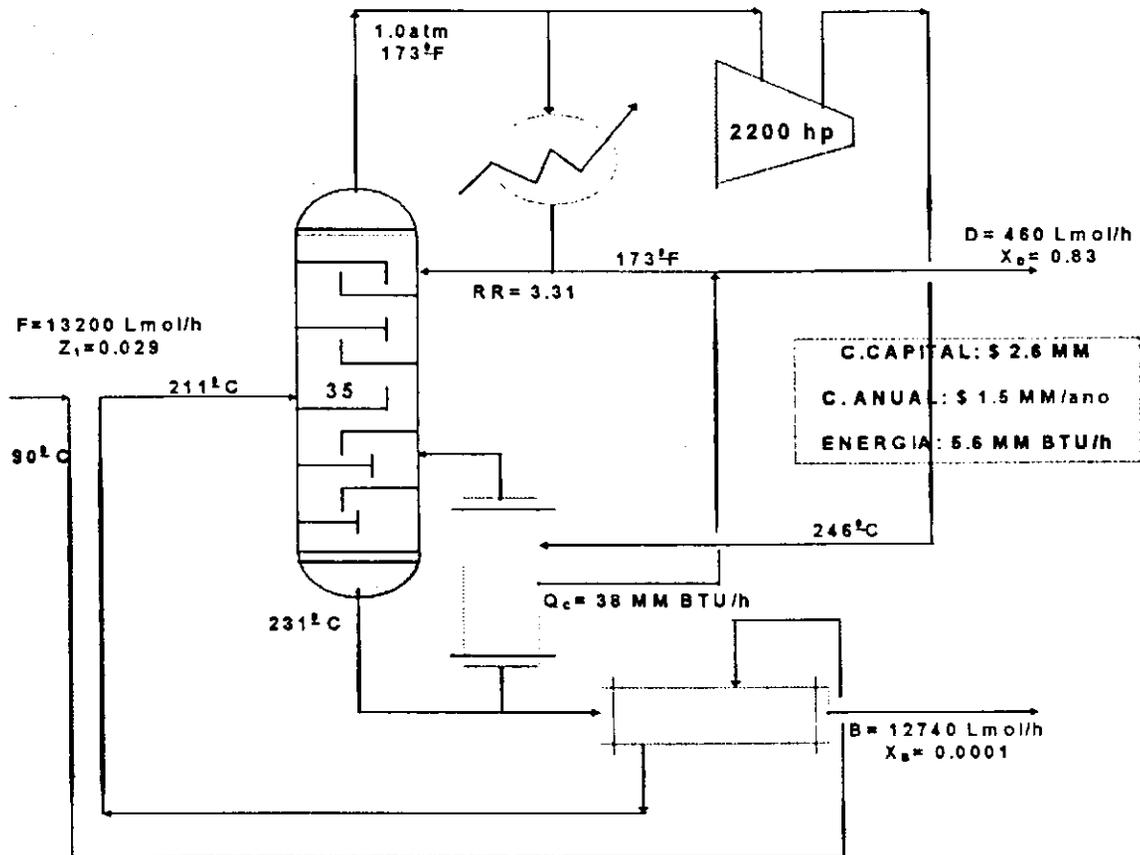


Figura 2.9 Coluna com recompressão mecânica

Além dessas variáveis, COLLURA & LUYBEN (1988) fixaram a pressão de descarga do compressor em 4.1 atm, uma diferença de temperatura de 15 °F no refeedor-condensador da bomba de calor, o número de estágios reais em 65 e 63, respectivamente, para a destilação convencional e para o sistema com recompressão mecânica do vapor (RMV). O modelo termodinâmico de Van Laar foi adotado para representar a não idealidade da fase líquida. Segundo COLLURA & LUYBEN (1988) a adição do compressor ao sistema convencional para pressurizar o vapor de topo da coluna de destilação é uma modificação onerosa, porém resulta em economia substancial sobre os custos de operação. Enquanto o sistema RMV necessita de um investimento de capital muito grande (US\$ 2.6 MM), a redução dos custos de operação (US\$ 1.53 MM/ano) foi suficiente para gerar uma taxa de retorno de 53% sobre o investimento adicional.

Dando continuidade ao estudo, COLLURA & LUYBEN (1988) examinaram a sensibilidade no consumo energético e de custo com mudanças nos parâmetros operacionais do caso-padrão. Concluíram que, para o destilado de alta pureza, a

recompressão mecânica do vapor é a alternativa mais eficaz, mesmo que os custos de capital sejam relativamente elevados, mas é compensado pela redução nos custos anuais de energia comparado com as outras configurações.

MUHER et. al. (1990), relataram genericamente os resultados de um estudo detalhado da simulação quantitativa do controle da recompressão do vapor nas colunas de destilação para dois sistemas específicos: propano-propileno e etanol-água. Os autores afirmam que entre os três tipos de bomba de calor a recompressão direta de vapores de topo é a mais aplicada nos sistemas de destilação, pois oferece em algumas separações, significativa economia no consumo de energia. Apesar do aumento na complexibilidade do projeto de recompressão do vapor, o sistema de controle desenhado para uma coluna convencional pode ser aplicado para uma coluna com recompressão do vapor pela simples substituição do controle de entrada de calor por controle do compressor (velocidade variável, válvula de sucção, desvio ou área variável do refeedor).

Entre as demais variáveis de projeto manipuladas para cada sistema estudado, MUHER et. al. (1990) citaram que o  $\Delta T$  através da coluna tem um impacto importante na economia atrativa dos sistemas de recompressão do vapor. Isto devido a uma grande diferença de temperatura sobre a coluna que implica numa alta razão de compressão e aumenta a potência do compressor. Estes autores comentaram ainda, que a recompressão do vapor é, desde os anos 80, considerada economicamente viável à custos energéticos para separações que possuem  $\Delta T$ 's menores que cerca de 60 °F. De modo que, segundo os autores, os sistemas propano-propileno e etanol-água podem ser vistos como uma aproximação das condições limites da região onde os incentivos econômicos existem. Eles complementam que, por causa de sua representatividade natural, estes sistemas proporcionam uma base para um estudo geral da recompressão do vapor. Os resultados mostram que:

- ◆ o processo não requer uma estrutura complexa de controle;
- ◆ a pressão é controlada pelo resfriamento auxiliar;
- ◆ a recompressão do vapor oferece economia de energia nos sistemas com baixa volatilidade relativa e com grande número de pratos;

Segundo MEILI (1990) a recompressão mecânica do vapor é um método eficiente para transferir o calor de topo para a base da coluna de destilação. Ele destaca que uma das vantagens em usar esta técnica é que o meio de transferência de calor apropriado está sempre disponível, ou seja, o fluido de processo é o próprio fluido refrigerante. A desvantagem para alguns sistemas, é que o produto-chave não possa ser usado como um fluido de troca térmica. Neste tipo de bomba de calor (BC), ressalta o autor, a razão de compressão através do compressor é baixa em relação as BC's com circuito auxiliar. Sobre o critério econômico, MEILI (1990) afirma que, alguns pré-requisitos para o uso econômico da recompressão direta do vapor inclui:

- ◆ a carga térmica no refeedor deve ter no mínimo 2MW;
- ◆ a elevação da temperatura no compressor deve ser menor que 50°C;
- ◆ custo alto no desperdício de calor para aquecimento da coluna;
- ◆ a pressão no topo da coluna excede 100 mbar (10 Pa).

MEILI (1990) afirma também que a relação entre a energia transferida no refeedor e a potência do compressor, o chamado Coeficiente de Performance (COP), é usado para avaliar a economia da bomba de calor. Dependendo da razão dos custos de energia térmica e os custos de energia mecânica, o COP pode situar-se entre 4 a 10 para uma BC com circuito indireto e entre 6 a 15 para uma BC com circuito direto.

Em seu estudo, MEILI (1990) faz uma análise econômica, comparando o sistema de destilação convencional e uma instalação com BC por recompressão direta do vapor para a separação dos sistemas etilbenzeno-estireno, propano-propileno (P-P) e o isopropanol-água. Este estudo relata que:

- ◆ Na **produção do estireno**, a destilação foi efetuada sob vácuo, e que o uso de coluna de recheio estruturado com BC torna a operação destas plantas mais econômica.
- ◆ Na **produção do propileno**, a destilação é dificultada devido aos pontos de ebulição da mistura serem muito próximos. Com o uso da BC, o custo de energia pode ser reduzido drasticamente.
- ◆ Na **produção do isopropanol**, foram adaptadas 5(cinco) colunas de pratos conectadas em série, produzindo o isopropanol na última coluna. Para aumentar a capacidade de operação, as colunas foram convertidas em coluna de recheio, e na última coluna foi instalada uma BC, por não existir vapor disponível para aumentar a capacidade de operação.

Como conclusão, para os três sistemas analisados economicamente, a separação do isopropanol-água obteve uma melhor redução nos custos operacionais e, para as separações do etilbenzeno-estireno e propano-propileno (P-P) os resultados mostraram uma economia relativamente considerável.

MEILI (1993), estudou as vantagens e desvantagens do uso da água como fluido de trabalho em bombas de calor (BC's) com ciclo externo de refrigeração, e a economia de energia oferecida pelo sistema com a implantação da bomba de calor para as separações do xileno e do estireno. O autor cita que a água, além de ser uma substância química nobre, mais barata e com estabilidade térmica, não causa problemas na seleção do material de construção do equipamento e, principalmente, não oferece riscos ao meio ambiente. Possui igualmente características favoráveis à transferência de calor, requerendo taxas de fluxos mássicos extremamente pequena e área mínima nos equipamentos de troca térmica. MEILI (1993) ressalta também que o coração de um sistema com BC é o compressor. Embora o arranjo com ciclo externo seja mais complexo que o arranjo com recompressão direta do vapor, o compressor é um fator decisivo na escolha do sistema padrão. Comparando os custos de investimento e operacional de uma coluna de destilação convencional aquecida à vapor com um sistema de destilação auxiliado com bomba de calor, este autor conclui que:

- ◆ Para a **separação do xileno**, um sistema de bomba de calor (BC) deve ser usado em função da dificuldade operacional, por causa da mistura apresentar pontos de ebulição bastante próximos. Neste caso, não existe energia de aquecimento disponível (Figura 2.3) e três alternativas foram avaliadas. As alternativas com BC's são as mais atrativas em termos dos custos econômicos de energia. O tempo de retorno de capital adicional é na ordem de 3.5 e 2.8 anos, para os sistemas com BC por recompressão direta do vapor e por ciclo externo, respectivamente.
- ◆ Na **separação do estireno**, a técnica da recompressão direta do vapor de topo da coluna, não pode ser aplicada porque os vapores do estireno não são adequados para a compressão. Neste caso, a BC com ciclo externo usando água como fluido de trabalho é a alternativa (Figura 2.3) mais eficaz e o melhor meio de transferência de calor, visto que a maioria dos refrigerantes comuns não são considerados aceitáveis por razões ambientais. Os resultados indicam que o tempo de retorno de capital adicional para o sistema refrigerante é pequeno (de 10 e 15 meses) para a BC usando os refrigerantes diclorotetrafluoretano (R114) e água (R718), respectivamente.

COSTA (1993) estudou a redução do consumo de energia através do controle operacional do sistema de destilação com recompressão mecânica do vapor para o sistema aquoso de etanol. Segundo o autor, a separação do sistema etanol-água é o principal problema na produção do álcool via fermentação, pois a alimentação é diluída, necessitando de grande quantidade de energia para a sua recuperação, até próximo da sua composição azeotrópica feita por destilação convencional. O estudo foi dividido em duas partes: (i) destilação convencional e (ii) destilação com recompressão mecânica do vapor. Na primeira parte, o autor simulou e otimizou o sistema convencional avaliando, em seguida, a flexibilidade do sistema, em termos de variações de temperaturas e composições de alimentação e do destilado. Na segunda parte, foi simulado dois modelos de

destilação com recompressão mecânica do vapor: a baixa e alta pressão no vaso de refluxo. Comparando os resultados do consumo energético dos modelos com os obtidos para a destilação convencional, COSTA (1993) concluiu que:

- ◆ para a mesma especificação do processo, o modelo à baixa pressão mostrou-se mais eficiente que o modelo à alta pressão;
- ◆ para o projeto da coluna convencional, a especificação máxima de etanol no topo é 85% molar. Acima dessa composição ocorre aumento excessivo da carga térmica;
- ◆ ficou evidenciado a alta economia (Tabela 2.1) de energia obtida com a implantação do sistema de compressão a baixa pressão mas, a viabilidade de adaptação da BC ao sistema convencional está intimamente ligado ao custo de energia elétrica.

Tabela 2.1 Resultados obtidos por COSTA (1993)

Número de Estágios	Carga Térmica (GJ/h)		Razão de Refluxo		Trabalho de compressão (GJ/h)	Economia (%)
	SDC	SDRV	SDC	SDRV		
30	35.6272	34.6360	2.7922	2.8990	5.4267	84.77

FONYO & MIZSEY (1994), pesquisaram a influência dos parâmetros econômicos mais relevantes num sistema de destilação auxiliado com bomba de calor e os resultados são comparados com o sistema de destilação convencional. Eles destacaram que o uso das BC's deve ser feito quando a refrigeração direta ou a água de arrefecimento são requeridas para a condensação e, também para misturas que apresentem pontos de ebulição próximos e pequena diferença de pressão.

Além de avaliar o projeto, as análises econômicas preliminar e do sistema com bomba de calor e sua aplicabilidade com relação aos aspectos energético e econômico FONYO & MIZSEY (1994) propuseram um projeto econômico

estratégico para selecionar o sistema de destilação mais econômico com os três diferentes tipos de BC, baseado na tecnologia Pinch, taxa primária de energia, fator de custo energético e no tempo de retorno do investimento do excesso de capital. Foram analisados três casos práticos:

**CASO - 1;** uma mistura quaternária de hidrocarbonetos (HC's) (propano, iso-butano, n-butano, n-pentano) para separar o propano puro;

**CASO - 2;** isômeros de butano separados;

**CASO - 3;** separação de HC's leves ( $C_3 - C_5$ )

Em cada caso, os valores do coeficiente de performance (COP), da razão de energia primária (PER) e o fator do custo de energia (ECF) são calculados para comparar a melhor utilização da bomba de calor, por absorção ou por compressão, a ser empregado nos casos estudados. FONYO & MIZSEY (1994) concluíram que: os tipos de bomba de calor por *recompressão do vapor, flash de base e ciclo fechado* pode ser substituto econômico de projeto de destilação convencional em separação de mistura com pontos de ebulição próximos. O seu uso diminui o consumo de energia primária e minimiza o impacto negativo de grandes demandas de aquecimento e arrefecimento sobre o ambiente.

MESZAROS & MEILI (1994), analisaram 12 (doze) diferentes processos de destilação operando com duas colunas, tomando possível estudar a integrabilidade de calor para a separação do 1-buteno das frações de butano ( $C_4$ ). Devido a pequena diferença de temperatura entre a base e o topo da coluna, os processos auxiliados com BC seriam uma técnica bastante promissora. Para analisar a viabilidade econômica dos processos, o tempo de retorno do excesso de capital foi a função objetivo a ser determinada e todos os processos foram rigorosamente simulados por computador. Segundo os autores o processo ótimo pode variar, dependendo da composição da alimentação e das condições locais, tais como: o fornecimento de água de resfriamento e os preços de energia.

Os resultados obtidos através de uma exaustiva análise, indicam que uma combinação entre integração térmica e a recompressão do vapor são os esquemas mais econômicos para promover a separação do 1-buteno.

SILVA (1996) estudou a viabilidade econômica da separação do etilbenzeno-estireno através da implantação de uma bomba de calor ao sistema de destilação convencional. O estudo é feito em três etapas: simulação e otimização do sistema convencional, simulação e otimização do sistema com BC por recompressão direta do vapor e por ciclo externo usando os fluidos de trabalho água (R718) e tricolorometano (R20) e, finalmente, o autor faz uma análise econômica dos custos de investimentos e operacionais, comparando o sistema de destilação convencional e o sistema com os arranjos de bomba de calor. Ele destaca que:

- ◆ Os arranjos de BC com recompressão do vapor e com ciclo externo são alternativas econômicas para substituir o sistema de destilação convencional.
- ◆ Entre os arranjos de BC's estudados, a recompressão do vapor é a mais vantajosa técnica de recuperação de calor, com um COP de 15,16 a maior economia em energia (cerca de 93.4%) e o menor investimento em capital.
- ◆ Quanto ao consumo de energia, os dois sistemas de destilação com BC exigem uma demanda de energia muito menor do que a do sistema convencional. O investimento em capital é muito maior nos sistema com BC.
- ◆ Os resultados obtidos para o tempo de retorno do excesso de capital indicam valores de 1.32 e 0.87 ano para o sistema com BC por ciclo externo usando os fluidos refrigerantes R20 e R718, respectivamente e, de 0.80 ano para o sistema com recompressão do vapor.

GELEGENIS & KOUMOUTSOS (1996) fazem um estudo teórico sobre as aplicações das BC's nas indústrias de processos químicos, incluindo critério de aplicabilidade, seleção da bomba de calor e do fluido de trabalho e escolha do tipo de compressor. E traz, um exemplo aplicativo de uma planta de desalinização da água do mar por destilação múltiplo-efeito auxiliada por uma bomba de calor com fluido de trabalho externo.

# CAPÍTULO III

## FUNDAMENTOS DA SIMULAÇÃO

### 3. Destilação

#### Conceitos:

Destilação é um método direto de separação baseada nas diferenças de volatilidade dos componentes. Na destilação, a fase vapor no ponto de orvalho<sup>1</sup> entra em contato com a fase líquida no ponto de bolha<sup>2</sup> até próximo ao equilíbrio, ocorrendo transferência simultânea de massa do líquido por vaporização e do vapor por condensação. O efeito final é o aumento da concentração do componente mais volátil no vapor e do componente menos volátil no líquido FOUST et. al. (1982).

Segundo GOMIDE (1988) a destilação é uma operação unitária que visa separar os componentes de uma fase líquida através de sua vaporização parcial. Os vapores produzidos são normalmente mais ricos nos componentes mais voláteis do que o líquido, o que possibilita a separação de frações enriquecidas nos componentes desejados.

#### 3.1 Estágio de equilíbrio

Segundo PERRY & CHILTON (1980) para vencer as dificuldades em criar um modelo direto dos processos de transferência de massa e energia numa coluna de destilação real, o modelo do estágio de equilíbrio supõe que as correntes de líquido e de vapor que deixam o estágio de equilíbrio estão em completo equilíbrio uma com a outra. Pode-se então, usar as relações termodinâmicas para determinar as concentrações nas duas correntes. Ao citar

---

<sup>1</sup>Ponto de orvalho é a temperatura na qual principia a condensação, ou seja, é a temperatura onde ocorre o aparecimento da primeira gota de líquido no vapor.

<sup>2</sup>Ponto de bolha é a temperatura na qual principia a vaporização, ou seja, é a temperatura onde ocorre o aparecimento da primeira bolha de vapor no líquido.

os tipos de estágios teóricos, KISTER (1992) define que o tipo de estágio ideal obedece três critérios básicos:

- 1-A operação ocorre no estado estacionário tendo como produtos líquido e vapor.
- 2-Todo o vapor e o líquido que entra no estágio estão intimamente ligados e perfeitamente misturados.
- 3-Todo o vapor e o líquido que deixa o estágio estão em equilíbrio.

### 3.1.1 Equilíbrio líquido - vapor

A destilação é o processo de separação mais importante da indústria de processos químicos, e são necessários dados do ELV (equilíbrio líquido - vapor) para obter a estimativa do número de estágios teóricos para o projeto da coluna de destilação COULSON et. al. (1989).

Segundo SMITH & VAN NESS (1985) 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:

$$\hat{f}_i^V = \hat{f}_i^L, \quad (i = 1, 2, 3, \dots, n) \quad (3.1)$$

onde  $\hat{f}_i^V$  é a fugacidade do *componente i* na fase vapor e  $\hat{f}_i^L$  é a fugacidade do *componente i* na solução líquida.

Para um componente na fase vapor,

$$f_i^V = \phi_i^V (PY_i) \quad (3.2)$$

onde  $y_i$ ,  $\phi_i$  e  $P$  são a fração molar, o coeficiente de fugacidade do *componente i* na fase vapor e  $P$  é a pressão do sistema, respectivamente.

Para um componente na fase líquida,

$$f_i^L = x_i \gamma_i f_i^o \quad (3.3)$$

onde  $x_i$ ,  $\gamma_i$  e  $f_i^o$  são, respectivamente, a fração molar do *componente i* no líquido, o coeficiente de atividade do *componente i* na solução líquida e a fugacidade do *componente i* no estado padrão.

A relação geral do critério de equilíbrio entre as fases líquida e vapor é dada por:

$$y_i \phi_i P = x_i \gamma_i f_i^o \quad , \quad (i=1,2,3,\dots,n) \quad (3.4)$$

Quando a fugacidade padrão do componente *i* puro obedece a regra de Lewis-Randall ocorre que; ( $f_i^o = f_i^L$ ), onde  $f_i^L$  é a fugacidade do componente *i* puro na solução líquida dada por:

$$\ln \frac{f_i^L}{P} = \left( \frac{1}{RT} \right) \left[ \int_0^P \left( V_i - \frac{RT}{P} \right) dP \right] \quad (3.5)$$

A solução detalhada desta equação encontra-se no texto termodinâmico de PRAUSNITZ et. al. (1988). Com a resolução da equação (3.5) obtém-se que:

$$f_i^L = P_i^{sat} \cdot \phi_i^{sat} \cdot \psi_i \quad (3.6)$$

onde  $\phi_i^{sat} = \frac{f_i^{sat}}{P_i^{sat}}$ , é o coeficiente de fugacidade do vapor saturado e  $\psi_i$  é o fator de correção de Poynting (KISTER, 1992).

A correção de Poynting é uma função exponencial da pressão; onde esta correção é pequena para pressões baixas, mas pode tornar-se grande a pressões altas ou a baixas temperaturas.

Como deduzido (PRAUSNITZ et. al,1986), em pressões baixas ou moderadas o fator de correção Poynting é igual a unidade, portanto da Equação (3.6) têm-se:

$$f_i^o = f_i^L = f_i^{sat} = \phi_i^{sat} \cdot P_i^{sat} \quad (3.7)$$

Considerando que a fase vapor tem comportamento ideal ( $\phi_i^{sat} = 1$ ), deduz-se a partir da equação (1.4) que:

$$y_i = \frac{x_i \gamma_i P_i^{sat}}{P} \quad (3.8)$$

A constante de equilíbrio do *componente i* numa mistura é definida como:

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (3.9)$$

Portanto, comparando-se a Equação (3.8) com a Equação (3.9), têm-se:

$$k_i = \frac{\gamma_i P_i^{sat}}{P} \quad (3.10)$$

### 3.1.2 Refluxo

É um meio ou processo no qual a taxa de líquido circulante serve para remover ou absorver os componentes menos voláteis da mistura gasosa que desce dos pratos superiores da coluna de destilação.

#### 3.1.2.1 Tipos de refluxo

##### A. Refluxo de Topo

- ◇ estabelece o gradiente de temperatura na torre
- ◇ gera o refluxo interno na torre

- ◊ controla a temperatura de topo da torre
- ◊ pode ser líquido saturado ou subresfriado

### **B. Refluxo Interno**

- ◊ é o que desce prato a prato no interior da coluna
- ◊ é um refluxo do tipo líquido saturado
- ◊ estabelece o fracionamento na coluna

### **C. Refluxo Total**

A condição de refluxo total existe quando todo o vapor do topo da coluna é condensado e retorna como refluxo. Esta condição requer um menor número de estágios para efetuar o fracionamento mas, em contrapartida, aumenta a carga térmica do refeedor e do condensador FOUST et. al. (1982).

### **D. Refluxo Mínimo**

A razão de refluxo mínimo é definida como a razão que, se for diminuída de uma grandeza infinitesimal, exigiria um número infinito de estágios para efetivar uma dada separação PERRY & CHILTON (1980).

## **3.2 Modelagem de uma coluna de destilação**

MODELAGEM é a reprodução de uma realidade física de um determinado sistema através de equações adequadas.

Naphtali e Sandholm (1971) desenvolveram uma técnica altamente flexível para o projeto de uma coluna de destilação multicomponente em estado estacionário. As equações de conservação de massa, de energia e as relações de equilíbrio são fixadas para cada componente e para cada número de estágios, formando uma função discrepância de estrutura de blocos tridiagonal que é resolvida utilizando o método iterativo de Newton-Raphson por correções simultâneas de rápida solução.

### 3.2.1 Análise operacional da coluna

Devem ser usadas as seguintes variáveis de acordo com as Figuras 3.1 e 3.2:

- número de estágios;
- eficiência de estágios;
- localizações da alimentação e correntes laterais;
- composições da alimentação, taxas de fluxo e estados térmicos;
- pressão da coluna;
- condições das correntes laterais e taxas de fluxo;
- razão de refluxo;
- taxa de fluxo do destilado.

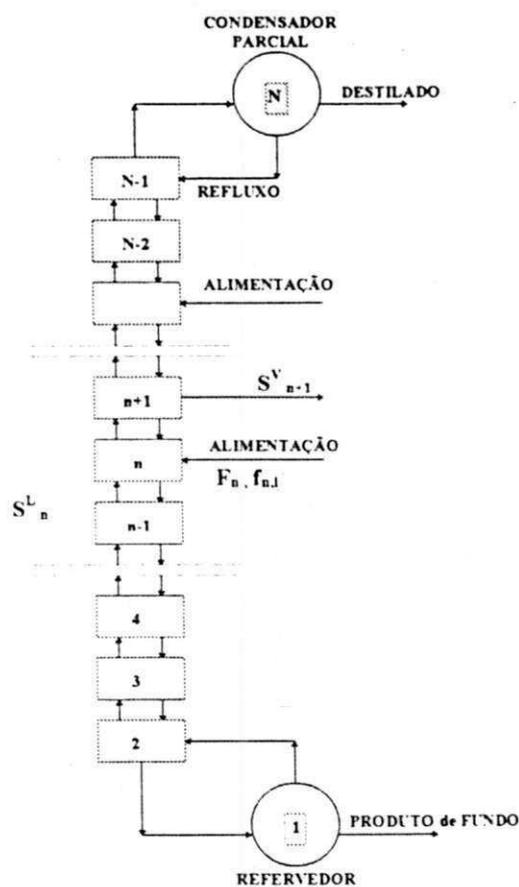


Figura 3.1 Configuração da coluna de destilação

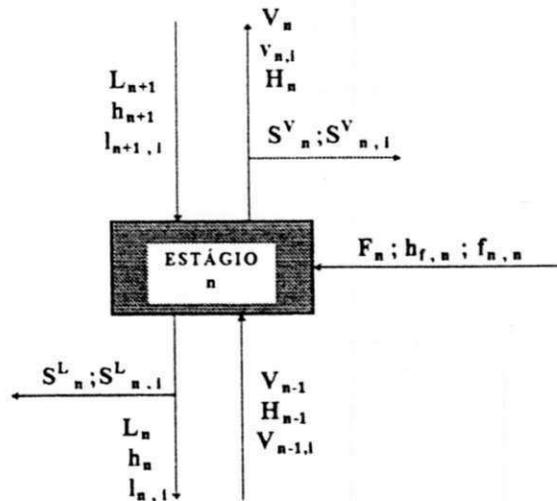


Figura 3.2 Nomenclatura de um estágio

Onde na Figura 3.2 o subscrito:  $n$  - fluxo do estágio  $n$ ;  $n = 1, 2, 3, \dots, N$

$i$  - componente  $i$ ;  $i = 1, 2, 3, \dots, M$

$H$  - entalpia da fase vapor

$h$  - entalpia da fase líquida

$h_f$  - entalpia da alimentação

$V$  - fluxo total de vapor

$v$  - fluxo de vapor do componente  $i$

$L$  - fluxo total de líquido

$l$  - fluxo de líquido do componente  $i$

$F$  - fluxo total da alimentação

$f$  - alimentação do componente  $i$

$S^L$  - corrente lateral de líquido

$S^V$  - corrente lateral de vapor

### 3.2.2 Procedimento do cálculo na coluna de destilação

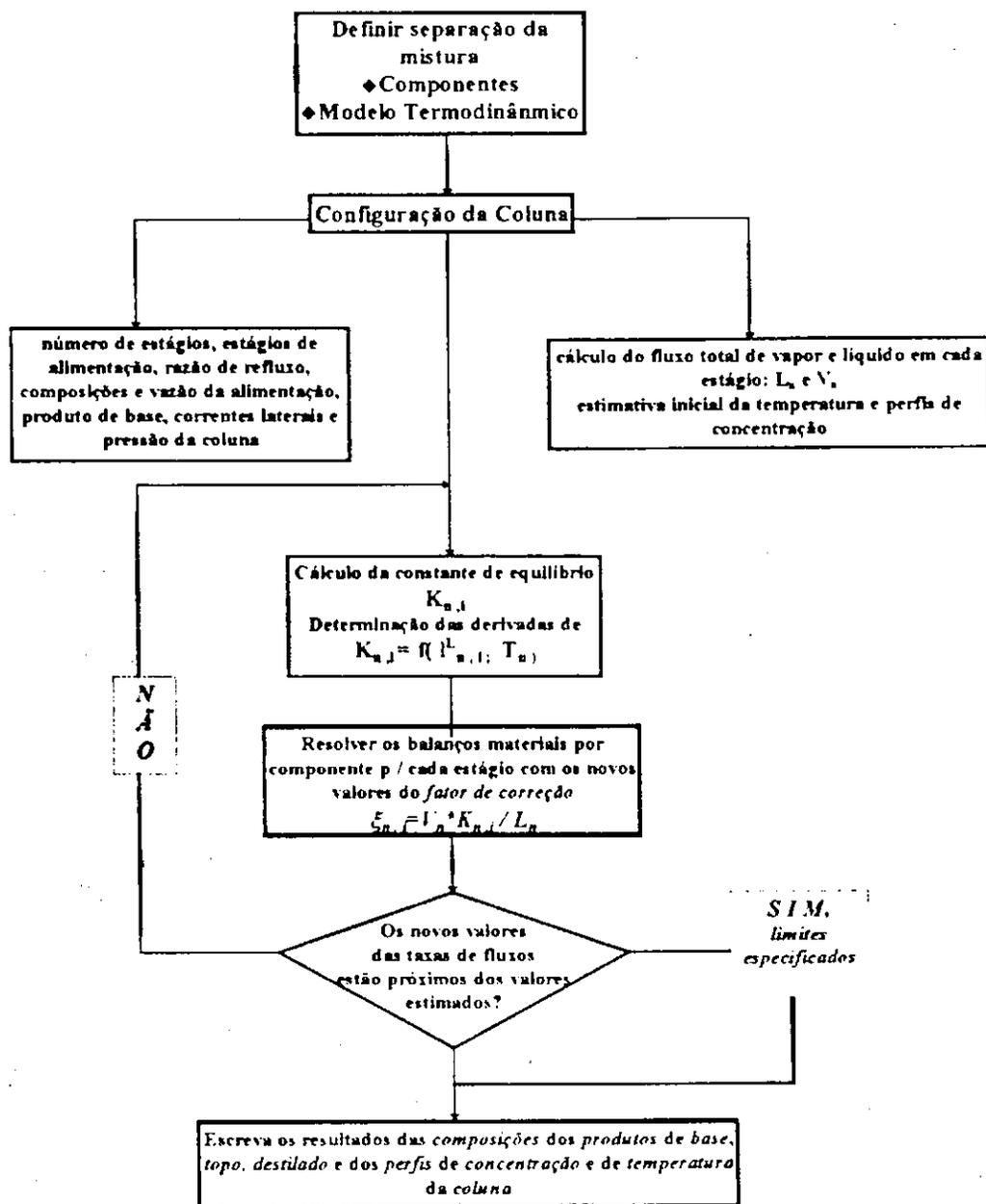


Figura 3.3 Procedimento simplificado para os cálculos da coluna de destilação

### 3.3 Simulação

Simulação, é a utilização de um modelo matemático ou um conjunto de equações empíricas, para reproduzir o comportamento real de um processo ou fenômeno. Este modelo ou equações empíricas pode ser o resultado de uma análise rigorosa do fenômeno PERRY & CHILTON (1980).

SATYRO et. al. (1990), ressalta que a necessidade de simular um sistema admite várias respostas:

- ◆ Para melhor conhecer um determinado processo identificando “problemas” de produção, modificações viáveis ao processo, etc.
- ◆ Otimização do processo em termos energéticos, de especificações de produtos de saída, ou ainda no consumo de matéria-prima.
- ◆ Avaliação da unidade para outras condições além das condições normais de processo.
- ◆ Avaliação de desempenho econômico.
- ◆ Avaliação de segurança e controle ambiental.

Segundo SATYRO et. al. (1990) o sucesso para uma dada simulação depende dos métodos numéricos e das propriedades físicas utilizadas, e com análise cuidadosa dos resultados.

#### 3.3.1 Simulador de processos

O emprego dos simuladores de processos, varia desde avaliações preliminares de um processo até a análise da operação de uma unidade de produção. Cada emprego atribui uma exigência diferente sobre o sistema de simulação e é imprescindível que este tenha eficiência diversificada.

No presente trabalho foi empregado o simulador de processos HYSIM (versão C2.54,1994) desenvolvido pela HIPROTECH Ltda (Alberta, Canadá).

### 3.3.1.1 Introdução e filosofia do Hysim

O HYSIM é um simulador de processos completamente iterativo que realiza balanços de massa e de energia no estado estacionário, desenvolvido comercialmente para o processamento do gás, refinação do óleo, para as indústrias química e petroquímica, e indústrias de combustíveis sintéticos. Possui uma estrutura modular não-sequencial e de propagação bidirecional. Com esta filosofia, cada operação pode ser usada separadamente, dando condições de obter informações parciais sobre todas as qualquer unidades envolvidas num dado processo.

### 3.3.1.2 Estrutura operacional

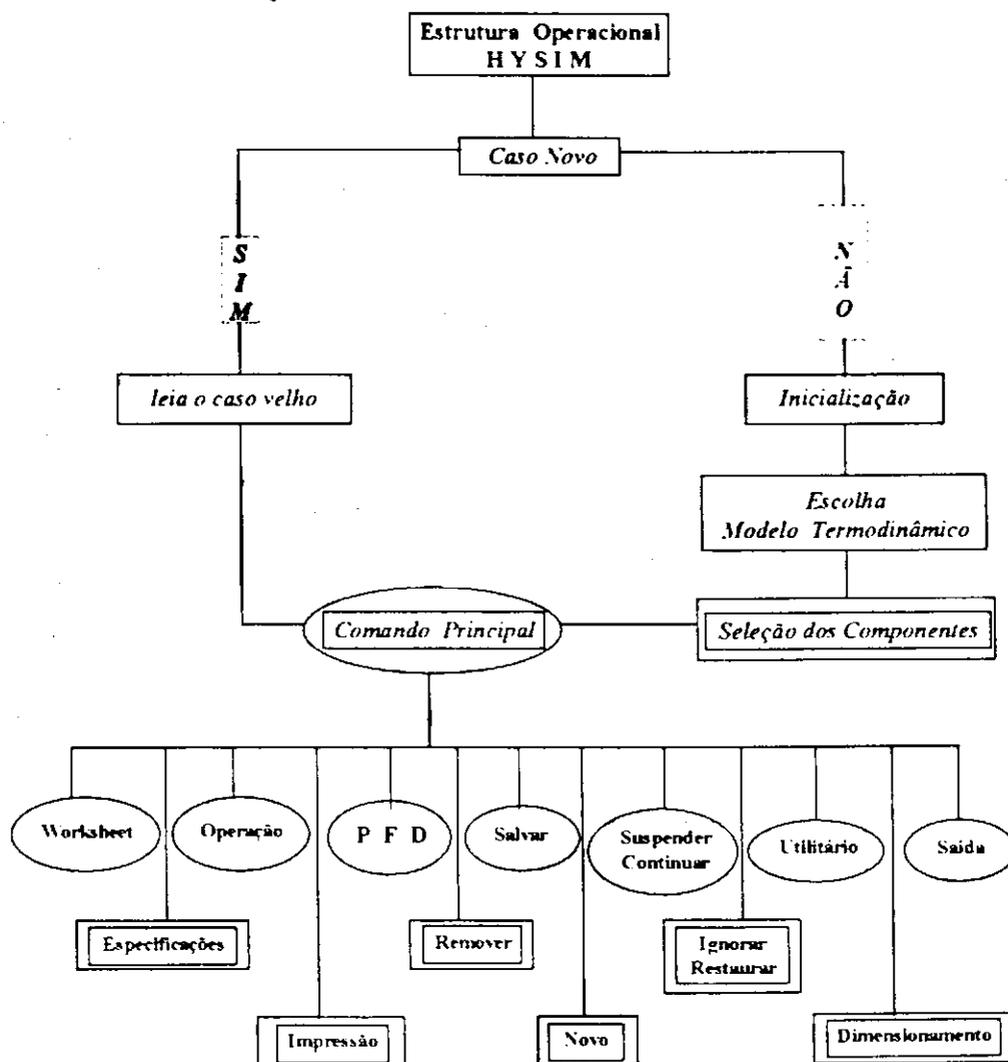


Figura 3.4 Estrutura Operacional do HYSIM

### 3.4 Seleção do método das propriedades termodinâmicas

O banco de dados, disponível no HYSIM, referente as propriedades termodinâmicas dos componentes, engloba misturas de hidrocarbonetos (HC's) leves até componentes complexos de óleos e sistemas químicos fortemente não-ideais. Sendo igualmente disponível as equações de estado para o tratamento rigoroso de sistemas de HC's; modelos semi - empíricos e de pressão de vapor para sistemas de HC's pesados; predições das propriedades de energia; e modelos dos coeficientes de atividade para os sistemas químicos.

Quanto ao modelo termodinâmico, adotou-se o modelo NRTL para representar a não idealidade da fase líquida, por apresentar melhores resultados para sistemas diluídos. A equação de Non - Random - Two - Liquid (Distribuição não - aleatória dos Dois Líquidos - N.R.T.L.) é termodinamicamente consistente e pode ser aplicada a sistemas parcial ou completamente miscíveis, ternários ou de ordem elevada usando parâmetros regredidos dos dados de equilíbrio binário. E para representar a fase vapor usou-se a equação de Soave-Redlich-Kwong (PRAUSNITZ et. al., 1986).

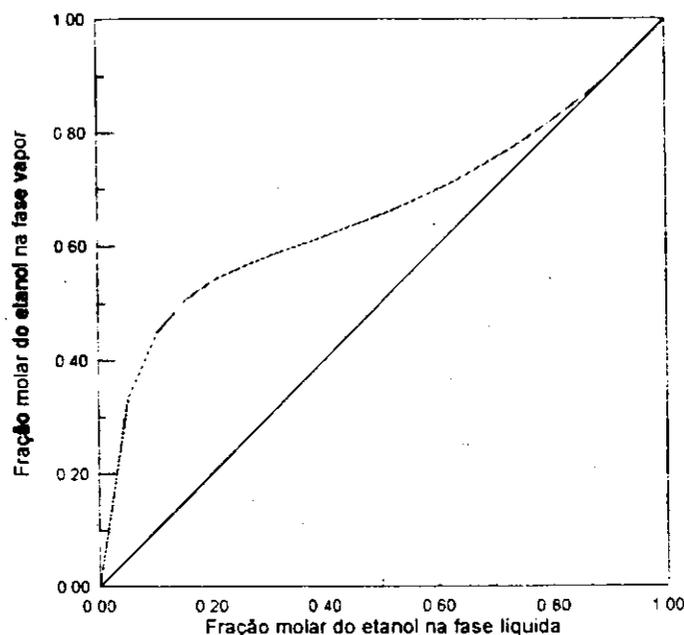


Figura 3.5 Curva de equilíbrio obtido pelo modelo N.R.T.L. p/ mistura etanol / água

Os dados obtidos pelo modelo N.R.T.L. para a mistura aquosa de etanol são representados pela curva de equilíbrio na Figura 3.5 exibindo o ponto de azeotropia em 89 % molar sob condições de 1 atm e 78,15°C (PERRY & CHILTON,1980).

### **3.5 Seleção e projeto dos principais equipamentos**

Neste trabalho avaliar-se o projeto dos principais equipamentos (coluna de destilação, trocadores de calor e a eficiência do compressor) para estimatimar economicamente os sistemas de destilação convencional e o sistema com bomba de calor por recompressão direta de vapor. Toda a parte relativa ao dimensionamento dos equipamentos foi simulado usando o HYSIM.

#### **3.5.1 Coluna de Destilação**

COULSON et. al. (1989) sugeriu dividir o projeto de uma coluna de destilação nos seguintes passos:

- a) Especificar o grau de separação desejada mediante especificações dos produtos.
- b) Selecionar as condições de operação: batelada ou contínua; pressão de operação.
- c) Selecionar o tipo de contato: pratos ou recheio.
- d) Determinar o número de estágios.
- e) Tamanho da coluna: diâmetro, número de estágios reais.
- f) Desenho dos internos da coluna: pratos, distribuidores, suportes de recheio.
- g) Desenho mecânico: vaso e instalações internas.

##### **3.5.1.1 Equipamento de contato**

As colunas de prato ou bandejas são as mais preferidas, apesar de não serem as de menor custo. Constam essencialmente de um casco cilíndrico no interior do qual há pratos que podem ser de uma variedade de tipos: perfurados, com campânulas, valvulados ou tipo grelha. Apesar de serem mais

dispendiosas (manutenção freqüente e onerosa) apresentam muitas vantagens, como a ausência absoluta de curto-circuito, bons coeficientes de transferência de massa e flexibilidade operacional.

### **3.5.1.2 Prato tipo perfurado**

Este é o tipo de prato típico de fluxo cruzado. O vapor passa através das perfurações no prato e o líquido é retido no prato pelo fluxo de vapor. O líquido é transferido de prato a prato através de calhas verticais e o excesso de líquido é retido no prato por um vertedor de saída.

## **3.5.2 Trocadores de Calor**

Trocador de calor é um equipamento que promove a transferência de calor de um fluido para outro, através de uma fronteira metálica. Para alcançar o máximo de economia, os fabricantes adotaram linhas padronizadas de trocadores e a sua seleção requer, além de uma análise térmica, que os códigos de segurança da ASME (American Society of Mechanical Engineers) sejam satisfeitos e, para isso, devem ser observadas as normas da TEMA (Tabular Exchanger Manufactures Association).

### **3.5.2.1 Descrição dos trocadores do tipo tubo e carcaça**

Estes trocadores são constituídos basicamente de um feixe de tubos inseridos em uma carcaça, onde um dos fluidos escoam entre a carcaça e o exterior do feixe tubular (lado do casco) orientado por chicanas. O outro fluido escoam no interior dos tubos (lado dos tubos), sendo distribuídos e coletados através de cabeçote instalados nas extremidades do feixe composto por: tubos, espelhos, chicanas. Quando ambas as correntes fluídas atravessam o trocador de calor apenas uma vez, diz-se que o trocador é de passe simples. Se ambos os fluidos escoam na mesma direção, o trocador é do tipo correntes paralelas, ou se no sentido contrário do tipo correntes opostas.

### 3.5.2.2 Tipos de trocadores de calor selecionados para o caso base

- I. Condensador - condensa um vapor ou uma mistura de vapores, seja isoladamente, seja na presença de um gás não condensável.
- ✓ Condensador total - condensa os vapores até uma temperatura de armazenamento, próxima de 100 °C. Usa a água como refrigerante, o que significa que o calor é perdido no processo.
- II. Resfriador - resfria um líquido ou gás utilizando água de refrigeração ou ar atmosférico.

A Figura 3.6 exibe um trocador de calor de espelhos fixos, com carretel e tampa removíveis, casco de passe simples, tipo **A E L**, designado para o serviço.

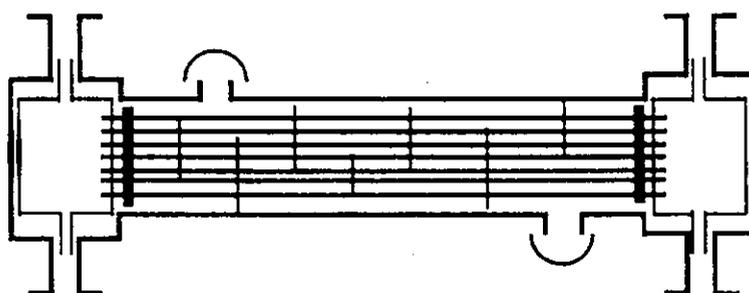


Figura 3.6 Trocador de calor Casco - e - Tubo

◇ TEMA tipo E - é o tipo de construção mais comum. Seu uso é restrito às condições de serviço envolvendo baixa interseção de temperatura.

- I. Refervedor - opera ligado ao fundo da torre de fracionamento fornecendo calor necessário à destilação. O meio de aquecimento empregado pode ser o vapor de água ou um fluido térmico.

A Figura 3.7 ilustra um trocador de calor para a função de refeedor com espelhos fixos de carretel e tampa removíveis, tipo **A K M**, designado para o serviço.

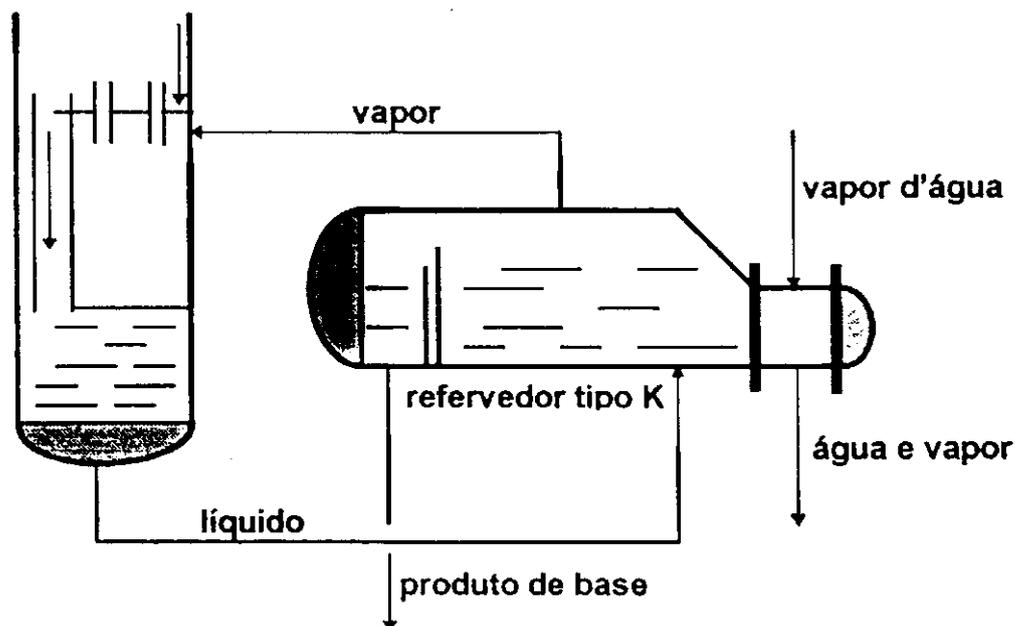


Figura 3.7 Refeedor tipo K operando na base da coluna de destilação

- ◇ TEMA tipo K - é utilizado para refeedores e vaporizadores, com o fluido sendo vaporizado no casco. A seção de diâmetro maior permite a separação do vapor formado no próprio trocador. Nos refeedores, os tubos são mantidos permanentemente submersos por meio de um vertedor e o líquido não vaporizado é removido por sobre o vertedor para outro compartimento, sendo então retirado por controle de nível.

### 3.5.2.3 Dimensionamento

#### ➤ Operação - Trocador de Calor

O HYSIM projeta e classifica os cálculos para o tipo de trocador casco e tubo e, ainda, detalha o projeto e analisa a classificação e os custos do trocador de calor. Seu fundamento teórico é baseado nos modelos termodinâmicos simples no estado estacionário com duas saídas laterais e cálculos do balanço material.

### ➤ Instalando um Trocador de Calor tipo RATING

A opção *rating* seleciona o trocador de calor físico, já existente, para que possa ser instalado no fluxograma. Após às especificações físicas do trocador, o hysim fornecerá cálculos detalhados sobre queda de pressão e coeficientes de transferência de calor e usará estes resultados para determinar o desempenho operacional do processo. O *rate* usa correlações generalizadas para o cálculo da transferência de calor e da queda de pressão. Estas correlações apresentam resultados aproximados que caracterizam bem o modelo operacional do trocador de calor.

### 3.5.3 Seleção do Compressor

As técnicas econômicas das BC's (BECKER & ZAKAK, 1985) utilizam um compressor para reciclar o calor latente dos vapores do topo da coluna e, então, recomprimir os vapores em condições apropriadas para acionar calor ao refeedor da base da coluna, chegando a reduzir a admissão de energia na coluna cerca de 10 a 15% da energia normalmente consumida no refeedor. Os autores citam alguns fatores para a escolha do compressor:

- ✓ Confiança mecânica
- ✓ Eficiência
- ✓ Capacidade
- ✓ Capacidade "turndown"
- ✓ Custo

Os compressores mais usados (GELEGENIS & KOUMOUTSOS, 1996) são os dos tipos recíprocos e centrífugos

- A. Compressores recíprocos - são mais comuns devido a sua simplicidade e eficiência razoável. Podem ser usados para cargas elevadas (acima de 150 KW ou mais) e a baixa potência (menor que 5 KW) que competem com compressores de hélice rotativo.
- B. Compressores centrífugos - são típicos de aplicações, com taxas de fluxo muito altas (acima de 100 m<sup>3</sup>/s) nas indústrias de processos químicos. Também são viáveis nos projetos operando com um ou

dois estágios, mas possui razão de compressão limitada pelo ponto máximo de velocidade e depende da construção e do tipo de material.

### **3.6 Otimização**

Segundo COULSON et. al. (1989) projetar é otimizar. O projetista procura a solução melhor, ótima, para um problema. Ao começar a otimizar qualquer sistema, a primeira etapa é identificar com clareza o objetivo: o critério a ser usado para julgar a qualidade do funcionamento do sistema. Em projeto de engenharia a meta será invariavelmente um objetivo econômico.

A otimização busca os valores das variáveis no processo que produzam o melhor critério de classificação do projeto, que usualmente envolvem "compromissos" entre os custos de capital e operacional EDGAR & HIMMELBLAU (1988).

#### **3.6.1 Otimização do Sistema de Destilação Convencional**

##### **3.6.1.1 Razão de refluxo ótima**

O projeto de uma unidade de destilação é comumente baseado nas especificações, que dão o grau de separação desejado, para uma alimentação fornecida numa dada composição, temperatura e taxa de fluxo conhecidas. O projetista deve determinar o tamanho da coluna e a razão de refluxo necessárias para encontrar as especificações PETERS & TIMMERHAUS (1991).

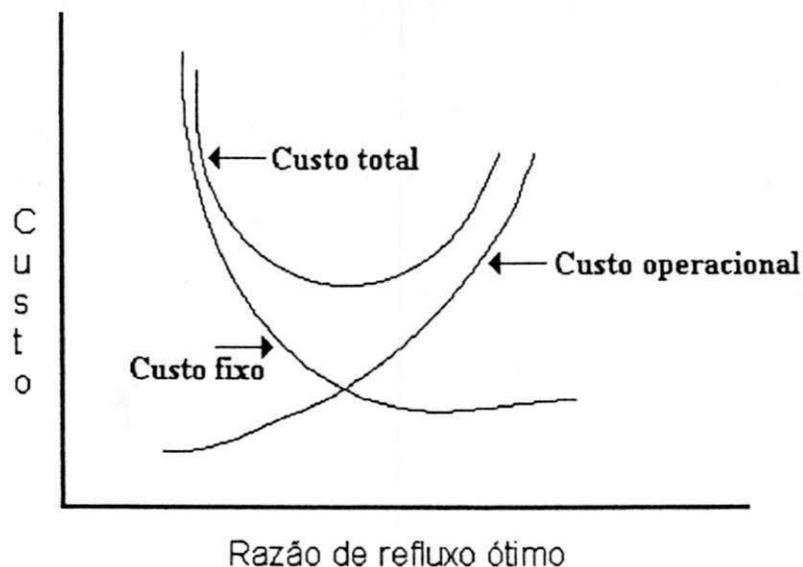


Figura 3.8 Determinação das condições ótimas de refluxo

De acordo com a Figura 3.8; nenhuma das situações extremas (refluxo mínimo ou refluxo total) representa condição econômica de trabalho, pois em ambas, o custo de equipamento torna-se inviável GOMIDE (1988). O ponto correspondente ao mínimo custo total de operação indica o valor da razão de refluxo ótima. Este valor depende de uma série de fatores locais, como os custos de equipamentos, energia, água e amortizações. Portanto, a obtenção da razão de refluxo que melhor ajuste-se ao sistema, dependerá de um balanço econômico. No entanto, estudos indicam que o valor ótimo situa-se na ordem de 1.1 a 1.5 vezes a razão de refluxo mínima PERRY & GREEN (1984).

### 3.6.2 Otimização do Sistema de Destilação com Recompressão Direta do Vapor

A otimização das condições operacionais, consiste em maximizar a economia de energia e minimizar os investimentos adicionais requerido pela operação com o sistema de recompressão do vapor FLORES et. al. (1984). Para cada conjunto de valores das variáveis independentes estipuladas, serão obtidas novas condições de operação para o sistema com bomba de calor (FERRÉ et. al., 1985).

### 3.6.2.1 Função Objetivo

#### 3.6.2.1.1 Maximização da economia de energia - COP

O critério mais importante (GELEGENIS & KOUMOUTSOS,1996) para avaliar a aplicabilidade de uma BC é o rendimento teórico ou o "coeficiente de performance" (COP), é expresso pela relação do calor fornecido ao refervedor, com a energia mecânica despendida:

$$\text{COP} = \frac{Q_{cr}}{W_{rc}} \quad (3.11)$$

De forma a analisar (MÉSZAROS & FONYO,1986) os três tipos de BC's, o COP em função da temperatura pinch expressa-se da seguinte maneira:

$$\text{COP}_{CF} = \frac{T_B + \Delta T_{rc}}{T_B + \Delta T_{rc} - (T_T - \Delta T_{cr})} \quad (3.12)$$

$$\text{COP}_{FB} = \frac{T_B}{T_B - T_T + \Delta T_{rc}} \quad (3.13)$$

$$\text{COP}_{RV} = \frac{T_B + \Delta T_{rc}}{T_B + \Delta T_{rc} - T_T} \quad (3.14)$$

FONYO & MIZSEY (1994) concluíram a partir das equações acima que a recompressão direta do vapor é o processo termodinâmico mais eficiente e que a BC com ciclo fechado (ou ciclo externo) apresenta o menor valor do COP, isto é:

$$\text{COP}_{CF} < \text{COP}_{FB} < \text{COP}_{RV} \quad (3.15)$$

Nas aplicações práticas a eficiência,  $\eta$ , é introduzida ao COP teórico numa faixa considerada entre 0.5 a 0.7 (FONYO & MIZSEY,1994), e o COP real passa a ser calculado levando em conta as perdas térmicas e o rendimento do conjunto de compressão GAUSSENTE (1985).

O COP é bastante significativo: quanto maior o seu valor mais econômico será o sistema com bomba de calor. Estimativas indicam um valor entre 3 a 5 do seu valor (FONYO & MIZSEY,1994).

### 3.6.2.1.2 Minimização dos investimentos adicionais

#### ➤ Taxa e Tempo de Retorno

A principal função-objetivo, considerada para o presente estudo é a taxa de retorno do investimento de capital (FERRÉ et. al.,1985). De forma simples é definida como sendo a relação entre a economia e o investimento obtido pelo sistema,

$$TR = \frac{\text{Economia (US\$/ano)}}{\text{Investimento (US\$)}} \times 100 \quad (3.16)$$

esta por sua vez, corresponde ao inverso dado pelo tempo de retorno do investimento adicional, através da equação:

$$TRIA_d = \frac{100}{TR} \quad (3.18)$$

## 3.7 Estimativa dos Custos

Segundo PETERS & TIMMERHAUS (1991) uma planta de um projeto aceitável deve apresentar um processo que seja capaz de operar sobre condições que forneçam lucros. É essencial (COULSON & RICHARDSON,1989) que o projetista seja capaz de fazer estimativas rápidas e precisas de custos, a fim de decidir entre projetos alternativos e também para

---

## CAPÍTULO IV

### METODOLOGIA DE SIMULAÇÃO

#### 4. Introdução

A metodologia descrita na Figura 4.1 apresenta a estrutura empregada para as simulações em estado estacionário e um balanço econômico dos sistemas de destilação convencional auxiliado com bomba de calor por recompressão mecânica do vapor para separar a mistura aquosa de etanol, e assim, obter como produto o etanol hidratado de alta pureza para fins comerciais, como por exemplo, de uso combustível. Parte deste conceito tem por necessidade verificar o "compromisso" existente entre a concentração do álcool e o custo de separação.

#### 4.1 Síntese da metodologia

Neste trabalho, a metodologia aplicada divide-se em três partes:

*(i)* Simulação do sistema de destilação convencional (S.D.C.).

*(ii)* Implantação da bomba de calor por recompressão direta do vapor (S.D.R.V.) ao sistema convencional. Os parâmetros operacionais da coluna de destilação são os mesmos para os sistemas de ~~destilação convencional~~ e com recompressão mecânica do vapor.

*(iii)* Comparação dos resultados da simulação entre os dois sistemas fazendo uma avaliação econômica simplificada dos sistemas com o propósito de definir para o S.D.C. as condições ótimas operacionais de projeto tendo como função - objetivo os custos de capital (C.CAP.) e operacional (C.O.). Os cálculos econômicos inerentes ao S.D.R.V. envolve a Taxa de Retorno (TR) como função - objetivo.

## 4.2 Estabelecimento de metas

Com a crise energética, o custo de operação passou a ter uma grande importância na formação do custo total de uma planta industrial e, de maneira geral, a otimização do sistema busca a recuperação máxima de energia e, conseqüentemente, um consumo mínimo de utilitários. Uma forma de atingir essas condições ótimas é estabelecer metas no desenvolvimento da simulação, que possam dar subsídios para chegar ao consumo mínimo de utilitários.

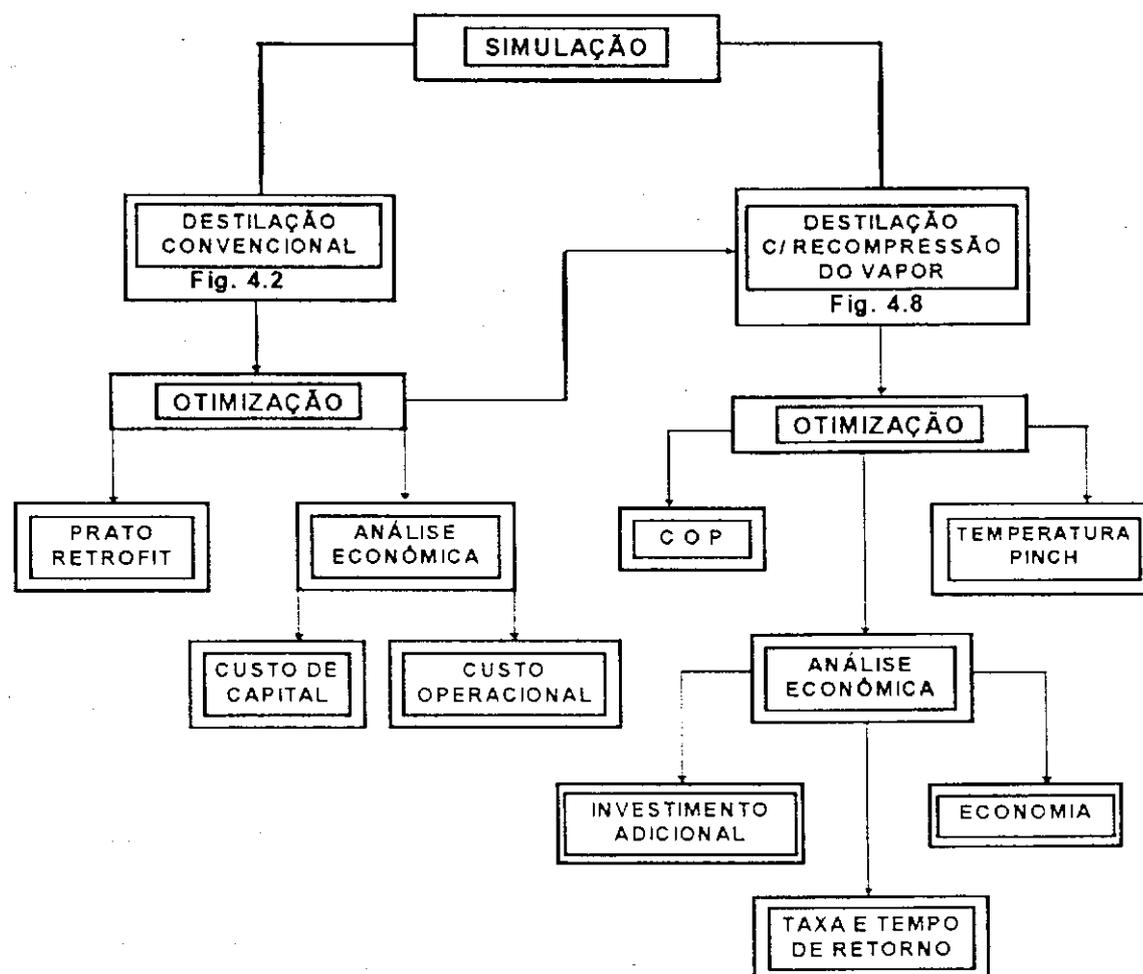


Figura 4.1 Síntese da simulação

### 4.3 Simulação do Sistema de Destilação Convencional\_S.D.C

Simulou-se o S.D.C., esquematizado na Figura 4.2, para analisar a influência que a posição de alimentação exerce sobre a carga térmica, mediante minimização da razão de refluxo, para colunas com número de estágios definidos. Em seguida, fez-se uma avaliação de custos visando estabelecer as condições ótimas de operação.

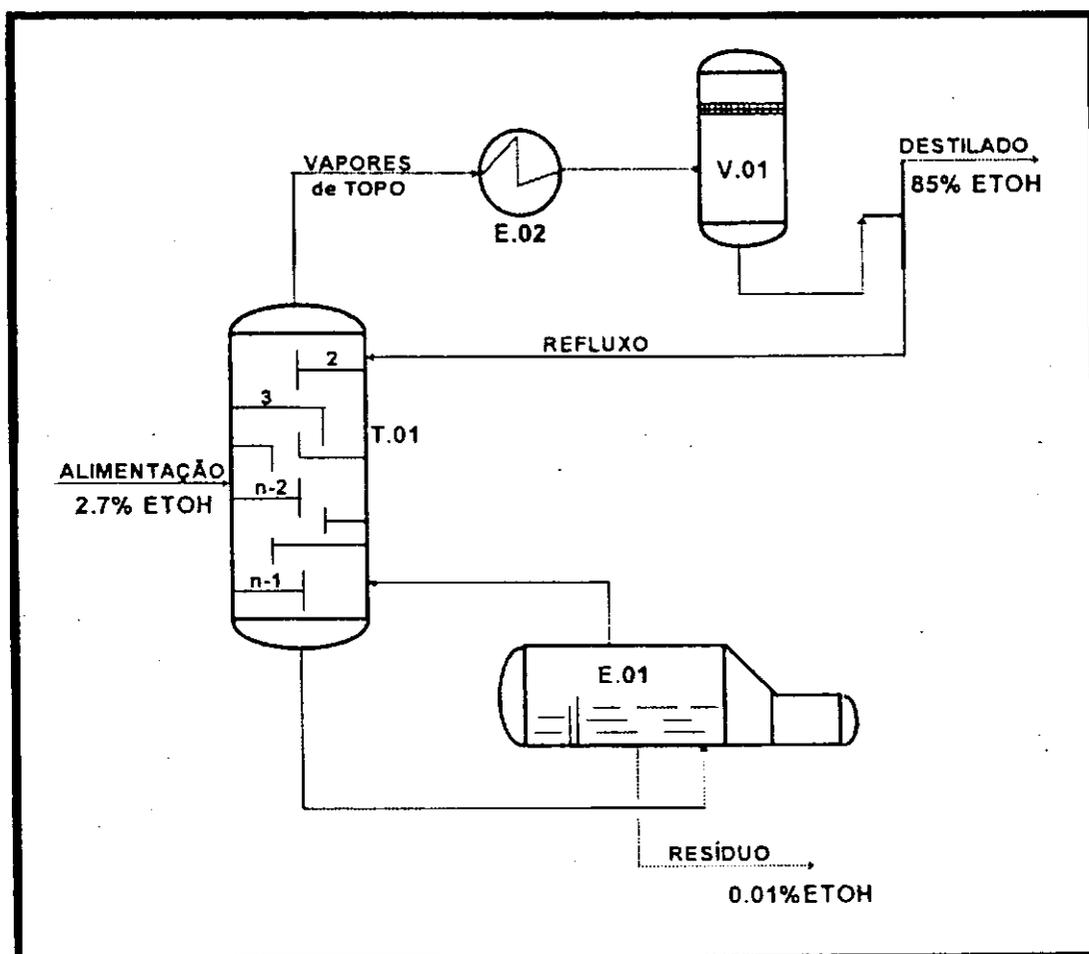


Figura4.2 Configuração do sistema de destilação convencional

### 4.3.1 OTIMIZAÇÃO\_ PRATO RETROFIT

**META:** minimizar a razão de refluxo em função do aumento do número de estágios, variando-se a posição do prato de alimentação.

Os dados operacionais, apresentados na Tabela 4.1, foram simulados com a coluna de destilação operando num intervalo entre 15 a 105 estágios teóricos, procurando obter para cada  $N_e$  o valor da razão de refluxo mínima,  $R_{min}$ . Algumas das variáveis citadas na tabela abaixo foram obtidas do trabalho de COLLURA et. al. (1988) e COSTA (1993). A coluna opera com um trocador de calor do tipo condensador total.

Tabela 4.1 Variáveis operacionais

Variáveis	Nome	Separação ETOH / H2O
F (kg/h)	Alimentação, líquido saturado	112400
$X_f$ (% ETOH)	Fração molar na alimentação	2,7
$X_d$ (% ETOH)	Fração molar no destilado	85
$X_b$ (% ETOH)	Fração molar na base	0,01
$T_f$ (°C)	Temperatura de alimentação	98,89
$P_t$ (atm)	Pressão no topo	1
$\Delta P$ (atm)	Diferença de pressão base-topo	0,01316

#### □ Dados de entrada para o HYSIM

Antes de iniciar a simulação da coluna, fez-se o balanço de massa total e por componentes para encontrar a taxa líquida no topo da coluna. Na Tabela 4.2, estão expostas as variáveis operacionais de entrada.

Tabela 4.2 Corrente de alimentação

Mistura	Temperatura (°C)	Pressão (atm)	Carga de Alimentação
líquido saturado	98,89	2	5987 Kgmol/h
Componentes		Composição [% molar]	
Etanol		2,7	
Água		97,3	
Taxa de líquido			
Produto	Topo	Composição [% molar]	
Etanol	161,08 Kgmol/h	85 [topo]	
Água	28,43 Kgmol/h	15 [topo]	
Total	189,51 Kgmol/h		

➤ Chamando operação DESTILAÇÃO

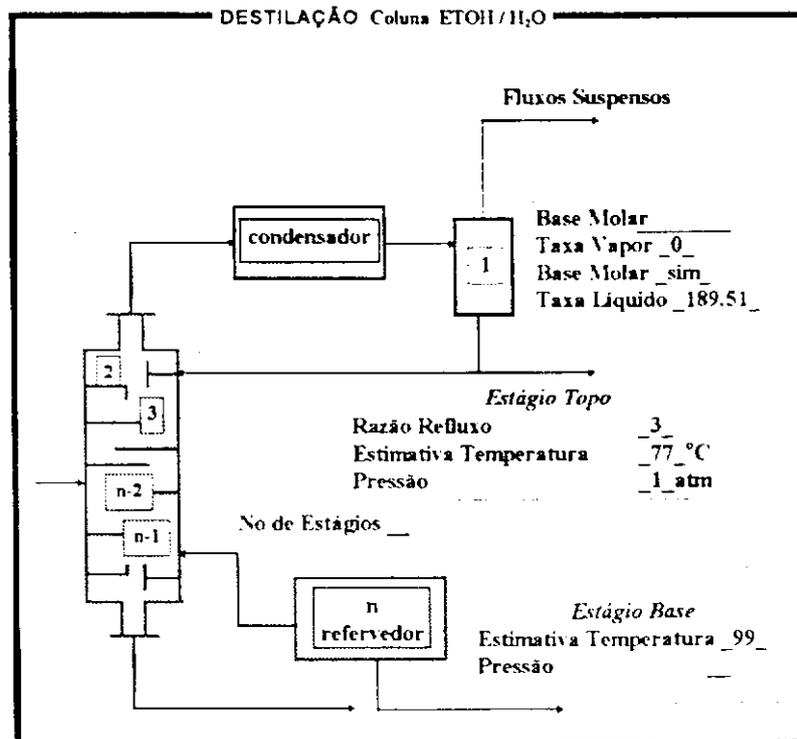


Figura 4.3 Operação Coluna de Destilação

### 4.3.2 Dimensionamento

O dimensionamento dos principais equipamentos do sistema convencional foi realizado mediante os resultados da simulação.

#### 4.3.2.1 Meta para dimensionar a coluna de destilação

Com auxílio do módulo "Checklist", do pacote Hysim escolheu-se o tipo de coluna a ser usada. Este módulo toma por base as condições do processo e algumas considerações sobre o projeto a ser avaliado. O resultado obtido para esta categoria indica que um prato do tipo perfurado atende às necessidades do sistema.

##### □ especificações do prato tipo perfurado

Após o resultado da análise "Checklist", fez-se o dimensionamento da coluna para cada variação do número de estágios. Na simulação, o Hysim divide a coluna em subseções de diâmetro constante para não provocar seu sobre-dimensionamento. À cada corte da seção o diâmetro varia, e desse modo, o diâmetro total da coluna será o maior valor entre as áreas seccionadas (KISTER,1992). No projeto do prato, apenas 2 (duas) das especificações, backup máximo da calha e  $\Delta P$ /prato, tiveram seus valores alterados. Os demais valores mantiveram-se inalterados conforme o padrão do simulador (Figuras 4.4 e 4.5).

PRATO_PERFURADO - entrada	
Fator do Sistema: 1,00	
No de Partes por Fluxo: 1 (nível branco p máximo)	
Espacamento do Prato: 24,00 in	
Backup máximo da Calha: 60,00 %	
Inundação máxima: 85,00 %	
$\Delta P$ prato: 1,36 mm Hg	
Clear da Calha: 1,50 in	
Tipo do Vertedouro: reto	
Altura do Vertedouro: 2,00 in	
Carga: 95,999 USGPM/h	
Tipo da Calha: vertical	
Espessura do Prato: 0,125 in	
Diâmetro do Furo: 0,18 in	
Espacamento do Furo: 0,500 in	
Material: aço carbono	
Diâmetro do Prato: _____ (se especificado se classificado)	

Figura 4.4 Especificações do prato

Dimensões do Casco - informações	
Nome da Seção: _____	
Tipo de Cabeçote: Elipsoidal	
Material do Casco: Aço carbono	
Corrosão permissível: 0,250 in	
Eficiência JOINT: 0,850	
Condições do Projeto	
default: 120 % de P-T max	
Pressão: _____ psia	
Temperatura: _____ F	

Figura 4.5 Dimensões do casco

### 4.3.2.2 Meta para dimensionar o trocador de calor

Através da opção "Rating", fez-se uma avaliação aproximada da área de troca térmica dos trocadores de calor: condensador e refeedor do sistema convencional. Primeiro, definiu-se o tipo, configuração e as especificações de projeto baseado no livro de KERN (1980) e no manual de Engenharia Química PERRY & CHILTON (1985).

Depois de fixadas as especificações, realizou-se a simulação dos equipamentos variando o diâmetro interno dos tubos (Tabelas A.2 e A.4, Apêndice - A), ou seja, variando o número de tubos por casco e o espaçamento da chicana. Os utilitários foram a água de arrefecimento a 30°C e vapor d'água na pressão de saturação.

- **Tipo e configuração:** trocador de calor casco-e-tubo de passe simples no casco e tubos com diâmetro externo de 3/4 in num arranjo triangular de 15/16 in e espessura BWG 16.
- **Especificando tipo de trocador rating**

Operação CALOR_CONDENSADOR	Geometria Simplificada _ Trocador de Calor_RATING				
<div style="display: flex; justify-content: space-around;"> <div style="text-align: center;"> <p>Lateral do Tubo</p> <p>Corrente de entrada: VAPOR</p> </div> <div style="text-align: center;"> <p>Lateral do Casco</p> <p>Corrente de entrada: AGUAREF</p> </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 10px;"> <div style="text-align: center;"> <p>Lateral do Tubo</p> <p>Corrente de entrada: CONDENSADO</p> </div> <div style="text-align: center;"> <p>Lateral do Casco</p> <p>Corrente de entrada: AGUAQUEC</p> </div> </div> <div style="margin-top: 10px;"> <p>UA especificado: <input type="text"/> KJ/h</p> <p>UA calculado: <input type="text"/> KJ/h</p> <p>Tipo do Trocador: <input type="text" value="Rating"/></p> <p>Passes no casco: <input type="text" value="1"/></p> </div>	<p>Tipo do Trocador (TEMA) A_E_L</p> <table style="width: 100%; border: none;"> <tr> <td style="width: 50%; vertical-align: top;"> <p><b>DADOS LATERAL TUBOS</b></p> <p>Tubo Passes Casco <input type="text" value="2"/></p> <p>Fator de Sujera <input type="text" value="0.0004 C-hm²/KJ"/></p> <p>Tubos por Casco <input type="text"/></p> <p><b>DADOS TUBOS</b></p> <p>Comprimento <input type="text" value="6090.0 m"/></p> <p>O.D. <input type="text" value="19.040 mm"/></p> <p>Espessura <input type="text" value="1.6510 mm"/></p> <p>Pitch <input type="text" value="23.8130 mm"/></p> <p>Orientação <input type="text" value="horizontal"/></p> <p>Lev. Ângulo <input type="text" value="30"/></p> </td> <td style="width: 50%; vertical-align: top;"> <p><b>DADOS LATERAL CASCOS</b></p> <p>Casco em Series <input type="text" value="1.0"/></p> <p>Casco em Paralelo <input type="text" value="1.0"/></p> <p>Fator de Sujera <input type="text" value="0.00004 C-hm²/KJ"/></p> <p><b>DADOS CHICANA</b></p> <p>Tipo <input type="text" value="simple"/></p> <p>Orientação <input type="text" value="vertical"/></p> <p>Curv. (°/arcos) <input type="text" value="25.00"/></p> <p>Espacimento <input type="text"/></p> </td> </tr> </table> <p style="text-align: center; font-size: small;">Alguns dos seguintes parâmetros em branco serão calculado pelo hysim</p> <table style="width: 100%; border: none;"> <tr> <td style="width: 50%; vertical-align: top;"> <p><b>LATERAL TUBO</b></p> <p>Coefficiente de transferência <input type="text"/> KJ/hm²°C</p> <p>Queda de pressão <input type="text" value="0.0 atm"/></p> </td> <td style="width: 50%; vertical-align: top;"> <p><b>LATERAL CASCO</b></p> <p>Coefficiente de transferência <input type="text"/> KJ/hm²°C</p> <p>Queda de pressão <input type="text" value="0.0 atm"/></p> <p>Diâmetro do Casco <input type="text"/> mm</p> <p>Área <input type="text"/> m²</p> </td> </tr> </table>	<p><b>DADOS LATERAL TUBOS</b></p> <p>Tubo Passes Casco <input type="text" value="2"/></p> <p>Fator de Sujera <input type="text" value="0.0004 C-hm²/KJ"/></p> <p>Tubos por Casco <input type="text"/></p> <p><b>DADOS TUBOS</b></p> <p>Comprimento <input type="text" value="6090.0 m"/></p> <p>O.D. <input type="text" value="19.040 mm"/></p> <p>Espessura <input type="text" value="1.6510 mm"/></p> <p>Pitch <input type="text" value="23.8130 mm"/></p> <p>Orientação <input type="text" value="horizontal"/></p> <p>Lev. Ângulo <input type="text" value="30"/></p>	<p><b>DADOS LATERAL CASCOS</b></p> <p>Casco em Series <input type="text" value="1.0"/></p> <p>Casco em Paralelo <input type="text" value="1.0"/></p> <p>Fator de Sujera <input type="text" value="0.00004 C-hm²/KJ"/></p> <p><b>DADOS CHICANA</b></p> <p>Tipo <input type="text" value="simple"/></p> <p>Orientação <input type="text" value="vertical"/></p> <p>Curv. (°/arcos) <input type="text" value="25.00"/></p> <p>Espacimento <input type="text"/></p>	<p><b>LATERAL TUBO</b></p> <p>Coefficiente de transferência <input type="text"/> KJ/hm²°C</p> <p>Queda de pressão <input type="text" value="0.0 atm"/></p>	<p><b>LATERAL CASCO</b></p> <p>Coefficiente de transferência <input type="text"/> KJ/hm²°C</p> <p>Queda de pressão <input type="text" value="0.0 atm"/></p> <p>Diâmetro do Casco <input type="text"/> mm</p> <p>Área <input type="text"/> m²</p>
<p><b>DADOS LATERAL TUBOS</b></p> <p>Tubo Passes Casco <input type="text" value="2"/></p> <p>Fator de Sujera <input type="text" value="0.0004 C-hm²/KJ"/></p> <p>Tubos por Casco <input type="text"/></p> <p><b>DADOS TUBOS</b></p> <p>Comprimento <input type="text" value="6090.0 m"/></p> <p>O.D. <input type="text" value="19.040 mm"/></p> <p>Espessura <input type="text" value="1.6510 mm"/></p> <p>Pitch <input type="text" value="23.8130 mm"/></p> <p>Orientação <input type="text" value="horizontal"/></p> <p>Lev. Ângulo <input type="text" value="30"/></p>	<p><b>DADOS LATERAL CASCOS</b></p> <p>Casco em Series <input type="text" value="1.0"/></p> <p>Casco em Paralelo <input type="text" value="1.0"/></p> <p>Fator de Sujera <input type="text" value="0.00004 C-hm²/KJ"/></p> <p><b>DADOS CHICANA</b></p> <p>Tipo <input type="text" value="simple"/></p> <p>Orientação <input type="text" value="vertical"/></p> <p>Curv. (°/arcos) <input type="text" value="25.00"/></p> <p>Espacimento <input type="text"/></p>				
<p><b>LATERAL TUBO</b></p> <p>Coefficiente de transferência <input type="text"/> KJ/hm²°C</p> <p>Queda de pressão <input type="text" value="0.0 atm"/></p>	<p><b>LATERAL CASCO</b></p> <p>Coefficiente de transferência <input type="text"/> KJ/hm²°C</p> <p>Queda de pressão <input type="text" value="0.0 atm"/></p> <p>Diâmetro do Casco <input type="text"/> mm</p> <p>Área <input type="text"/> m²</p>				

Figura 4.6 Correntes laterais

Figura 4.6a Especificações do condensador

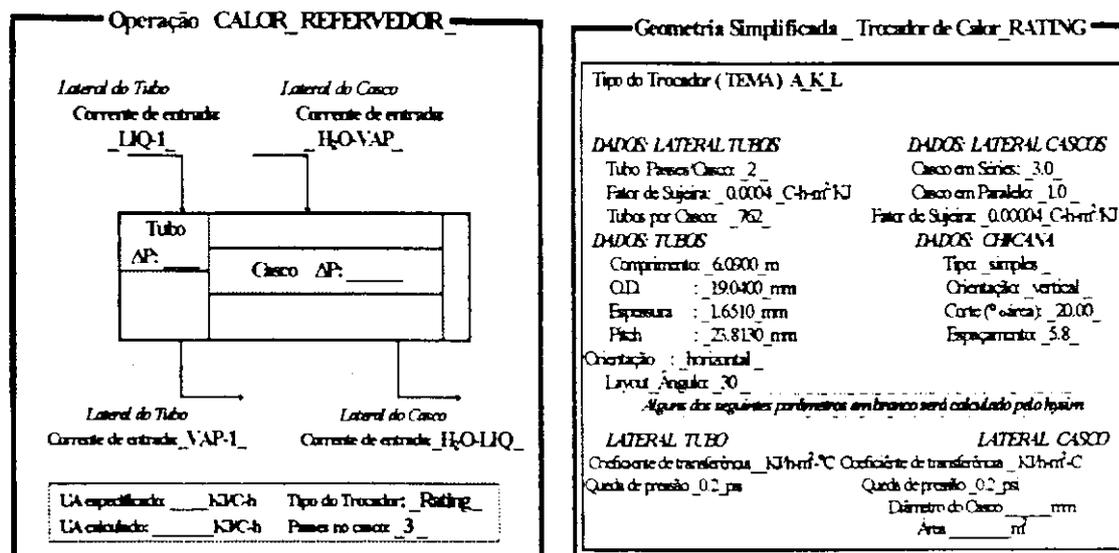


Figura 4.7 Correntes laterais      Figura 4.7a Especificações do refervedor

### 4.3.3 Otimização\_ Avaliação econômica simplificada

**META:** determinar a faixa de análise e o ponto ótimo de operação do sistema

#### 4.3.3.1 Base de Cálculo para Avaliação Econômica

Com os resultados do dimensionamento da coluna de destilação, do condensador e do refervedor do sistema convencional, avaliou-se a parte econômica do sistema. Para efetuar os cálculos de custos, dispõe-se da planilha de custo ( Excel ) e a moeda estabelecida foi o dólar americano.

##### 4.3.3.1.1 Meta para o custo total anual

O custo total anual é dado pela soma do custo relativo ao capital (instalação do equipamento) e os custos de consumo de utilitários (custo de operação).

➤ **Custo de Capital**

Para o cálculo do custo de capital foram usadas as correlações de GUTHRIE atualizada por um indicador econômico da M & S (Marshall & Swift Equipment Cost Index, 1995). Segundo GUTHRIE, o custo relativo ao capital de instalação da coluna de destilação, condensador e refeedor, respectivamente, pode ser dado de acordo com as seguintes equações:

$$C.I_{CD}, US\$ = 10981 (D)^{1.066} \cdot (H)^{0.802} \quad (4.1)$$

$$C.I_C, US\$ = 6312 \cdot (A)^{0.65} \quad (4.2)$$

$$C.I_R, US\$ = 6365 \cdot (A)^{0.65} \quad (4.3)$$

Usando as correlações acima, calcula-se para cada número de estágios resultante da otimização prato-retrofit, o custo relativo ao capital do S.D.C., que é a soma dos custos dos equipamentos dado por:

$$C.CA, US\$ = C.I_{CD} + C.I_C + C.I_R \quad (4.4)$$

➤ **Estimativa do investimento de capital fixo - IFC**

Para estimar o investimento de capital fixo (IFC) do sistema, fixou-se uma taxa de juros ( $i$ ) correspondente a 20% ao ano (PETTERS & TIMMERHAUS, 1991), assumindo um tempo de vida útil ( $n$ ) para a planta de 10 anos (MÉSZAROS & MEILI, 1994). A relação obtida em OMIDEYI et. al. (1984) apresenta-se da seguinte forma:

$$I.F.C. (US\$ / ano) = \frac{C.CA \cdot i}{(1 - f_d)} \quad (4.5)$$

Onde:

$$f_d = (1 + i)^{-n} \quad (4.6)$$

### ➤ Custo Operacional

O custo de operação (energia) é calculado em função dos custos e consumo dos utilitários quente (vapor d'água) e frio (água de refrigeração), mediante a Tabela 4.3 e a relação (Equação 4.7) obtida do trabalho de MÉSZAROS & FONYO (1986), estipulando na equação um tempo operacional ( HO ) para o sistema de 8000 h/ano (SILVA,1996).

Tabela 4.3 Custos unitários de energia (COPENE-BA, 1996)

---

$C_a$ - água de refrigeração = 0,02 US\$/m <sup>3</sup>
$C_v$ - vapor d'água = 0,007 US\$/Kg
$C_e$ - energia elétrica = 0,03 US\$/KWh

---

$$C.O., \text{ US\$/ano} = HO \cdot (c_v Q_v + c_a Q_a) \quad (4.7)$$

Desse modo, o custo total anual é calculado (Tabela A.9, Apêndice-A) através da expressão abaixo:

$$C.T.A., \text{ US\$/ano} = CCA + CO \quad (4.8)$$

Com o resultado do projeto econômico (Figura 5.9) do S.D.C., adaptou-se a bomba de calor por recompressão direta do vapor ao sistema convencional otimizado.

PARTE II \_\_\_\_\_ S.D.R.V. \_

#### 4.4 Simulação do S.D.R.V.

Para a simulação do sistema de destilação com recompressão direta do vapor, analisou-se o caso-base da Figura 4.8 com a coluna de destilação operando nas mesmas condições da coluna convencional otimizada. A avaliação econômica simplificada teve como função-objeto a taxa e o tempo de

retorno do investimento adicional, comparando-se os resultados do S.D.R.V. com aqueles obtidos para o sistema de destilação convencional.

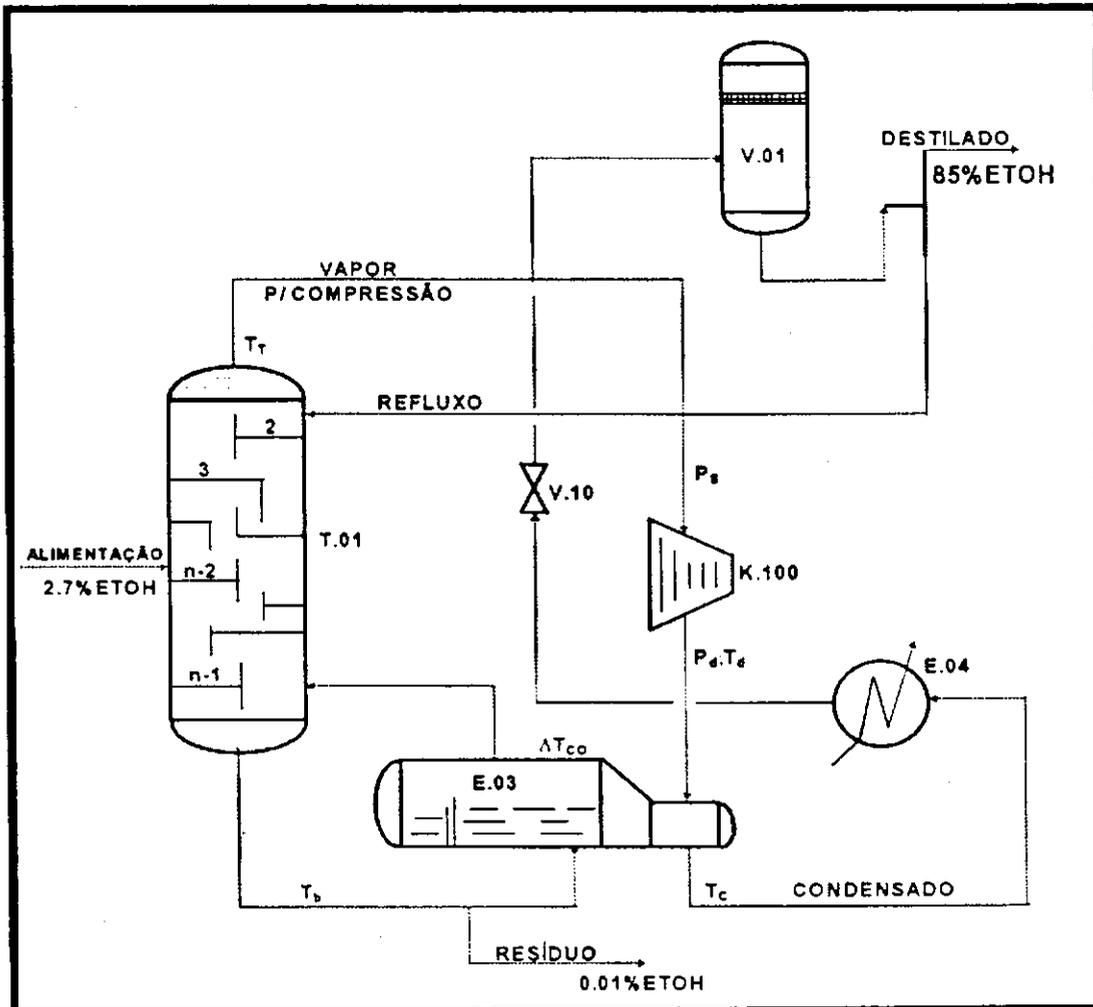


Figura 4.8 Configuração da destilação com recompressão direta do vapor

**META:** analisar a influência que o aumento da pressão de descarga do compressor exerce sobre a diferença de temperatura de condensação (temperatura pinch) e sobre a taxa e o tempo de retorno.

#### 4.4.1 Descrição do processo

Os vapores de topo da coluna (Figura 4.8) são recomprimidos no compressor (K-100) operando com eficiência politrópica de 75% calculada pelo HYSIM. Os vapores recomprimidos com níveis energéticos elevados, seguem para o refeedor - condensador (E-03) da BC, condensam-se, fornecendo calor de condensação a base da coluna. Em seguida, a carga condensada é subresfriada no resfriador (E-04), sofre um flash isotérmico na válvula de expansão (V-10) para retornar às condições especificadas, antes de ser separada no vaso acumulador (V-01) em carga de refluxo para a coluna e produto destilado.

#### 4.4.2 Otimização\_Temperatura pinch e Coeficiente de performance

- Meta para determinar a diferença de temperatura de condensação (temperatura pinch) no refeedor-condensador da bomba de calor.

Ao fixar a carga térmica ótima do refeedor (E-01, Figura 4.2) obtida do sistema de destilação convencional no refeedor-condensador (E-03, Figura 4.8), simulou-se o S.D.R.V. considerando o critério de saturação. Na simulação variou-se a pressão de descarga do compressor ( $P_d$ ) até atingir o critério de saturação que estabelece a menor pressão na qual a temperatura de condensação dos vapores ( $T_c$ ) de topo da coluna ocorra a uns poucos graus acima da temperatura de ebulição do produto de base.

- i. **Para o caso-base, variou-se a pressão de descarga ( $P_d$ ) de 4 a 18 atm.**

Para otimizar o processo, baseado no resultado da simulação, fixou-se um valor pinch entre as cargas de resíduo e de condensado e, fez-se um ajuste nos parâmetros operacionais. Para este procedimento usou-se a opção "Adjust" utilitário do HYSIM. Deste modo, o S.D.R.V. fica adaptado para encontrar o novo valor da pressão de descarga do compressor.

As operações unitárias usadas para a simulação S.D.R.V., estão presentes na Tabela 4.4 e os seus correspondentes resultados estão dispostos no Apêndice-C.

Tabela 4.4 Operações Unitárias utilizadas na simulação do S.D.R.V.

Operações Unitárias				
Coluna	Torre-1:	ALIM -Q-COND	-RESÍDUO Q-REF	-DESTILADO COMP-1
Comp	K-100:	COMP-1	-COMP -2	HP-COMP
		Tipo: Politrópica Eficiência Adiabática: 71.21% Eficiência Politrópica: 75.01%		
Cool	COOLER:	COMP-2	-COND-3	-Q-REF
		ΔP: 0.0130 atm		
Heat	TROCA-100:	COND-3	-RESF-4	H <sub>2</sub> O-FRIA -H <sub>2</sub> O-AQUEC
		UA calculado: 105383.21 KJ/°C-h Passes no Casco: 1 UA dado: _____ KJ/°C-h Tipo: RATE		
Valv	VALVE:	RESF-4	-VAV-5	
Sepa	SEPA:	VALV-5	-ACUMU-LIQ	-VAP
Tee	DIVI:	ACUMU-LIQ	-DESTILADO	-REFLUXO
Adju	AJUSTE:	Variável Ajustada: PRESSÃO da corrente COMP-2 Variável Dependente: TEMPERATURA da corrente COND-3 Target: ——— corrente RESI Tolerância: 0.5000°C Step: 5066.2500 KPa Tipo: SECANTE		

□ Meta para o Coeficiente de Performance \_COP

À medida em que se simula o sistema para cada valor de  $P_d$  pertencente a faixa de operação do compressor e, de posse desses

resultados, calcula-se o COP através da relação (Equação 4.9) entre a carga térmica fornecida pelo sistema de destilação convencional com o trabalho de compressão:

$$\text{COP} = \frac{Q_R}{W_{rc}} \quad (4.9)$$

#### 4.4.3 Dimensionamento

Simula-se o trocador de calor do tipo resfriador, usando o mesmo procedimento adotado para a configuração de projeto do condensador do SDC. Entretanto, para cada valor da pressão de descarga do compressor, têm-se um valor correspondente à área de troca térmica.

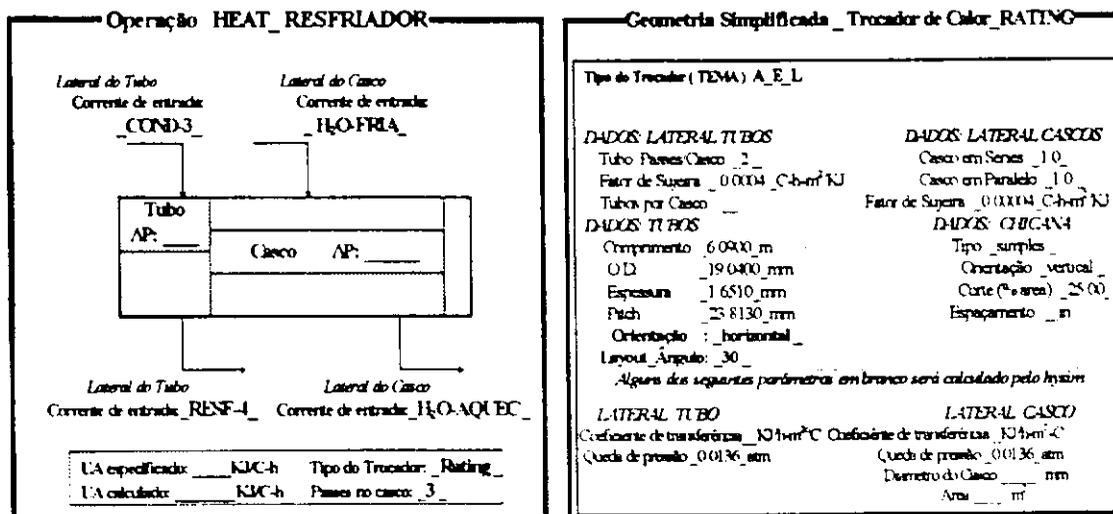


Figura 4.9 Operação troc. de calor    Figura 4.9a Especificando trocador rating

#### 4.4.4 Otimização\_Avaliação econômica simplificada

**META:** determinar a taxa e o tempo de retorno do investimento adicional feito pela implantação da bomba de calor ao sistema de destilação convencional.

#### 4.4.4.1 Base de cálculo para avaliação econômica

A base de cálculo efetuada para o S.D.R.V. é praticamente a mesma que a desenvolvida no S.D.C. Porém, são incluídos os cálculos de custo dos equipamentos adicionais, compressor e resfriador, e os cálculos inerente ao balanço econômico resultante da comparação feita entre os dois sistemas analisados. Usou-se a mesma planilha de custo como também as correlações atualizadas de GUTHRIE, a base monetária sendo o dólar americano.

##### 4.4.4.1.1 Meta para o custo do Capital Adicional

O custo do capital adicional (C.CAd) é dado pela soma dos custos dos equipamentos adicionais, segundo a relação abaixo:

$$C.CAd, US\$ = C.I_{CP} + C.I_{RF} \quad (4.10)$$

##### ➤ Custo do compressor

Com o valor do trabalho de compressão ( $W_{rc}$ ) obtido após a simulação do sistema, efetuou-se os cálculos relativo ao custo do equipamento mediante a correlação de GUTHRIE, abaixo:

$$C.I_{CP}, US\$ = 7543 \cdot (W_{rc})^{0.82} \quad (4.11)$$

##### ➤ Custo do resfriador

Com o resultado da área de troca térmica obtida da simulação, o custo do equipamento é calculado pela mesma correlação de Guthrie utilizada no cálculo do condensador do sistema de destilação convencional.

Feito isto, pode-se expressar os resultados obtidos para o C.CAd do sistema conforme a Tabela A.6 (Apêndice-A).

#### 4.4.4.1.2 Meta para o Custo de Operação

Da mesma forma que foi estabelecido nos cálculos do S.D.C., o custo operacional é dado pela soma das contribuições de energia. Para este sistema, a contribuição de energia elétrica é a nova parcela a ser adicionada ao consumo de água de refrigeração devido a adição do compressor. A relação de MÉSZAROS & FONYO (1986) inclui o consumo do utilitário de energia elétrica (Tabela 4.3) e define-se conforme a Equação 4.13. Também considerou-se na equação o mesmo tempo operacional (SILVA,1996), 8000 h/ano, designado para o serviço.

$$C.O._{SDRV} = HO \cdot (c_e W_{rc} + c_a Q_a) \quad (4.12)$$

Os resultados da estimativa para o custo operacional do sistema estão presentes na Tabela A.8 (Apêndice-A).

#### 4.4.4.1.3 Meta para determinar a Função\_Objetivo

O cálculo da função-objetivo relaciona às configurações de projetos, em função de uma análise comparativa entre o S.D.R.V. e o sistema de destilação convencional. Calcular a função-objetivo, significa prever as vantagens ou desvantagens econômicas relativa ao investimento adicional e a economia oferecidas pela implantação da BC ao sistema convencional.

##### i. Investimento Adicional

O investimento adicional a ser calculado é a relação (Equação 4.13) entre o custo de capital adicional fornecido pelo S.D.R.V. e o custo de capital (CCA) dado pelo sistema de destilação convencional.

$$I.Ad = C.CAd._{SDRV} - C.CA._{SDC} \quad (4.13)$$

## ii. Economia do sistema

Fornecido o valor do custo operacional do sistema de destilação convencional, calcula-se a economia ( $E_c$ ), Equação 4.14, gerada pelo S.D.R.V. da seguinte forma:

$$E_c = C.O._{SDC} - C.O._{SDRV} \quad (4.14)$$

### 4.4.4.1.3.1 Função-objetivo\_Taxa de Retorno

A taxa de retorno (TR) é uma variável econômica que relaciona, Equações 4.15 e 4.16, a economia e o investimento adicional estabelecido pelo S.D.R.V., em termos percentuais. Com os resultados obtidos da análise econômica, calcula-se seu valor e, conseqüentemente, obtêm-se de maneira inversa o tempo de retorno (TRAd) do investimento adicional gerado pela adição do compressor ao sistema de destilação convencional.

$$[TR],\% = \frac{E_c}{I.Ad} \quad (4.15)$$

$$[TRAd],ano = \frac{I.Ad}{E_c} \quad (4.16)$$

#### 4.5 Efeito da queda de pressão na coluna

**META:** analisar a sensibilidade paramétrica do sistema de destilação convencional por redução da queda de pressão na coluna.

Na simulação do sistema de destilação com recompressão direta do vapor, analisou-se o caso-base da Figura 4.8 com a coluna de destilação nas condições da coluna convencional otimizada.

Nesta nova situação, modifica-se o caso-base reduzindo a queda de pressão ( $\Delta P$ ) da coluna sem descaracterizar as condições ótimas do S.D.C. nem as especificações dos produtos. Com a redução da queda de pressão na coluna de destilação é necessária nova avaliação econômica do sistema convencional para determinar as condições operacionais e, então, refazer a análise para o sistema com a recompressão do vapor. O procedimento da simulação e dos cálculos de custos é o mesmo desenvolvido, referente ao caso-base.

- ii. Para as alterações (A) e (B) do caso-base, variou-se a pressão de descarga ( $P_d$ ) de 3 a 7 atm e 1.5 a 5.5 atm, respectivamente.

# CAPÍTULO V

## RESULTADOS DA SIMULAÇÃO

### 5. Introdução

Neste capítulo serão apresentados os resultados, em forma de gráficos, as análises da simulação do sistema de destilação convencional, bem como da destilação auxiliada com uma bomba de calor por recompressão direta do vapor para a separação da mistura aquosa de etanol. A sequência dos resultados está dividida em três etapas:

#### I. OTIMIZAÇÃO DO S.D.C (SISTEMA DE DESTILAÇÃO CONVENCIONAL)

- **prato\_retrofit**: determina a posição do prato de alimentação e a faixa de análise operacional do sistema.
- **avaliação econômica preliminar**: indica o projeto econômico dentro da faixa ótima operacional tendo com função-objetivo os custos fixos de capital (CCA) e de operação (CO).

#### II. OTIMIZAÇÃO DO S.D.R.V. (SISTEMA DE DESTILAÇÃO C/ RECOMPRESSÃO DO VAPOR)

- **Diferença de Temperatura no refeedor-condensador da bomba de calor,  $\Delta T_{co}$** : determina para o caso\_base a temperatura *pinch* dentro da faixa de aplicação econômica da bomba de calor (BC) obedecendo ao princípio da recompressão do vapor.
- **Avaliação econômica preliminar**: compara economicamente o S.D.R.V. com o S.D.C., tendo como função-objetivo a taxa de retorno do investimento adicional.

### III. EFEITO DA QUEDA DE PRESSÃO NA COLUNA

- analisa a sensibilidade do sistema de destilação convencional, modificado por duas alterações na pressão de base da coluna.

PARTE I \_\_\_\_\_ S.D.C. \_\_\_\_\_

## 5.1 Otimização do Sistema de Destilação Convencional

O S.D.C. foi otimizado visando encontrar as condições ótimas operacionais e, com isso, definir o projeto econômico para implantar a BC por recompressão direta do vapor. O estabelecimento de metas para o prato - retrofit e para a avaliação econômica, desencadeia os seguintes resultados:

### 5.1.1 Prato-Retrofit

#### 5.1.1.1 Posição do prato de alimentação

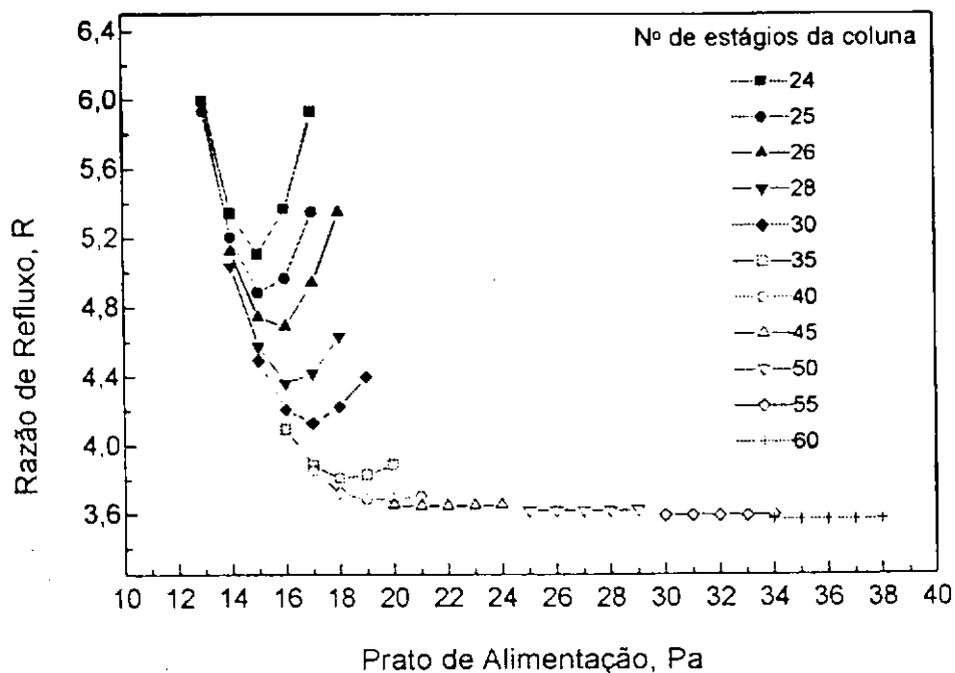


Figura 5.1- Influência do prato de alimentação sobre a razão de refluxo

A Figura 5.1 mostra que a razão de refluxo diminui à medida que a posição do prato de alimentação aumenta em direção ao fundo da coluna para determinados números de estágios. Observa-se que a localização do prato de alimentação exerce uma influência significativa sobre a razão de refluxo, quando o número de estágios tende ao mínimo. A partir do estágio 35, esta localização torná-se sem efeito sobre a razão de refluxo.

Acima de colunas com 35 estágios, a posição do prato de alimentação praticamente não influencia a razão de refluxo a qual diminui com o aumento do número de estágios e começa a estabilizar até atingir o refluxo mínimo. Portanto, qualquer que seja a posição escolhida, dentro da faixa de estudo, esta será um ponto para introduzir a alimentação, pois a alimentação sendo líquido-saturado a concentração em qualquer destes pontos será aproximadamente igual a composição da alimentação. Esta avaliação é compatível com a afirmação de KING (1971) para alimentação em condições de líquido-saturado.

Abaixo de colunas com 35 estágios, a razão de refluxo aumenta com a redução do número de estágios, tendo como limite o refluxo total. Este comportamento ocorre devido ao número reduzido de estágios na zona de retificação, pois a alimentação sendo introduzida numa bandeja, cuja composição não está próxima à da alimentação, ocorre uma contaminação por efeito de mistura, alterando os perfis de concentração e temperatura ao longo da coluna. A redução da eficiência de separação aumenta a razão de refluxo para capacitar a separação especificada. Este comportamento foi também observado nos estudos feitos por COSTA (1993) para a mesma mistura aquosa de etanol e por SILVA (1996) para mistura etilbenzeno-estireno.

### 5.1.1.2 Faixa de operação

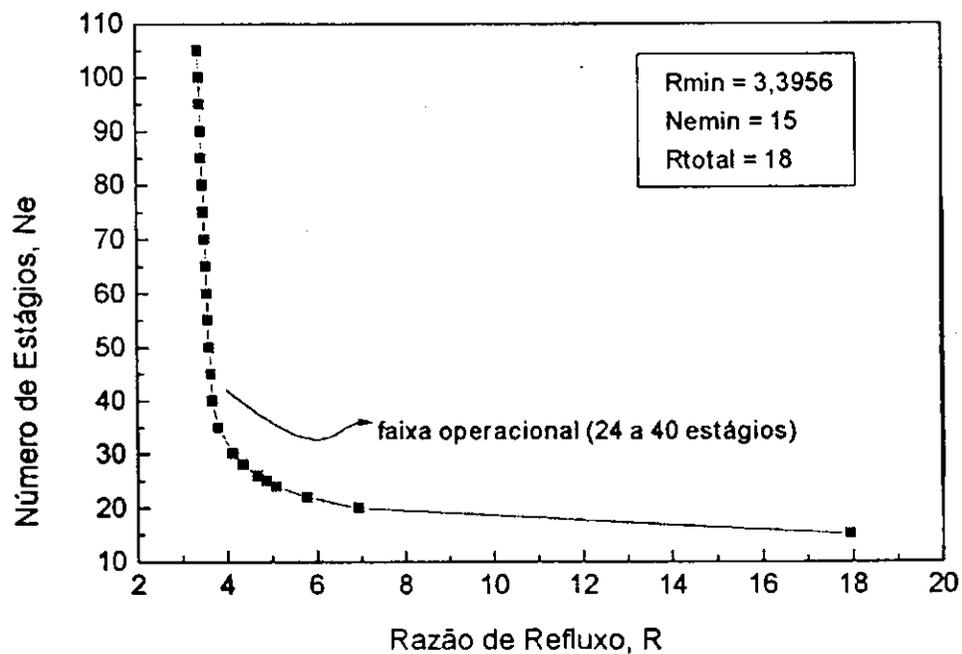


Figura 5.2- Comportamento do número de estágios sobre a razão de refluxo

Os sistemas de destilação convencional são frequentemente otimizados baseado na razão de refluxo operacional que permitirá a separação desejada. Esta escolha afeta o custo de capital da coluna e dos trocadores de calor auxiliares, como também o custo de energia do sistema. Por esta razão é necessário fazer uma avaliação de custos para encontrar o valor desta variável de operação. Desta forma, o estudo do comportamento do número de estágios em função da razão de refluxo tem por objetivo determinar a razão de refluxo mínima e a sua faixa de operação. Dentro desta faixa, pode-se obter, através de um balanço econômico, o ponto ótimo que defina o projeto econômico para instalar a BC ao sistema convencional.

O efeito da variação da razão de refluxo de 3,4 a 18 está representado na Figura 5.2, a qual mostra que o número de estágios requerido foi reduzido de 105 para 15 mediante o aumento da razão de refluxo. Percebe-se que o  $R_{min}$  e  $N_{emin}$  a refluxo total constituem assíntotas à curva e, estas regiões assintóticas a nível de projeto, deve ser evitada. Pois, uma razão de refluxo elevada acarreta menor número de estágios, mas aumenta as cargas térmicas

do refeedor e do condensador e, conseqüentemente a elevação dos custos operacionais. Por outro lado, a diminuição da razão de refluxo causa aumento do número de estágios e uma redução dos custos operacionais. Com um refluxo menor do que  $R_{\min}$  é impossível realizar a operação especificada.

De acordo com dados da literatura (PERRY & GREEN, 1984) a razão de refluxo ótima para uma determinada separação encontra-se na faixa de (1,1 a 1,5) do valor da razão de refluxo mínima. Assim sendo, o número de estágios que percorre os limites da faixa operacional corresponde ao intervalo de 24 a 40 estágios.

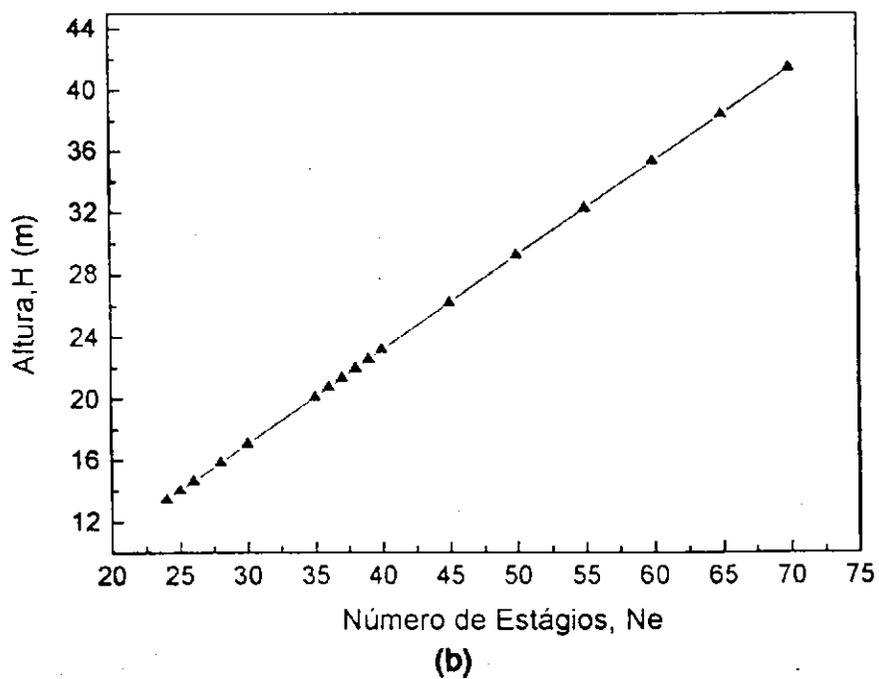
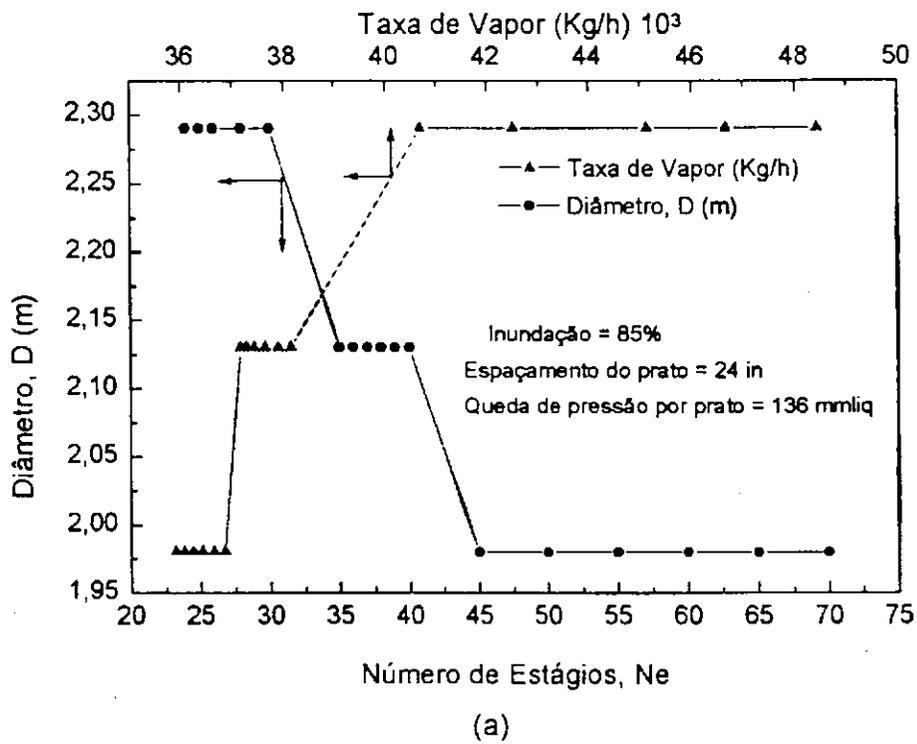
### **5.1.2 Otimização\_ Avaliação econômica simplificada**

Os resultados, sobre o projeto econômico são analisados para determinar a razão de refluxo ótima e, conseqüentemente, o desempenho do sistema de destilação convencional. O cálculo financeiro leva em consideração os custos de capital (C.CA) dos principais equipamentos (coluna, condensador e refeedor) e o custo operacional (C.O) de energia relativo ao gasto de água de arrefecimento e vapor d'água. O custo total anual (C.T.A.) é a soma dos custos de capital e operacional do sistema.

#### **5.1.2.1 Dimensionamento**

Nas Figuras 5.3(a e b) representa-se as dimensões da coluna de destilação convencional, como também na Figura 5.4 a estimativa de custo do equipamento. As variáveis correspondente a área de troca térmica e ao custo de investimeto anual do condensador e do refeedor mostram através das Figuras (5.5 e 5.5a; 5.6 e 5.6a), respectivamente, o comportamento de cada equipamento projetado.

### 5.1.2.1.1 Coluna de Destilação Convencional



Figuras 5.3 (a e b) - Influência do número de estágios sobre as dimensões da coluna

As dimensões do diâmetro e da altura a serem usados na correlação de GUTHIER referente a coluna de destilação estão representadas na Figura 5.3. Esta Figura coloca em evidência a influência do número de estágios ( $N_e$ ) sobre o diâmetro ( $D$ ) e a altura ( $H$ ) da coluna. O  $N_e$  evoluindo de 24 a 70 estágios, a altura da coluna aumenta proporcionalmente, o diâmetro diminui de 2,29 m para 1,98 m, isto porque a razão de refluxo (Figura 5.2) decresce, fazendo com que a taxa de vapor que determina a escolha do diâmetro diminua (COULSON et. al.,1989; FOUST et. al.,1982; KING,1971).

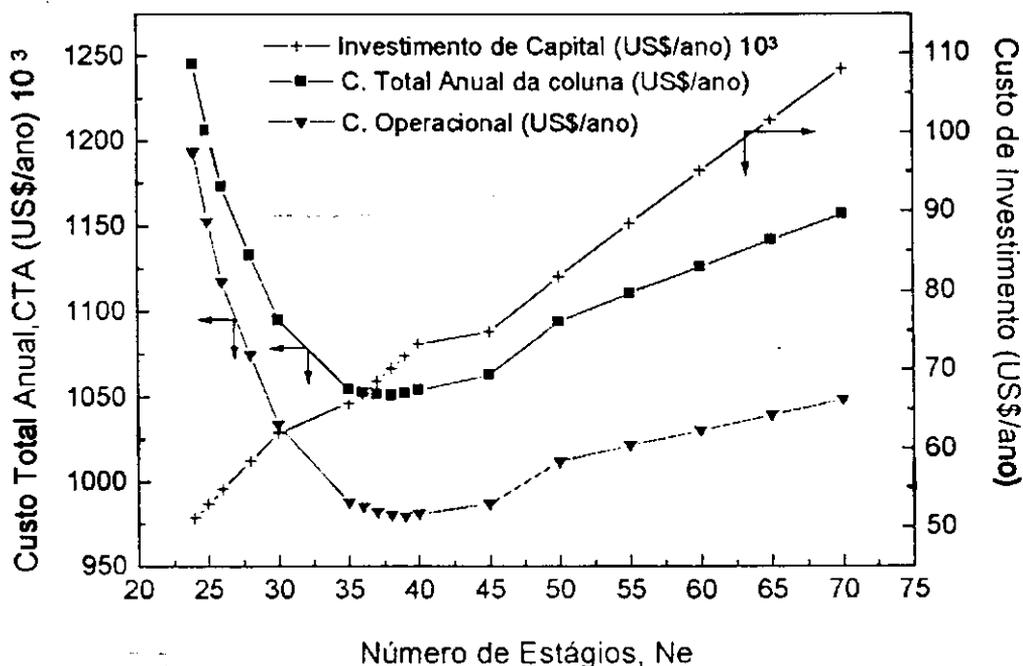


Figura 5.4 - Influência do  $N_e$  da coluna sobre o custo de investimento total

De acordo com a Figura 5.4 e a Tabela A.1 (Apêndice-A), o custo de investimento da coluna aumenta em função do número de estágios, concordando com PETERS & TIMMERHAUS (1991). Apesar do diâmetro da coluna diminuir (Figura 5.3), o custo de investimento cresce, isto porque há uma elevação na altura da coluna causada pela redução na razão de refluxo (Figura 5.2). De tal modo que, a elevação da altura da coluna gera um interesse econômico maior do que a diminuição do diâmetro, devido a redução

na taxa de vapor que, conseqüentemente, atingirá as taxas de calor removida e fornecida à coluna.

O custo operacional do vapor e da água de arrefecimento, diminui até um intervalo mínimo do número de estágios variando de 35 a 40 estágios, e a partir desta faixa começa a aumentar moderadamente. O custo total anual da coluna é a soma das duas curvas da Figura 5.4, cuja "performance" é igual à assíntota do custo operacional o qual exerce influência maior sobre o projeto econômico, já que a mistura aquosa de etanol encontra-se próximo a região azeotrópica. O custo total anual mínimo localiza-se numa faixa intermediária do número compreendido entre 35 a 39 estágios teóricos.

### 5.1.2.1.2 Condensador

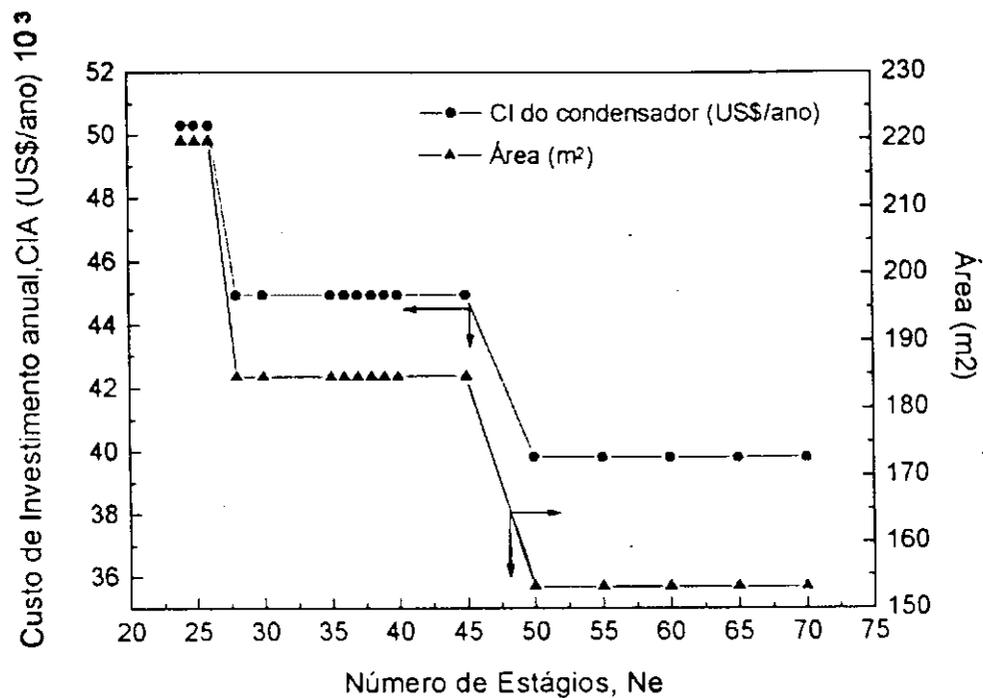


Figura 5.5 - Influência do Ne sobre o custo de investimento anual e área do condensador

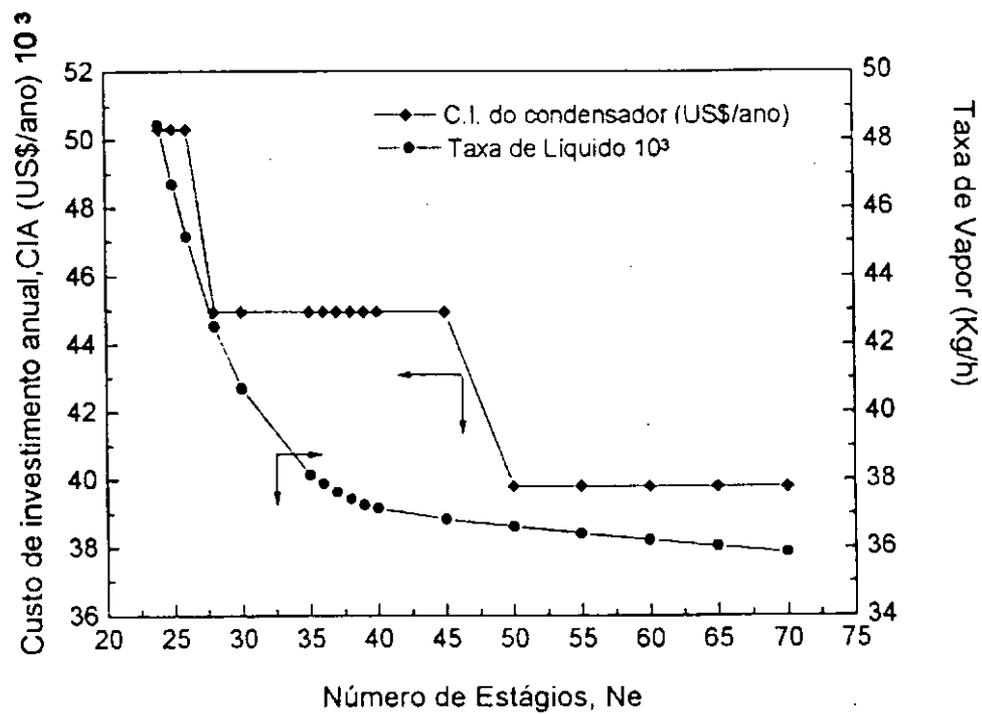


Figura 5.5a - Influência do Ne sobre o custo de investimento anual e taxa de vapor no condensador

### 5.1.2.1.3 Refervedor

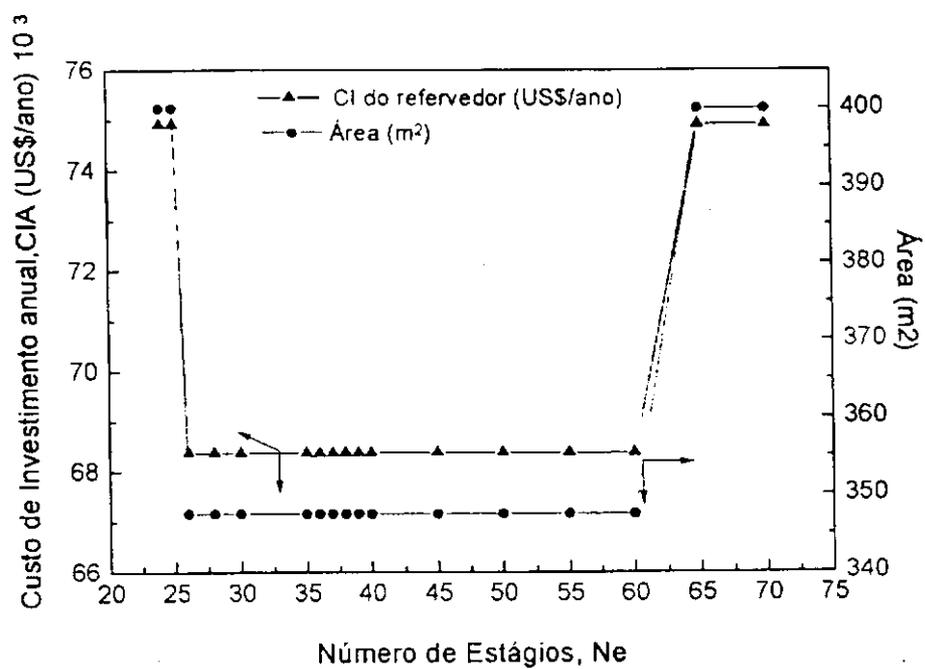


Figura 5.6 - Influência do Ne sobre o custo de investimento anual e área do refervedor

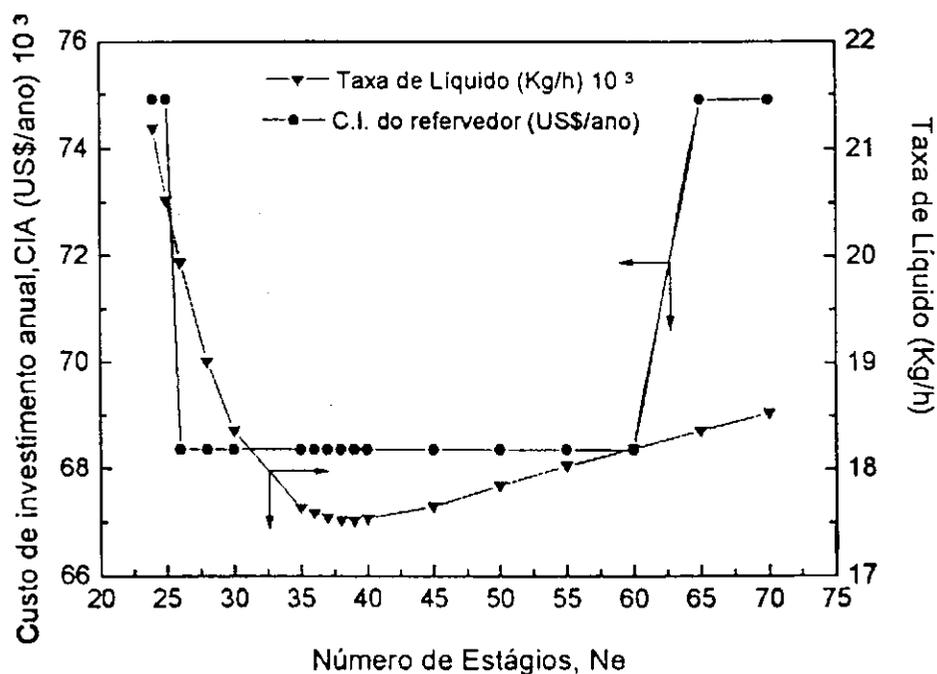


Figura 5.6a - Influência do Ne sobre o C.I.A. e a taxa de líquido no refervedor

#### ➤ Influência das variáveis de projeto para a instalação do condensador

As Figuras (5.5 e 5.5a) e a Tabela A.3 (Apêndice-A), evidenciam predominantemente o custo de investimento anual do equipamento instalado, a taxa de vapor e a área de troca térmica do condensador sobre o número de estágios. Em ambas Figuras o custo de investimento anual (C.I.A.), diminui, assim como decrescem a área de troca térmica (Figura 5.5) e a taxa de vapor (Figura 5.6) a ser processada no equipamento, enquanto aumenta-se o número de estágios. Em termos dimensionais de projeto do condensador, ocorre uma queda da área superficial de troca térmica de 220 m<sup>2</sup> para 153 m<sup>2</sup> provocando, proporcionalmente, uma redução nos custos. Ao passo que o número de estágios aumenta, a razão de refluxo diminui (Figura 5.2) fazendo com que a taxa de vapor diminua e interfira diretamente na redução da área de troca térmica e, conseqüentemente, nos custos de investimento anual do condensador.

## ➤ Influência das variáveis de projeto para a instalação do refervedor

As Figuras (5.6 e 5.6a) e Tabela A.5 (Apêndice-A) representam o custo de investimento anual para instalação do equipamento, a taxa de líquido e a área de troca térmica sobre o número de estágios. Nas duas figuras, com o aumento do  $N_e$  o custo de investimento anual do refervedor é minimizado num intervalo de 26 a 60 estágios para uma área superficial de troca térmica mínima de  $348 \text{ m}^2$  e a taxa de líquido a ser processado no equipamento passa por uma faixa mínima de operação. Percebe-se então, que a razão de refluxo diminui com a elevação do número de estágios (Figura 5.2), fazendo com que a taxa de líquido minimize e interfira diretamente na área de troca térmica e, conseqüentemente, no custo de investimento anual do refervedor.

### **5.1.2.2 Estimativa de custo para escolha do projeto econômico**

O projeto final e os parâmetros operacionais ótimos para o sistema de destilação convencional (S.D.C.) que atende às condições do caso-base estão ilustrados na Figura 5.9. A unidade opera a 8000 h/ano e o custo total anual, inclui, além do custo operacional, uma estimativa para o investimento do capital fixo de 20% durante um período de operação da planta de 10 anos. Na análise econômica a variável manipulada e otimizada para descrever completamente a coluna é a razão de refluxo.

#### **5.1.2.2.1 Razão de refluxo ótima**

Condizente com PETERS & TIMMERHAUS (1991) as variáveis econômicas envolvidas no trabalho são o custo da coluna, custo do condensador e do refervedor, que são representados pelas Tabelas (A.6 e A.7) (Apêndice-A), como o custo e o investimento do capital fixo. Os custo de vapor e água de arrefecimento demonstrados na Tabela A.8 (Apêndice-A), correspondem ao custo operacional do sistema.

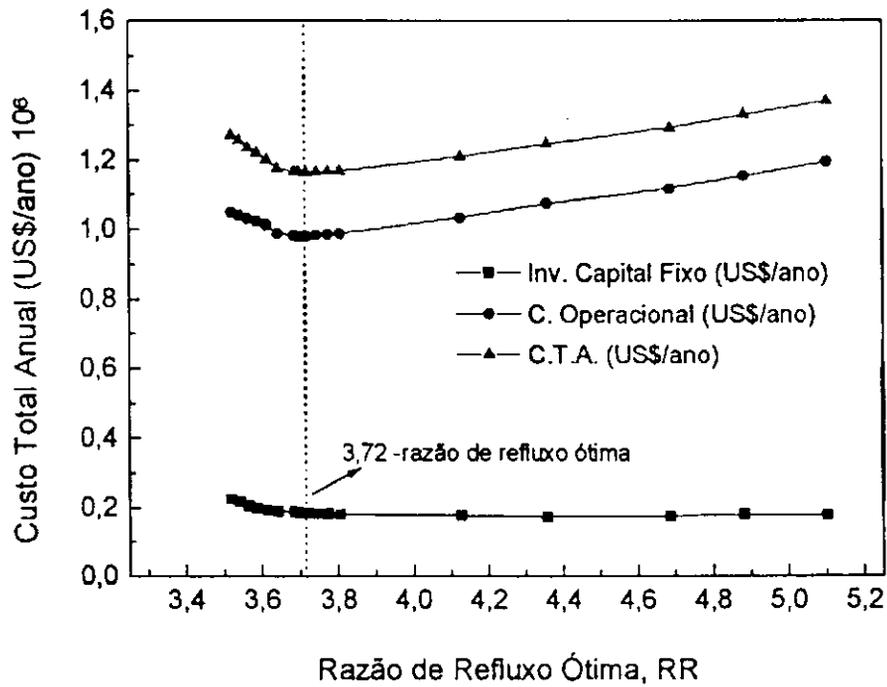


Figura 5.7- Perfil do C.T.A. sobre a razão de refluxo p/ separação da mistura aquosa de etanol

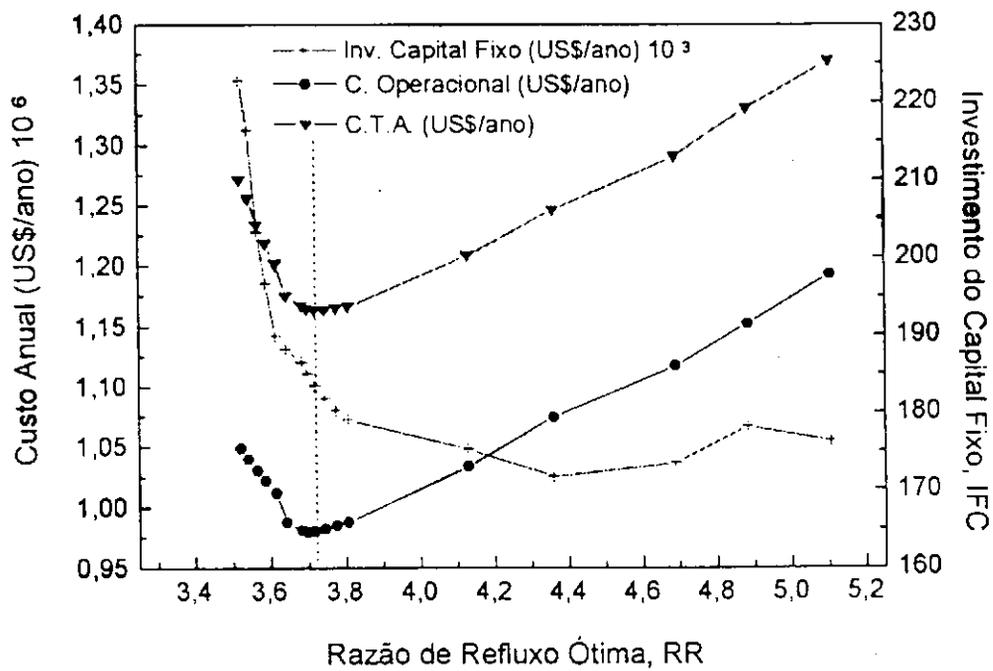


Figura 5.7a - Comportamento do CTA sobre a razão de refluxo

Os resultados da simulação da unidade de destilação convencional e da análise econômica sobre o custo total anual para diferentes valores da razão de refluxo estão exibidos na Tabela A.9 (Apêndice-A), e pelas Figuras (5.7 e 5.7a).

Nota-se, através da Figura 5.7, a grande diferença entre o custo total anual (C.T.A.) e o investimento do capital fixo (I.C.F.) retratando quanto o custo de operação influencia, significativamente, na economia do sistema. De fato, para alcançar a especificação desejada do etanol a 85% molar, este valor aproxima-se do ponto de azeotropia (Figura 3.5) onde a separação da mistura tomá-se mais difícil por destilação convencional devido a elevação no consumo de energia (LEE & PAHL, 1985). Portanto, o etanol a 85% molar está no limiar da região azeotrópica e, em termos econômicos, este aumento de energia afeta o custo operacional como também interfere predominantemente no C.T.A. do sistema de destilação convencional.

De forma coerente, segundo GOMIDE (1888), nenhuma das situações extremas relativo a razão de refluxo ótima (Figura 3.8) representa condição econômica de trabalho.

Observando a Figura 5.7a, ao aumentarmos a razão de refluxo verifica-se a tendência do custo de operação do sistema aumentar, mas a altura da coluna diminui rapidamente, reduzindo o investimento do capital fixo (I.C.F.). Todavia, o diâmetro aumenta com a razão de refluxo e, conseqüentemente, a taxa de vapor também elevá-se (Figura 5.3) e interfere diretamente no tamanho do condensador (Figura 5.5) e do refeedor (Figura 5.6) e a partir de uma razão de refluxo bem definida, o custo total anual começa a aumentar. Por outro lado, se "induzimos" a razão de refluxo à região de refluxo mínimo, o número de estágios cresce infinitamente (Figura 5.2), assim como o I.C.F. e apesar do custo de operação ser reduzido, pois o refluxo é mínimo, o C.T.A. cresce muito mais. Percebe-se, então, que nas extremidades direcionadas à refluxo mínimo ou a refluxo total o custo total anual sempre aumentará. Mas, entre estas extremidades existe uma faixa intermediária da razão de refluxo que define um intervalo mínimo do custo total

anual. Este intervalo corresponde a uma faixa entre 35 a 39 estágios (Figura 5.4). Nesta faixa a razão de refluxo ótima cai de 3,81 para 3,69.

➤ Quociente de Refluxo Ótimo,  $R/R_{min}$

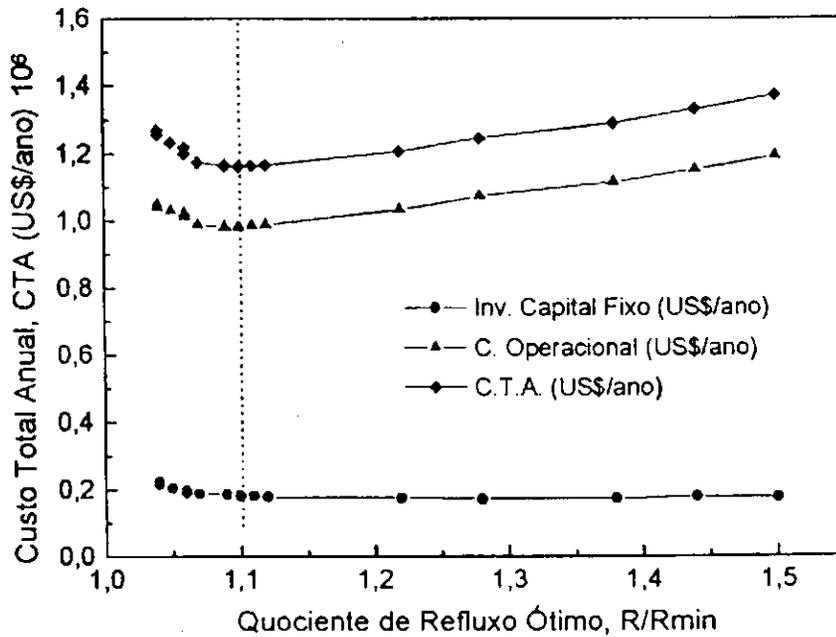


Figura 5.8 - Faixa ótima de operação sobre o CTA

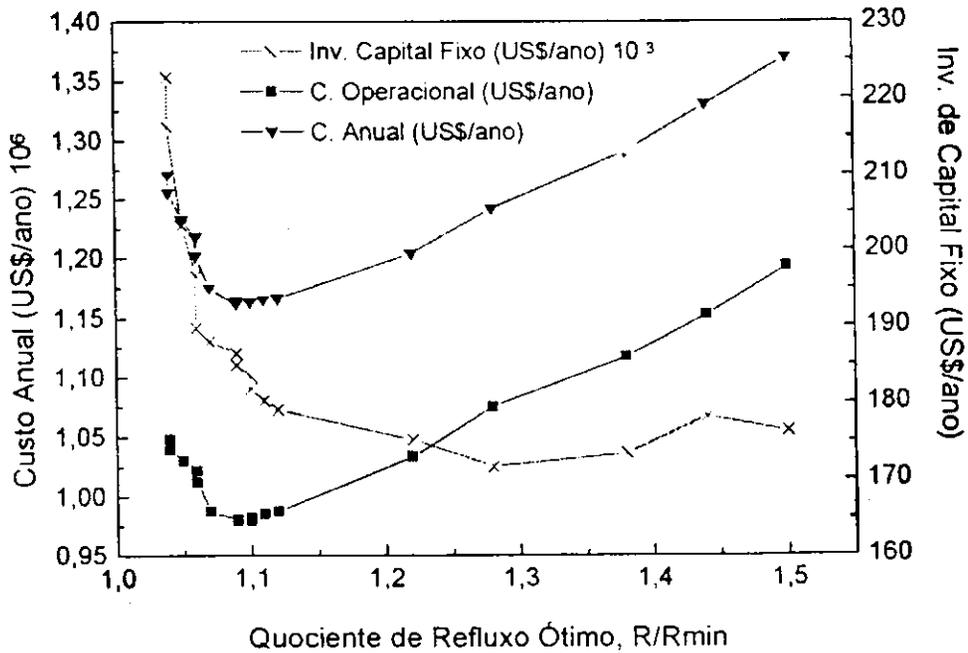


Figura 5.8a - Quociente ótimo para separação da mistura aquosa de etanol

### ➤ Escolha do Projeto Econômico

A razão de refluxo ótima definirá o projeto econômico para instalação da bomba de calor. Neste caso, o mínimo ocorre numa razão de refluxo em torno de 3,72. A razão de refluxo mínima exibida na Figura 5.2 é de aproximadamente 3,40 e, portanto, o custo total anual mínimo ocorre num quociente de refluxo ótimo igual a 1,10 dado pela Tabela A.10 (Apêndice-A) e Figuras (5.8 e 5.8a). Este resultado pode ser comparado com os dados citados por PERRY & GREEN (1980) quando estabelece uma faixa para a razão de refluxo ótima de 1,1 a 1,5 vezes o valor de  $R_{min}$ . Também condiz com PETERS & TIMMERHAUS (1991) quando avalia economicamente a razão de refluxo ótima para separação do sistema benzeno-tolueno. Entretanto, como ilustrado na Figura 5.8, o custo total anual mínimo localiza-se no extremo inferior da faixa correspondente ao quociente de refluxo e à medida que este quociente se desloca para o extremo superior devido ao aumento proporcional do refluxo, o C.T.A. cresce moderadamente completando toda a faixa de análise operacional.

Ao definir a razão de refluxo ótima mediante a análise de custo simplificado, fica estabelecido através da Tabela 5.1 o projeto econômico de uma coluna de destilação operando com 38 estágios de equilíbrio com uma diferença de temperatura e de pressão através da coluna (Tabela A.11, Apêndice-A), cerca de 33,62°C e 1,50 atm, respectivamente, com um consumo de energia na ordem de 11063 KW.

Tabela 5.1 Ponto ótimo de operação p/ separação do sistema ETANOL- ÁGUA

<b>Varáveis Operacionais</b>		
<b>Variáveis</b>	<b>Referência</b>	<b>Valores Operacionais</b>
F (Kg/h)	Alimentação, líquido saturado	112.400
Vs (Kg/h)	Vapor suspenso	37.430
D (Kg/h)	Destilado	7.930
R (Kg/h)	Resíduo de base	104.470
Xf (%ETOH)	Fração molar na alimentação	2,7
Xd (%ETOH)	Fração molar no destilado	85
Tb (°C)	Temperatura de base	111,74
Tt (°C)	Temperatura de topo	78,12
$\Delta T$ (°C)	Diferença de temperatura base-topo	33,62
Pt (atm)	Pressão de topo	1
Pb (atm)	Pressão de base	1,5
$\Delta P$ (atm)	Diferença de pressão base-topo	0,5
RR	Razão de refluxo	3,72
Ne	Número de estágios	38
Pf	Prato de alimentação	19
Qc (kw)	Taxa de calor do condensador	9.663
Qr (kw)	Taxa de calor de refeedor	11.063
<b>Variáveis Econômicas</b>		
	Inv.do Capital Fixo (US\$/ano)	183.433,00
	Custo Operacional (US\$/ano)	979.961,00
	Custo Total Anual (US\$/ano)	1.163.394,00

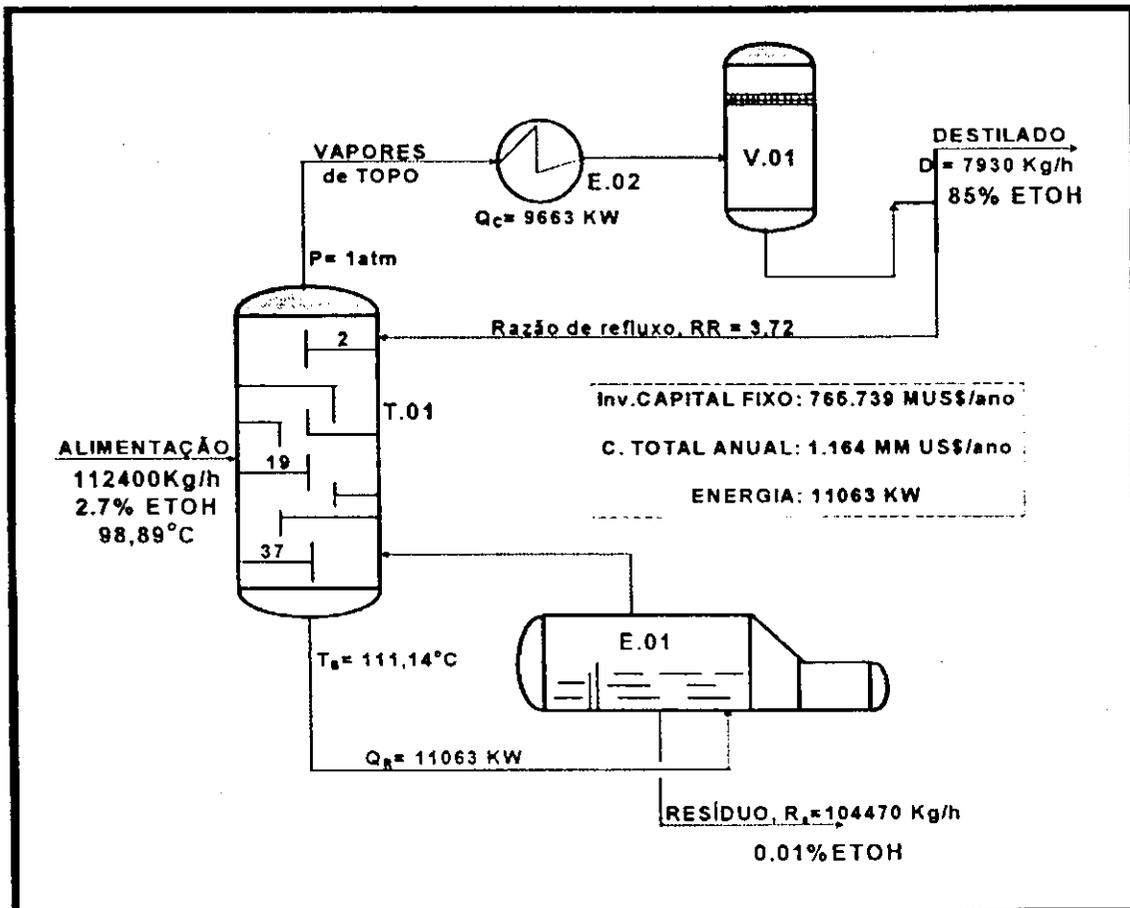


Figura 5.9 Configuração do sistema de destilação convencional otimizado

## 5.2 Implantação da bomba de calor ao Sistema de Destilação Convencional

FERRÉ et. al.(1985) ressalta, em seu estudo, que uma das mais eficientes técnicas de economizar energia nos processos de destilação é a implantação de uma bomba de calor ao sistema convencional. Entre os três tipos de bomba de calor (Figuras 2.4, 2.5 e 2.6) a mais vantajosa é a recompressão direta do vapor, porque, além de economizar energia admite, ocasionalmente, um melhor retorno de investimento do capital adicional (FLORES et. al., 1984). Por outro lado, observa OMIDEYI et. al. (A, 1984) tem a desvantagem de interferir no processo de destilação, pelo fato de utilizar o fluido do processo da coluna como refrigerante. Esta desvantagem tem limitado bastante sua aplicação.

Nesta segunda parte dos resultados, analisa-se o efeito econômico causado pela introdução da recompressão direta do vapor ao sistema de destilação convencional (Figura 5.10). É um esquema bastante simples onde é adicionado, além de um compressor, um resfriador auxiliar para manter o equilíbrio entre as correntes fluídas efluentes e, também, uma válvula flash para retornar às condições de refluxo ótimo obtido no sistema de destilação convencional. A Tabela 5.2 apresenta as características físicas do sistema etanol-água estudado.

Tabela 5.2 Características do sistema ETOH - H<sub>2</sub>O

<b>PRESSÃO</b>	a coluna opera a pressão atmosférica
<b>Equilíbrio líquido-vapor- ELV</b>	a mistura tem um comportamento líquido-vapor não-ideal representado pelas equações NRTL e SRK
<b><math>\Delta T</math> através da coluna</b>	33,62°C ou 92,51°F

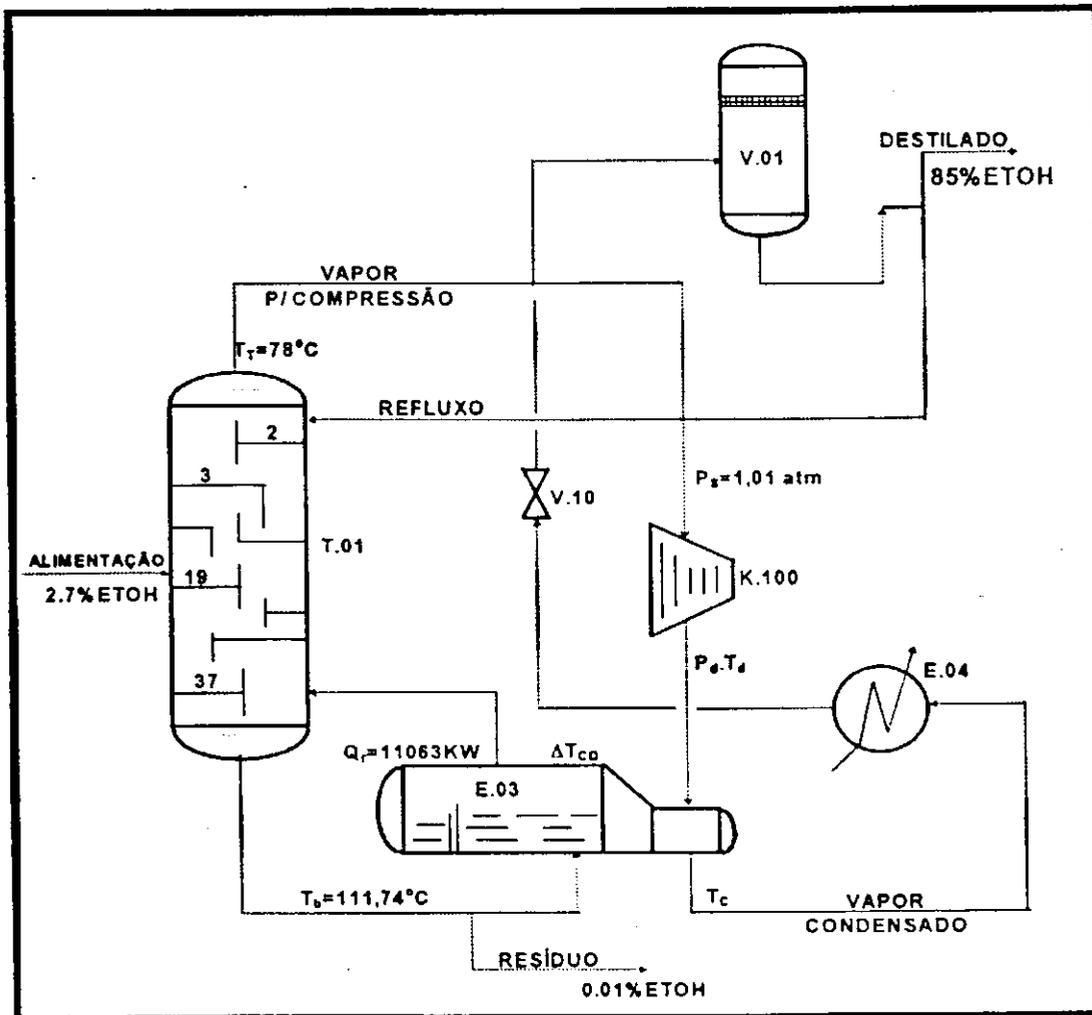


Figura 5.10 - Configuração da destilação com recompressão direta do vapor

### 5.2.1 Determinação da faixa de operação da bomba de calor

Os dados obtidos através da simulação do sistema de destilação usando a recompressão dos vapores de topo estão na Tabela B.1 (Apêndice-B) e está representado na Figura 5.11.

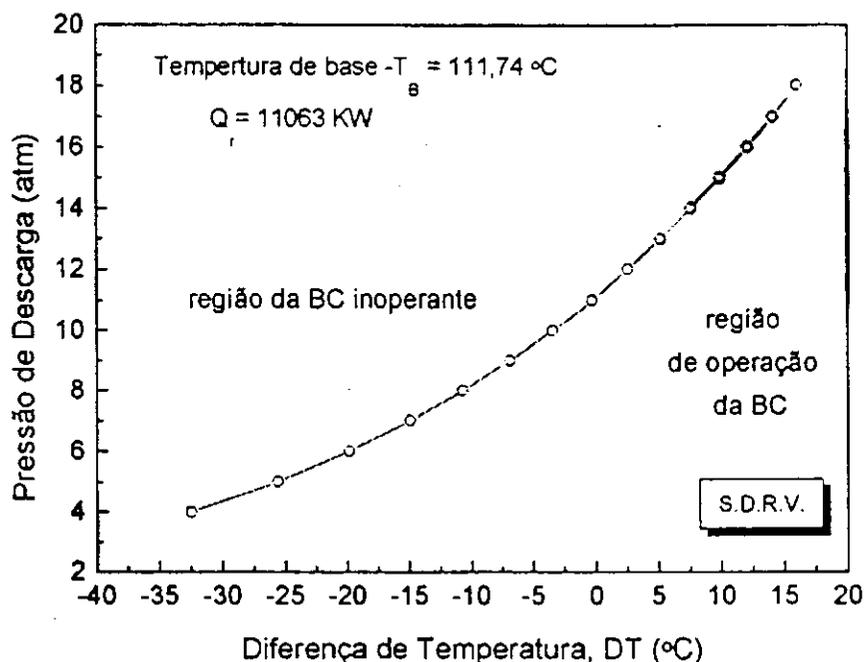


Figura 5.11- Comportamento da DT de condensação no refervedor-condensador

De acordo com o critério estabelecido para atingir as condições de saturação (FLORES et. al.,1984; GOPICHAND et. al.,1984; FERRÉ et. al.,1985; COLLURA & LUYBEN, 1988; MEILI,1990; SILVA, 1996), a menor pressão de descarga corresponde a temperatura de condensação dos vapores ( $T_c$ ) de topo da coluna em que ocorra a uns poucos graus acima da temperatura de ebulição do produto de base ( $T_b$ ). Desta forma, a Figura 5.11 exibe a região de operação da bomba de calor para o fluido do processo, circulando à uma pressão de descarga acima de 12 atm. A partir deste ponto, em toda a região de operação, a diferença de temperatura no refervedor-condensador é proporcional ao aumento da pressão de descarga do compressor. Este comportamento deve-se ao fato da coluna de destilação operar à uma elevada diferença de temperatura, como também operar numa variação de pressão ( $\Delta P$ ) razoavelmente elevada para implantar a bomba de calor. Isto faz com que a compressão mecânica dos vapores de topo seja economicamente menor em energia, pois como observaram FERRÉ et. al., (1985) e MUHER et. al., (1990) uma diferença de temperatura elevada na

coluna provoca uma alta razão de compressão, conseqüentemente, aumenta a potência do compressor, além de se afastar das condições limites da região onde os incentivos econômicos existem, cerca de 16°C.

## 5.2.2 Condições operacionais para a máxima economia de energia

### 5.2.2.1 Razão de compressão e Coeficiente de performance

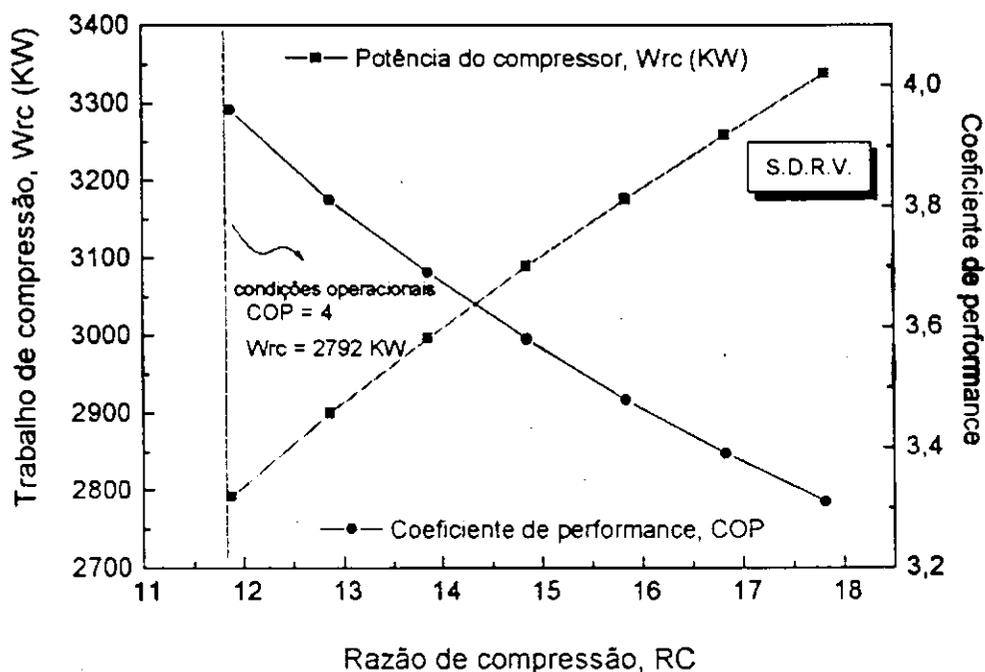


Figura 5.12 - Influência da potência elétrica do compressor e do COP sobre a razão de compressão

Conforme definida, a região de operação para o sistema com recompressão, através da Figura 5.11, devido a representatividade de uma faixa da diferença de temperatura de condensação no refeedor-condensador ( $\Delta T_{co}$ ) negativa, a avaliação econômica para o caso-base em estudo limitá-se a uma análise dos dados nesta região.

O parâmetro operacional mais importante que avalia a aplicabilidade da bomba de calor é o coeficiente de performance (COP) (GELEGENIS

& KOUMOUTSOS, 1996). O coeficiente que classifica a BC para uso, indica que quanto maior o seu valor mais econômico será o sistema em operação.

Nas Figuras (5.12 e 5.13) está representado o efeito do trabalho de compressão e o COP sobre a razão de compressão, bem como a influência do COP sobre a diferença de temperatura de condensação. A partir de uma pressão de descarga definida de 12 atm (Figura 5.11), para cada valor desta pressão, existe uma razão de compressão correspondente que, aumenta com o trabalho de compressão e diminui com o aumento do COP (Figura 5.12) cujo valor varia de 4 a 3,3. Com o aumento da diferença de temperatura de condensação (DT) (Figura 5.13), o COP diminui.

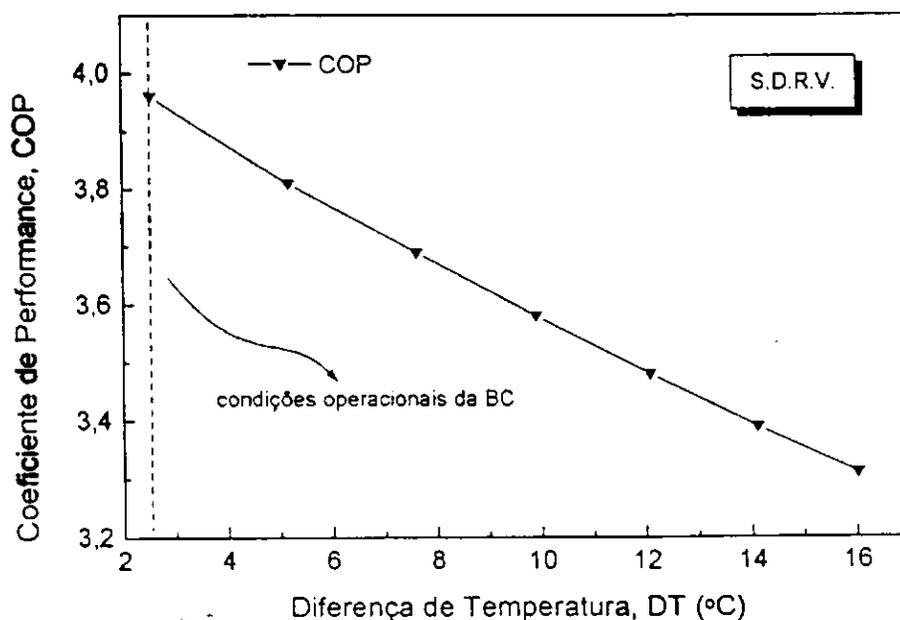


Figura 5.13 -Influência do COP sobre a DT de condensação

### 5.2.3 Custo e Investimento Adicional do S.D.R.V.

Na configuração do sistema de destilação com recompressão direta do vapor (Figura 5.10) a instalação do compressor e do resfriador gera custo de capital adicional (Tabela B.2, Apêndice-B). No caso do resfriador, mediante o resultado da simulação, foi encontrada uma área de troca térmica de aproximadamente 36 m<sup>2</sup> que introduzida na correlação de GUTHIER para o trocador de calor fornece um custo de instalação equivalente a US\$ 64.535,00. Esse valor manteve-se constante para cada dado da pressão de descarga do compressor, pois o resfriador projetado nas dimensões acima atende as necessidades de operação. Consequentemente, pode-se comparar o capital investido com o custo de capital (US\$ 765.739,00) resultante da avaliação econômica (Figura 5.9) do sistema de destilação convencional e, encontrar o investimento adicional (I.Ad.) do sistema com bomba de calor, cujo resultado está presente na Tabela B.3 (Apêndice-B).

Expressivamente, nas Figuras (5.14 e 5.15) mostra-se o comportamento dos parâmetros operacionais sobre o custo e o investimento adicional, e em ambas Figuras percebe-se que as variáveis econômicas crescem em função da razão de compressão e a diferença de temperatura no refeedor-condensador. Na Figura 5.15 observa-se uma redução no investimento adicional do sistema, causada pela diferença entre o custo do capital adicional e o valor estimado em aproximadamente US\$ 765.739,00 do custo de capital fixo do SDC. Apesar desta redução, o investimento adicional relativo ao custo de capital fixo do sistema convencional continua alto conforme a razão de compressão.

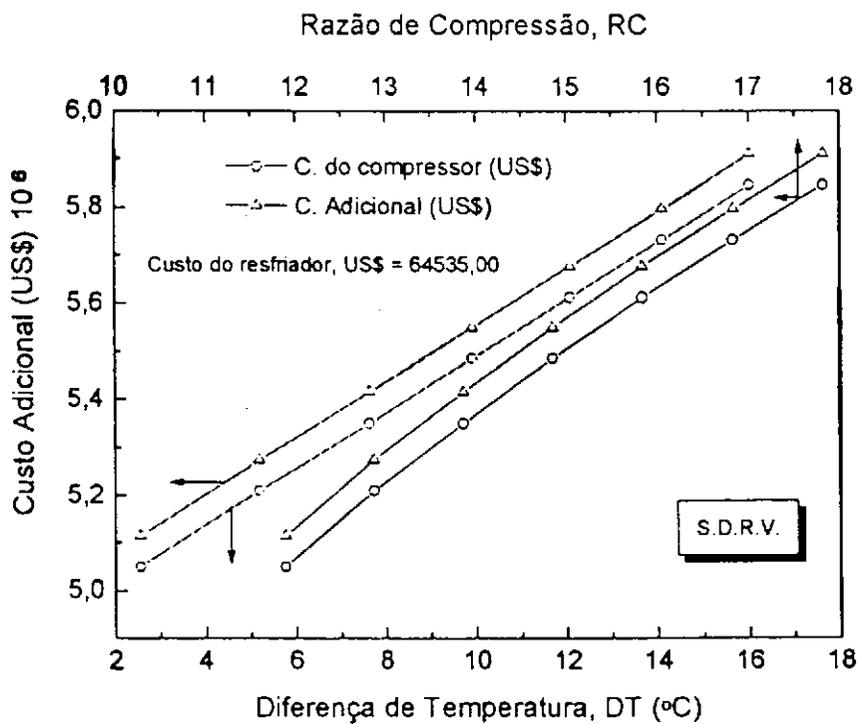


Figura 5.14 - Custo Adicional dos equipamentos para o caso\_base

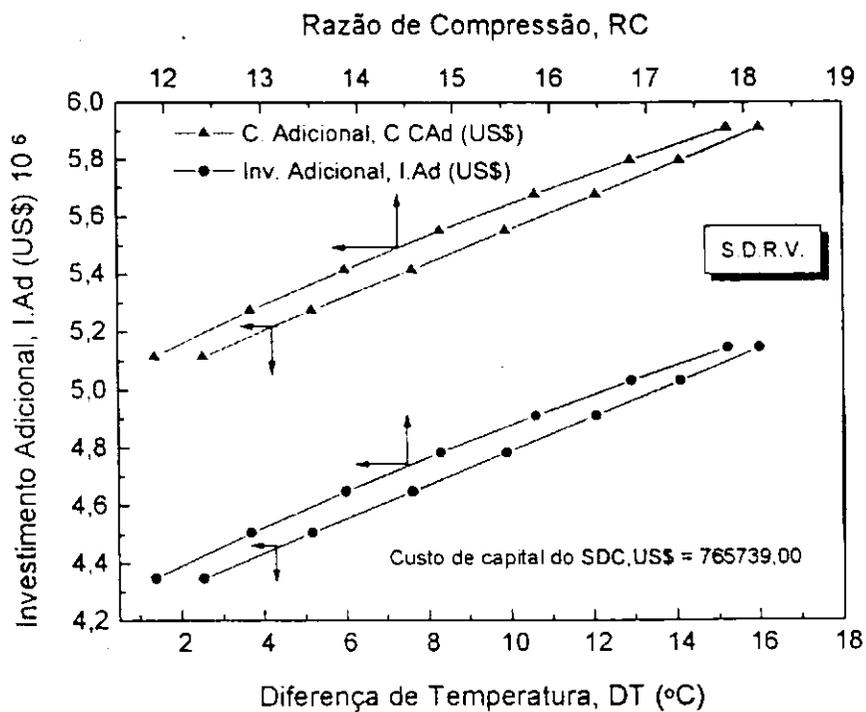


Figura 5.15 - Custo Adicional e Investimento para o caso-base

### 5.2.4 Custo operacional e Economia do S.D.R.V.

Os resultados obtidos na simulação do sistema de destilação com recompressão direta do vapor sobre o custo operacional e a economia oferecida pelo sistema são apresentados na Tabela B.4 (Apêndice-B).

Conforme mostra a Figura 5.16, o custo operacional cresce com o aumento simultâneo da razão de compressão e da diferença de temperatura no refeedor-condensador. Na Figura 5.17 a economia do S.D.R.V., dada pela diferença entre o custo operacional do sistema convencional de aproximadamente US\$ 979961,00 e o custo operacional do sistema com bomba de calor, reduz-se com o aumento progressivo da razão de compressão e da diferença de temperatura no refeedor-condensador.

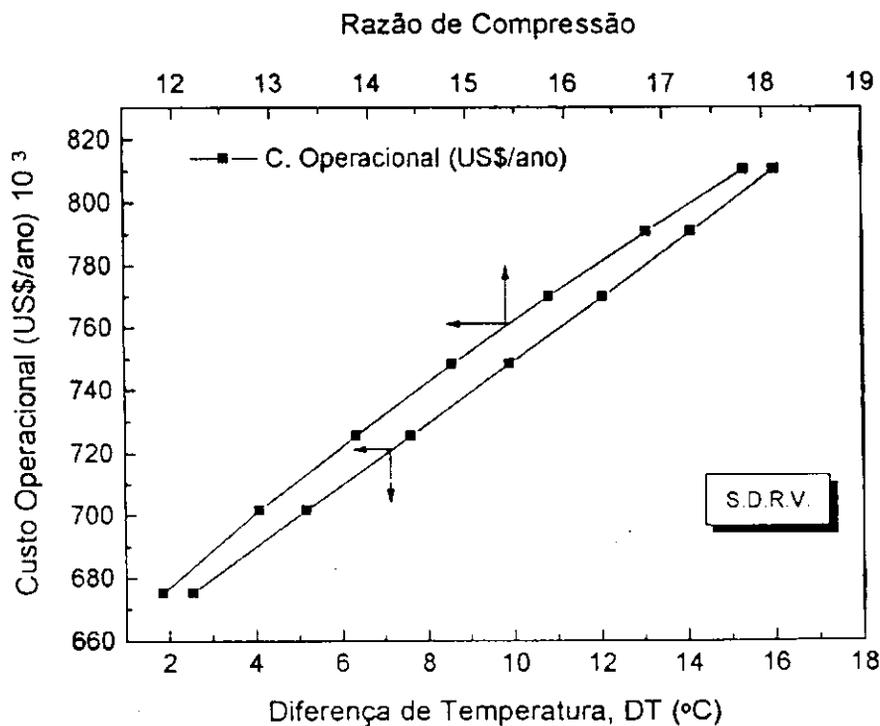


Figura 5.16 - Comportamento do custo operacional sobre a DT de condensação

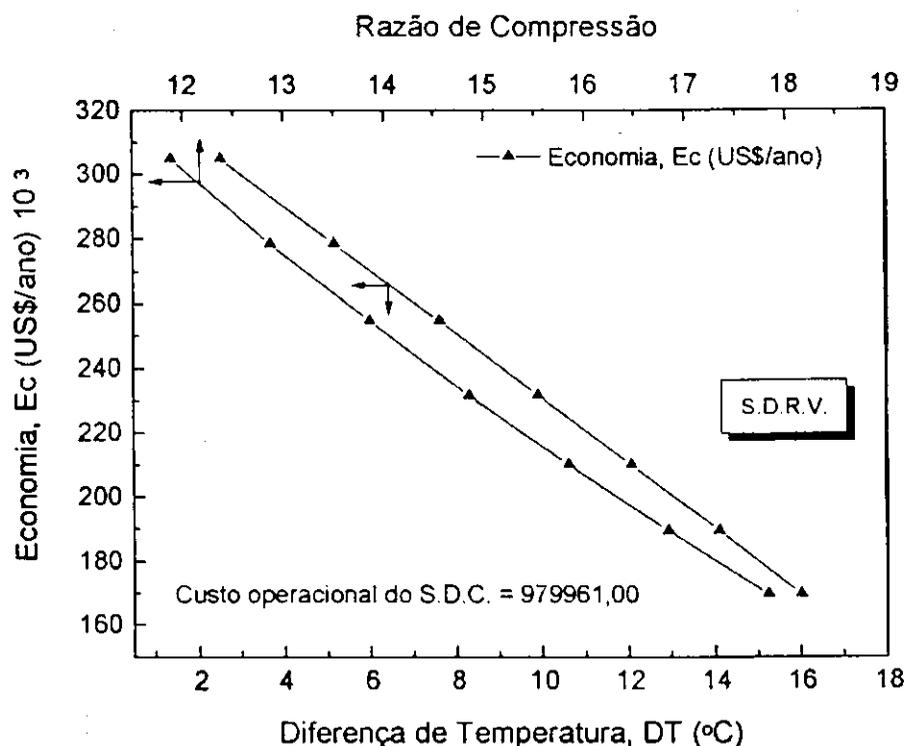


Figura 5.17-Comportamento da economia,  $E_c$  sobre RC e DT para o caso\_base

### 5.2.5 Considerações econômicas

O sistema de destilação com recompressão do vapor comparado com o sistema de destilação convencional produz uma redução no custo de energia. Contudo, as mudanças no custo de capital sofrem, um aumento mais acentuado, por causa do custo adicional do compressor, o que também foi observado por COLLURA & LUYBEN, (1988). Os custos de capital e de energia são duas variáveis econômicas que interferem diretamente sobre a economia e o investimento adicional tornando-se fatores decisivos na implantação de um sistema de destilação com bomba de calor.

Deste modo, estipulou-se a função objetivo como sendo a taxa e o tempo de retorno do investimento adicional, pois elas refletem no desempenho econômico do sistema.

### 5.2.5.1 Taxa e Tempo de Retorno do Investimento de Capital

O comportamento da taxa de retorno (TR) e do tempo de retorno do investimento de capital (TRIA<sub>d</sub>) sobre a razão de compressão (RC) e a diferença de temperatura (DT) no refulvedor-condensador está representado nas Figuras 5.18 e 5.19.

Ao definir a menor pressão de descarga do compressor em função da temperatura de condensação dos vapores de topo da coluna (Figura 5.11) estabeleceu-se neste ponto mínimo todas as condições de operação do SDRV. A partir deste ponto, a recompressão passa a ser desfavorável por causa do aumento da RC, potência do compressor, da diferença de temperatura e moderada diminuição do coeficiente de performance o que a torna menos atrativa.

Nas Figuras (5.18 e 5.19) a taxa de retorno diminui de 7% para 3% quando a razão de compressão aumenta de aproximadamente 12 para 18 juntamente com a diferença de temperatura subindo cerca de 2,5°C para 16°C. Este comportamento ocorre em virtude de diferença de temperatura através da coluna ser grande (33,62°C) gerando um maior consumo de energia elétrica. A TR decrescente faz com que o tempo de retorno do investimento de capital cresça proporcionalmente de 14 para 30 anos com a razão de compressão e com a DT no refulvedor-condensador; esse comportamento é consequência notória da relação inversa que a expressão de TR apresenta.

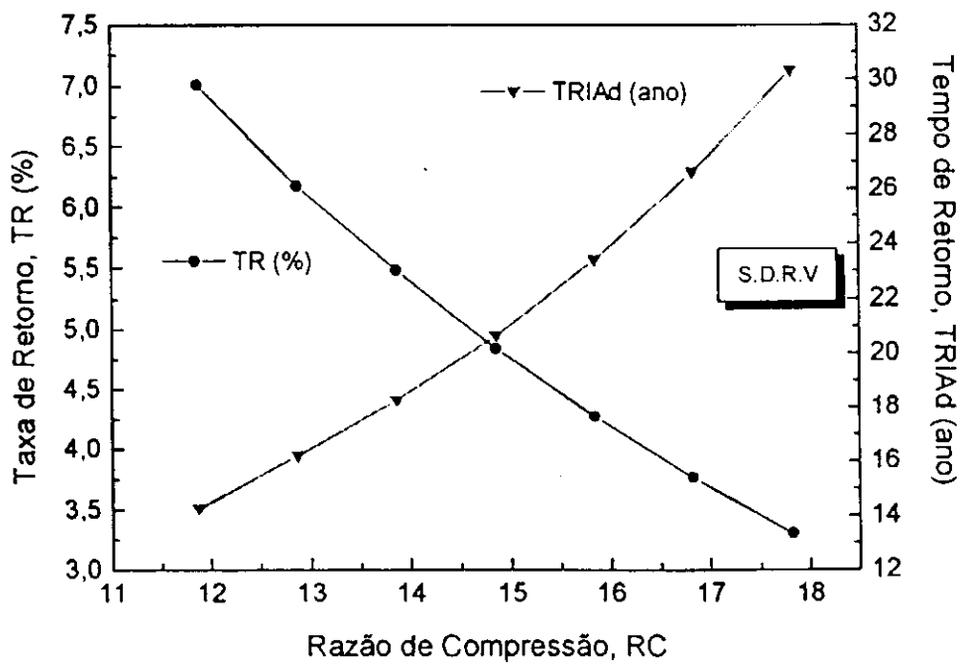


Figura 5.18 - Taxa e Tempo de Retorno sobre a RC para o caso-base

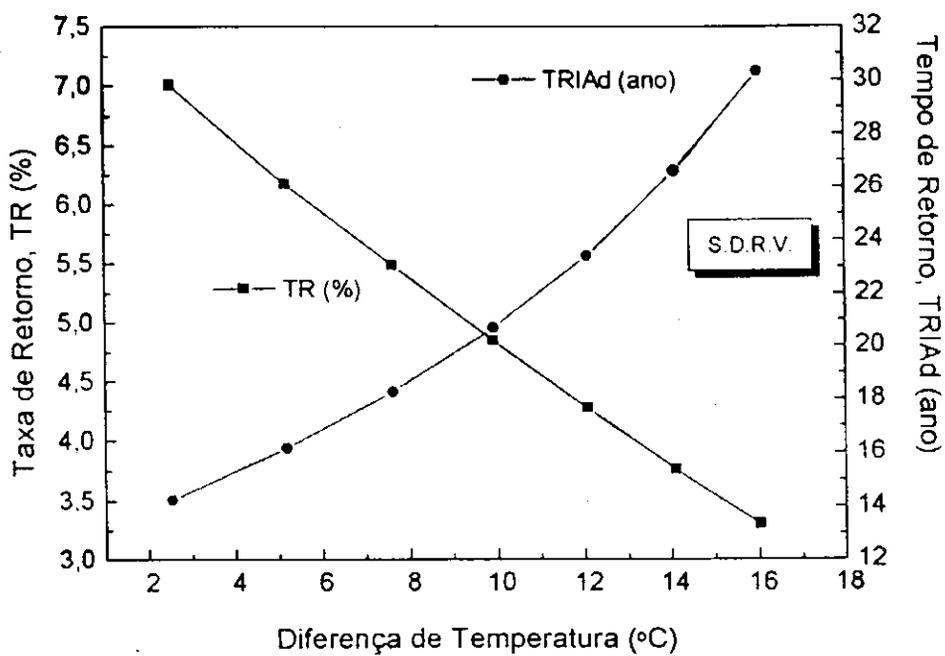


Figura 5.19 - Taxa e Tempo de retorno sobre a DT de condensação para o caso-base

➤ **Apresentação do projeto econômico**

Com os dados operacionais (Tabela B.5, Apêndice-B) obtidos pela implantação do sistema de destilação com recompressão direta do vapor, fica definido, de acordo com a Tabela 5.3 e a Figura 5.20, o projeto econômico que estabelece as condições de operação do sistema.

Tabela 5.3 Variáveis operacionais e econômicas obtidos pela implantação do S.D.R.V.

<b>Variáveis Operacionais</b>		
	Coeficiente de desempenho - COP	<b>3,92</b>
	Pressão de descarga - Pd	<b>12 atm</b>
	Razão de compressão - RC	<b>11,88</b>
	Potência do compressor - Wrc	<b>2792 Kw</b>
<b>Variáveis Econômicas</b>		
	C. de Capital Adicional (US\$)	<b>5.113.411,00</b>
	C. Operacional (US\$/ano)	<b>675.163,00</b>
<b>Ec (US\$/ano)</b>	Economia do sistema	<b>304.798,00</b>
<b>Inv.Ad.(US\$)</b>	Inv. Adicional do sistema	<b>4.347.672,00</b>
<b>TR (%)</b>	Taxa de Retorno	<b>7</b>
<b>TRIAAd (ano)</b>	Tempo de Retorno do Inv. Adicional	<b>14</b>

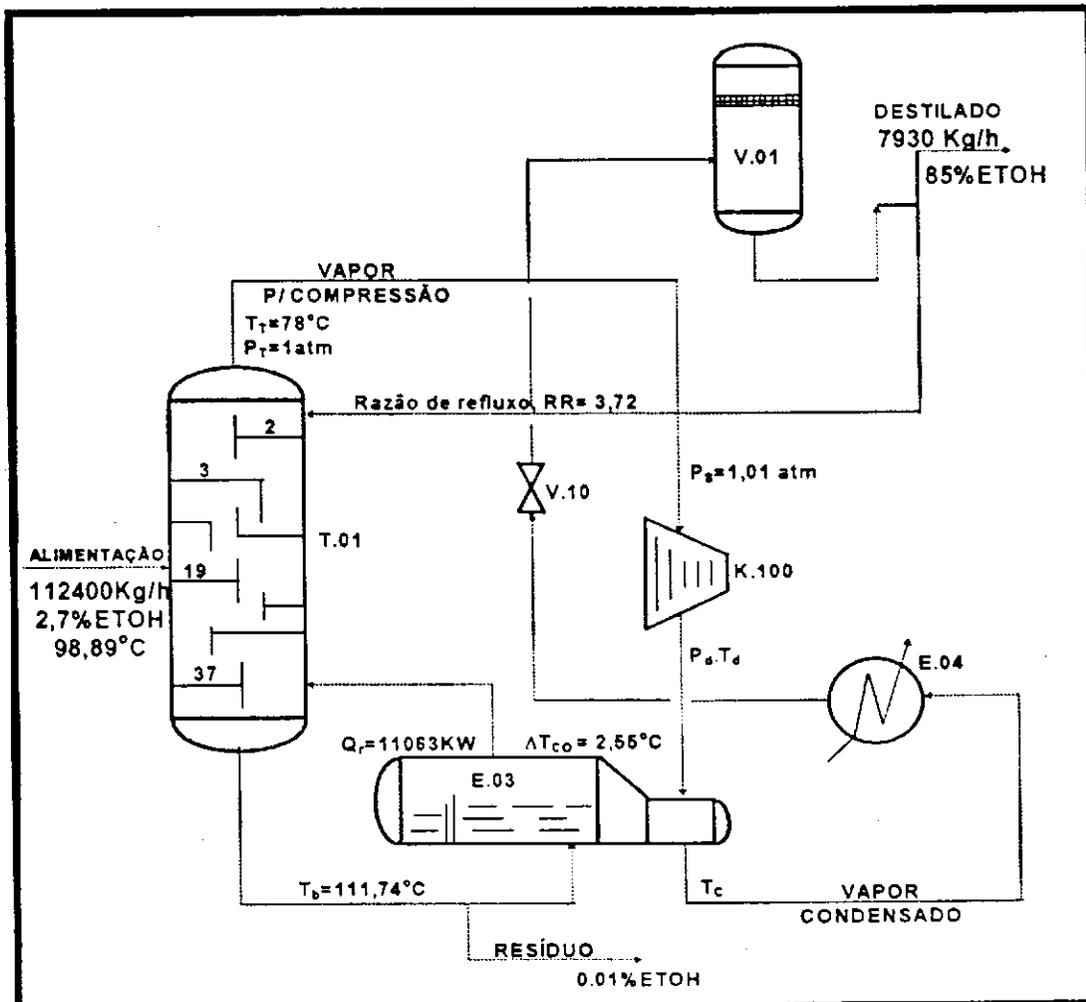


Figura 5.20 - Configuração da destilação com recompressão direta do vapor

### 5.3 Sensibilidade do projeto

Nesta terceira parte referente aos resultados da simulação, analisa-se as sensibilidades ocorridas sobre o consumo de energia, os custos com mudanças nos parâmetros operacionais do caso-base, mais especificamente alterações provocadas pela redução da queda de pressão através da coluna de destilação e o seu efeito sobre as variáveis operacionais e econômicas do sistema com bomba de calor.

#### ➤ Caso-base modificado

São analisadas duas formas diferentes de reduzir pela metade a queda de pressão na coluna de 10 mmHg; as alterações A e B reduzem a pressão de base da coluna para 1,2 atm e para 1,1 atm, respectivamente. Assim como observaram COLLURA & LUYBEN, (1988), quando investigaram as sensibilidades no desempenho do projeto de destilação sem e com bomba de calor para a mistura aquosa de etanol, é necessário reduzir a pressão para que se possa produzir na coluna convencional um destilado de alta pureza.

Nas Tabelas 5.3 e 5.4 são exibidas as variáveis operacionais que foram afetadas pela redução na queda de pressão da coluna convencional.

Tabela 5.3: Alteração-A / pressão de base na coluna de 1,2 atm

Variáveis Alteradas		Variáveis Inalteradas
$T_b = 105,16 \text{ }^\circ\text{C}$		$P_t = 1 \text{ atm}$
		$T_t = 78,13 \text{ C}$
$RR = 3,7996$		Composição molar(%) topo/base
	ETOH	85
$\Delta T = 27 \text{ }^\circ\text{C}$	H2O	15
	ETOH	0,01
	H2O	99,99

Tabela 5.4: Alteração-B / pressão de base na coluna de 1,1 atm

Variáveis Alteradas	Variáveis Inalteradas	
$T_b = 101,66 \text{ }^\circ\text{C}$	$P_t = 1\text{atm}$	
	$T_t = 78,13 \text{ }^\circ\text{C}$	
RR = 3,8259	Composição molar(%) topo/base	
	ETOH	<b>85</b>
$\Delta T = 24,5 \text{ }^\circ\text{C}$	H2O	<b>15</b>
	ETOH	0,01
	H2O	99,99

### 5.3.1 Análise comparativa entre os sistemas

Comparando com a destilação convencional, o S.D.R.V. provoca um custo significativamente elevado de investimento adicional e pequeno custo de operação. A substituição da energia térmica por energia elétrica fornece uma economia de aproximadamente 74,76% ao sistema, mas o retorno no investimento de capital é alto e a taxa percentual para este investimento é baixa. Tudo isto deve-se, como dito anteriormente, ao fato do sistema de destilação convencional operar próximo da região azeotrópica onde os níveis de energia são mais elevados, causando a onerosidade do sistema.

#### 5.3.1.1 Caso-base versus Alterações A e B

Nesta parte serão apresentados os gráficos mais relevantes, pois a sua análise define o mesmo comportamento exibido no caso-base, o que tornaria a exposição de todos eles, muito exaustiva.

Entre os sistemas com bomba de calor, as alterações feitas no caso-base sofre mudanças perceptíveis e altamente significantes desde os resultados dos custos de capital, de operação e o custo total anual do S.D.C. que sofreram novas variações através das Tabelas B.6 a B.11 (Apêndice-B), até os novos valores obtidos no sistema com a recompressão mecânica do vapor.

Na nova análise econômica do S.D.C. o resultado do custo de instalação para a coluna de destilação é cerca de US\$ 316.223,00 para um diâmetro de 2,29 m e uma altura equivalente a 22 m em ambas alterações. Na instalação dos trocadores de calor a área de troca térmica de 174 e 144 m<sup>2</sup> para o condensador fornece um custo de cerca de US\$ 180.604,00 e de US\$ 159.809,00 para as alterações A e B, respectivamente. A área de troca térmica do refeedor de 218 e 180 m<sup>2</sup> fornece um custo de instalação de cerca de US\$ 210.757,00 e US\$ 186.487,00 nas alterações A e B, respectivamente.

O efeito que a redução na queda de pressão da coluna causa sobre o S.D.R.V. acarreta os seguintes resultados:

### 5.3.1.1.1 Condições operacionais para máxima economia de energia

#### ➤ Faixa Operacional

Com a redução da queda de pressão na coluna de destilação, o intervalo da pressão de descarga do compressor diminui e, conseqüentemente, houve um decréscimo na faixa de operação da bomba de calor como mostra a Figura 5.21. Deste modo, o ponto pinch define-se em 5 atm e 2,27°C e de 3,5 atm e 2°C para as alterações A e B, respectivamente.

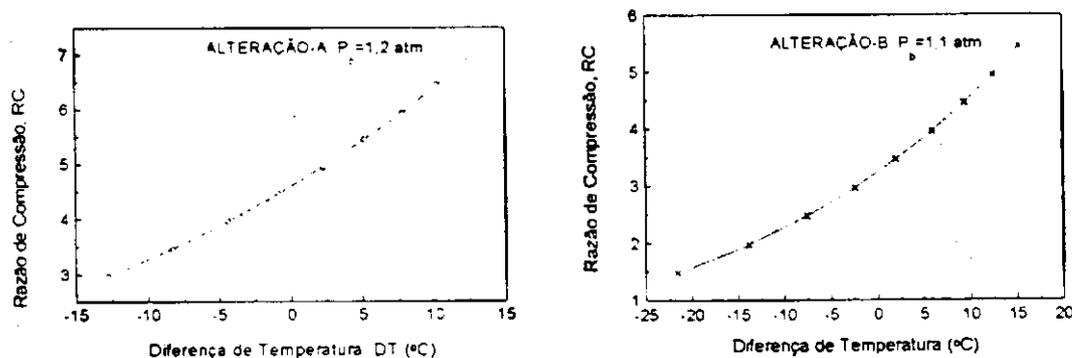


Figura 5.21 - Comportamento da RC sobre a diferença de temperatura de condensação

➤ **Razão de Compressão e Coeficiente de Performance - COP**

Analisando o efeito que o trabalho de compressão e o COP exerce sobre a razão de compressão na Tabela B.12 (Apêndice-B) percebe-se para a Alteração-A que a RC situou-se numa faixa expressiva de aproximadamente 5 a 7 e os valores do COP deslocaram-se para um intervalo razoavelmente maior de 4,8 a 6. Para a Alteração-B, a semelhança nos valores é a mesma (Tabela B.13, Apêndice-B) reduzindo o intervalo da razão de compressão de aproximadamente 3,5 a 5,5, o COP aumenta consideravelmente de 5,5 a 7,7.

### 5.3.1.1.2 Avaliação econômica

➤ **Custo e Investimento do Capital Adicional**

A adição do resfriador ao sistema gera um custo de instalação equivalente a US\$ 44.858,00 fornecido por uma área de troca térmica de aproximadamente 20 m<sup>2</sup> e um custo de US\$ 64.539,00 dado por uma área de troca térmica de cerca de 36 m<sup>2</sup> para a alteração-A (relativo a 1,2 atm) e alteração-B (relativo a 1,1 atm), respectivamente. No caso do compressor, o fornecimento de energia elétrica gera custos maiores.

Desta forma, o custo e o investimento adicional para Alterações A e B comparado com o caso-base baixaram na mesma proporção (Tabelas B.14 e B.15, Apêndice-B) que ocorre a redução no intervalo da razão de compressão.

➤ **Custo operacional e Economia**

O custo de energia para as Alterações A e B reduziu-se (Tabelas B.16 e B.17, Apêndice-B) diminuindo desta forma a economia do sistema enquanto que no caso-base esses valores são bastantes significativos.

### ➤ Taxa e Tempo de Retorno do Investimento Adicional

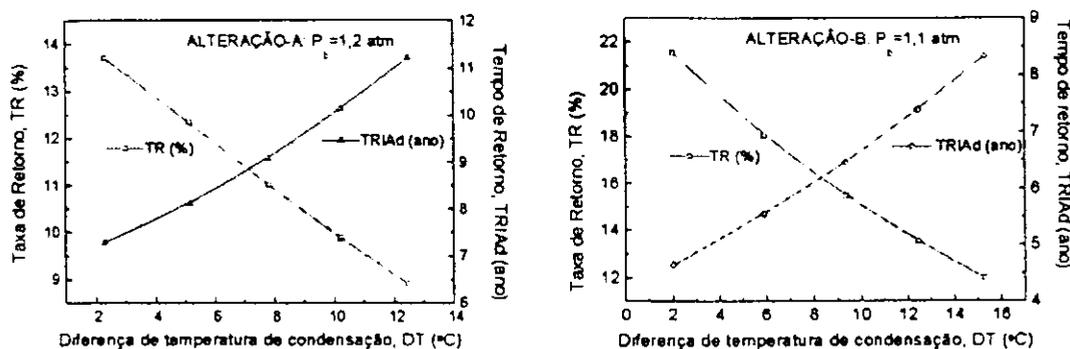


Figura 5.22 - Taxa e Tempo de retorno sobre o efeito da queda de pressão na coluna de destilação convencional

Na Figura 5.22 expressa-se a influência que a taxa (TR) e o tempo de retorno (TRIAd) exerce sobre a diferença de temperatura no refeedor-condensador para as Alterações A e B.

De acordo com o critério adotado, para atingir às condições de saturação, a menor pressão de descarga é aquela em que a temperatura de condensação dos vapores ( $T_c$ ) de topo da coluna ocorra a uns poucos graus acima da temperatura de ebulição do produto de base ( $T_B$ ). Desta forma, o ponto pinch define-se em 5 atm e 2,27°C e de 3,5 atm e 2°C para as Alterações A e B, respectivamente.

Nas Tabelas B.18 e B.19 (Apêndice-B) os dados referentes a análise feita entre os sistemas expressam de forma bastante clara o quanto o sistema de destilação com recompressão é sensível ao efeito da redução na queda de pressão da coluna de destilação. Este fato só confirma o que COLLURA & LUYBEN (1988) afirmaram na sua análise de projeto com relação a produção do etanol com uma pureza mais elevada.

## CAPÍTULO VI

### CONCLUSÃO

No presente estudo, os sistemas de destilação convencional e com bomba de calor por recompressão direta do vapor são comparados economicamente, tendo a taxa e o tempo de retorno do investimento adicional como função objetivo. Mediante os resultados que foram obtidos durante a simulação dos sistemas, conclui-se que:

#### **Sobre às condições do Sistema de Destilação Convencional.**

- 6.1. Todo o sistema foi otimizado por dois métodos: prato - retrofit (escolha do prato de alimentação) e através de uma análise econômica simplificada (razão de refluxo ótima).
- 6.2. A otimização por prato - retrofit é um fator importante na redução do consumo energético. O estudo do prato de carga propõe uma idéia aproximada do projeto econômico.
- 6.3. No intervalo da razão de refluxo entre 5 a 3,68 correspondendo a um número de 24 a 40 estágios define-se a faixa operacional do sistema.
- 6.4. A otimização feita pela análise econômica tem como função objetivo os custos de capital e operacional.
- 6.5. A otimização feita pela avaliação econômica, indica o projeto econômico na faixa operacional ótima variando de 35 a 39 estágios de equilíbrio teóricos. Nesta faixa, a razão de refluxo ótima corresponde a 3,81 e 3,69, respectivamente.

- 6.6. A razão de refluxo ótima define o projeto econômico para instalação da bomba de calor por recompressão direta do vapor.
- 6.7. A razão de refluxo mínima é de aproximadamente 3,40 e o C.T.A. mínimo ocorre num quociente de refluxo ótimo igual a 1,10.
- 6.8. Para este estudo, o resultado da análise econômica fornece uma razão de refluxo ótima de 3,72. Esse valor estabelece uma coluna de destilação operando com 38 estágios sob condições atmosféricas de 1 atm, queda de pressão de 0,50 atm e uma diferença de temperatura através da coluna de cerca de 33,62 °C gerando um consumo de energia da ordem de 11063 KW.

#### **Sobre às condições do Sistema de Destilação com Recompressão de Vapor**

- 6.9. A otimização do sistema baseia-se no critério de saturação no qual estabelece a menor pressão de descarga do compressor e tem como função objetivo a taxa de retorno do investimento adicional.
- 6.10. A diferença de temperatura de condensação no refulvedor-condensador da bomba de calor de 2,55°C define as condições econômicas e operacionais favoráveis à recompressão direta do vapor. Neste ponto pinch, a pressão de descarga no compressor é de 12 atm, a razão de compressão cerca de 11,88, o coeficiente de performance que caracteriza a bomba de calor é de 3,96 e o trabalho de compressão de 2792 KW.

- 6.11. Acima do ponto pinch (diferença de temperatura de condensação, DT) a razão de compressão, o trabalho de compressão aumentam e o coeficiente de performance diminui fazendo com que o S.D.R.V. torne-se menos atrativo.
- 6.12. Além dos critérios operacionais tais como: diferença de temperatura base-topo da coluna pequena, queda de pressão reduzida e uma faixa estreita da volatilidade relativa da mistura, os custos de capital e de operação são duas variáveis econômicas que interferem diretamente sobre a economia e o investimento adicional são fatores decisivos para implantação da bomba de calor
- 6.13. A implantação da recompressão direta do vapor ao sistema de destilação convencional produz uma redução no consumo de energia, mas gera elevado custo de investimento adicional.
- 6.14. A substituição da energia térmica (cerca de 11063 KW) por energia elétrica (2792 KW) fornece uma economia de aproximadamente 74,76% ao sistema, mas o retorno no investimento de capital é alto e a taxa percentual para este investimento é baixa.
- 6.15. A diferença de temperatura de condensação tem de ser a menor possível, caso contrário, acarretaria um aumento da razão e do trabalho de compressão e moderada diminuição do coeficiente de performance.
- 6.16. A introdução da recompressão do vapor gera uma redução no custo operacional, mas causa aumento brusco no investimento adicional reduzindo a taxa e aumentando o tempo de retorno.

- 6.17. Foram observados duas alterações sobre a pressão de base da coluna convencional: operando a 1,2 atm e 1,1 atm.
- 6.18. O sistema é sensível as mudanças na queda de pressão através da coluna de destilação convencional.
- 6.19. A razão de refluxo não exerce nenhuma influência sobre a taxa de retorno.
- 6.20. A redução da queda de pressão diminui o intervalo da razão de compressão e do trabalho de compressão e a energia elétrica fornecida ao sistema, afetando diretamente o investimento adicional e a economia do sistema e, conseqüentemente, a taxa de retorno.
- 6.21. A redução da queda de pressão na coluna torna menor o intervalo da pressão de descarga do compressor promovendo um decréscimo na faixa de operação da bomba de calor. Deste modo, o ponto pinch define-se em 5 atm e 2,27°C e de 3,5 atm e 2°C para as alterações da pressão de 1,2 atm e 1,1 atm, respectivamente.

➤ **Conclusão Final**

Por estar próximo da região azeotrópica, o Sistema de Destilação Convencional apresenta elevados custos de capital e operacional para produzir como destilado o etanol a 85% molar. Contudo, a introdução da recompressão direta de vapor gera uma redução significativa no custo operacional, mas causa um aumento brusco no investimento adicional, que por sua vez interfere na Taxa de Retorno.

Portanto, a implantação da recompressão do vapor ao Sistema de Destilação Convencional não é viável economicamente, visto que a Taxa de Retorno é apenas de aproximadamente 7% ao ano num período correspondente a 14 anos.

Mas, ao reduzir a queda de pressão na coluna, a Taxa de Retorno sobe para aproximadamente 14% ao ano e o tempo de retorno diminui para 7 anos; quando se reduz a pressão de base da coluna para 1,2 atm; eleva-se para 22% ao ano gerando um Tempo de Retorno de 5 anos para a pressão de base da coluna de 1,1 atm, o que a torna nestas condições bastante atrativa.

## CAPÍTULO VII

### SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Com intuito de promover melhorias ao sistema de destilação com recompressão direta do vapor, algumas sugestões são apresentadas a seguir:

- 7.1. Fazer um estudo rigoroso da performance dos trocadores de calor utilizando o módulo opcional STX - RATE do HYSIM.
- 7.2. Verificar se as variáveis operacionais e econômicas do sistema serão influenciadas com o aumento da concentração de etanol na alimentação.
- 7.3. Analisar a viabilidade econômica do S.D.R.V. com a coluna de destilação operando a pressões subatmosférica ou à vácuo, usando a coluna com recheios.
- 7.4. Efetuar um estudo detalhado sobre a escolha do tipo de compressor.

- 7.5. Utilizar a linguagem FORTRAN para elaborar um programa capaz de determinar o tipo de bombas de calor e a viabilidade econômica do sistema, adaptando-o como periférico no HYSIM.
  
- 7.6. Fazer um estudo minucioso sobre a eficiência do sistema de controle relativo ao dois sistemas, especificamente no S.D.R.V., considerando as variáveis a serem manipuladas e controladas tais como: pressão de descarga do compressor e diferença de temperatura (PINCH) gerada no refeedor-condensador da BC.
  
- 7.7. Analisar o S.D.R.V. usando *tecnologia PINCH* (LINNHOFF et. al., 1983; WALLIN et. al., 1990; WALLIN & BERNTSSON, 1994).
  
- 7.8. Estudar a viabilidade econômica para separação da mistura aquosa de etanol usando o sistema de destilação por múltiplo-efeito.

## CAPÍTULO VIII

### REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BAUDER, H. J.; Fundamentos da Técnica de Bombas de Calor, *Revista Técnica Sulzer*, v. 1, p. 7 - 13, 1981.
- BECKER, F. E. & ZAKAK, A. I., Recovering Energy by Mechanical Vapor Recompression, v.81,(7), *Chem. Eng. Prog.* , p. 45 - 48, Julho, 1985.
- BROUSSE, E.; CLAUDEL, B. & JALLUT, C., Modeling and Optimization of the Steady State Operation of a Vapor Recompression Distillation Column, *Chem. Eng. Sci.*, v. 40, (11), p. 2073 - 2078, Novembro, 1985.
- CONAN, J. G.; Economia de Energia por Compressão Mecânica de Vapor, *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v. 8, (1), p. 35 - 40, Julho, 1985.
- COLLURA, M. A. e LUYBEN, W. L., Energy - Saving Distillation Designs in Ethanol Production, *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 27, (9), p.1686 - 1696, 1988.
- COULSON, J. M. & RICHARDSON, J. F.; *Tecnologia Química*. Fundação Calouste Gulbenkian, v. 6, 2ª ed. Lisboa, 1989.
- COSTA, N. A., Simulação do processo de destilação mecânica de vapor para produção de etanol, *Dissertação de Mestrado*, UFPB, C. Grande, Paraíba, Brasil, 1993.
- CARVALHO, F. R. & RAVAGNANI, S. P.; Recuperação de Energia em Colunas Separadoras de Xilenos Mistos, *11º Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, v.1, p. 139 - 144, Rio de Janeiro, ABEQ, 1996.
- DANZIGER, R.; Distillation Columns with Vapor Recompression, *Chem. Eng. Prog.* , v. 75, (9), p.58 - 64, Setembro, 1979.

- DOUGLAS, S.M., *Conceptual Design of Chemical Processes*, McGraww - Hill, New York, 1988.
- ELLINGSEN, W. R.; Operating Cost Optmization Using a Dynamic Processes Model, *Chem. Eng. Prog.*, Janeiro, 1983.
- EDGAR, T.F. e HIMMELBLAU, D.M., *Optimization of Chemical Processes*, McGraww - Hill, New York, 1988.
- FINELT, S.; Better C<sub>3</sub> distillation pressure, *Hydrocarbon Processing*, p.95 - 98, Fevereiro, 1979.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, W. C.; MAUS, L. & ANDERSEN, L. B.; *Princípios das Operações Unitárias*, Guanabara Dois, 2<sup>a</sup> ed. Rio de Janeiro, 1982.
- FLORES, J.; CASTELLS, & F. FERRÉ, J. A.; Recompression save energy, *Hydrocarbon Processing*, v. 24, p.59 - 62, Julho, 1984.
- FERRÉ, J. A.; CASTELLS, F. & FLORES, J.; Optimization of a Distillation Column with a Direct Vapor Recompression Heat Pump, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, v. 24, p.128 - 132, Março, 1985.
- FONYO, Z. & MIZSEY, P.; Economic Applications of Heat Pumps in Integrated Distillation Systems, *Heat Recovery Systems & CHP*, v.14, (3), p. 249 - 263, 1994.
- GUTHRIE, K. M.; Capital Cost Estimating, *Chem. Eng.*, v. 24, Março, 1969.
- GOPICHAND, S.; OMIDEYI, T. O ; KASPRZYCKI, J. & DEVOTTA, S.; The Economic of Heat Pump Assisted Distillation Systems - II: Analysis of Ethanol Water Mixtures, v.4, (4), p. 271 - 280, 1984.

GONZALEZ, G. S.; Economia de Energia em Projetos, *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v. 8, (1), p. 7 - 15, Julho, 1985.

GAUSSENT, P.; Economia de Energia em Destilação, *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v. 8, (1), p. 25 - 32, Julho, 1985.

GOMIDE, R.; *Operações Unitárias*. Edição do Autor, v. IV, São Paulo, 1988

GELEGENIS, J. J. & KOUMOUTSOS, N. G.; Consider Heat Pumps for CPI Applications; *Chem. Eng. Prog.*, v. 92, (2), p. 42 - 49, Fervereiro, 1996.

HYSIM, User's Guide, version C.2.54, Alberta T2N12b, Canadá, 1991.

KING, C. J., *Separation Processes*, McGraww - Hill Book Company, New York, 1971.

KENNEY, W. F.; Reducing the Energy Demand of Separation Processes, *Chem. Eng. Prog.*, p.68 - 71, Março, 1979.

KISTER, H.Z., *Distillation Design*, McGraww - Hill, New York, 1992.

KERN, D. Q.; *Processos de Transferência de Calor*, Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1982.

LINNHOF, B.; DUNFORD, H. & SMITH, R., Heat Integration of distillation columns into overall processes, *Chem. Eng. Sc.*, v. 38, (8), p. 1175 - 1188, 1983.

LEE, F.M. e PAHL, R.H., Solvent Screening Sudy Conceptual Extrative Distillation Process to Produce Anhydrous Ethanol form Fermentation Broth, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 24, p. 59-62, 1985.

- MIX, T. J. ; DWECK, J. S. & WEINBERG, M.; Energy Conservation in Distillation, *Chem. Eng. Prog.*, v. 74, (4), p. 49 - 55, Abril, 1978.
- MESZAROS, I. & FONYÓ, Z.; Design Strategy for Heat Pump Assisted Distillation System, *Heat Recovery Systems*, v.6, (6), p. 469 - 476, 1986.
- MÉSZAROS, I. e FONYÓ, Z., Design Strategy for Heat Pump Assisted Distillation System, *Heat Rec., Syst.*, 6(6), p. 469-476, 1986.
- MEILI, A.; STUECHELI, A.; Distillation Column With Direct Vapor Recompression, *Chem. Eng.*, v. 94, p.133 - 143, 1987.
- MUHRER, A. C.; COLLURA, M. A. & LUYBEN, W. L.; Control of Vapor Recompression Distillation Columns, *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 29, (1), p. 59 - 71, 1990.
- MEILI, A.; Heat Pumps for Distillation Columns, *Chem. Eng. Prog.*, v.86, (6), p.60 - 65, 1990.
- MEILI, A.; Using Water in Distillation System Heat Pumps, *Chem. Eng. Prog.*, p.49 - 57, Maio, 1993.
- MESZAROS, I. & MEILI, A.; 1 - Butene Separation Processes with Heat Pump Assisted Distillation, *Heat Recovery Systems & CHP*, v.14, (3), p. 315 - 322, 1994.
- MÉSZAROS, I. e MEILI, A., 1 - buteno Separation Processes with Heat Pump Assisted Distillation, *Heat Rec., Syst.*, 14(3), p. 315-322, 1994.
- NAPHTALI, L. M. & SANDHOLM, D. P.; *AIChE J.*, v. 17, p. 148, 1971.
- NULL, H. R., Heat Pumps in Distillation, *Chem. Eng. Prog.*, v. 72, (7), p. 58 -64, Julho, 1976.

- OMIDEYI, T. O.; KASPRZYCKI, J. & WATSON, F. A.; The Economic of Heat Pump Assisted Distillation Systems (A: A Design and Economic Model, *Heat Recovery Systems*, v.4, (3), p. 187 - 200, 1984.
- OMIDEYI, T. O.; PARANDE, M. G.; KASPRZYCKI, J. & DEVOTTA, S.; The Economic of Heat Pump Assisted Distillation Systems (B: A Comparative Analysis on Three Alcohol Mixtures, *Heat Recovery Systems*, v.4, (4), p. 281 - 286, 1984.
- OMIDEYI, T. O.; PARANDE, M. G.; SUPRANTO, S.; KASPRZYCKI, J & DEVOTTA, S.; The Economic of Heat Pump Assisted Distillation Systems (C: Experimental Assessment with Methanol - Water Mixtures, *Heat Recovery Systems*, v.5, (6), p. 511 - 518, 1985.
- O'NEILL, P. S.; Vapor Recompression Systems With High Efficiency Components, *Chem. Eng. Prog.*, p. 57 - 62, Julho, 1985.
- PETTERSON, W. C. & WELLS, T. A.; Energy - Saving Schemes in Distillation, *Chemical Engineering*, v.26, Setembro, 1977.
- PERRY, R. H. & CHILTON, C. H.; *Manual de Engenharia Química*, Guanabara Dois, 5ª ed. Rio de Janeiro, 1980.
- PERRY, R.H. e GREEN, D.W., *Chemical Engineers Handbook*, Guanabara Dois, 1984.
- PRAUSNITZ, J. M; LICHTENTHALER, R. N. & AZEVEDO, E. G., *Molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibria*, Prentice - Hall, Inc., 2ª ed., New York, 1986.
- PETERS, M.S. e TMMERHAUS, K.D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraww - Hill, New York, 1991.

- QUADRI, G. P.; Use Heat Pump for P - P Splitte (A: Process Design), *Hydrocarbon Processing.*, v. 60, (2), p.119 - 126, 1981.
- QUADRI, G. P.; Use Heat Pump for P - P Splitte (B: Process Optimization), *Hydrocarbon Processing.*, v. 60, (3), p.147 - 151, Março, 1981.
- RUSH, Jr., F. E.; Energy - Saving Alternatives to Distillation, *Chem. Eng. Prog.*, v.76,(7), p. 44 - 49, Julho, 1980.
- SMITH, J. M. & VAN NESS, N. C., *Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química*, Guanabara Dois, 3<sup>a</sup> ed., Rio de Janeiro, 1980.
- STEPHENSON, R. M. & ANDERSON, T. F.; Energy Conservation in Distillation, *Chem. Eng. Prog.*, v.76, (8), p. 68 - 71, Agosto, 1980.
- SATYRO, M. A.; ALVES, P. M. & FILHO, D. E. P.; Modelagem e Simulação de Processos Conceituação Geral, *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v.9, (4), Setembro / Outubro, 1986
- SILVA, C. A. L.; 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(718) e triclorometano(R20), Dissertação de Mestrado, UFPB, C. Grande, Paraíba, Brasil, 1996.
- WALLIN, E.; FRANCK, P. A. & BERNTSSON, T.; Heat Pumps in Industrial Processes - An Optimization Methodology, *Heat Recovery Systems & CHP*, v.10, p. 437 - 446, 1990.
- WALLIN, E. & BERNTSSON, T.; Integration of Heat Pumps in Industrial Processes, *Heat Recovery Systems & CHP*, v.14, (3), p. 287 - 296, 1994.
- WEINSTEIN, E.; Economia de Energia em Destilação, *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v. 8, (1), v.8, p. 11 - 23, Julho, 1985.

## BIBLIOGRAFIAS CONSULTADAS

BRITO, R. P., *Comunicação pessoal*, 1997

HENGSTEBECK, R. J., *DISTILLATION: Principles and Design Procedures*, Robert E. Krieger Publishing Company, New York, 1976.

KREITH, F.; *Princípios de Transmissão de Calor*. Edgard Blucher Ltda, Tradução da 3ª ed. Americana São Paulo, 1980.

GLASSCOCK, D. A. & HALE, J. C.; *Process Simulation: the Art and Science of Modeling; Chemical Engineering*, 1994.

MOURA, C. A. D.; *Uso eficiente de programas de computador na simulação de coluna de destilação*, *Boletim Técnico da Petrobrás*, v. 24, (3), pp.195-200, Rio de Janeiro, 1981.

MCCARTHY, A. J. & SMITH, B. R.; *Reboiler System Design: The Tricks os the Trade*, *Chem. Eng. Prog.*, Maio, 1995.

MUKHERFEE, R.; *Don't Let Baffling Baffle You*, *Chem. Eng. Prog.*, v.92, (4), p.72-79, Abril, 1996.

NETO, P. P. & MORI, M.; *Simulação e Otimização da seção de fracionamento e recuperação de produtos da unidade de craqueamento catalítico fluído*, *Boletim Técnico da Petrobrás*, v. 38, (1/2), pp.87-106, Janeiro/Junho, Rio de Janeiro, 1995.

PIOVESANI, P. D.; Otimização de redes de trocadores de calor, utilizando a pinch technology, *Boletim Técnico da Petrobrás*, v. 35, (1/4), pp.44-53, Janeiro/Dezembro, Rio de Janeiro, 1981.

PUROHIT, G. P.; Estimating Costs of Shell and Tube Heat Exchangers; *Chemical Engineering*, v.22, Agosto, 1983.

STANDIFORD, F. C. & WEIMER, L. D.; Energy Conservation In Alcohol Production, *Chem. Eng. Prog.*, p. 35 - 39, Janeiro, 1983.

TEDDER, D. W.; Optimization for Energy Conservation, *Chem. Eng. Prog.*, Agosto, 1980.

VALDMAN, B. & MOTTA, I.; Simulação e Controle de Processos, *Revista Brasileira de Engenharia Química*, Maio, 1989.

WINKLE, M. V.; *Distillation*. McGraww - Hill, New York, 1967.

# APÊNDICE A

## PARTE I-----

Tabela A.1 Custo de investimento da coluna de destilação do S.D.C.

Número de Estágios	Diâmetro (m)	Altura (m)	Taxa de Vapor (Kg/h)	Inv.Capital Fixo (US\$/ano)	Custo Operacional (US\$/ano)	C.T.A. (US\$/ano)
24	2,29	13,41	48.428	51.060,00	1.193.223,00	1.244.283,00
25	2,29	14,02	46.673	52.913,00	1.152.276,00	1.205.189,00
26	2,29	14,63	45.139	54.750,00	1.117.157,00	1.171.907,00
28	2,29	15,85	42.518	58.380,00	1.074.614,00	1.132.994,00
30	2,29	17,07	40.696	61.955,00	1.033.364,00	1.095.319,00
35	2,13	20,12	38.137	65.742,00	987.589,00	1.053.331,00
36	2,13	20,73	37.887	66.989,00	984.782,00	1.051.771,00
37	2,13	21,34	37.634	68.539,00	981.857,00	1.050.396,00
38	2,13	21,95	37.425	70.133,00	979.961,00	1.050.094,00
39	2,13	22,56	37.271	71.691,00	979.479,00	1.051.170,00
40	2,13	23,17	37.158	73.217,00	980.767,00	1.053.984,00
45	1,98	26,21	36.835	74.798,00	987.036,00	1.061.834,00
50	1,98	29,26	36.613	81.702,00	1.011.771,00	1.093.473,00
55	1,98	32,31	36.404	88.443,00	1.021.736,00	1.110.179,00
60	1,98	35,36	36.219	95.080,00	1.030.260,00	1.125.340,00
65	1,98	38,4	36.038	101.605,00	1.039.365,00	1.140.970,00
70	1,98	41,45	35.868	108.028,00	1.048.414,00	1.156.442,00

Tabela A.2 Dimensionamento do condensador

Número de Estágios	Diâmetro (mínimo do casco) DI (in)	Número de tubos <b>Nt</b>	Área de troca térmica (m <sup>2</sup> )	Água de resfriamento V <sub>ÁGUA</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Carga Térmica Q <sub>c</sub> (KW)
24	27	602	220	393	12.503
25	27	602	220	358	12.050
26	27	602	220	331	11.656
28	25	506	185	372	10.978
30	25	506	185	330	10.508
35	25	506	185	282	9.847
36	25	506	185	278	9.783
37	25	506	185	274	9.714
38	25	506	185	270	9.661
39	25	506	185	268	9.622
40	25	506	185	266	9.592
45	25	506	185	261	9.508
50	25	506	153	346	9.453
55	23,25	420	153	340	9.397
60	23,25	420	153	334	9.350
65	23,25	420	153	329	9.303
70	23,25	420	153	325	9.261

Tabela A.3 Investimento anual p/ o condensador do S.D.C.

Número de Estágios	Área (m <sup>2</sup> )	Taxa de Vapor (Kg/h)	Inv. Capital Fixo (US\$/ano)
24	220	48.428	50.311,00
25	220	46.673	50.311,00
26	220	45.139	50.311,00
28	185	42.518	44.938,00
30	185	40.696	44.938,00
35	185	38.137	44.938,00
36	185	37.887	44.938,00
37	185	37.634	44.938,00
38	185	37.425	44.938,00
39	185	37.271	44.938,00
40	185	37.158	44.938,00
45	185	36.835	44.938,00
50	153	36.613	39.814,00
55	153	36.404	39.814,00
60	153	36.219	39.814,00
65	153	36.038	39.814,00
70	153	35.868	39.814,00

Tabela A.4 Dimensionamento do refervedor

Número de Estágios	Diâmetro (mínimo do casco) DI (in)	Número de tubos Nt	Área de troca térmica (m <sup>2</sup> )	Vapor d'água V <sub>VAPOR</sub> Kg/h)	Carga Térmica Q <sub>R</sub> (KW)
24	31	878	400	20.185	5.607.007
25	31	878	400	19.553	5.431.479
26	29	762	348	19.003	5.278.591
28	29	762	348	18.126	5.035.016
30	29	762	348	17.509	4.863.503
35	29	762	348	16.830	4.674.934
36	29	762	348	16.792	4.664.320
37	29	762	348	16.752	4.653.248
38	29	762	348	16.728	4.646.531
39	29	762	348	16.726	4.646.093
40	29	762	348	16.754	4.653.912
45	29	762	348	16.880	4.688.979
50	29	762	348	17.080	4.744.356
55	29	762	348	17.275	4.798.606
60	29	762	348	17.442	4.845.034
65	31	878	400	17.619	4.894.167
70	31	878	400	17.794	4.942.633

Tabela A.5 Investimento anual p/ o refervedor do S.D.C.

Número de Estágios	Área (m2)	Taxa de Líquido (Kg/h)	Inv. Capital Fixo (US\$/ano)
24	400	21.185	74.909,00
25	400	20.520	74.909,00
26	348	19.938	68.362,00
28	348	19.010	68.362,00
30	348	18.357	68.362,00
35	348	17.626	68.362,00
36	348	17.583	68.362,00
37	348	17.540	68.362,00
38	348	17.511	68.362,00
39	348	17.506	68.362,00
40	348	17.531	68.362,00
45	348	17.648	68.362,00
50	348	17.841	68.362,00
55	348	18.030	68.362,00
60	348	18.191	68.362,00
65	400	18.361	74.909,00
70	400	18.529	74.909,00

Tabela A.6 Custo de instalação dos equipamentos principais do S.D.C.

Número de Estágios	Custo da Coluna (US\$)	Custo do Condensador (US\$)	Custo do Refervedor (US\$)	Custo de Capital (US\$)
24	213.149,00	210.023,00	312.707,00	735.879,00
25	220.885,00	210.023,00	312.707,00	743.615,00
26	228.555,00	210.023,00	285.377,00	723.955,00
28	243.708,00	187.593,00	285.377,00	716.678,00
30	258.631,00	187.593,00	285.377,00	731.601,00
35	274.440,00	187.593,00	285.377,00	747.410,00
36	279.645,00	187.593,00	285.377,00	752.615,00
37	286.118,00	187.593,00	285.377,00	759.088,00
38	292.769,00	187.593,00	285.377,00	765.739,00
39	299.276,00	187.593,00	285.377,00	772.246,00
40	305.643,00	187.593,00	285.377,00	778.613,00
45	312.246,00	187.593,00	285.377,00	785.216,00
50	341.066,00	166.204,00	285.377,00	792.647,00
55	369.205,00	166.204,00	285.377,00	820.786,00
60	396.913,00	166.204,00	285.377,00	848.494,00
65	424.151,00	166.204,00	312.707,00	903.062,00
70	450.964,00	166.204,00	312.707,00	929.875,00

Tabela A.7 Investimento de capital fixo do S.D.C.

Número de Estágios	Custo de Capital C.CAP(US\$)	Investimento de Capital Fixo I.C.F.(US\$/ano)
24	735.879,00	176.280,00
25	743.615,00	178.133,00
26	723.955,00	173.423,00
28	716.678,00	171.680,00
30	731.601,00	175.255,00
35	747.410,00	179.042,00
36	752.615,00	180.289,00
37	759.088,00	181.839,00
38	765.739,00	183.433,00
39	772.246,00	184.991,00
40	778.613,00	186.516,00
45	785.216,00	188.098,00
50	792.647,00	189.878,00
55	820.786,00	196.619,00
60	848.494,00	203.256,00
65	903.062,00	216.328,00
70	929.875,00	222.751,00

Tabela A.8 Custo operacional do S.D.C.

Número de Estágios	Taxa de água p/ arrefecimento Qa (m3/h)	Taxa de vapor Qv (Kg/h)	Custo Operacional (US\$/ano)
24	392,79	20.185,28	1.193.223,00
25	358,04	19.553,38	1.152.276,00
26	331,19	19.002,98	1.117.157,00
28	372,20	18.126,11	1.074.614,00
30	330,49	17.508,66	1.033.364,00
35	282,00	16.829,81	987.589,00
36	277,83	16.791,60	984.782,00
37	273,50	16.751,74	981.857,00
38	270,11	16.727,56	979.961,00
39	267,65	16.725,98	979.479,00
40	265,85	16.754,13	980.767,00
45	260,84	16.880,37	987.036,00
50	345,67	17.079,73	1.011.771,00
55	339,59	17.275,03	1.021.736,00
60	334,37	17.442,17	1.030.260,00
65	329,36	17.619,05	1.039.365,00
70	324,85	17.793,53	1.048.414,00

Tabela A.9 Resultado geral da análise econômica simplificada do S.D.C.

Número de Estágios	Razão de Refluxo	Inv. Capital Fixo I.C.F. (US\$/ano)*	Custo Operacional C.O.(US\$/ano)	Custo Total Anual C.T.A. (US\$/ano)
24	5,1046	176.280,00	1.193.223,00	1.369.503,00
25	4,8839	178.133,00	1.152.276,00	1.330.409,00
26	4,6893	173.423,00	1.117.157,00	1.290.580,00
28	4,3596	171.680,00	1.074.614,00	1.246.294,00
30	4,1295	175.255,00	1.033.364,00	1.208.619,00
35	3,8074	179.042,00	987.589,00	1.166.631,00
36	3,7755	180.289,00	984.782,00	1.165.071,00
37	3,7446	181.839,00	981.857,00	1.163.696,00
38	3,7183	183.433,00	979.961,00	1.163.394,00
39	3,6992	184.991,00	979.479,00	1.164.470,00
40	3,6847	186.516,00	980.767,00	1.167.283,00
45	3,6436	188.098,00	987.036,00	1.175.134,00
50	3,6156	189.878,00	1.011.771,00	1.201.649,00
55	3,5892	196.619,00	1.021.736,00	1.218.355,00
60	3,5659	203.256,00	1.030.260,00	1.233.516,00
65	3,5429	216.328,00	1.039.365,00	1.255.693,00
70	3,521	222.751,00	1.048.414,00	1.271.165,00

I.C.F.\* - calculado c/ taxa de juros de 20% a.a. p/ um período de 10 anos da planta em operação

Tabela A.10 Custo e quociente de refluxo ótimo do S.D.C.

Número de Estágios	Razão de Refluxo	Quociente de refluxo ótimo -Y-	Inv. Capital Fixo I.C.F.(US\$/ano)	Custo Operacional (US\$/ano)	Custo Total Anual (US\$/ano)
24	5,1046	1,50	176.280,00	1.193.223,00	1.369.503,00
25	4,8839	1,44	178.133,00	1.152.276,00	1.330.409,00
26	4,6893	1,38	173.423,00	1.117.157,00	1.290.580,00
28	4,3596	1,28	171.680,00	1.074.614,00	1.246.294,00
30	4,1295	1,22	175.255,00	1.033.364,00	1.208.619,00
35	3,8074	1,12	179.042,00	987.589,00	1.166.631,00
36	3,7755	1,11	180.289,00	984.782,00	1.165.071,00
37	3,7445	1,10	181.839,00	981.857,00	1.163.696,00
38	3,7183	1,10	183.433,00	979.961,00	1.163.394,00
39	3,6992	1,09	184.991,00	979.479,00	1.164.470,00
40	3,6868	1,09	186.516,00	980.767,00	1.167.283,00
45	3,6436	1,07	188.098,00	987.036,00	1.175.134,00
50	3,6156	1,06	189.878,00	1.011.771,00	1.201.649,00
55	3,5892	1,06	196.619,00	1.021.736,00	1.218.355,00
60	3,5659	1,05	203.256,00	1.030.260,00	1.233.516,00
65	3,5429	1,04	216.328,00	1.039.365,00	1.255.693,00
70	3,521	1,04	222.751,00	1.048.414,00	1.271.165,00

Tabela A.11 Custo e variáveis de projeto do S.D.C.

Número de Estágios	Razão de Refluxo	Diferença de Temperatura $\Delta T(oc)$	Queda de Pressão $\Delta P(atm)$	Custo Total Anual C.T.A. (US\$/ano)
24	5,1046	29,81	0,32	1.369.503,00
25	4,8839	30,04	0,33	1.330.409,00
26	4,6893	30,20	0,34	1.290.580,00
28	4,3596	30,91	0,37	1.246.294,00
30	4,1295	31,34	0,39	1.208.619,00
35	3,8074	32,78	0,46	1.166.631,00
36	3,7755	33,08	0,47	1.165.071,00
37	3,7446	33,38	0,49	1.163.696,00
38	3,7183	33,62	0,50	1.163.394,00
39	3,6992	33,82	0,51	1.164.470,00
40	3,6847	34,02	0,52	1.167.283,00
45	3,6436	35,38	0,59	1.175.134,00
50	3,6156	36,68	0,66	1.201.649,00
55	3,5892	37,88	0,73	1.218.355,00
60	3,5659	39,04	0,79	1.233.516,00
65	3,5429	40,15	0,86	1.255.693,00
70	3,521	41,26	0,92	1.271.165,00

## APÊNDICE B

### PARTE II-----

Tabela.B.1 Variáveis operacionais sobre a faixa de operação da BC segundo o critério de saturação

Pressão de descarga Pd (atm)	Temperatura do destilado T <sub>d</sub> (°C)	Temperatura de condensação T <sub>c</sub> (°C)	Diferença de temperatura de condensação DT (°C)	Razão de compressão RC	Coeficiente de performance COP	Trabalho de compressão W <sub>rc</sub> (kw)
4	161,84	79,31	-32,44	3,96	7,68	1441
5	176,15	86,21	-25,53	4,95	6,5	1701
6	188,04	91,93	-19,81	5,94	5,76	1920
7	198,21	96,82	-14,92	6,93	5,25	2106
8	207,16	101,1	-10,64	7,92	4,87	2272
9	215,15	104,9	-6,84	8,91	4,57	2421
10	222,37	108,32	-3,42	<b>9,9</b>	4,33	2540
11	228,97	111,43	-0,31	10,89	4,13	2680
12	235,07	114,29	2,55	11,88	3,96	2792
13	240,72	116,92	5,18	12,87	3,81	2900
14	246,00	119,37	7,63	13,86	3,69	2996
15	250,96	121,66	9,92	14,85	3,58	3089
16	255,70	132,82	12,08	15,84	3,48	3176
17	260,09	125,85	14,11	16,83	3,39	3259
18	264,30	127,76	16,02	17,82	3,31	3338

Tabela B.2 Custo adicional do S.D.R.V.

Pressão de descarga Pd (atm)	Diferença de temperatura de condensação DT (°C)	Custo de instalação do compressor (US\$)	Capital Adicional (US\$)
12	2,55	5.048.876,00	5.113.411,00
13	5,18	5.208.474,00	5.273.009,00
14	7,63	5.349.441,00	5.413.976,00
15	9,92	5.485.229,00	5.549.764,00
16	12,08	5.611.592,00	5.676.127,00
17	14,11	5.731.566,00	5.796.101,00
18	16,02	5.845.247,00	5.909.782,00

Custo do resfriador: US\$ 64.535,00

Tabela B.3 Investimento adicional do S.D.R.V.

Pressão de descarga Pd (atm)	Diferença de temperatura de condensação DT (°C)	Investimento do S.D.R.V. (US\$)	Investimento Adicional I.Ad. (US\$)
12	2,55	5.113.411,00	4.347.672,00
13	5,18	5.273.009,00	4.507.270,00
14	7,63	5.413.976,00	4.648.237,00
15	9,92	5.549.764,00	4.784.025,00
16	12,08	5.676.127,00	4.910.388,00
17	14,11	5.796.101,00	5.030.362,00
18	16,02	5.909.782,00	5.144.043,00

Custo de capital do S.D.C.: US\$ 765.739,00

Tabela B.4 Custo operacional e Economia do S.D.R.V.

Pressão de descarga Pd (atm)	Diferença de temperatura de condensação DT (°C)	Razão de compressão Wrc (kw)	Água de resfriamento Vágua (m3/h)	Custo Operacional (US\$/ano)	Economia Ec (US\$/ano)
12	2,55	2792	31,77	675.163,00	304.798,00
13	5,18	2900	35,83	701.733,00	278.228,00
14	7,63	2996	<b>40</b>	725.440,00	254.521,00
15	9,92	3089	44,32	748.451,00	231.510,00
16	12,08	3176	48,8	770.048,00	209.913,00
17	14,11	3259	53,42	790.707,00	189.254,00
18	16,02	3338	58,21	810.434,00	169.527,00

Custo operacional do S.D.C.: US\$ 979.961,00

Tabela B.5 Resultado geral sobre a Taxa e o Tempo de retorno do S.D.R.V.

Pressão de descarga Pd (atm)	Diferença de temperatura de condensação DT (°C)	Economia Ec (US\$/ano)	Investimento Adicional I.Ad. (US\$)	Taxa de Retorno TR (%)	Tempo de Retorno do Investimento Adicional TRAd (ano)
12	2,55	304.798,00	4.347.672,00	7,01	14,26
13	5,18	278.228,00	4.507.270,00	6,17	16,2
14	7,63	254.521,00	4.648.237,00	5,48	18,26
15	9,92	231.510,00	4.784.025,00	4,84	20,66
16	12,08	209.913,00	4.910.388,00	4,27	23,39
17	14,11	189.254,00	5.030.362,00	3,76	26,58
18	16,02	169.527,00	5.144.043,00	3,3	30,34

PARTE III-----

Análise Econômica / S.D.C.

Tabela B.6 Custo de instalação dos equipamentos principais.

Número de Estágios	Custo da Coluna (US\$)	Custo do Condensador (US\$)	Custo do Refervedor (US\$)	Custo de Capital C.CAP (US\$)
38	316.223,00	180.604,00	210.757,00	707.584,00

ALTERAÇÃO-A:  $P_b = 1,2 \text{ atm}$

Tabela B.7 Custo de instalação dos equipamentos principais.

Número de Estágios	Custo da Coluna (US\$)	Custo do Condensador (US\$)	Custo do Refervedor (US\$)	Custo de Capital (US\$)
38	316.223,00	159.809,00	186.487,00	662.519,00

ALTERAÇÃO-B:  $P_b = 1,1 \text{ atm}$

Tabela B.8 Custo operacional

Número de Estágios	Vazão de água de arrefecimento $Q_a$ (m <sup>3</sup> /h)	Vazão de vapor d'água $Q_v$ (Kg/h)	Custo Operacional (US\$/ano)
38	344	15600	928.561

ALTERAÇÃO-A:  $P_b = 1,2 \text{ atm}$

Tabela B.9 Custo operacional

Número de Estágios	Vazão de água de arrefecimento $Q_a$ (m <sup>3</sup> /h)	Vazão de vapor d'água $Q_v$ (Kg/h)	Custo Operacional (US\$/ano)
38	489	15180	928.359

ALTERAÇÃO-B:  $P_b = 1,1 \text{ atm}$

Tabela B.10 Custo total anual p/ ALTERAÇÃO-A:  $P_b = 1,2$  atm.

Número de Estágios	Custo de Capital (US\$)	Investimento do capital fixo I.F.C <sub>A</sub> (US\$/ano)	Custo Operacional (US\$/ano)	Custo Total Anual (US\$/ano)
38	707.584,00	169.502,00	928.561,00	1.098.063,00

Tabela B.11 Custo total anual p/ ALTERAÇÃO-B:  $P_b = 1,1$  atm.

Número de Estágios	Custo de Capital (US\$)	Investimento do capital fixo I.F.C <sub>B</sub> (US\$/ano)	Custo Operacional (US\$/ano)	Custo Total Anual (US\$/ano)
38	662.519,00	158.706,00	928.359,00	1.087.065,00

### Implantação da BC / S.D.R.V

Tabela B.12 Faixa de operação p/ ALTERAÇÃO-A:  $P_b = 1,2$  atm.

Pressão de descarga Pd (atm)	Temperatura do destilado Td (°C)	Temperatura de condensação Tc (oC)	Diferença de temperatura de condensação DT <sub>A</sub> (oC)	Razão de compressão RC	Trabalho de compressão Wrc (kw)	Coefficiente de performance COP
3	79,54	92,35	-12,81	2,97	1143	9,11
3,5	88,52	96,84	-8,32	3,47	1318	7,90
4	96,38	100,77	-4,39	3,96	1473	7,07
4,5	103,38	104,27	-0,89	4,46	1612	6,46
<b>5</b>	<b>109,69</b>	<b>107,43</b>	<b>2,27</b>	<b>4,95</b>	<b>1738</b>	<b>5,99</b>
5,5	115,44	110,30	5,14	5,45	1853	5,62
6	120,71	112,94	7,78	5,94	1959	5,32
6,5	125,58	115,37	10,21	6,44	2058	5,06
7	130,11	117,63	12,47	6,93	2150	4,84

Dados: T<sub>b</sub>=105,16 oC; P<sub>s</sub>=1,01 atm; Q<sub>r</sub>=10415 kw

Tabela B.13 Faixa de operação p/ ALTERAÇÃO-B:  $P_b = 1,1$  atm.

Pressão de descarga Pd(atm)	Temperatura do destilado Td (°C)	Temperatura de Condensação Tc (oC)	Diferença de temperatura de condensação DT <sub>B</sub> (oC)	Razão de compressão RC	Trabalho de compressão Wrc (kw)	Coefficiente de performance COP
1,5	59,40	81,03	-21,63	1,49	403	25,25
2	75,06	88,86	-13,80	1,98	706	14,42
2,5	87,50	95,08	-7,58	2,48	949	10,72
3	97,84	100,25	-2,41	2,97	1153	8,82
<b>3,5</b>	<b>106,69</b>	<b>104,67</b>	<b>2,01</b>	<b>3,47</b>	<b>1330</b>	<b>7,65</b>
4	114,44	108,55	5,89	3,96	1485	6,85
4,5	121,34	112,00	9,34	4,46	1625	6,26
5	127,55	115,11	12,45	4,95	1751	5,81
5,5	133,21	117,93	15,27	5,45	1867	5,45

Dados:  $T_b = 102,66$  °C;  $P_s = 1,01$  atm;  $Q_r = 10171$  kw

Tabela B.14 Custo e investimento adicional p/ ALTERAÇÃO-A:  
 $P_b = 1,2$  atm.

Pressão de descarga Pd (atm)	Trabalho de compressão Wrc (kw)	Custo Investido (US\$)	Investimento Adicional (US\$)
<b>5</b>	<b>1738</b>	<b>4.325.321,00</b>	<b>3.617.737,00</b>
5,5	1853	4.565.385,00	3.857.801,00
6	1959	4.785.064,00	4.077.480,00
6,5	2058	4.987.121,00	4.279.537,00
7	2150	5.174.868,00	4.467.284,00

Custo de capital do S.D.C.A.: US\$ 707.584,00

Tabela B.15 Custo e investimento adicional p/ ALTERAÇÃO-B:  
 $P_b = ,1 \text{ atm.}$

Pressão de descarga Pd (atm)	Trabalho de compressão Wrc (kw)	Custo Adicional (US\$)	Investimento Adicional (US\$)
<b>3,5</b>	<b>1330</b>	<b>3.474.066,00</b>	<b>2.811.547,00</b>
4	1485	3.810.687,00	3.148.168,00
4,5	1625	4.107.949,00	3.445.430,00
<b>5</b>	<b>1751</b>	<b>4.374.051,00</b>	<b>3.711.532,00</b>
5,5	1867	4.615.382,00	3.952.863,00

Custo de capital do S.D.C<sub>B</sub>: US\$ 662.519,00

Tabela B.16 Custo Operacional e Economia p/ ALTERAÇÃO-A:  $P_b = 1,2 \text{ atm.}$

Pressão de descarga Pd (atm)	Trabalho de compressão Wrc (kw)	Vazão de água p/ resfriamento Vágua (m3/h)	Custo Operacional (US\$/ano)	Economia Ec (US\$/ano)
<b>5</b>	<b>1738</b>	<b>38</b>	<b>423.095</b>	<b>496.466,00</b>
5,5	1853	48	452.323	476.238,00
<b>6</b>	<b>1959</b>	<b>59</b>	<b>479.663</b>	<b>448.898,00</b>
6,5	2058	73	505.550	423.011,00
<b>7</b>	<b>2150</b>	<b>90</b>	<b>530.481</b>	<b>398.080,00</b>

Tabela B.17 Custo Operacional e Economia p/ ALTERAÇÃO-B:  $P_b = 1,1 \text{ atm.}$

Pressão de descarga Pd (atm)	Trabalho de compressão Wrc (kw)	Vazão de água p/ resfriamento Vágua (m3/h)	Custo Operacional (US\$/ano)	Economia Ec (US\$/ano)
<b>3,5</b>	<b>1330</b>	<b>21</b>	<b>322.376</b>	605.983,00
<b>4</b>	<b>1485</b>	<b>25</b>	<b>360.473</b>	567.886,00
<b>4,5</b>	<b>1625</b>	<b>30</b>	<b>394.708</b>	533.651,00
<b>5</b>	<b>1751</b>	<b>34</b>	<b>425.817</b>	502.542,00
<b>5,5</b>	<b>1867</b>	<b>39</b>	<b>454.407</b>	473.952,00

Tabela B.18 Taxa e Tempo de retorno p/ ALTERAÇÃO-A:  $P_b = 1,2 \text{ atm.}$

Pressão de descarga Pd (atm)	Economia Ec (US\$/ano)	Investimento Adicional I.Ad (US\$)	Taxa de Retorno TR (%)	Tempo de Retorno TRAd (ano)
<b>5</b>	<b>496.466,00</b>	<b>3.617.737,00</b>	<b>13,72</b>	<b>7,29</b>
<b>5,5</b>	476.238,00	3.857.801,00	12,34	8,10
<b>6</b>	448.898,00	4.077.480,00	11,01	9,08
<b>6,5</b>	423.011,00	4.279.537,00	9,88	10,12
<b>7</b>	398.080,00	4.467.284,00	8,91	11,22

Tabela B.19 Taxa e Tempo de retorno p/ ALTERAÇÃO-B:  $P_b = 1,1$  atm.

Pressão de descarga Pd (atm)	Economia Ec (US\$/ano)	Investimento Adicional I.Ad (US\$)	Taxa de Retorno TR (%)	Tempo de Retorno TRIAd (ano)
<b>3,5</b>	<b>605.983,00</b>	<b>2.811.547,00</b>	<b>21,55</b>	<b>4,64</b>
4	567.886,00	3.148.168,00	18,04	5,54
4,5	533.651,00	3.445.430,00	15,49	6,46
5	502.542,00	3.711.532,00	13,54	7,39
5,5	473.952,00	3.952.863,00	11,99	8,34

## APÊNDICE C