

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA  
SISTEMAS DE PROCESSOS QUÍMICOS E INFORMÁTICA

**UTILIZAÇÃO DA ANÁLISE *PINCH* NA REDUÇÃO DE EMISSÕES  
DE POLUENTES**

**Autor:** Aparecido Nivaldo Módenes

**Orientador:** Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira

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

outubro, 1999  
CAMPINAS - SP



CHAMADA: Unicamp  
M72u  
 Ex. \_\_\_\_\_  
 NÚMERO BC/ 39842  
 LOC. 278100  
 C  D   
 RECO. R\$ 11,00  
 DATA 08/01/2000  
 \* CPD \_\_\_\_\_

CM-00133180-7

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

M72u Módenes, Aparecido Nivaldo  
 Utilização da análise *pinch* na redução de emissões  
 de poluentes / Aparecido Nivaldo Módenes.--  
 Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientadores: João Alexandre Ferreira da Rocha  
 Pereira.

Tese (doutorado) - Universidade Estadual de  
 Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

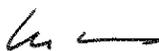
1. Poluentes. 2. Água - Reutilização. 3. Massa -  
 Transferência. I. Pereira, João Alexandre da Rocha. II.  
 Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de  
 Engenharia Química. III. Título.

Tese de Doutorado defendida e aprovada em 29 de outubro de 1999 pela banca examinadora constituída pelos Professores Doutores:



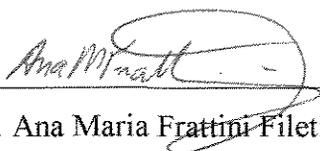
---

Prof. (orientador) Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira  
DESQ – Universidade Estadual de Campinas



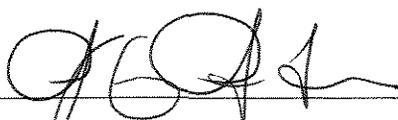
---

Prof. Dr. Roger Josef Zemp  
DESQ – Universidade Estadual de Campinas



---

Prof. Dr. Ana Maria Frattini Fileti  
DESQ – Universidade Estadual de Campinas



---

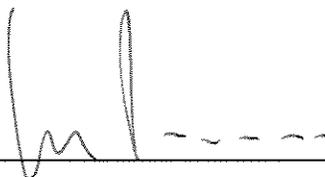
Prof. Dr. Marcelino Luiz Gimenes  
DEQ – Universidade Estadual de Maringá



---

Prof. Dr. Armando Tavares da Silva  
DEQ – Universidade de Coimbra – Portugal

Este exemplar corresponde à redação final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida por Aparecido Nivaldo Módenes e aprovada pela Comissão Julgadora em 29 de outubro de 1999.



---

Prof. orientador: Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira

---

Aos meus pais Antônio e Dornélia pelos ensinamentos, incentivo e apoio.

À minha esposa Rosângela e minha filha Débora pelo estímulo e apoio afetivo ao longo desta jornada.

## AGRADECIMENTOS

Ao professor João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira pela orientação e solicitude.

Aos professores Mauro A. S. Ravagnani e Roger Josef Zemp pelas sugestões e contribuições dadas ao longo deste trabalho.

Ao corpo docente do departamento de Sistemas de Processos Químicos e Informática.

À CAPES, pela ajuda financeira, sem a qual este trabalho se tornaria mais difícil.

À UNIOESTE (Universidade Estadual do Oeste do Paraná) pela liberação para a conclusão deste trabalho.

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	01
<b>2. ANÁLISE DA LITERATURA</b> .....	09
<b>3. ASPECTOS FUNDAMENTAIS DA ANÁLISE <i>PINCH</i></b> .....	21
3.1. Introdução .....	23
3.2. Curvas Compostas .....	23
3.3. Tabela do Problema .....	26
3.4. Considerações sobre o Ponto de Estrangulamento Energético .....	27
3.5. Grande Curva Composta .....	28
3.6. Número Mínimo de Unidades .....	30
3.7. Capital .....	32
3.7.1. Custo Total Anual .....	32
3.8. Conclusão .....	34
<b>4. PROJETO DE EQUIPAMENTOS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA</b> .....	37
4.1. Introdução .....	39
4.2. Equilíbrio .....	39
4.3. Transferência de Massa entre Fases .....	41
4.4. Tipos de Equipamentos de Transferência de Massa .....	42
4.5. Projeto de Equipamentos de Transferência de Massa .....	43
4.5.1. Cálculo da Altura do Recheio .....	44
4.5.2. Cálculo do Diâmetro da Coluna .....	50
4.6. Cálculo do Custo de Equipamentos de Transferência de Massa .....	53
<b>5. REDUÇÃO DE EMISSÕES DE POLUENTES</b> .....	59
5.1. Introdução .....	61
5.2. Redução de Emissões de Poluentes Através da Reutilização da Água.....	61
5.2.1. Diagrama Concentração em Função da Massa Transferida .....	62
5.2.2. Casos com um Único Contaminante .....	66
5.2.2.1. Meta do Despejo Mínimo Gerado .....	66
5.2.3. Casos com Vários Contaminantes .....	73

5.2.3.1. Meta do Despejo Mínimo Gerado .....	74
5.2.4. Métodos de Síntese .....	87
5.2.5. Evolução da Rede .....	91
5.3. Redução de Emissões de Poluentes Através da Integração de Processos.....	93
5.2.2. Casos com um Único Contaminante .....	94
5.3.1.1. Localização do <i>Pinch</i> .....	96
5.3.1.1.1. Curvas Compostas .....	99
5.3.1.1.2. Tabela de Intervalos de Composição .....	103
5.3.1.2. Considerações Sobre o <i>Pinch</i> .....	105
5.3.1.3. Representação da Rede .....	106
5.3.1.4. Procedimento de Síntese .....	107
5.3.1.5. Número Mínimo de Unidades .....	113
5.3.1.6. Evolução da Rede .....	114
5.3.2. Casos com Vários Contaminantes .....	116
5.4. Conclusão .....	117

<b>6. ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA DE REDES DE EQUIPAMENTOS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA .....</b>	<b>119</b>
6.1. Introdução .....	121
6.2. Análise de Custos .....	121
6.2.1. Custo Total Anual .....	122
6.3. Aplicações .....	123
6.3.1. Aplicação 01 .....	123
6.3.1.1. Meta da Vazão Mínima de Despejo .....	125
6.3.1.2. Síntese da Rede .....	127
6.3.1.3. Evolução da Rede.....	129
6.3.2. Aplicação 02 .....	132
6.3.2.1. Projeto dos Equipamentos de Transferência de Massa .....	134
6.3.2.2. Meta da Vazão Mínima de Despejo .....	139
6.3.2.3. Síntese da Rede .....	146
6.3.2.4. Evolução da Rede .....	146
6.3.3. Aplicação 03 .....	149
6.3.3.1. Meta da Vazão Mínima de Despejo .....	151
6.3.3.2. Síntese da Rede .....	155

6.3.3.3. Evolução da Rede .....	155
6.3.3.4. Cálculo do Custo .....	157
6.3.4. Aplicação 04 .....	159
6.3.4.1. Meta da Vazão Mínima de Agentes de Transferência de Massa Externos .....	163
6.3.4.2. Síntese da Rede .....	164
6.3.4.3. Evolução da Rede .....	166
6.4. Conclusão .....	169
<b>7. CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>171</b>
7.1. Conclusões Gerais .....	173
7.2. Conclusões Específicas .....	174
7.3. Sugestões .....	177
<b>8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>179</b>
<b>9. APÊNDICE - A .....</b>	<b>187</b>

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura</b>	<b>pag.</b>
1.01 - Diagrama da cebola .....	03
3.01 - Diagrama TH para uma corrente .....	23
3.02 - Diagrama TH para uma rede composta por duas correntes .....	24
3.03 - Diagrama TH para três correntes .....	24
3.04 - Curva Composta quente .....	20
3.05 - Diagrama TH .....	26
3.06 - Construção da Grande Curva Composta a partir das Curvas Compostas .....	29
3.07 - Utilidades múltiplas representadas em uma Grande Curva Composta .....	30
3.08 - Variação do custo anual com o $\Delta T_{min}$ .....	32
3.09 - Influência dos custos reais e estimados no valor do $\Delta T_{min}$ ótimo .....	33
4.01 - Processo de adsorção em coluna de recheio .....	44
4.02 - Perda de carga em uma coluna de recheio .....	51
4.03 - Diferença mínima de composição permitida na ponta rica do trocador .....	55
4.04 - Diferença mínima de composição permitida na ponta pobre do trocador .....	55
4.05 - Relação mínima entre os fluxos de inertes das fases gasosas e líquidas .....	57
5.01 - Diferentes métodos de utilização da água .....	62
5.02 - Diagrama concentração em função da massa transferida .....	64
5.03 - Perfil de água limite .....	65
5.04 - Correntes de água praticáveis .....	65
5.05 - Perfil de água limite para dois processos que utilizam água .....	66
5.06 - Perfil da água combinado em cada intervalo .....	67
5.07 - Curva Composta .....	67
5.08 - Linha de alimentação de água do processo .....	68
5.09 - Meta da vazão mínima de despejos .....	68
5.10 - Diagrama concentração em função da massa transferida .....	70
5.11 - Curva Composta do exemplo 01 .....	72
5.12 - Meta da vazão mínima de despejos para o exemplo 01 .....	72
5.13 - Utilização da água limpa em cada um dos processos do exemplo 01 .....	73
5.14 - Posições iniciais no diagrama dos dois processos do exemplo 02 .....	76
5.15 - Início da construção da Curva Composta para o exemplo 02 .....	77

<b>Figura</b>	<b>pag.</b>
5.16 - Mudança de concentração para o exemplo 02 .....	78
5.17 - Meta da vazão mínima de despejo para o exemplo 02 .....	80
5.18 - Consumo de água sem a reutilização para o exemplo 02 .....	80
5.19 - Início da construção da Curva Composta para o exemplo 03 .....	81
5.20 - Mudança de concentração para o exemplo 03 .....	82
5.21 - Mudança de massa para o exemplo 03 .....	83
5.22 - Meta da Vazão mínima de despejo para o exemplo 03 .....	84
5.23 - Início da construção da Curva Composta para o exemplo 04 .....	85
5.24 - Mudança de concentração para o exemplo 04 .....	85
5.25 - Mudança de massa para o exemplo 04 .....	86
5.26 - Meta da Vazão mínima de despejo para o exemplo 04 .....	87
5.27 - Projeto inicial da RETM para o exemplo 01 utilizando o primeiro método .....	89
5.28 - Sub-redes dos intervalos A e B para o exemplo 01 .....	90
5.29 - Projeto inicial da RETM para o exemplo 01 utilizando o segundo método .....	91
5.30 - Laços existentes na RETM para o exemplo 01 .....	92
5.31 - Projeto final da RETM para o exemplo 01 através do segundo método .....	92
5.32 - Projeto final da RETM para o exemplo 01 através do primeiro método .....	93
5.33 - Diferença mínima de composição permitida na ponta rica da unidade .....	97
5.34 - Diferença mínima de composição permitida na ponta pobre da unidade .....	98
5.35 - Representação da massa transferida por duas correntes ricas .....	99
5.36 - Construção da Curva Composta rica .....	100
5.37 - Representação da massa transferida por dois ATM de processo .....	101
5.38 - Construção da Curva Composta pobre .....	101
5.39 - Diagrama <i>Pinch</i> .....	102
5.40 - Representação das correntes na Tabela de Intervalos de Composição .....	104
5.41 - Representação da rede .....	107
5.42 - Transferências no <i>Pinch</i> .....	108
5.43 - Projeto de uma RETM para a região acima do <i>Pinch</i> .....	109
5.44 - Diagrama de blocos para a síntese acima do <i>Pinch</i> .....	112
5.45 - Diagrama de blocos para a síntese abaixo do <i>Pinch</i> .....	112
5.46 - Matriz incidência da rede da Figura 5.41 .....	115

<b>Figura</b>	<b>pag.</b>
6.01 - Variação do custo anual com a vazão de líquido .....	121
6.02 - Influência dos custos reais e estimados no valor da vazão de líquido .....	122
6.03 - Fluxograma do processo de fabricação de aço .....	124
6.04 - Construção do diagrama concentração em função da massa transferida .....	126
6.05 - Meta da vazão mínima de despejo para a aplicação 01 .....	126
6.06 - Início do projeto da RETM para a aplicação 01 .....	128
6.07 - Projeto inicial da RETM para a aplicação 01 .....	129
6.08 - Rede otimizada para a aplicação 01 .....	130
6.09 - Projeto final da RETM para a aplicação 01 obtido após a otimização .....	131
6.10 - Meta da vazão mínima de despejo para a aplicação 02 .....	144
6.11 - Projeto inicial da RETM para a aplicação 02 .....	146
6.12 - Rede otimizada para a aplicação 02 .....	147
6.13 - Projeto final da RETM obtido para a aplicação 02 .....	147
6.14.a - Diagrama de fluxo para o caso convencional .....	151
6.14.b - Diagrama de fluxo da aplicação 03 apresentado por TAKAMA et. al. (1980) .....	151
6.15 - Início da construção da Curva Composta para a aplicação 03 .....	152
6.16 - Construção da Curva Composta após mudança de concentração .....	153
6.17 - Diagrama concentração em função da massa transferida da aplicação 03 .....	154
6.18 - Meta da vazão mínima de despejo para a aplicação 03 .....	154
6.19 - Projeto inicial da RETM para a aplicação 03 .....	155
6.20 - Rede otimizada para a aplicação 03 .....	156
6.21 - Projeto final da RETM obtido para a aplicação 03 .....	156
6.22 - Diagrama de fluxo para a aplicação 03 após reutilização utilizando Análise <i>Pinch</i> seguido de otimização do custo no sistema de tratamento .....	158
6.23 - Fluxograma da planta de conversão de carvão .....	160
6.24 - Sub-rede sintetizada para a ponta rica .....	164
6.25 - Sub-rede sintetizada para a ponta pobre .....	165
6.26 - Projeto final da RETM obtida para a aplicação 04 .....	165

## LISTA DE QUADROS E TABELAS

<b>Quadro</b>	<b>pag.</b>
6.1 - Dados para o cálculo dos custos operacional e fixo .....	133
6.2 - Dados econômicos da aplicação 03 .....	150

<b>Tabela</b>	<b>pag.</b>
5.1 - Dados de processo do exemplo 01 .....	59
5.2 - Dados de processo do exemplo 02 .....	65
5.3 - Dados de processo do exemplo 03 .....	71
5.4 - Dados de processo do exemplo 04 .....	74
6.1 - Dados de entrada do processo da aplicação 01 .....	125
6.2 - Perfil limite de água para a aplicação 01 .....	125
6.3 - Dados de processo da aplicação 02 .....	132
6.4 - Propriedades do soluto da aplicação 02 .....	133
6.5 - Vazão de líquido ótima para os processos da aplicação 02 .....	135
6.6 - Diâmetro das colunas para a aplicação 02 .....	137
6.7 - Altura das colunas para a aplicação 02 .....	137
6.8 - Valores de custos em dólares para a aplicação 02 .....	138
6.9 - Dados de projeto com custo mínimo para os processos da aplicação 02 .....	139
6.10 - Dados de concentração e vazão da água antes da reutilização .....	139
6.11 - Valor das concentrações máximas de entrada para a aplicação 02 .....	140
6.12 - Vazão e altura das colunas após reutilização da água na aplicação 02 .....	140
6.13 - Perfil limite de água para a aplicação 02 .....	141
6.14 - Perfil limite de água mantendo a concentração de saída fixa .....	142
6.15 - Dados de projeto considerando a concentração constante .....	142
6.16 - Perfil limite de água que leva à rede com custo mínimo anual .....	143
6.17 - Dados de projeto obtidos após o redimensionamento das colunas .....	144
6.18 - Perfil limite de água para a aplicação 03 .....	149
6.19 - Condições de operação para o sistema de tratamento da aplicação 03 .....	150
6.20 - Valores do custo para a aplicação 03 após reutilização da água .....	157
6.21 - Valores do custo após otimização no sistema de tratamento .....	158

<b>Tabela</b>	<b>pag.</b>
6.22 - Dados das correntes da aplicação 04.....	163
6.23 - Tabela de Intervalos de Composição.....	163
6.24 - Valores da vazão e do custo para as correntes .....	166
6.25 - Valores para a vazão e o custo antes e após a quebra do <i>caminho</i> .....	167

## NOMENCLATURA

$a$	área interfacial específica para a transferência de massa ( $m^2/m^3$ )
$A$	área de troca térmica da rede ( $m^2$ )
$A_1$	fator de absorção na base da coluna
$A_2$	fator de absorção no topo da coluna
$A_E$	fator de absorção efetivo
$A_{MIN}$	área mínima de troca térmica ( $m^2$ )
$a_t$	área superficial total do recheio ( $m^2/m^3$ )
ATM	agente de transferência de massa
ATM	agente de transferência de massa
$a_w$	área superficial molhada do recheio ( $m^2/m^3$ )
$b_j$	coeficiente linear
$C_{a,ent}$	concentração de entrada do contaminante na corrente de água (ppm)
$(C_{a,ent})_{max}$	limite máximo de concentração de entrada do contaminante (ppm)
$C_{a,sai}$	concentração de saída do contaminante na corrente de água (ppm)
$(C_{a,sai})_{max}$	limite máximo de concentração de saída do contaminante (ppm)
CENER	custo relativo às utilidades (U\$)
CEQ	custo relativo ao capital (U\$)
$CEQ_{ANUAL}$	custo anual relativo ao capital (U\$)
$C_f$	fator de caracterização do recheio
$C_{i,ent}$	concentração de entrada do contaminante no processo $i$ (ppm)
$(C_{i,ent})_{max}$	concentração limite máxima de entrada para o processo $i$ (ppm)
$C_{i,sai}$	concentração de saída do contaminante no processo $i$ (ppm)
$(C_{i,sai})_{max}$	concentração limite máxima de saída para o processo $i$ (ppm)
$C_{ij,ent}$	concentração de entrada do contaminante $j$ na corrente de processo $i$ (ppm)
$C_{ij,sai}$	concentração de saída do contaminante $j$ na corrente de processo $i$ (ppm)
CP	produto entre capacidade calorífica e vazão mássica ( $W/^\circ C$ )
$C_{s,ent}$	concentração de entrada do contaminante na corrente de processo (ppm)
$C_{s,sai}$	concentração de saída do contaminante na corrente de processo (ppm)
$C_{si,ent}$	concentração de entrada do contaminante $i$ na corrente de processo (ppm)
$C_{si,sai}$	concentração de saída do contaminante $i$ na corrente de processo (ppm)
$C_{si,x}$	concentração do contaminante $i$ no ponto $x$ (ppm)

$CTA$	custo total anualizado (U\$)
$CT_{ANUAL}$	custo total anual (U\$)
$(C_{w,ent})_{max}$	concentração limite máxima de entrada na corrente de água (ppm)
$(C_{w,sai})_{max}$	concentração limite máxima de saída na corrente de água (ppm)
$D$	diâmetro da coluna (m)
$D_G$	coeficiente de difusão do filme gasoso ( $m^2/s$ )
$D_L$	coeficiente de difusão do filme líquido ( $m^2/s$ )
$D_p$	diâmetro médio da partícula (m)
$E$	conjunto de correntes pobres externas
$f_a$	vazão da corrente de água (t/h)
$(f_a)_{min}$	vazão mínima da corrente de água (t/h)
$f_i$	vazão de água limite para o processo (t/h)
$Fr$	número de Froude
$f_s$	vazão da corrente de processo (t/h)
$G$	velocidade mássica do gás ( $kg/m^2s$ )
$G'$	vazão mássica do gás (t/h)
$G_i$	vazão mássica da corrente rica (t/h)
$G_s$	vazão mássica do gás (t/h)
$H$	entalpia (kJ/kmol)
$H_j$	coeficiente da lei de Henry
$H_{OG}$	altura da unidade de transferência de massa (absorção) (m)
$H_{OL}$	altura da unidade de transferência de massa (dessorção) (m)
HUT	altura da unidade de transferência de massa (m)
$i$	taxa de atratividade
$J$	razão entre densidade da água e a densidade do líquido
$K_G$	coeficiente global de transfer. de massa para a fase gasosa ( $kmol/m^2skPa$ )
$k_{Gj}$	coeficiente individual de transfer. de massa p/ fase gasosa ( $kmol/m^2skPa$ )
$K_j$	coeficiente de distribuição
$K_j$	constante de equilíbrio para o componente $j$
$K_L$	coeficiente global de transfer. de massa para a fase líquida ( $kmol/m^2skPa$ )
$k_{Lj}$	coeficiente individual de transf. de massa p/ a fase líquida ( $kmol/m^2skPa$ )
$K_x$	coeficiente global de transferência de massa p/ fase pobre ( $kmol/m^2skPa$ )
$K_y$	coeficiente global de transferência de massa p/ a fase rica ( $kmol/m^2skPa$ )
$L$	número de laços de transferência de massa ou de troca térmica na rede

$L$	velocidade mássica do líquido ( $\text{kg/m}^2\text{s}$ )
$L'$	vazão mássica do líquido (t/h)
$L_i$	vazão mássica da corrente pobre (t/h)
$L_j^c$	vazão do $j$ éximo ATM disponível na planta (t/h)
$L_s$	vazão mássica do líquido (t/h)
$m_a$	massa de contaminante adquirida pela corrente de água (kg)
$m_j$	coeficiente angular
MRE	máxima recuperação de energia
$m_s$	massa de contaminante removida da corrente de processo (kg)
$N$	número de correntes de processo mais a água de alimentação
NCE	número de correntes cruzando o PEE
$N_i$	número de problemas independentes
$N_{int}$	número de intervalos de composição
NMU	número mínimo de unidades
$N_{OG}$	número de unidades de transferência de massa (absorção) (m)
$N_{OL}$	número de unidades de transferência de massa (dessorção) (m)
$N_{pa}$	número de correntes pobres ou divisões imediatamente acima do <i>Pinch</i>
$N_{pb}$	número de correntes pobres ou divisões imediatamente abaixo do <i>Pinch</i>
$N_{poluente}$	taxa de transferência de massa entre as fases $p/$ o poluente ( $\text{kmol/m}^2\text{skPa}$ )
$N_R$	número de correntes ricas
$N_{ra}$	número de correntes ricas ou divisões imediatamente acima do <i>Pinch</i>
$N_{rb}$	número de correntes ricas ou divisões imediatamente abaixo do <i>Pinch</i>
$N_S$	número de correntes pobres
NTU	número de unidades de transferência de massa
$P$	conjunto de espécies contaminantes
PEE	ponto de estrangulamento energético
$P^{\circ}_{soluto}$	pressão de vapor do soluto (kPa)
$P_p$	número de poluentes
$P_{total}$	pressão total do sistema (kPa)
$Q$	calor trocado (kWh)
$Q_{Cmin.}$	utilidade fria mínima necessária (kWh)
$Q_{Hmin.}$	utilidade quente mínima necessária (kWh)
$R$	conjunto de correntes rica
$R$	constante universal dos gases ideais ( $0,82\text{atm/gmolK}$ )

$Re$	número de Reynolds
RETM	rede de equipamentos de transferência de massa
$R_i$	corrente rica $i$
RTC	rede de trocadores de calor
RTM	rede de transferência de massa
$S$	conjunto de processos que utilizam água ou conjunto de correntes pobres
$S_1$	fator de dessorção na base da coluna
$S_2$	fator de dessorção no topo da coluna
$S_E$	fator de dessorção efetivo
$S_j$	corrente pobre $j$
$T$	temperatura (K)
$T_E$	temperatura de entrada (K)
$T_i$	temperatura do intervalo $i$ (K)
$T_S$	temperatura de saída (K)
$tv$	tempo de vida útil dos equipamentos (ano)
$U$	número de unidades
$U_{MIN}$	número mínimo de unidades de troca térmica
$U_{MIN,MRE}$	número mínimo de unidades para a máxima recuperação de energia
$W$	vazão mássica do líquido (t/h)
$We$	número de Weber
$x_{1,j}$	fração molar do componente $j$ na fase líquida na base da coluna
$x_{2,j}$	fração molar do componente $j$ na fase líquida no topo da coluna
$x_{p,j}^c$	valor restrito para a composição do poluente na corrente pobre
$x_j$	composição do soluto na fase pobre
$x_j^*$	fração molar do soluto na fase líquida em equilíbrio com a fase gasosa
$X_j^*$	razão molar do soluto na fase líquida em equilíbrio com a fase gasosa
$X_j^{ent}$	razão molar de entrada da corrente pobre
$x_j^{ent}$	composição de entrada do poluente na corrente pobre
$X_j^{sai}$	razão molar de saída da corrente pobre
$x_j^{sai}$	composição de saída do poluente na corrente pobre
$X_j^{sai, max}$	razão molar máxima de saída da corrente pobre
$x_j^{sai, min}$	composição máxima de saída da corrente de ATM
$x_j^{sai, *}$	composição máxima de saída teoricamente atingida pelo ATM
$x_{p,j}^{ent}$	composição de entrada do poluente $p$ na corrente pobre

$x_{p,j}^{sai}$	composição de saída do poluente $p$ na corrente pobre
$y_{1,j}$	fração molar do componente $j$ na fase gasosa na base da coluna
$y_{2,j}$	fração molar do componente $j$ na fase gasosa no topo da coluna
$y_i$	composição do soluto na fase rica
$Y_i^{ent}$	razão molar de entrada da corrente rica
$y_i^{ent}$	composição de entrada do poluente na corrente rica
$Y_i^{sai}$	razão molar de saída da corrente rica
$y_i^{sai}$	composição de saída do poluente na corrente rica
$y_i^{sai, min}$	composição mínima de saída da corrente poluente
$y_i^{sai,*}$	composição mínima de saída teoricamente atingida pela corrente poluente
$y_j^*$	fração molar do soluto na fase gasosa em equilíbrio com a fase líquida
$y_{p,i}^{ent}$	composição de entrada do poluente $p$ na corrente rica
$y_{p,i}^{sai}$	composição de saída do poluente $p$ na corrente rica
$y^{solubilidade}$	fração molar do poluente no despejo líquido
$Z$	altura do recheio (m)
$\delta$	constante da equação do custo
$\varepsilon_j$	diferença mínima de composição permitida
$\alpha$	constante da equação do custo
$\beta$	constante da equação do custo
$\psi$	fator de correção
$\sigma$	tensão superficial entre o gás e o líquido (N/m)
$\sigma_c$	tensão superficial crítica para o material do recheio (N/m)
$\rho_G$	densidade do gás (kg/m <sup>3</sup> )
$\mu_G$	viscosidade média do gás (Ns/m <sup>2</sup> )
$\Delta H$	variação de entalpia (kJ/kmol)
$\rho_L$	densidade do líquido (kg/m <sup>3</sup> )
$\mu_L$	viscosidade média do líquido (Ns/m <sup>2</sup> )
$\Delta_{p,k}$	diferença entre as massas das espécies $p$ a serem transferidas das correntes ricas e as massas das espécies $p$ a serem transferidas para as correntes de processo pobres no intervalo $k$ (kg)
$\Delta T_{min}$	diferença de temperatura mínima entre os terminais do trocador (°C)

## RESUMO

Este trabalho enfoca a redução de emissões de poluentes através da síntese de redes de equipamentos de transferência de massa utilizando a Análise *Pinch*. O principal objetivo deste trabalho é fazer junto à tarefa de síntese de redes de equipamentos de transferência de massa, uma análise de sua viabilidade econômica. São abordados os casos de redução de emissões de poluentes através da reutilização da água e através da integração de processos. O caminho escolhido, devido à simplicidade na aplicação e pela fácil interação com o usuário, foi a Análise *Pinch*. Na síntese da rede são definidos inicialmente os seus objetivos com relação ao custo mínimo, número mínimo de unidades e vazão mínima de água ou agentes de transferência de massa (solventes) externos. Em seguida, a rede é sintetizada utilizando regras heurísticas. Depois de sintetizada a rede é evoluída, identificando e quebrando os possíveis laços de transferência de massa, sem que sejam alteradas as quantidades de água ou solventes externos. Após a evolução, com a finalidade de obter resultados mais realísticos, é feito o estudo da viabilidade econômica da rede, onde são analisadas a influência que a rede exerce sobre os equipamentos de transferência de massa e a influência que estes exercem sobre o custo total após a síntese da rede. Como demonstrado em algumas aplicações, se as análises de custos não forem realizadas corretamente e se os fatores que afetam o desempenho da rede e dos equipamentos não forem devidamente estudados e analisados, os resultados finais podem levar a uma rede ineficiente ou financeiramente inviável. Os resultados obtidos mostram a consistência da metodologia empregada, refletindo a importância da análise da viabilidade econômica na síntese de redes de equipamentos de transferência de massa.

## ABSTRACT

This work is based on the study of the reduction in the emission of pollutants through a network of mass transfer equipments by using Pinch Analysis. The main objective of this work is to combine both the task of the synthesis of those mass transfer equipments and economical viability when applied to the case of water reuse and mass process integration the Pinch Analyses was chosen due to its simplicity and friendly use. For the networks synthesis the following targets were defined: minimal costs, minimal number of units and minimal water (or external mass transfer agents) flowrates. The next step is to use heuristics rules for the synthesis of the network followed by an optimization through the loop breaking. After the optimization, an economical analysis was done by studying the effects of the network on the mass transfer equipments and the influence of these equipments on the total costs. The results showed that an incorrect economical analysis can turn the network inefficient or not economically viable. In addition, the consistency of the methodology developed in this work and the importance of the economical analysis in the synthesis of mass transfer equipments networks were shown.

## **1. INTRODUÇÃO**

---

Em uma planta industrial, considerações sobre o meio ambiente são usualmente deixados para um estágio posterior do projeto. No entanto, decisões fáceis frequentemente podem levar a difíceis problemas com o meio ambiente que depois, passam a requerer soluções complexas.

Um processo químico pode ser representado pelo diagrama da cebola, apresentado na Figura 1.1. Este diagrama descreve a hierarquia intrínseca em processos químicos. No centro do processo está o reator. A escolha do reator determina os problemas de separação e sistemas de reciclo. Estas duas camadas determinam o balanço de massa e o balanço energético, que permitirá o projeto de sistemas de recuperação energética e dos sistemas de utilidades.

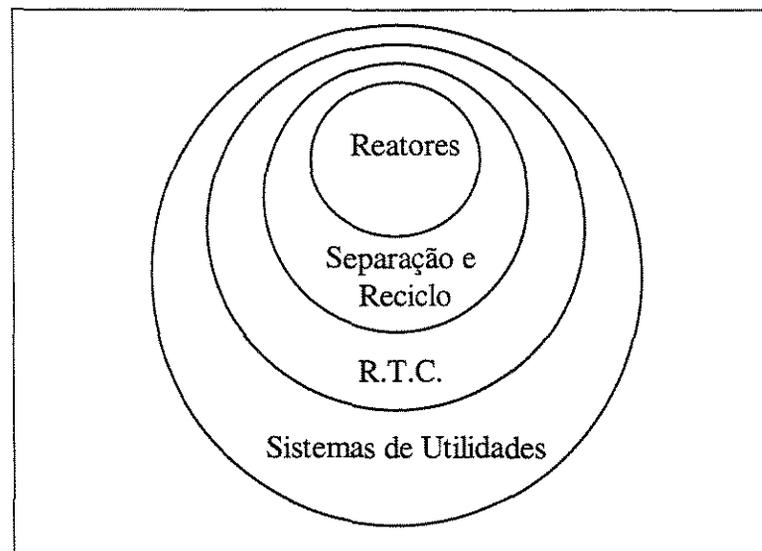


Figura 1.1 - Diagrama da cebola

Duas categorias de poluentes podem ser identificadas neste diagrama:

1. Poluentes de Processos: Existem 3 fontes de poluentes de processos:
  - a) Reatores: os poluentes são criados através da formação de subprodutos.
  - b) Separação e sistemas de reciclo: os poluentes são produzido através de recuperação inadequada.
  - c) Operações de processo: os poluentes são gerados em operações de parada e início de processos contínuos e limpeza e manutenção de equipamentos.
2. Poluentes de Utilidades: A principal fonte é associada com as utilidades quentes e frias. Os poluentes são produzidos por emissões gasosas e cinzas resultantes da combustão, tratamento

de água de alimentação, etc. Os produtos da combustão (em caldeiras, fornos, turbinas elétricas) contém CO (combustão incompleta), CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub> e partículas que contribuem em vários caminhos para o efeito estufa, chuva ácida e formação de fumaça. A adição destes poluentes na água gera outro problema, a formação de poluentes aquosos.

Os efeitos da poluição ao meio ambiente podem ser diretos (tais como emissões tóxicas causando doses fatais de toxinas em peixes, animais e até mesmo ao homem) ou indiretos (materiais tóxicos que não são biodegradáveis, tais como despejos de inseticidas e pesticidas manufaturados). Os poluentes não biodegradáveis, se liberados para o meio ambiente, forem absorvidos por microorganismos e entrarem na cadeia alimentar, poderão permanecer nesta por um longo período de tempo. O lento aparecimento de concentrações a cada estágio da cadeia alimentar pode tornar-se fatal para predadores situados no topo da cadeia, tais como peixes e pássaros. Assim, a emissão de poluentes não deve exceder níveis os quais são considerados prejudiciais.

O poluente gerado necessita de tratamento em processos que levem os contaminantes a níveis abaixo dos limites permitidos. Existem duas maneiras de se tratar as emissões:

1. Tratar o poluente usando digestão biológica, incineração, etc. para uma forma conveniente de descarga para o meio ambiente. Este procedimento é chamado de *tratamento fim de linha*.
2. Reduzir ou eliminar a produção de poluentes na fonte, minimizando a produção do poluente.

O problema encontrado com o tratamento fim de linha é o fato de que uma vez criado o poluente, ele não poderá ser destruído, apenas concentrado, diluído ou transformado em uma forma menos nociva ao meio ambiente. Assim, sistema de tratamento fim de linha é aquele onde o problema não é resolvido, mas transferido para outro lugar. Por exemplo, soluções aquosas contendo metais pesados podem ser tratadas por precipitação química para remoção dos mesmos. Se o sistema de tratamento for projetado e operado corretamente, as correntes aquosas podem ser passadas por um novo tratamento ou descarregadas em um receptor de água. Mas, o que fazer com a lama do precipitado metálico? Esta geralmente é depositada em um aterro.

Desta forma, o problema é melhor solucionado se o poluente puder ser minimizado na fonte. Assim, tem-se um duplo benefício: redução de custos com tratamento (consequentemente,

redução de custos com matéria-prima) e redução do impacto ambiental que o poluente causará no meio ambiente.

A minimização de poluentes pode ser alcançada através de:

1. Melhor gerenciamento de práticas e mudanças básicas individuais no processo, tais como: mudar o caminho da reação para reduzir ou eliminar a formação de subprodutos não desejados, aumentar a conversão do reator quando a separação e reciclo de materiais não reagentes dor difícil, reduzir o uso de materiais que não podem ser reciclados com alta eficiência, reduzir o uso de fluidos usados na limpeza de equipamentos, reduzir a perda de emissões fugitivas, etc.
2. Otimização energética, que além de reduzir o despejo aquoso associado aos sistemas de resfriamento, reduz a necessidade de utilidades quentes. Isto irá reduzir a quantidade de combustíveis e os produtos da combustão.
3. Integração de processos, é a troca de um solvente externo por um solvente pertencente ao processo, geralmente um produto do mesmo, cujo poluente não altere a qualidade do produto e também não necessite de processos futuros de purificação.
4. Reutilização da água, é o caminho mais eficiente para a minimização de poluentes aquosos, pois reduzindo a quantidade total de água utilizada, a quantidade total de despejo a ser tratado no final do processo também será reduzido.

Em processos que utilizam água, este uso resulta em dois grandes problemas para a indústria: o custo com o tratamento da água de alimentação e o custo com o tratamento do despejo gerado. Geralmente, nem todos os processos que utilizam água necessitam que a mesma seja completamente limpa. Assim, em vez de usar água limpa em cada processo, pode-se reutilizá-la. Desta forma, uma analogia à Análise *Pinch* utilizada na síntese de Redes de Trocadores de Calor (RTC) pode ser feita para sintetizar Redes de Equipamentos de Transferência de Massa (RETM). Para um conjunto de processos que utilizam água, pode-se definir para cada processo um perfil limite de água que limita a vazão e as concentrações máximas de entrada e saída. Feito isto, a meta da vazão mínima de despejo gerado pode ser encontrada através da construção de uma curva concentração em função da massa transferida (semelhante às curvas entalpia em função da temperatura). Uma vez encontrada a meta da vazão

mínima de despejo para um dado conjunto de processos utilizando água, uma RETM pode ser sintetizada objetivando a minimização do despejo.

Para processos em que a água não é utilizada como principal solvente, também pode-se reduzir a emissão de poluentes através de RETM. Definindo correntes de processos “ricas” como sendo as correntes as quais a massa deve ser removida e correntes “pobres” como sendo as correntes onde a massa deve ser adicionada, pode-se construir uma tabela denominada de Tabela de Intervalos de Composição, semelhantes à tabela do problema utilizada nas RTC. Com isto, pode-se encontrar a meta da vazão mínima de agentes de transferência de massa externos, ou seja, a quantidade mínima de solventes externos. Uma vez encontrada esta meta, uma RETM pode ser sintetizada objetivando não só a redução na emissão de despejos como também a redução no consumo de solventes externos.

As RETM podem ser obtidas através de duas linhas que se desenvolveram ao longo dos últimos anos: a dos métodos matemáticos, utilizando programação linear e não linear e a Análise *Pinch*, ainda pouco utilizada nesta área, principalmente na redução de emissões através da integração de processos. No entanto, qualquer que seja a linha escolhida para a obtenção da rede, nenhuma delas se preocupa com a viabilidade econômica nem com a influência que a rede exerce sobre os equipamentos após a síntese.

A quase totalidade dos trabalhos consideram que os equipamentos não sofrem modificações após a síntese, ou seja, não é considerada nenhuma alteração na eficiência e no tamanho dos equipamentos, não sendo analisados os custos com a implantação da rede. No entanto, se houver a necessidade de modificações nestes equipamentos, pode ocorrer um aumento no custo de capital, levando à necessidade de se obter uma relação ótima entre custo fixo e custo operacional, e isto pode levar a um questionamento quanto à viabilidade econômica da RETM.

Desta forma, este trabalho busca suprir esta lacuna, fazendo junto à tarefa de síntese da RETM uma análise de sua viabilidade econômica. Com este objetivo, um estudo foi realizado dentre as metodologias existentes para a síntese de RETM.

O caminho escolhido, devido à simplicidade na aplicação e pela fácil interação com o usuário, foi a Análise *Pinch*. Segue-se daí o desenvolvimento da metodologia de síntese e otimização da rede. Após a síntese, parte-se para a análise da viabilidade econômica, com a finalidade de obter resultados mais realísticos. Os resultados encontrados demonstram a

importância da análise econômica, pois em algumas aplicações, mesmo quando não ocorre vantagens financeiras, é possível prever um valor mínimo para o custo operacional em que a rede passa a ter vantagens financeiras. Como exemplo, tem-se o caso da reutilização da água, onde é possível prever o valor para o custo da água para o qual a reutilização passa a ser viável economicamente.

No capítulo 2 é apresentada uma revisão da literatura onde é feita uma abordagem dos principais trabalhos relacionados ao desenvolvimento da Análise *Pinch* e uma revisão sobre minimização de emissões de poluentes onde são abordados desde os primeiros trabalhos sobre minimização de poluentes até os métodos de síntese de RETM utilizando Programação Matemática e Análise *Pinch*.

No capítulo 3 são apresentados alguns conceitos fundamentais para o entendimento da Análise *Pinch*, principalmente na síntese de redes de trocadores de calor, onde teve o seu maior desenvolvimento.

No capítulo 4 é feita uma revisão do projeto de equipamentos de transferência de massa, onde são abordadas noções sobre equilíbrio, transferência de massa entre fases, tipos de equipamentos e métodos de projeto de colunas de recheio, sendo feita também, uma abordagem sobre custos de equipamentos de transferência de massa.

No capítulo 5 são apresentados os principais conceitos envolvendo a redução de emissões através da Análise *Pinch*. Primeiramente são abordados alguns conceitos referentes à reutilização da água, onde é feito um estudo detalhado sobre o procedimento adotado para encontrar a meta da vazão mínima de despejo gerado, utilizado na síntese da rede. Também são abordados alguns métodos de síntese e otimização de RETM. Em seguida, é apresentado o emprego da Análise *Pinch* na redução de emissões de poluentes através da integração de processos. Neste tópico, além dos procedimentos de projeto e otimização da rede, são abordados alguns métodos para localização do *Pinch*, tais como o Diagrama *Pinch* e a Tabela de Intervalo de Composições. Visando o aprimoramento da metodologia de síntese de RETM, também são apresentadas algumas modificações nos métodos de síntese e otimização.

No capítulo 6 é realizado um estudo da viabilidade econômica de RETM. São analisadas a influência que a rede exerce sobre os equipamentos de transferência de massa e a influência que estes exercem sobre o custo total após a síntese da rede. Juntamente com a análise da viabilidade

econômica, são apresentadas também, algumas aplicações da metodologia de síntese. As três primeiras aplicações envolvem a reutilização da água, enquanto que a última, envolve a integração de processos.

Por fim, no capítulo 7 são apresentadas as principais conclusões sobre o trabalho e sugestões para trabalhos futuros.

## **2. ANÁLISE DA LITERATURA**

---

Há alguns anos atrás a Análise *Pinch* era uma ferramenta especializada, usada somente em otimização energética, em dia de hoje, devido ao impulso existente para a melhoria da qualidade das indústrias de processos químicos, suas aplicações tem-se generalizado. Ela realmente assegura estabilidade em integração de processos e vem se tornando uma ferramenta genérica e muitas vezes sua aplicação tem pouco a ver com custos de energia.

Atualmente, esta tecnologia inclui separação, minimização de despejos e sistemas de utilidades, assim como síntese total. A mais recente revisão sobre o assunto é apresentado por LINNHOFF (1993) onde se apresenta o estado de arte da aplicação da Análise *Pinch* aos processos industriais, sugerindo a utilização do termo *Pinch Analysis* ao invés de *Pinch Technology* até então utilizado. Apresenta ainda oito áreas onde o desenvolvimento é mais recente, dentre elas, a utilização da Análise *Pinch* na redução de poluentes, que será abordado no presente trabalho. Seguindo a terminologia do artigo anterior, LINNHOFF (1994) apresenta a utilização da Análise *Pinch* com ênfase na redução dos custos de capital e emissão de poluentes.

Pelo fato da Análise *Pinch* ser a ferramenta escolhida para ser utilizada neste trabalho, neste capítulo serão abordados inicialmente os trabalhos contendo os principais conceitos e avanços da Análise *Pinch* e posteriormente a minimização de poluentes, no qual, foi dada maior atenção aos trabalhos que apresentaram métodos e procedimentos utilizando a Análise *Pinch*.

Em relação à Análise *Pinch* utilizada na síntese de Redes de Trocadores de Calor, o método fundamental para o seu desenvolvimento foi proposto por LINNHOFF e FLOWER (1978). Tendo um embasamento termodinâmico, este método, utilizado para a síntese de redes de trocadores de calor (RTC), além do intervalo de temperatura, apresenta uma ferramenta muito utilizada na Análise *Pinch*, a Tabela do Problema ou *Problem Table*. O método proposto é composto por duas etapas. Na primeira, o problema é dividido em intervalos de temperatura. Para cada intervalo é sintetizada uma sub-rede. As sub-redes são agrupadas, formando-se uma rede preliminar. Utilizando-se um procedimento tabular, denominado Tabela do Problema, identifica-se as demandas para as utilidades quentes e frias para a máxima recuperação de energia. Na segunda etapa, as redes preliminares são evoluídas utilizando algumas técnicas evolutivas.

LINNHOFF et al. (1982) abordaram conceitos importantes utilizados na síntese de RTC, apresentando em detalhes os principais pontos tratados na síntese de RTC. Abordaram questões como o significado do  $\Delta T_{min}$ , o número mínimo de unidades, o uso de utilidades, divisão de

correntes e trocas cíclicas, restrições e modificações de dados. Também introduziram conceitos como a grande Curva Composta, sendo explicada em função da cascata de calor. As aplicações envolvem múltiplas utilidades e modificações no processo. Também propuseram uma analogia à Tecnologia *Pinch* utilizada na síntese de redes de trocadores de calor para sintetizar redes de equipamentos de transferência de massa.

No ano seguinte, LINNHOFF e HINDMARSH (1983) apresentaram um método de projeto de redes de trocadores de calor que tem sido utilizado até hoje. Denominado Método do Ponto de Estrangulamento Energético ou *Pinch Design Method*, este método utiliza a Tabela do Problema para determinar a Máxima Recuperação de Energia (MRE) e o Ponto de Estrangulamento Energético (PEE). O problema é então dividido em duas regiões, uma acima e outra abaixo do PEE. Segundo os autores, estas regiões são independentes e pode-se realizar a síntese para cada região separadamente. O método apresenta critérios para orientar a alocação de trocadores, de modo a garantir a MRE na rede. Quando há mais de uma possibilidade de troca, o projetista, baseado em sua experiência, tem a liberdade de escolher a opção que for mais conveniente ao processo.

O método desenvolvido por LINNHOFF e HINDMARSH (1983) garante a Máxima Recuperação de Energia mas não garante o número mínimo de unidades de troca térmica. Para resolver este problema SU e MOTARD (1984) desenvolveram uma técnica algorítmica evolutiva para otimização de RTC. A técnica é baseada na identificação e quebra de todos os laços de troca térmica da rede inicial, inclusive prevendo a divisão de correntes, se necessário. O método pode reduzir o número de trocadores de calor da rede sem aumentar o consumo de utilidades. Alguns anos mais tarde PETHE et al. (1989) apresentaram uma técnica matricial para a identificação de laços de troca térmica em uma rede existente. A técnica consiste na construção de uma matriz incidência para representar a rede a ser evoluída. As linhas da matriz são as correntes de processo, incluindo as utilidades, enquanto que as colunas são os trocadores de calor, incluindo os aquecedores e resfriadores. Cada equipamento é identificado por +1 para a corrente quente e -1 para a corrente fria. Os demais elementos das colunas são nulos. A partir daí um tratamento matricial é utilizado para identificar todos os laços presentes na malha. Com as metodologias apresentadas nestes três últimos trabalhos é possível desenvolver um programa computacional capaz de sintetizar e otimizar redes de trocadores de calor.

Dentre vários trabalhos existentes, estes são os mais relevantes, os que apresentam os conceitos fundamentais para o entendimento da Análise *Pinch*. Com relação a redes de trocadores de calor a Análise *Pinch* tem se mostrado uma boa metodologia, hoje, concentrando esforços na busca de resultados cada vez mais próximos dos casos encontrados na prática.

Com relação à minimização de poluentes, a maioria das publicações tem apresentado medidas específicas para casos específicos. Poucos trabalhos têm abordado princípios gerais e métodos sistemáticos. Alguns trabalhos que apresentaram os princípios básicos da minimização de despejo através da reutilização da água foram apresentados por HOLIDAY (1982) e FRAYNE (1992).

REY et al. (1971) e LACY (1979) mostraram que a reutilização da água industrial é a futura solução para problemas de poluição. Também classificaram o uso da água em três classes: 1) Única utilização, onde a água é usada apenas uma vez; 2) Múltiplo uso, a água é utilizada mais que uma vez, mas com propósitos diferentes a cada vez; 3) Uso com reciclo, onde a água é utilizada várias vezes.

O problema de alocação ótima em uma refinaria foi abordado por TAKAMA et al. (1980), que usaram a concentração do contaminante como critério para a qualidade da água para julgar se o despejo de um processo pode ser reutilizado em outros. Baseado em um sistema estruturado, construiu um modelo de programação não linear para otimizar um sistema de tratamento de efluentes com correntes de despejos distribuídas e com isto, minimizar o custo total anual de sistemas de água.

ECKENFELDER et al. (1985); e LANKFORD et al. (1988) mostraram que os sistemas de tratamento distribuídos podem ter vantagens significativas sobre sistemas de tratamento centralizado.

Um dos primeiros trabalhos a introduzir a noção de Rede de Equipamentos de Transferência de Massa (RETM) foi apresentado por EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1989). Foi proposto um procedimento sistemático em dois estágios para a síntese de RETM com custo eficaz. No primeiro estágio foi desenvolvido um procedimento capaz de identificar os *Pinch Points* que limitam a transferência de massa entre correntes ricas (correntes que perdem massa no processo de transferência) e correntes pobres (correntes que recebem massa). Então, o projeto da rede é desenvolvido movendo-se para fora do *Pinch*. Neste estágio redes preliminares

que caracterizam a máxima troca de massa são geradas. O objetivo do segundo estágio é a melhoria destas redes preliminares. Usando os conceitos de laços de transferência de massa reduz-se o número de unidades, objetivando o custo ótimo entre custo de capital e custo operacional. O procedimento proposto foi aplicado na síntese de RETM com um único contaminante e com vários contaminantes compatíveis.

Um ano após, seguindo a metodologia do trabalho anterior EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1990a) desenvolveram um procedimento para a síntese de RETM associada à rede de regeneração. A RETM denominada de rede de transferência primária tem o propósito de transferir preferencialmente certas espécies de um conjunto de correntes ricas para um conjunto de correntes pobres. O procedimento proposto trabalha com o problema em 2 estágios. No primeiro estágio um programa utilizando programação não linear mista inteira é desenvolvido para minimizar o custo dos separadores de massa e agentes utilizados na regeneração. A solução deste programa proporciona a localização do *Pinch* assim como a vazão ótima para todas as correntes pobres e agentes de regeneração. Este objetivo é alcançado antes do projeto e sem nenhum comprometimento prévio com a estrutura da rede. No segundo estágio um programa utilizando programação linear mista inteira foi formulado para gerar as redes de equipamentos de transferência de massa primária e RETM com regeneração objetivando um número mínimo de trocadores em ambas as redes.

No mesmo ano EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1990b) abordaram o problema de síntese automática de rede de transferência de massa na qual a massa de um único componente é trocada entre um conjunto de correntes pobres. Foi feita uma analogia entre Redes de Trocadores de Calor e Redes de equipamentos de transferência de massa e introduzidos conceitos como diagrama de intervalo de composição além do *Pinch*. Foi desenvolvido um algoritmo que gera a RETM apresentando um número mínimo de trocadores de massa. Também foi apresentado um procedimento computacional que emprega uma diferença de composição mínima para cada possível par de correntes pobre e rica. Estes graus de liberdade são então usados para minimizar o custo anual da rede.

RITTMEYER (1991) apresentou um guia contendo vários passos a serem tomados para se chegar a um bem sucedido programa de minimização de poluentes. Seguindo a mesma linha JACOBS (1991) mostra que existem duas maneiras para se reduzir os poluentes em uma planta industrial. A primeira (objeto da publicação) é durante o desenvolvimento e projeto do processo,

pois nesta etapa é que a matéria-prima, as condições do processo e a seleção de equipamentos são mais flexíveis, e considerações sobre redução de poluentes nesta fase podem reduzir substancialmente a geração de poluentes durante a operação da planta. Também é apresentada uma estratégia para a redução de poluentes através da divisão do projeto do processo em quatro fases, cada uma apresentando diferentes oportunidades para efetivar medidas de redução de poluentes. A Segunda maneira é quando o processo já está em operação, quando a tarefa de redução envolve mudanças em parâmetros de operação e modificações no processo. Este assunto é abordado em detalhes por KATIN (1991) que apresenta vários métodos para a redução de poluentes que inclui substituição de matéria-prima, projeto de processos e operações, redução de volume, reciclagem e alteração química dos poluentes. Traçando em linhas gerais o que cada método envolve, utilizando-os para elaborar uma lista de ações que podem ser tomadas em uma planta em operação para avaliar o progresso na prevenção de poluição e identificar novos caminhos a serem traçados na minimização de poluentes.

No primeiro, de uma série de cinco trabalhos sobre minimização de poluentes, SMITH e PETELA (1991a) utilizando o diagrama da cebola identificaram duas classes formadoras de poluentes em processos químicos: poluentes de processo e poluentes de utilidades. As duas camadas internas do diagrama (reatores e sistemas de separação e reciclo) produzem poluentes de processo e as outras duas camadas restantes produzem poluentes de utilidades. Após a identificação é apresentada a existência de três fontes de poluentes de processo: reatores, sistemas de separação e reciclo e operações de processo. Também são apresentadas as principais fontes de poluentes de utilidades, destacando como a principal, os poluentes associados a utilidades quentes e frias (poluentes gasosos provenientes de produtos de combustão em caldeiras, turbinas a gás, reboilers, etc. e poluentes aquosos provenientes de sistemas de resfriamento e aquecimento). No segundo trabalho, SMITH e PETELA (1991b) fazem um estudo detalhado sobre os poluentes formados em reatores, classificando-os em cinco fontes poluidoras. Também descrevem vários métodos para reduzir a formação destes poluentes.

Seguindo a metodologia dos trabalhos anteriores, SMITH e PETELA (1992a) apresentaram uma seqüência de quatro caminhos básicos a serem tomados para reduzir os poluentes formados em sistemas de separação e reciclo. São eles: reciclar as correntes de poluentes diretamente; redução de impurezas na alimentação pela purificação da alimentação; eliminação de materiais estranhos usados na separação e separação adicional de correntes poluidoras para permitir um

aumento na recuperação. Também descrevem , para cada caminho, as várias ações que podem ser tomadas para obter sucesso na redução de poluentes. Na seqüência, SMITH e PETELA (1992b) descrevem as várias fontes de formação de poluentes em operação de processo (a terceira fonte geradora de poluentes de processo, como descrito por SMITH e PETELA (1991a)), apresentando também, diversas ações a serem tomadas para reduzir a formação destes poluentes.

No último trabalho da série, SMITH e PETELA (1992c) abordaram a última classe formadora de poluentes em processos químicos, os poluentes de utilidades. Apresentaram várias fontes formadoras de poluentes de utilidades e as diversas ações para reduzir a formação destes poluentes. Também mostraram que através da otimização energética pode-se obter uma significativa redução na formação de poluentes, pois utilizando-se uma menor quantidade de utilidades quentes e frias, utiliza-se menos combustível e menos água fria. Conseqüentemente, reduz-se a emissão de poluentes gasosos oriundos da combustão e a quantidade de poluentes aquosos oriundos da água de aquecimento e da água de refrigeração.

No mesmo ano, MACLAUGHLIN et al. (1992) mostraram que o custo de capital da maioria das operações de tratamento de água eram proporcionais à vazão total de despejo e o custo total do tratamento aumenta com o decréscimo da concentração para uma dada massa de contaminante. DOUGLAS (1992) descreve um procedimento a ser utilizado durante o desenvolvimento do projeto que permite a identificação dos problemas de poluição. O procedimento baseia-se em encontrar decisões alternativas que não conduzam a problemas de poluição, pois se decisões forem mudadas no início do projeto, pode-se gerar processos alternativos que eliminam as fontes de poluição existentes.

EL-HALWAGI e SRINIVAS (1992) introduziram o problema de síntese de redes de equipamentos de transferência de massa envolvendo reações químicas, onde as reações químicas bem como as propriedades físicas dos agentes de separação podem ser usadas para separar uma certa espécie de poluente de uma corrente contaminada. No primeiro passo do procedimento desenvolvido é feita uma análise termodinâmica do problema. Em seguida, a rede é sintetizada utilizando um programa de otimização.

GUTPA et al. (1993) apresentaram um método para a síntese de redes de equipamentos de transferência de massa levando em consideração as variações nas composições de entrada e saída

das correntes contaminantes. Foram admitidos limites inferiores e superiores para estas composições e em seguida, foi desenvolvido um programa computacional para a síntese da rede.

Seguindo a metodologia do trabalho apresentado por EL-HALWAGI e SRINIVAS (1992), SRINIVAS e EL-HALWAGI (1994a) desenvolveram um novo procedimento para a síntese de redes de equipamentos de transferência de massa com reações químicas. O método proposto além da síntese da rede de transferência de massa, faz a otimização através da redução do número de trocadores, objetivando o custo mínimo da rede. No mesmo ano, SRINIVAS e EL-HALWAGI (1994b) introduziram o problema de síntese de redes de equipamentos de transferência de massa combinada com transferência de calor, apresentando um método que realiza a síntese simultânea de redes de transferência de calor e transferência de massa.

Um dos trabalhos mais importantes sobre minimização de poluentes através da reutilização da água foi apresentado por WANG e SMITH (1994a), que utilizaram uma analogia à Análise *Pinch* usada na síntese de redes de trocadores de calor, para desenvolver uma metodologia capaz de encontrar a meta da vazão mínima de despejo para casos com e sem regeneração da água no processo. Definindo um perfil limite de água que limita a vazão e as concentrações máximas de entrada e saída foi construído um diagrama concentração em função da massa transferida, semelhantes às curvas de entalpia em função da temperatura. A partir deste diagrama, a meta da vazão mínima de despejo gerado é encontrada. Também desenvolveram dois métodos para a síntese de redes de equipamentos de transferência de massa. O primeiro método maximiza as forças dirigidas da transferência de massa em processo individuais. O segundo minimiza o número de fontes de água para cada processo. O procedimento foi desenvolvido utilizando exemplos com um único contaminante e com vários contaminantes, reutilizando e reciclando a água regenerada.

No mesmo ano WANG e SMITH (1994b) mostraram que o tratamento individual de correntes de efluentes é virtualmente mais barato que o tratamento centralizado. Também apresentaram uma metodologia para o projeto de sistemas distribuídos de tratamento de efluentes. Esta baseia-se em encontrar a meta da vazão mínima de despejo (nos casos com um único contaminante) utilizando a Curva Composta das correntes poluentes. Para os casos com múltiplos contaminantes é feita uma analogia ao método utilizado para um único contaminante, sendo desenvolvida uma sub-rede para cada contaminante e o projeto final é alcançado através da união destas redes individuais.

No ano seguinte, WANG e SMITH (1995a) apresentaram um método que permite minimizar o despejo e a água de refrigeração através da reutilização da água em situações onde existem restrições de vazões fixas. A minimização é alcançada pela maximização da reutilização da água. Também foram consideradas as perdas provenientes de operações e situações com múltiplas fontes de água de resfriamento com diferentes qualidades. A reciclagem local ou a divisão das correntes de água utilizadas nas operações foi usada como um caminho alternativo para encontrar as restrições de vazões.

Fazendo uma extensão da metodologia desenvolvida para processos contínuos, WANG e SMITH (1995b) introduziram um novo método para o projeto de processos em batelada. Foram considerados a integração energética, o projeto de sistemas de utilidades e a minimização de despejos. O método desenvolvido além de introduzir novas representações gráficas, se difere dos demais principalmente por tratar o tempo como variável primária, deixando a temperatura e a concentração como variáveis secundárias. Também apresentaram um procedimento sistemático para encontrar a meta da vazão mínima de despejo para um dado conjunto de processos que utilizam água.

EL-HALWAGI et al. (1995) e DUNN et al. (1995) abordaram o problema de síntese de redes de separadores que geram calor (processos que envolvem condensação, cristalização, vaporização e secagem). Combinando dados de equilíbrio de fases com balanço de entalpia, desenvolveram um diagrama *Pinch* que pode ser usado para determinar o custo mínimo de operação do sistema. No mesmo ano, ROSSITER (1995) descreve como as técnicas de integração de processos podem ser aplicadas em problemas de prevenção de poluição, apresentando três áreas de integração de processos: as aproximações baseadas no conhecimento do processo, as aproximações usando otimização numérica e gráfica e a Análise *Pinch*.

EL-HALWAGI et al. (1996) introduziram um novo conceito de síntese de redes de retenção de poluentes. A metodologia descrita proporciona uma retenção seletiva desviando espécies indesejáveis no processo. O método busca determinar a distribuição ótima para a retenção do poluente, alcance da separação e agentes de separação para a realização da síntese, podendo ser utilizado simultaneamente em poluentes gasosos e líquidos.

Utilizando os conceitos introduzidos por WANG e SMITH (1994a) para estimar a meta da vazão mínima de água OLESEN e POLLEY (1997) desenvolveram um novo procedimento para

o projeto de RETM para sistemas envolvendo um único contaminante. O método apresentado baseia-se em uma tabela de carga que mostra a distribuição de taxas de água através do *Pinch* e a quantidade mínima de água necessária para cada operação. O procedimento também utiliza o conceito da análise do problema remanescente utilizado na síntese de RTC para sintetizar redes de equipamentos de transferência de massa.

Desta revisão podemos observar que a Análise *Pinch* está se tornando uma ferramenta genérica. Vem se tornando também uma parte integral do estado da arte de melhorias de projetos com integração de processos, sistemas de utilidades e síntese total. Apesar de existirem poucos trabalhos sobre minimização de poluentes, trata-se de uma área em expansão. O trabalho mais importante abordando minimização de poluentes aquosos através da reutilização da água foi apresentado por WANG e SMITH (1994a) que desenvolveram uma metodologia simples, baseada na Análise *Pinch*, que garante a máxima reutilização da água, além de fornecer dois métodos importantes para o projeto de redes de equipamentos de transferência de massa. Com relação à redução de poluentes através da integração de processos utilizando a Análise *Pinch* o trabalho mais importante foi apresentado por EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1989), que introduziram as primeiras noções de redes de equipamentos de transferência de massa. A partir daí, os trabalhos apresentados na literatura envolveram apenas programação matemática.

Um aspecto importante observado nesta revisão, é a falta de trabalhos abordando a análise de custos nos projetos de síntese de redes de equipamentos de transferência de massa. A maioria destes trabalhos analisaram a viabilidade econômica somente no que se refere a redução no consumo de água, não levando em consideração a influência que a reutilização da água exerce sobre os equipamentos após a síntese da rede. Outra lacuna observada é a falta de trabalhos envolvendo apenas a Análise *Pinch* (sem programação matemática) na redução de emissões de poluentes através da integração de processos.

Observando estas lacunas, neste trabalho será realizado um estudo da viabilidade econômica de RETM. Serão analisadas a influência que a rede exerce sobre os equipamentos de transferência de massa e a influência que estes exercem sobre o custo total após a síntese da rede. Também serão desenvolvidos métodos de projeto e otimização de RETM visando a redução de emissões de poluentes. Serão abordados casos de redução de emissões de poluentes através da reutilização da água e através da integração de processos.

### **3. ASPÉCTOS FUNDAMENTAIS DA ANÁLISE *PINCH***

### 3.1. Introdução

Visando um melhor entendimento no decorrer deste trabalho, faz-se necessário uma revisão dos conceitos fundamentais da Análise *Pinch*. Assim, neste capítulo serão abordados os conceitos teóricos mais relevantes desenvolvidos ao longo dos últimos anos acerca da Análise *Pinch*. Estes conceitos foram desenvolvidos com base na otimização energética, principalmente na síntese de RTC, onde a Análise *Pinch* teve o seu maior desenvolvimento.

### 3.2. Curvas Compostas

O diagrama Temperatura-Entalpia (TH), conhecido como Curva Composta, pode ser utilizado para representar a possibilidade de recuperação de energia no processo. Alguns métodos para a síntese de redes de trocadores de calor (RTC) são baseados nos diagramas TH, como o apresentado por LINNHOFF e FLOWER (1978). A Figura 3.01 mostra o diagrama TH para apenas uma corrente de processo.

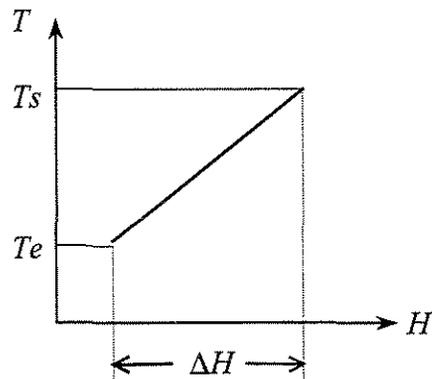


Figura 3.01 - Diagrama TH para uma corrente

A energia total recebida por uma corrente fria com o produto entre a vazão mássica e a capacidade calorífica ( $CP$ ) constante, sendo aquecida desde a temperatura de entrada  $T_E$  até a temperatura de saída  $T_S$  é igual à sua variação de entalpia, ou seja:

$$Q = \int_{T_E}^{T_S} CP dt = CP \cdot (T_S - T_E) = \Delta H \quad (3.1)$$

Na Figura 3.02 é apresentado o diagrama TH para uma rede composta por duas correntes, uma quente e uma fria. Devido aos limites termodinâmicos, a temperatura da corrente quente deverá ser superior à temperatura da corrente fria em todos os pontos.

Como pode ser observado na Figura 3.02 o  $\Delta T_{min}$  representa a menor diferença de temperatura entre as duas curvas. A energia recuperada é a energia transferida entre as correntes, sendo que o aquecimento adicional da corrente fria é feito por utilidades quentes e o resfriamento final da corrente quente é feito por utilidades frias.

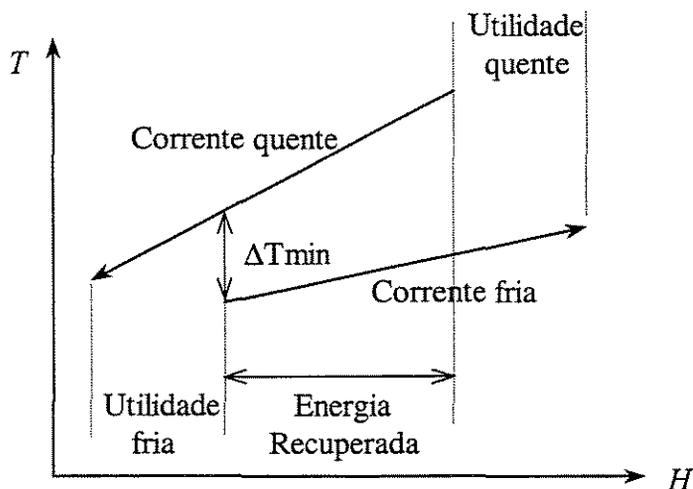


Figura 3.02 - Diagrama TH para uma rede composta por duas correntes

Para redes com diversas correntes, pode-se construir o mesmo gráfico agrupando-se as correntes quentes de acordo com seus respectivos intervalos de temperatura/energia térmica trocada. O procedimento é análogo para correntes frias.

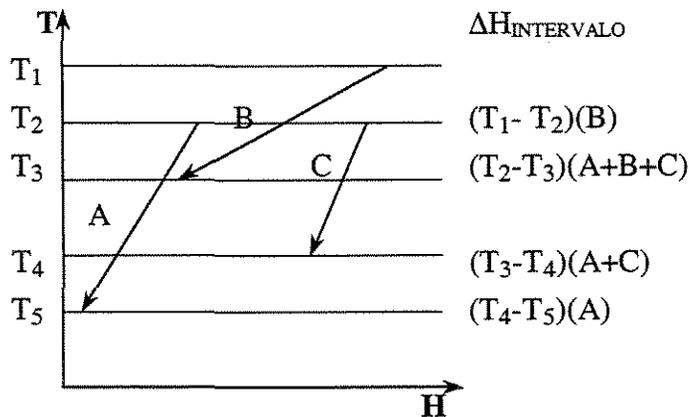


Figura 3.03 - Diagrama TH para três correntes

Na Figura 3.03 são desenhadas três correntes quentes separadamente. As temperaturas dos intervalos ( $T_1$  a  $T_5$ ) são definidas pelas temperaturas de entrada e saída das correntes.

Como pode ser visto na Figura 3.03, no primeiro intervalo só está presente o fluido B. Desta forma, a energia disponível nesse intervalo é dada por:

$$\Delta H = CP_B \cdot (T_1 - T_2) \quad (3.2)$$

No segundo intervalo estão presentes as três correntes e a energia disponível é dada por:

$$\Delta H = (CP_A + CP_B + CP_C) \cdot (T_2 - T_3) \quad (3.3)$$

O processo é repetido para os demais intervalos, resultando em uma única curva para as três correntes, denominada Curva Composta, mostrada na Figura 3.04.

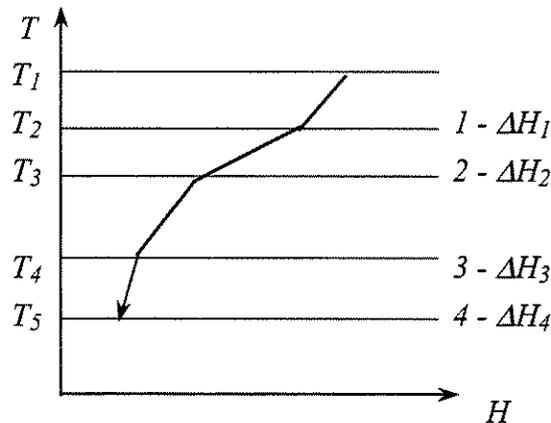


Figura 3.04 - Curva Composta quente

Para as correntes frias repete-se o procedimento de maneira análoga. As Curvas Compostas quente e fria podem ser plotadas em um diagrama TH, desde que fixada uma diferença mínima de temperatura entre as correntes de processo. Uma Curva Composta típica pode ser vista na Figura 3.05. Como pode ser observado nesta figura, a abertura horizontal superior entre as Curvas Compostas representa a necessidade de utilidades quentes, e a abertura inferior representa a necessidade de utilidades frias. A região entre estas duas aberturas representa a máxima recuperação de energia que pode haver entre as correntes.

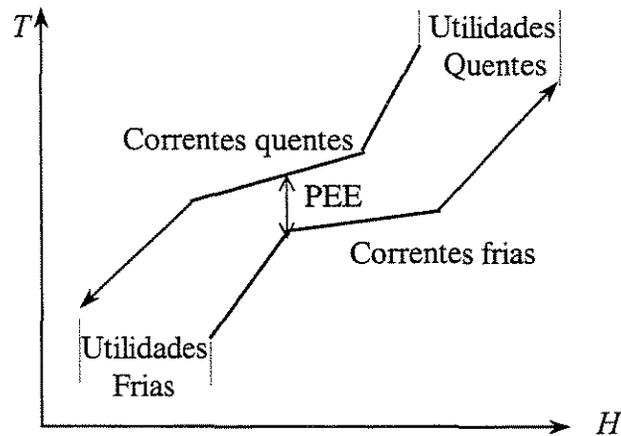


Figura 3.05 - Diagrama TH

O ponto onde as duas curvas são mais próximas, ou seja, o ponto onde a diferença de temperatura entre as curvas é mínima ( $\Delta T_{min}$ ) é denominado de ponto de estrangulamento energético (PEE). Este ponto limita o grau de integração energética no processo, representando um gargalo do ponto de vista da recuperação de energia.

### 3.3. Tabela do Problema

A Tabela do Problema ou *Problem Table* apresentada por LINNHOFF E FLOWER (1978) é uma forma alternativa ao diagrama TH para identificar o PEE, bem como as demandas de utilidades quentes e frias e a temperatura do PEE para um determinado valor do  $\Delta T_{min}$ . O procedimento é conhecido como *Problem Table*, e é de fácil aplicação, estando baseado na construção de uma tabela. Esquemáticamente, o procedimento pode ser definido como um algoritmo contendo as seguintes etapas:

1. Distribuição das correntes de processo em intervalos de temperatura. Isto é feito utilizando-se duas escalas distintas, uma para as correntes quentes e outra para as correntes frias, diferenciadas entre si por um valor igual a  $\Delta T_{min}$ .
2. Para cada intervalo de temperatura é feito um balanço térmico.
3. Constrói-se a cascata de calor, fazendo com que o calor disponível em cada intervalo de temperatura seja transferido ao intervalo imediatamente inferior. Se o balanço de energia

para um determinado intervalo tiver resultado negativo, significa que calor deve ser adicionado na forma de utilidades quentes. Se o resultado for positivo, esta quantidade de calor pode ser transferida para o intervalo inferior, e assim sucessivamente, gerando uma cascata de calor.

Através da cascata de calor consegue-se identificar as quantidades de utilidades quentes e frias que devem ser adicionadas ao sistema. O PEE será identificado no intervalo de temperatura onde não houver calor sendo transferido do intervalo posterior nem houver necessidade de utilidades quentes.

Desta forma a tabela do problema é de fácil aplicação e implementação computacional. A grande vantagem na sua utilização é quando o número de correntes de processo for grande.

#### **3.4. Considerações sobre o Ponto de Estrangulamento Energético**

O PEE permite que o problema possa ser dividido em duas regiões, uma acima (extremidade quente) e uma abaixo (extremidade fria) do PEE.

A região acima do ponto de estrangulamento compreende todas as correntes ou partes de correntes que estejam acima da temperatura do PEE. Nesta região o subsistema atua como um sumidouro de calor, requerendo somente processos de troca e aquecimentos (utilidades quentes), não sendo necessário que ocorram resfriamentos.

A região abaixo do ponto de estrangulamento compreende todas as correntes ou partes das correntes que estejam abaixo da temperatura do PEE. Nesta região o subsistema atua como uma fonte de calor e requer somente processos de troca e resfriamento (utilidades frias), não sendo necessário aquecimentos.

A definição destas duas regiões tem implicações importantes. Se utilidades frias forem utilizadas acima do PEE, será necessário que sejam adicionadas utilidades quentes, pois esta região atua como sumidouro de calor, e estaríamos aumentando a sua necessidade térmica ao acrescentar uma utilidade fria. Desta forma, o consumo energético do sistema seria aumentado.

O mesmo ocorre com a região abaixo do PEE. Se forem acrescentadas utilidades quentes será necessário que utilidades frias sejam incluídas para receber o calor disponível nas utilidades quentes acrescentadas.

Não deve existir transferência de calor através do PEE. Se ocorrer a transferência de calor de uma corrente quente acima do PEE para uma corrente fria situada abaixo do PEE, os balanços térmicos de ambas as regiões serão afetados. Neste caso haverá necessidade de acrescentar utilidades quentes para satisfazer o balanço térmico acima do PEE e de acrescentar utilidades frias para satisfazer o balanço térmico abaixo do PEE.

Assim, para que o consumo de energia em uma rede seja mínimo, deverão ser obedecidos os seguintes princípios:

- Não usar utilidades frias acima do PEE;
- Não usar utilidades quentes abaixo do PEE;
- Não transferir calor através do PEE.

Estas regras formam a base para o método utilizado na síntese de Redes de Trocadores de Calor.

### **3.5. Grande Curva Composta**

A Grande Curva Composta é outra ferramenta útil para se avaliar o projeto de um processo com uso mínimo de energia. Este tipo de curva é derivado das Curvas Compostas descritas anteriormente. A Grande Curva Composta combina as Curvas Compostas quente e fria em uma curva simples que representa os objetivos para as utilidades, as forças motrizes para a transferência de calor e a energia a ser transferida.

A Grande Curva Composta, assim como as Curvas Compostas, é representada em um diagrama temperatura-entalpia. A curva é construída movendo-se para baixo a Curva Composta quente (normalmente meio  $\Delta T_{min}$ ) e a Curva Composta fria para cima (normalmente meio  $\Delta T_{min}$ ) até que as duas curvas se “toquem” no PEE. A Grande Curva Composta é a demarcação

da diferença horizontal de entalpia entre as Curvas Compostas quente e fria contra a temperatura naquela diferença de entalpia em particular.

A Figura 3.06 mostra como a Grande Curva Composta é construída a partir das Curvas Compostas. A informação sobre os objetivos de utilidades obtida facilmente nas Curvas Compostas pode ser identificada neste Grande Curva Composta por comparação. O PEE é o ponto onde as duas Curvas Compostas se tocam e sua diferença de entalpia na temperatura do PEE é igual a zero, como indicado na Figura 3.06. O objetivo da utilidade quente é determinado no topo da curva acima do PEE e o objetivo da utilidade fria é encontrado no fundo da curva abaixo do PEE.

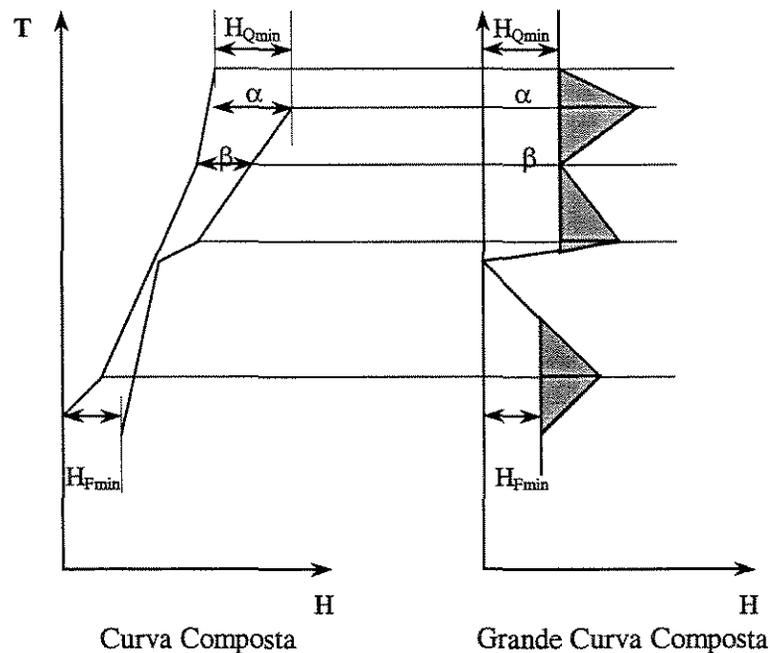


Figura 3.06 - Construção da Grande Curva Composta a partir das Curvas Compostas

Podem ser tentados usar somente as curvas compostas para análise; entretanto, existem vantagens específicas no uso da Grande Curva Composta. Uma destas vantagens é a identificação do nível apropriado de utilidades a ser usado. Como pode ser visto na Figura 3.07, nem toda a utilidade necessita ser fornecida nos níveis mais quentes e mais frios do processo. Níveis intermediários podem ser atribuídos e deve haver uma vantagem em termos de custo quando usamos menos utilidades nos níveis mais quentes e mais frios em trocas de calor nos níveis intermediários.

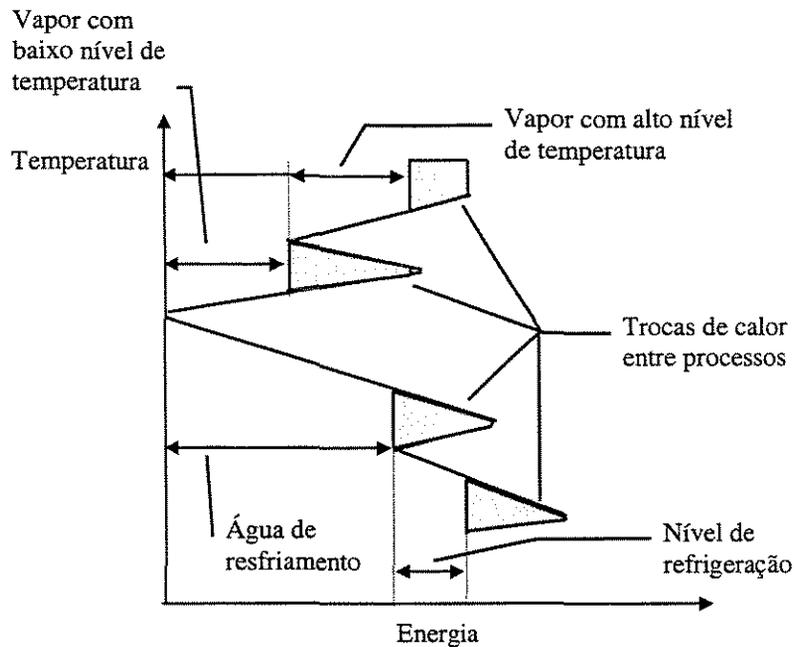


Figura 3.07 - Utilidades múltiplas representadas em uma Grande Curva Composta

Outra vantagem importante é que a Grande Curva Composta permite uma caracterização do processo. Por exemplo, a forma do processo de refrigeração para um evaporador tem um papel importante na determinação do sistema correto de refrigeração a ser usado. Um processo caracterizado pela Grande Curva Composta pode ajudar a generalizar que tipo de sistema de refrigeração deve ser usado neste projeto particular.

### 3.6. Número Mínimo de Unidades

O custo de capital de uma RTC é fortemente afetado pelo número de unidades envolvidas. Além dos equipamentos em si, alguns outros fatores que estão a eles relacionados, como por exemplo, fundações, tubulações, válvulas, bocais, controle, manutenção e mão de obra, certamente irão influenciar no custo global da rede. Assim, para diminuir o custo de uma rede, ela deve conter o menor número possível de unidades.

O número mínimo de unidades (NMU) é um dos objetivos na obtenção da rede que pode ser facilmente fixado antes da sua síntese. Este valor é obtido através do Teorema de Euler para redes, cuja adaptação às RTC, proposta por LINNHOFF et al. (1982), estabelece que:

$$U = N + L - S, \quad (3.4)$$

onde  $U$  é o número de unidades de troca térmica;  $N$  é o número de correntes, incluindo as utilidades;  $L$  é o número de laços de troca térmica na rede;  $S$  é o número de problemas independentes na rede.

O número de problemas independentes representa o número de sub-redes que pode ser obtido quando numa rede uma corrente quente e uma corrente fria se satisfazem termicamente, ou seja, quando a corrente quente dispõe da exata quantidade de energia que a corrente fria necessita para ser satisfeita.

Um laço de troca térmica pode ser definido como um caminho fechado que pode ser traçado dentro da rede, partindo-se de um trocador e chegando-se a este mesmo trocador.

As redes normalmente encontradas na prática são inteiramente conectadas, e, portanto,  $S=1$ . O NMU é obtido quando não há laços de troca térmica na rede, ou seja,  $L=0$ . Desta forma, o NMU é dado pela regra abaixo:

$$U_{MIN} = N - 1 \quad (3.5)$$

Quando se aplica o método do ponto de estrangulamento energético, obtém-se uma rede com a máxima recuperação energética (MRE). Esta rede é obtida dividindo-se o problema em duas regiões, uma abaixo e outra acima do PEE. Desta forma, a equação (3.5) deve ser aplicada para cada região termodinamicamente independente. Assim, o NMU para a MRE é dado por:

$$U_{MIN,MRE} = U_{MIN} \text{ acima do PEE} + U_{MIN} \text{ abaixo do PEE} \quad (3.6)$$

Se ocorrer a transferência de  $\alpha$  unidades de energia através do PEE, o consumo de utilidades quente e fria aumentará também em  $\alpha$  unidades e as regiões não serão mais termodinamicamente independentes. Assim, a equação 3.5 deverá ser aplicada para a rede como um todo, ignorando-se a existência do PEE. O NMU para essa situação (sendo  $S=1$ ) será menor ou igual ao valor encontrado quando a recuperação de energia é máxima. Isso acontece porque no cálculo de  $U_{MIN,MRE}$  as correntes que cruzam o PEE são contadas duas vezes.

AHMAD (1985) demonstrou que em cada rede com MRE, o número de laços de troca térmica é igual ao número de correntes cruzando o PEE ( $NCE$ ) menos 1, ou seja:

$$U_{MIN,MRE} = U_{MIN} - NCE - 1 \quad (3.6)$$

Portanto,  $U_{MIN,MRE}$  será igual a  $U_{MIN}$  se o número de laços for nulo.

### 3.7. Capital

A característica básica de uma RTC é a relação ótima entre custo de energia e capital, ou seja, a procura da máxima recuperação de energia com menor custo de capital. A diferença mínima de temperatura ( $\Delta T_{min}$ ) determina a máxima recuperação de calor e então, a mínima necessidade de aquecimento e resfriamento externo. Quando o  $\Delta T_{min}$  aumenta, aumenta também a demanda por utilidades, mas, também diminui a área de troca térmica. Assim, o custo total anual é minimizado para algum valor de  $\Delta T_{min}$ , como pode ser observado na Figura 3.08.

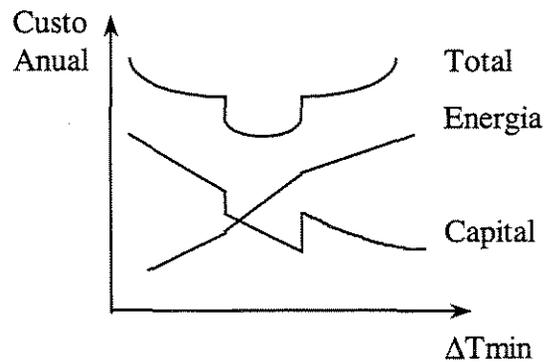


Figura 3.08 - Variação do custo anual com o  $\Delta T_{min}$

No entanto, como apresentado na Figura 3.08, a demanda de utilidades e a área de troca térmica podem freqüentemente mudar para caminhos complexos com a mudança do  $\Delta T_{min}$ . O mesmo pode ocorrer com o NMU, isto pode gerar uma linha descontínua no custo de capital e custo total. Assim, o custo de capital é afetado pela estrutura da rede, bem como pelo tamanho dos trocadores, existindo uma relação ótima entre energia consumida, área total de troca e número mínimo de unidades.

### 3.7.1. Custo Total Anual

O custo total anual compreende duas parcelas: uma relativa ao capital (custo dos equipamentos) e outra relativa ao consumo de utilidades.

O custo de capital de uma RTC é função da área de transferência de calor e do número de equipamentos de troca térmica. Desta forma, uma boa estimativa para o custo de capital depende da maneira como estas variáveis estão relacionadas. Geralmente, o custo de capital está relacionado aos trocadores da seguinte forma:

$$CEQ = \alpha + \beta \cdot A^\delta \quad (3.8)$$

Onde  $A$  é a área de troca térmica e  $\alpha$ ,  $\beta$  e  $\delta$  são constantes, sendo que  $0 < \delta \leq 1$ .

Os valores das constantes variam bastante com o tempo e, portanto, o custo relativo aos equipamentos só pode ser calculado de maneira aproximada. AHMAD (1985) observou, entretanto, que na determinação do valor ótimo do  $\Delta T_{min}$ , o cálculo preciso, em valores absolutos, do custo relativo ao capital é de importância secundária. O mais importante é que as características das curvas dos custos estimados para capital e energia sejam preservados quando da determinação dos custos reais. Essa situação é ilustrada na Figura 3.09.

O custo total da rede, relativo aos trocadores, será a soma dos custos de cada trocador. No entanto, na fase de determinação do  $\Delta T_{min}$  ótimo a rede ainda não é conhecida e o custo deverá ser estimado em função da área mínima e do número de unidades.

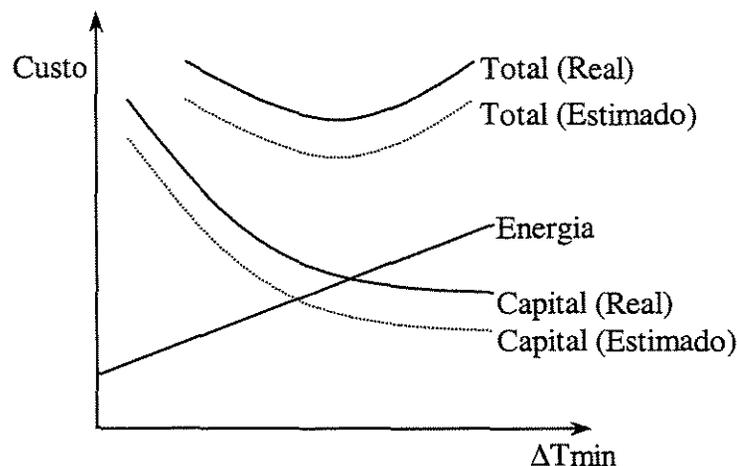


Figura 3.09 - Influência dos custos Reais e Estimados no valor do  $\Delta T_{min}$  ótimo

Segundo AHMAD (1985), o custo relativo ao capital pode ser dado por:

$$CEQ = U_{MIN} \cdot \left[ \alpha + \beta \cdot \left( \frac{A_{MIN}}{U_{MIN}} \right)^\delta \right] \quad (3.9)$$

Onde:  $U_{MIN}$  é o número mínimo de unidades;  $A_{MIN}$  é a área mínima de transferência de calor e  $\alpha$ ,  $\beta$  e  $\delta$  são constantes.

O custo anual relativo ao capital é calculado utilizando-se uma taxa de atratividade  $i$  e assumindo-se um tempo de vida útil para os equipamentos ( $tv$ ), no qual o capital será depreciado. Assim:

$$CEQ_{ANUAL} = CEQ \cdot \frac{1}{tv} \cdot (1+i)^{tv} \quad (3.10)$$

O custo relativo às utilidades é calculado em função do custo e consumo mínimo das utilidades quente e fria:

$$CENER = HOP \cdot \left( \sum_{i=1}^n (UTQ \cdot CQ) + \sum_{i=1}^m (UTF \cdot CF) \right) \quad (3.11)$$

Onde  $CENER$  é o custo das utilidades;  $HOP$  é o número de horas de operação da planta por ano;  $UTQ$  é o consumo da utilidade quente kWh;  $UTF$  é o consumo da utilidade fria kWh;  $CQ$  é o custo da utilidade quente (dólares/kWh) e  $CF$  é o custo da utilidade fria (dólares/kWh).

Assim, o custo total anual é dado por:

$$CT_{ANUAL} = CEQ_{ANUAL} + CENER \quad (3.12)$$

### 3.8. Conclusão

Nos tópicos anteriores, foram apresentados os conceitos fundamentais para o entendimento da Análise *Pinch*. Estes conceitos foram desenvolvidos com base na otimização energética, principalmente na síntese de RTC, onde a Análise *Pinch* teve o seu maior desenvolvimento. Atualmente, devido ao impulso existente para a melhoria da qualidade das indústrias de

processos químicos, suas aplicações têm se tornado rotina nas principais corporações, tornando-se uma ferramenta genérica. Muitas vezes sua aplicação tem pouco a ver com custos de energia.

As áreas onde o desenvolvimento é mais recente, como apresentado por LINNHOFF (1994), são: otimização da queda de pressão; projeto para múltiplos casos ou projetos flexíveis; perfil de coluna de destilação; projeto de processos a baixa temperaturas; integração de processos em batelada; redução de poluentes; integração total e redução de emissões. Algumas destas áreas aguçam os conceitos estabelecidos, enquanto outras ampliam a sua esfera de ação.

Com a necessidade de respostas das indústrias químicas às pressões ambientais, surgiu a necessidade de desenvolver uma metodologia capaz de reduzir a quantidade de emissões de poluentes. Sendo esta uma área em desenvolvimento e tendo na Análise *Pinch* uma metodologia que utiliza conceitos simples para serem usados iterativamente pelo engenheiro, a proposta deste trabalho é utilizar a Análise *Pinch* no desenvolvimento de métodos capazes de reduzir a emissão de poluentes aquosos através da síntese de redes de equipamentos de transferência de massa, juntamente com uma análise de sua viabilidade econômica.

**4. PROJETO DE EQUIPAMENTOS DE TRANSFERÊNCIA  
DE MASSA**

## 4.1. Introdução

As operações de transferência de massa são indispensáveis em problemas de minimização de poluentes. São empregadas na retenção seletiva de certas espécies indesejáveis de um determinado número de correntes poluentes. As operações envolvendo transferência de massa mais comuns são:

- Absorção: quando um solvente líquido é usado para remover certos compostos de uma corrente gasosa em virtude da alta solubilidade destes no solvente líquido.
- Adsorção: quando o soluto é removido de um líquido ou de um gás por contato com um sólido adsorvente, cuja superfície apresente afinidade com o soluto.
- Dessorção: quando o soluto migra do seio da fase líquida para a gasosa ou da fase sólida para a fluida.
- Extração líquido-líquido: a solução é tratada por um solvente que solubiliza, preferencialmente, um ou mais componentes da solução.
- Troca Iônica: quando resinas catiônicas e/ou aniônicas são usadas para substituir espécies aniônicas indesejáveis em soluções líquidas contendo íons.
- Lixiviação: o material solúvel é dissolvido de uma mistura contendo sólidos inertes por um solvente líquido.

Dentre estas operações, a mais utilizada neste trabalho é a absorção, pois a maior parte das aplicações utilizadas abordam o tratamento de emissões gasosas.

O objetivo deste tópico é apresentar uma revisão dos princípios básicos de projetos de equipamentos de transferência de massa. Um tratamento mais aprofundado sobre este assunto pode ser encontrado em McCABE et al. (1993) e TREYBAL (1980).

## 4.2. Equilíbrio

Considere-se uma fase pobre  $j$  (fase de menor concentração), que está em contato com uma fase rica  $i$  (fase de maior concentração), em um vaso fechado. O soluto propaga-se da fase rica

para a fase pobre. Enquanto isto, uma fração do soluto difundido volta a ser transferido para a fase rica. Inicialmente, a taxa de soluto transferido da fase rica para a fase pobre ultrapassa a taxa transferida da fase pobre para a fase rica. No entanto, à medida em que a concentração da fase rica aumenta, também aumenta a taxa de transferência para a fase pobre. No final, a quantidade do soluto transferido da fase rica para a fase pobre torna-se igual à da fase pobre para a fase rica, resultando em um equilíbrio dinâmico. Fisicamente, esta situação corresponde ao estado em que ambas as fases têm o mesmo potencial químico para o soluto.

Em casos de sistemas ideais, a transferência de um componente é independente da transferência de outras espécies. Assim, a composição do soluto na fase rica,  $y_i$ , pode ser relacionada à sua composição na fase pobre,  $x_j$ , através de uma função de equilíbrio  $f_j^*$ , que é função das características do sistema incluindo temperatura e pressão. Desta forma, para uma dada composição da corrente rica  $y_i$ , a composição máxima do soluto alcançada na fase pobre,  $x_i$ , é dada por:

$$y_i = f_j^*(x_j^*) \quad (4.01)$$

Neste trabalho  $y$  será sempre utilizado na composição da fase rica e  $x$  na composição da fase pobre, diferente da terminologia utilizada na literatura, onde  $y$  é usado para a composição da fase gasosa e  $x$  para a composição da fase líquida.

Muitas aplicações em tratamento de poluentes envolvem sistemas diluídos cuja função de equilíbrio pode ser linearizada.

$$y_i = m_j \cdot x_j^* + b_j \quad (4.02)$$

Em casos especiais da equação (4.02) inclui-se a lei de Raoult para absorção:

$$y_i = \frac{P_{\text{solute}}^{\circ}(T)}{P_{\text{total}}} x_j^* \quad (4.03)$$

Onde  $y_i$  e  $x_j^*$  são frações molares do soluto nas fases gasosas e líquidas, respectivamente,  $P_{\text{solute}}^{\circ}(T)$  é a pressão de vapor do soluto na temperatura  $T$  e  $P_{\text{total}}$  é a pressão total do gás.

Outro exemplo para a aplicação da equação (4.02) é a lei de Henry:

$$y_i = H_j \cdot x_j^* \quad (4.04)$$

Onde  $y_i$  e  $x_i^*$  são frações molares do soluto no poluente gasoso e no líquido, respectivamente, e  $H_j$  é o coeficiente da lei de Henry, que pode teoricamente ser aproximado pela seguinte expressão:

$$H_j = \frac{P_{total} \cdot y^{solubilidade}}{P_{soluto}^o(T)} \quad (4.05)$$

Onde  $P_{soluto}^o(T)$  é a pressão de vapor do soluto na temperatura  $T$ ,  $P_{total}$  é a pressão total do gás e  $y^{solubilidade}$  é a solubilidade da fase líquida do poluente na temperatura  $T$  (expresso como fração molar do poluente no despejo líquido).

Outro exemplo adicional da equação (4.02) é a função de distribuição comumente usada na extração por solvente:

$$y_i = K_j \cdot x_j^* \quad (4.06)$$

Onde  $y_i$  e  $x_i^*$  são as composições do poluente no despejo líquido e no solvente, respectivamente, e  $K_j$  é o coeficiente de distribuição.

### 4.3. Transferência de Massa entre Fases

Quando as fases rica e pobre não estão em equilíbrio, um gradiente de concentração entre as fases é desenvolvido, levando a uma transferência líquida do soluto de uma fase rica para uma fase pobre. Um método comum para descrever as taxas de transferência de massa entre as fases envolve o uso de coeficientes de transferência de massa global, que são baseados na diferença entre a concentração do soluto em uma fase e sua concentração de equilíbrio na outra fase. Supondo que as concentrações nas fases rica e pobre sejam  $y_i$  e  $x_j$ , respectivamente, para o caso de um equilíbrio linear, a concentração do poluente na fase pobre que está em equilíbrio com  $y_i$  é dado por:

$$x_j^* = \frac{(y_i - b_j)}{m_j} \quad (4.07)$$

E a concentração do poluente na fase rica que está em equilíbrio com  $x_j$  pode ser representado por:

$$y_i^* = m_j \cdot x_j + b_j \quad (4.08)$$

A determinação experimental dos coeficientes individuais de transferência de massa não é trivial. Uma das maneiras para estimá-los consiste na realização de experimentos nos quais é estabelecido operacionalmente que a resistência oferecida ao transporte do soluto de uma das fases venha a ser desprezível em face à outra. Caso contrário, o coeficiente obtido engloba as resistências das fases envolvidas no processo de separação. Como consequência, os coeficientes globais de transferência de massa nascem como alternativa para a determinação do fluxo de matéria.

Definindo dois coeficientes de transferência de massa global, um para a fase rica,  $K_y$ , e um para a fase pobre,  $K_x$ , a taxa de transferência de massa entre as fases para o poluente,  $N_{poluente}$ , pode ser dada por:

$$N_{poluente} = K_y (y_i - y_i^*) \quad (4.09)$$

$$N_{poluente} = K_x (x_j^* - x_j) \quad (4.10)$$

Várias correlações para estimar os coeficientes de transferência de massa podem ser encontrados em detalhes em McCABE et al. (1993), PERRY e CHILTON (1974) e TREYBAL (1980).

#### 4.4. Tipos de Equipamentos de Transferência de Massa

Um equipamento de transferência de massa é qualquer unidade de transferência de massa com contato direto que emprega um Agente de Separação de Massa (ASM) para remover seletivamente certos compostos (poluentes) de uma fase rica (corrente de poluentes). Um agente de separação de massa pode ser parcialmente ou completamente imiscível na fase rica. Quando duas fases estão em contato direto, os solutos são redistribuídos entre as duas fases levando a um esgotamento da fase rica e a um enriquecimento da fase pobre. Embora possam ser adotadas

várias configurações de fluxo, deve-se dar ênfase a sistemas contra-corrente, devido à sua eficiência e importância industrial.

O principal objetivo de um equipamento de transferência de massa é proporcionar um contato apropriado entre as superfícies das fases rica e pobre. Tal contato pode ser alcançado pelo uso de vários tipos de unidades de transferência de massa. Em particular, existem duas categorias de equipamentos de transferência de massa: trocadores que operam em estágios (multiestágios) e os trocadores que operam em contato contínuo.

Nos equipamentos de transferência de massa multiestágios, cada estágio proporciona um contato íntimo entre as fases rica e pobre, resultando na transferência de massa entre as mesmas. Como exemplo de equipamentos que operam em estágios pode-se citar a coluna de pratos perfurados. Colunas deste tipo são largamente utilizadas nos processos de transferência gás/líquido. Dentro da coluna há uma série de pratos perfurados inseridos verticalmente. O gás ascende em contracorrente ao líquido alimentado no topo da coluna. Em cada prato, devido às suas perfurações, são formadas bolhas sempre em contato com o líquido. Assim, ocorre a transferência de massa quando da formação e movimento das bolhas no meio do líquido.

O segundo tipo de unidades de transferência de massa são os trocadores contínuos. Nesta categoria, as duas fases fluem através do trocador em contato contínuo por todas as partes sem intermédio de separação de fases. Exemplos de trocadores contínuos incluem colunas de recheio, colunas de *spray* e colunas de borbulhamento. A escolha do equipamento a ser utilizado depende de vários fatores inerentes a cada processo. Um deles é saber *o que* controla o processo. Se a resistência à fase gasosa controla o processo de transferência de massa, utiliza-se por exemplo colunas *spray*. Se a resistência à fase líquida controla o processo de transferência de massa, pode-se utilizar as colunas de borbulhamento. Quando as duas fases controlam o processo de transferência ou quando se opera com elevadas taxas de vapor em relação às de líquido utiliza-se colunas de recheio

#### **4.5. Projeto de Equipamentos de Transferência de Massa**

Neste tópico, pelo fato da maioria dos exemplos se tratarem de problemas envolvendo absorção ou dessorção, será abordado apenas o projeto dos equipamentos mais utilizados para

este fim, ou seja, as colunas de recheio. Serão apresentados apenas os cálculos do diâmetro e da altura do recheio. Os demais detalhes de projeto, tais como tipos de recheios, distribuidores etc. podem ser facilmente encontrados na literatura (PERRY e CHILTON (1974) e TREYBAL(1980).

#### 4.5.1. Cálculo da Altura do Recheio

A coluna de recheio é o equipamento mais usado para a absorção gasosa. Para operações isotérmicas os procedimentos de projeto estão bem desenvolvidos. A altura do recheio de uma coluna é normalmente expressa como um produto do número de unidades de transferência (NUT), que é uma medida da dificuldade de separação, e da altura de uma unidade de transferência (HUT), que é uma função do coeficiente de transferência de massa.

Para gases ligeiramente solúveis a resistência à transferência de massa é assumida como sendo somente na fase líquida. Portanto, o NUT e o HUT são definidos tomando como base as forças dirigidas da fase líquida e o coeficiente de transferência de massa da fase líquida. O contrário vale para gases altamente solúveis, onde a resistência da fase gasosa controla o processo de transferência de massa e os parâmetros de projeto são definidos em função da fase gasosa. Para a situação intermediária, onde a resistência está em ambas as fases, o tratamento se torna mais difícil, especialmente para sistemas com grandes efeitos térmicos, onde os cálculos são altamente complexos e iterativos.

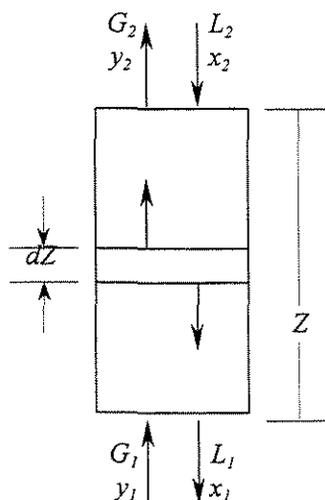


Figura 4.01 - Processo de absorção em coluna de recheio

Tomando uma seção transversal da área da torre, apresentada na Figura 4.01, o gás contendo o soluto entra na base do absorvedor a uma vazão  $G_s$ . O líquido, usualmente livre de soluto, entra no topo do absorvedor a uma vazão  $L_s$ . A fração molar do soluto nas fases rica (gasosa) e pobre (líquida) são denotadas por  $y$  e  $x$ , respectivamente, sendo o fundo e o topo do absorvedor denotados pelos índices 1 e 2.

Baseado em um balanço material em uma seção diferencial da altura do recheio, a altura do empacotamento é dado por:

$$Z = \frac{G_s}{K_G a P} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(1-y)^2 (y-y^*)} \quad (4.11)$$

Onde  $a$  é área interfacial específica para a transferência de massa por unidade de volume da coluna;  $P$  é a pressão e  $K_G$  é o coeficiente de transferência de massa global da fase gasosa.

O número de unidades de transferência e a altura da unidade de transferência são dados por:

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{(1-y)^2 (y-y^*)} \quad (4.12a)$$

e

$$H_{OG} = \frac{G_s}{K_G a P} \quad (4.12b)$$

A quantidade  $y^*$  é a fração molar do soluto na fase gasosa que está em equilíbrio com o soluto na fase líquida.

Uma vez que os dados de equilíbrio  $y^*$  em função de  $x$  são conhecidos, o cálculo de  $N_{OG}$  é uma questão de simples integração numérica. Várias simplificações da equação (4.11) podem ser feitas, dependendo da forma da curva de equilíbrio e da extensão da absorção. O valor de  $H_{OG}$  é calculado para os coeficientes de transferência de massa e área interfacial da fase gasosa e da fase líquida. As correlações para obter o coeficiente de transferência de massa individual e a área interfacial são empíricas e variam com a carga da coluna, as propriedades físicas e o tipo e tamanho do recheio. Detalhes de algumas destas correlações podem ser encontrados em PERRY e CHILTON (1974). Uma vez escolhida a correlação, os cálculos se tornam simples.

Devido à natureza empírica das correlações para o coeficiente de transferência de massa e à propagação de erros associados a estas correlações, o método rápido desenvolvido por FEINTUCH e TREYBAL (1980) pode produzir soluções comparáveis em exatidão com os métodos rigorosos. Este método usa uma combinação de conceitos clássicos de número de unidades de transferência e de fatores de efeito de absorção do método de Edmister para colunas de prato. Devido aos bons resultados obtidos e à fácil aplicabilidade, este será o método utilizado neste trabalho.

Em termos de um componente  $j$ , a altura do recheio do leito é dado por:

$$Z = N_{OG,j} \cdot H_{OG,j} \quad (4.13)$$

A concentração de saída do componente  $j$  é obtido por:

$$\frac{y_{1,j} - K_j x_{2,j}}{y_{2,j} - K_j x_{2,j}} = \frac{A_{E,j} \exp\left[\left(1 - \frac{1}{A_{E,j}}\right) N_{OG,j}\right] - 1}{A_{E,j} - 1} \quad (4.14)$$

Onde o fator de absorção efetivo  $A_E$  é dado por:

$$A_E = [A_2(A_1 + 1) + 0,25]^{0,5} - 0,5 \quad (4.15)$$

Sendo  $A_1$  e  $A_2$  os fatores de absorção na base e no topo da coluna, respectivamente, e  $K_j$  a constante de equilíbrio para o componente  $j$ .

Para operações de dessorção, as equações correspondentes são:

$$Z = N_{OL,j} \cdot H_{OL,j} \quad (4.16)$$

e

$$\frac{x_{2,j} - \frac{y_{1,j}}{K_j}}{x_{1,j} - \frac{y_{1,j}}{K_j}} = \frac{S_{E,j} \exp\left[\left(1 - \frac{1}{S_{E,j}}\right) N_{OL,j}\right] - 1}{S_{E,j} - 1} \quad (4.17)$$

Onde o fator de dessorção efetivo é dado por :

$$S_E = [S_1(S_2 + 1) + 0,25]^{0,5} - 0,5 \quad (4.18)$$

e

$$S_1 = \frac{1}{A_1} \quad e \quad S_2 = \frac{1}{A_2} \quad (4.19)$$

Nas equações (4.14) a (4.19), os índices 1 e 2 referem-se ao fundo e ao topo da coluna, respectivamente.

As alturas das unidades de transferência para as operações de absorção e dessorção são dados por:

$$H_{OG,j} = \frac{Gs}{K_{G,j}a} \quad (4.20)$$

e

$$H_{OL,j} = \frac{Gs}{K_{L,j}a} \quad (4.21)$$

Os coeficientes de transferência de massa globais são calculados a partir dos coeficientes de transferência de massa individuais da fase, usando:

$$\frac{1}{K_{G,j}} = \frac{1}{k_{G,j}P} + \frac{K_j}{k_{L,j}\rho_{m,L}} \quad (4.22)$$

e

$$\frac{1}{K_{L,j}} = \frac{1}{K_j k_{G,j}P} + \frac{1}{k_{L,j}\rho_{m,L}} \quad (4.23)$$

Os valores dos coeficientes individuais  $k_G$ ,  $k_L$  e a área interfacial  $a$  são obtidos de correlação apropriadas, dependendo do tipo de recheio, da alimentação e de propriedades físicas da coluna.

RAMAN (1985) utilizando no método apresentado por FEINTUCH e TREYBAL (1980) desenvolveu um algoritmo, que será utilizado neste trabalho durante os cálculos envolvendo absorção multicomponente em colunas de recheio (cujo programa computacional, apresenta-se no Apêndice A).

### **Algoritmo para absorção multicomponente em colunas de recheio.**

#### 1. Entrar com os seguintes dados:

Especificar se a operação é absorção ou dessorção; número de componentes absorvidos; número do componente chave; número máximo de iterações; área superficial total do recheio/unidade de volume ( $m^2/m^3$ ); diâmetro médio das partículas (m); velocidade mássica do gás na base da coluna ( $Kg/m^2s$ ); viscosidade média do gás ( $Ns/m^2$ ); velocidade mássica do líquido no topo da coluna ( $Kg/m^2s$ ); peso molecular do solvente ( $Kg/kmol$ ); densidade média do líquido ( $Kg/m^3$ ); viscosidade média do líquido ( $Ns/m^2$ ); tensão superficial do líquido ( $N/m$ ); para cada componente absorvido fornecer o coeficiente de difusão no filme gasoso ( $m^2/s$ ) e o coeficiente de difusão no filme líquido ( $m^2/s$ ); para cada componente (absorvido ou não) fornecer: peso molecular ( $Kg/kmol$ ), fração molar do gás na base da coluna, fração molar do líquido no topo da coluna, coeficientes do polinômio de calor específico, temperatura para a fase gasosa, calor específico do líquido; para cada componente absorvido fornecer o calor latente de vaporização ( $kJ/kmol$ ) e os coeficientes ( $a_k, b_k, c_k$ ) da correlação da constante de equilíbrio em função da temperatura; pressão do sistema (kPa); temperatura do líquido no topo (K); temperatura do gás na base (K) e a fração absorvida do componente chave.

#### 2. Calcular a área interfacial.

3. Assumir que a mudança de temperatura devido a efeitos térmicos encontra-se completamente na fase líquida, e que a temperatura na fase gasosa permanece inalterada.

4. Calcular os valores de equilíbrio para o componente chave utilizando a temperatura média.

5. Calcular o coeficiente de transferência de massa na fase líquida utilizando a correlação:

$$k_L \cdot \left( \frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,051 \cdot \left( \frac{L}{a_w \mu_L} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-0,5} \cdot (a_t D_p)^{0,4} \quad (4.24)$$

Onde:  $a_t$  é a área superficial total do recheio por unidade de volume;  $a_w$  é a área superficial molhada do recheio por unidade de volume;  $\rho_L$  é densidade do líquido;  $\mu_L$  é a viscosidade média do líquido,  $D_L$  é o coeficiente de difusão do filme líquido,  $L$  é a velocidade mássica do líquido e  $D_p$  o diâmetro médio da partícula.

A superfície molhada é dada por:

$$\frac{a_w}{a_t} = 1 - \exp \left[ -1,45 \cdot \left( \frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \cdot Re^{0,1} \cdot Fr^{-0,05} \cdot We^{0,2} \right] \quad (4.25)$$

Onde:  $Re$  é o Número de Reynolds,  $Fr$  é o número de Froude,  $We$  é o número de Weber,  $\sigma$  é a tensão interfacial entre o gás e o líquido e  $\sigma_c$  é a tensão superficial crítica para o material do recheio. Sendo:

$$Re = \frac{LM_L}{a_t \mu_L} \quad (4.26)$$

$$Fr = \frac{L^2 M_L^2 a_t}{\rho_L^2 g} \quad (4.27)$$

$$We = \frac{L^2 M_L^2}{\rho_L \sigma a_t} \quad (4.28)$$

6. Calcular o coeficiente de transferência de massa na fase gasosa utilizando a correlação:

$$\frac{k_G RT}{a_t D_G} = C_1 \cdot \left( \frac{G}{a_t \mu_G} \right)^{0,7} \cdot \left( \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot (a_t D_p)^{-2,0} \quad (4.29)$$

Onde:  $C_1 = 5,23$  para recheios de selas e anéis maiores que 12,7 mm e  $C_1 = 2,0$  para recheios pequenos;  $\rho_G$  é densidade do gás;  $\mu_G$  é a viscosidade média do gás,  $D_G$  é o coeficiente de difusão do filme gasoso,  $G$  é a velocidade mássica do gás.

7. Calcular o coeficiente de transferência de massa global  $K_G$  para o componente chave para absorção gasosa ou  $K_L$  para dessorção utilizando as equações (4.22) ou (4.23).

8. Calcular a altura da unidade de transferência para o componente chave, sendo  $H_{OG}$  para a absorção, calculado pela equação (4.20) e  $H_{OL}$  para a dessorção, calculado pela equação (4.21).

9. Calcular os fatores de absorção  $A_1$  e  $A_2$  para o componente chave nas temperaturas de fundo e de topo. Encontrar os valores de  $A_E$  ou  $S_E$  pela equação (4.15) ou (4.18).

10. Usando as equações (4.13) ou (4.16) calcular o  $N_{OG}$  ou  $N_{OL}$  para o componente chave, dependendo se a operação for absorção ou dessorção.

11. Calcular a altura do recheio necessário, pela multiplicação de NTU e HTU.

12. Calcular os coeficientes de transferência de massa e  $H_{GOj}$  ou  $H_{OLj}$  para todos os outros componentes solúveis. Após estimada a altura do recheio pelo passo 11, calcular  $H_{GOj}$  ou  $H_{OLj}$  para todos os outros componentes. Usando o número de unidades de transferência, calcular as composições de saída pelas equações (4.14) ou (4.17).

13. Usando a nova composição, recalcular a temperatura do líquido no fundo por balanço de entalpia global.

14. Se dois valores sucessivos para a temperatura de saída do líquido concordarem com a tolerância pré fixada, então, continue no passo 15, caso contrário, repetir os passos 4 a 13 até atingir a convergência desejada.

15. Imprimir as temperaturas, as composições, NTU, HTU, os valores de todos os componentes e a altura estimada do recheio.

#### **4.5.2. Cálculo do Diâmetro da Coluna**

Em uma coluna com um determinado recheio, sendo irrigada por uma determinada vazão de líquido, existe um limite superior para a vazão do gás. A velocidade do gás correspondente a este limite é chamada velocidade de inundação. Esta velocidade pode ser encontrada pela observação da perda de carga apresentada pelo recheio em função da velocidade do gás, e pela observação da retenção de líquido na coluna de recheio.

A variação da perda de carga em função da vazão de gás numa coluna recheada é mostrada na Figura 4.02. Quando o recheio é seco, a linha obtida é uma reta e tem inclinação entre 1,8 e 2,0. Se o recheio é irrigado com uma certa quantidade de líquido,  $L_1$ , a retenção do líquido diminui a porosidade do recheio e a variação da perda de carga pode ser representada pela curva a-b-c da Figura 4.02. A baixas vazões de gás a linha tende a inclinar-se, começando no ponto b. A partir deste ponto, a variação da perda de carga é brusca, conforme a linha b-c.

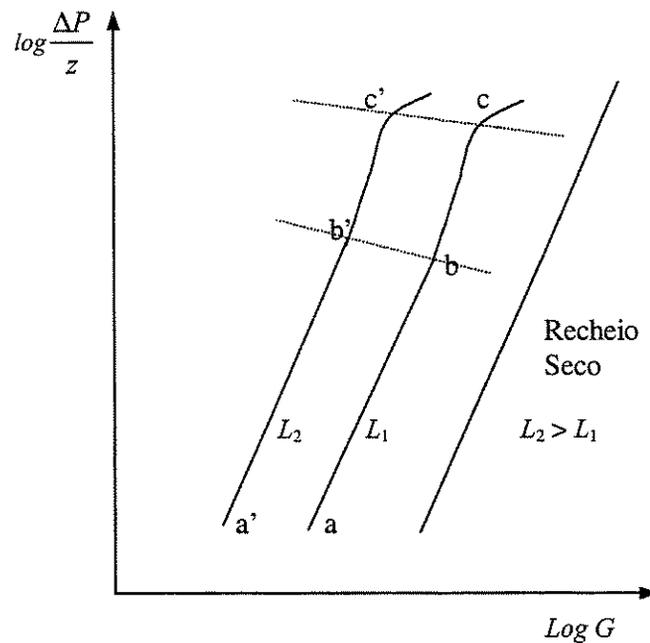


Figura 4.02 - Perda de carga em uma coluna de recheio

À medida que a queda de pressão aumenta segundo a linha a-b, a retenção de líquido é aproximadamente constante, independente da velocidade do gás. No ponto b, chamado ponto de carga, o gás começa a impedir o líquido de escoar pela torre, acumulando-se em determinados pontos. A partir deste ponto, a retenção de líquido aumenta rapidamente com a vazão de gás. No ponto c, ponto de inundação, o topo do recheio apresenta uma camada de líquido que vai aumentando até sair pelo topo com o gás. A perda de carga no ponto de carga está aproximadamente entre 200-400 (N/m<sup>2</sup>)/metro de recheio, e no ponto de inundação entre 400-600 (N/m<sup>2</sup>)/m.

A velocidade de gás para inundação na coluna pode ser calculada, para recheios não arrumados, por várias equações. A sistemática mais antiga e ainda hoje mais usada é a forma proposta por ECKERT (1966), (a forma gráfica pode ser encontrada na Figura 6.34, página 195

de TREYBAL, 1980), que modificou o fator de caracterização que era obtido na condição de inundação, através da introdução de um fator médio obtido nas perdas de carga de 42, 83 e 125 mm de água por metro de recheio. Os valores deste novo  $C_F$  para uma série de recheios são apresentados na Tabela 6.3, pagina 196 de TREYBAL (1980). Deste momento em diante, esta correlação passou a ser chamada de correlação generalizada de perda de carga, sendo ainda hoje bastante usada no dimensionamento do diâmetro e avaliação da perda de carga em leitos recheados.

Utilizando esta correlação para determinar o diâmetro da coluna, pode-se adotar dois tipos de critério de projeto: o afastamento da condição de inundação e a perda de carga recomendada.

No critério do afastamento da região de inundação, adotado neste trabalho, a razão de gás na coluna deve estar abaixo da vazão de inundação. Usualmente, para projetos de absorvedores e retificadores adota-se, em função das características do sistema, uma razão de gás entre 40 e 80% da vazão de inundação. As colunas assim projetadas usualmente apresentarão perda de carga entre 21 e 42 mm (0,25 e 0,50 in H<sub>2</sub>O/ft de recheio), operando próximo do limite inferior da região de carga. Para a utilização deste critério, pode-se usar a Figura 6.34, pagina 195 de TREYBAL (1980).

Para determinar o diâmetro da coluna pode-se utilizar as condições de topo ou de fundo para encontrar as vazões mássicas do gás e do líquido. Feito isto, encontra-se o valor para a expressão (4.30).

$$\frac{L'}{G'} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5} \quad (4.30)$$

Onde:  $L'$  é a vazão mássica do líquido,  $G'$  é a vazão mássica do gás,  $\rho_L$  é a densidade do líquido e  $\rho_G$  é a densidade do gás.

Com o valor encontrado acima e um  $\Delta P$  recomendado de 400 (N/m<sup>2</sup>)/m, utilizando uma correlação generalizada de perda de carga (Figura 6.34, página 195 do TREYBAL (1980)), encontra-se o valor para a razão de gás,  $G'$ :

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0.1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G)} \quad (4.31)$$

Onde:  $\mu_L$  é a viscosidade do líquido,  $J$  é a razão entre  $\rho_{\text{água}}/\rho_L$  e  $C_F$  é o fator de caracterização do recheio (pode ser encontrado na Tabela 6.3, página 198 do TREYBAL (1980)).

Sendo:

$$D = \left( \frac{4A_T}{\pi} \right)^{0.5} \quad (4.33)$$

e

$$A_T = \frac{W}{G'} \quad (4.32)$$

Onde:  $A_T$  é a área da seção transversal da coluna e  $W$  a vazão mássica do líquido.

Desta forma, utilizando as equações (4.32) e (4.33), determina-se o diâmetro da coluna.

#### 4.6. Cálculo do Custo de Equipamentos de Transferência de Massa

Duas categorias de custos são particularmente importantes durante a vida útil do equipamento, o custo fixo (capital) e o custo de operação. O custo fixo pode ser distribuído durante a vida útil do equipamento como custo fixo anualizado. Assim, o custo total anualizado ( $CTA$ ) de um sistema é dado por:

$$CTA = \text{custo operacional} + \text{custo fixo anual} \quad (4.34)$$

Para minimizar o  $CTA$ , pode-se variar iterativamente as forças dirigidas de transferência de massa para uma relação ótima entre custo fixo anualizado e custo operacional anual.

Considerando uma transferência de massa isotérmica, a corrente rica (poluentes),  $i$ , tem uma dada vazão  $G_i$  e uma composição de poluente de entrada conhecida,  $y_i^{ent}$ . Um agente de transferência de massa (corrente pobre),  $j$ , tem uma dada composição de entrada  $x_j^{ent}$ , mas a vazão  $L_j$  não é conhecida. Considerando toda a extensão de composições de operação, a relação de

equilíbrio que governa a transferência do poluente da corrente poluente para o agente de transferência de massa (ATM) pode ser representado por uma expressão linear como na equação (4.02).

O balanço de massa no poluente transferido da corrente poluente para o ATM pode ser expresso pela equação:

$$G_i(y_i^{ent} - y_i^{sai}) = L_j(x_j^{sai} - x_j^{ent}) \quad (4.35)$$

Em um diagrama  $x-y$ , esta equação representa a operação linear que estende-se entre os pontos  $(y_i^{ent}, x_j^{sai})$  e  $(y_i^{sai}, x_j^{ent})$  com uma inclinação  $L_j/G_i$ . A equação (4.35) tem três variáveis desconhecidas  $y_i^{sai}$ ,  $L_j$  e  $x_j^{sai}$ . Fixando a composição de saída da corrente poluente,  $y_i^{sai}$ , como apresentado na Figura 4.03. A composição máxima de saída alcançada teoricamente pelo ATM,  $x_j^{sai,*}$ , está em equilíbrio com  $y_i^{ent}$ . Desta forma, um trocador infinitamente grande seria necessário para realizar esta taxa de transferência, devido ao desaparecimento da força dirigida de transferência de massa na ponta rica da unidade. Assim, como apresentado na Figura 4.03, faz-se necessário fixar uma força dirigida mínima entre as linhas de operação e de equilíbrio na ponta rica do trocador, tal que:

$$x_j^{sai,max} = x_j^{sai,*} + \varepsilon_j \quad (4.36)$$

Sendo:

$$y_i^{ent} = m_j x_j^{sai,*} + b_j \quad (4.37)$$

Combinando as equações (4.36) e (4.37), encontra-se:

$$x_j^{sai,max} = \frac{y_i^{ent} - b_j}{m_j} - \varepsilon_j \quad (4.38)$$

Onde  $\varepsilon_j$  é a diferença mínima de composição permitida e  $x_j^{sai,max}$ , é a composição de saída máxima praticável do ATM no qual satisfaz a força dirigida fixada,  $\varepsilon_j$ .

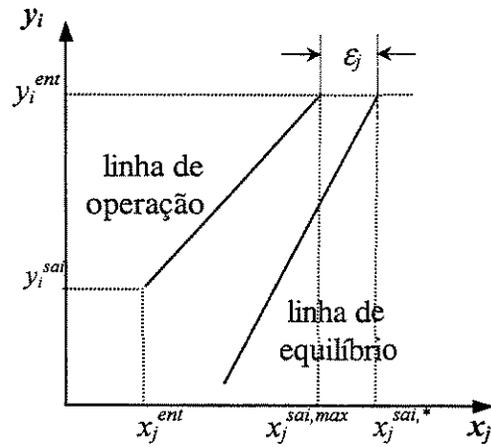


Figura 4.03 - Diferença mínima de composição permitida na ponta rica do trocador

Por outro lado, quando  $x_j^{sai}$  é fixado e  $y_i^{sai}$  desconhecido, a composição mínima de saída teoricamente atingida da corrente poluente,  $y_i^{sai,*}$ , está em equilíbrio com  $x_j^{ent}$ , como apresentado na Figura 4.04, assim:

$$y_i^{sai,*} = m_j x_j^{ent} + b_j \quad (4.39)$$

Empregando uma diferença de composição mínima permitida, na ponta pobre do trocador, pode-se identificar a composição mínima de saída da corrente poluente,  $y_i^{sai,min}$ , dado por:

$$y_i^{sai,min} = m_j (x_j^{ent} + \varepsilon_j) - b_j \quad (4.40)$$

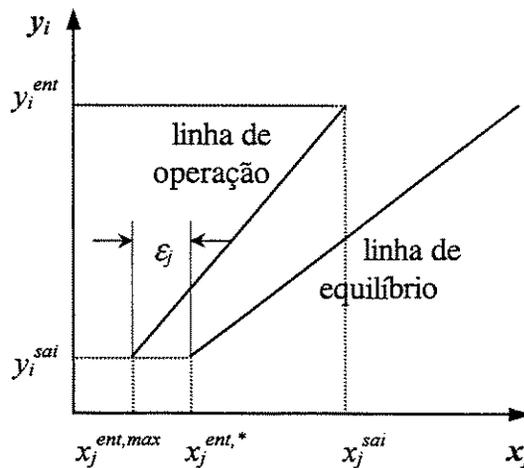


Figura 4.04 - Diferença mínima de composição permitida na ponta pobre do trocador

A seleção das forças dirigidas de transferência de massa por todo o trocador determina o relação ótima entre o custo fixo e o custo de operação do sistema.

Em alguns casos (particularmente quando a linha de equilíbrio é linear ou convexa, caso típico de aplicações ambientais) as forças dirigidas de transferência de massa nos dois extremos do trocador podem ser usadas para caracterizar as forças dirigidas em todas as partes do trocador. Portanto, o parâmetro  $\varepsilon_j$  proporciona um caminho conveniente para relacionar o custo fixo e o custo operacional de um equipamento de transferência de massa. Por exemplo, para dados valores das composições de entrada e saída da corrente rica e entrada da corrente pobre, o valor de  $\varepsilon_j$ , na ponta rica do trocador pode ser usado para encontrar o valor ótimo entre o custo fixo e o custo operacional. Quando o  $\varepsilon_j$  da ponta rica do trocador aumenta, a inclinação da linha de operação ( $L_j/G_i$ ) torna-se maior e, conseqüentemente, a vazão do agente de transferência de massa necessário aumenta, elevando o custo operacional. Por outro lado, quando o valor de  $\varepsilon_j$  da ponta rica aumenta o tamanho do trocador diminui, resultando em uma redução do custo fixo dos equipamentos de transferência de massa. Desta forma, deve-se variar o valor de  $\varepsilon_j$ , até que se encontre o *CTA* mínimo.

Uma maneira simples, porém muito utilizada, para encontrar a inclinação ótima da linha de operação ( $L_j/G_i$ ), ou seja, encontrar a razão ótima entre custo de capital e custo operacional é através da utilização de uma regra prática bastante utilizada, apresentada por DOUGLAS (1988), originalmente esta regra foi desenvolvida experimentalmente, onde, após uma série de otimizações encontrou-se sempre o valor fechado de  $\left(\frac{L_j}{m \cdot G_i}\right) = 1,4$ . Detalhes e limitações desta regra são encontrados em DOUGLAS (1988).

A otimização de ( $L_j/G_i$ ) no projeto de colunas de absorção, representa o mesmo que encontrar a vazão ótima do líquido. Assim:

$$\left(\frac{L_j}{G_i}\right)_{OPER.} = 1,4 \cdot \left(\frac{L_j}{G_i}\right)_{MIN.} \quad (4.41)$$

Fazendo um balanço de massa na coluna de absorção em contato contra corrente encontra-se:

$$\left(\frac{L_j}{G_i}\right)_{MIN.} = \frac{Y_i^{ent} - Y_i^{sai}}{X_j^{sai} - X_j^{ent}} \quad (4.42)$$

Assim, como apresentado na Figura 4.05, pode-se obter a relação mínima entre as vazões de inertes das fases gasosa e líquida. A fração do contaminante na corrente líquida e na base da coluna deve ser máxima. Desta forma, traça-se a linha de operação a partir da coordenada  $(X_j^{ent}, Y_i^{sai})$ , terminando em  $Y_i^{ent}$ . Após estabelecermos várias inclinações para  $(L_j/G_i)$ , verifica-se que a menor inclinação é aquela em que a reta de operação toca a de equilíbrio.

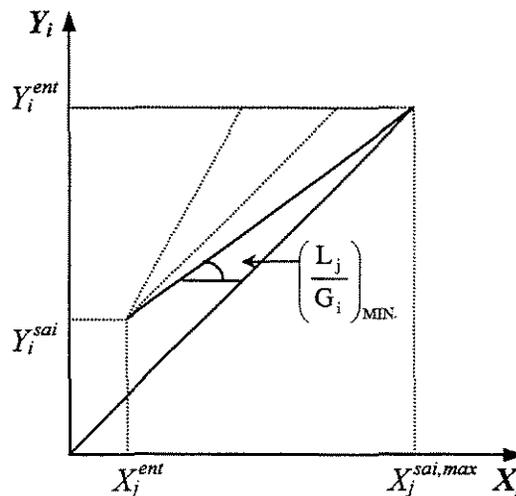


Figura 4.05 - Relação mínima entre os fluxos de inertes das fases gasosa e líquida

Neste ponto de intersecção, encontra-se na abcissa o valor de  $X_j^{sai, max}$ . Com este valor, utilizando as equações (4.41) e (4.42) determina-se os valores de  $(L/G)_{min}$  e  $(L/G)_{oper.}$ , respectivamente. Com o valor de  $(L/G)_{oper.}$  determina-se a vazão ótima de líquido. Em se tratando de soluções diluídas, o valor de  $X_j^{sai, max}$  também pode ser obtido utilizando-se a relação  $Y_i^{ent} = mX_j^*$ .

Neste trabalho, o método descrito acima é utilizado apenas como estimativa inicial. O CTA mínimo é obtido após um trabalho iterativo, onde, após a estimativa inicial da vazão de líquido, calcula-se a altura, o diâmetro e o CTA. Deve-se variar a vazão do líquido até encontrar o valor que corresponde à coluna com o menor custo total anual.

O custo fixo e o custo operacional variam de caso para caso, dependendo do processo e do tipo de equipamento utilizado. Desta forma, os dados para o cálculo destes custos (equação de

custo, custo de solventes) serão fornecidos junto com os dados de processo de cada caso estudado.

## **5. REDUÇÃO DE EMISSÕES DE POLUENTES**

## 5.1. Introdução

Neste capítulo são apresentados os principais conceitos envolvendo a redução de emissões através da Análise *Pinch*. Primeiramente são abordados alguns conceitos referentes à reutilização da água, onde é feito um estudo detalhado sobre o procedimento adotado para encontrar a meta da vazão mínima de despejo gerado, utilizado na síntese da rede. Também são abordados alguns métodos de síntese e otimização de RETM.

Em seguida, é apresentado o emprego da Análise *Pinch* na redução de emissões de poluentes através da integração de processos. Neste tópico, além dos procedimentos de projeto e otimização da rede, são abordados alguns métodos para localização do *Pinch*, tais como o Diagrama *Pinch* e a Tabela de Intervalo de Composições. Visando o aprimoramento da metodologia de síntese de RETM, também são apresentadas algumas modificações nos métodos de síntese e otimização.

## 5.2. Redução de Emissões de Poluentes Através da Reutilização da Água

A redução de emissões de poluentes aquosos em uma planta industrial pode ser alcançada através da minimização do despejo. Um dos princípios básicos na minimização de despejos aquosos é a reutilização da água.

Em processos industriais que utilizam água, este uso pode ser classificado por:

1. Única utilização, onde a água é usada apenas uma vez;
2. Múltiplo uso, a água é utilizada mais que uma vez, mas com propósitos diferentes a cada vez,
3. Uso com reciclo, onde a água é utilizada várias vezes.

Um exemplo com uma planta hipotética pode ser usado para ilustrar os diversos tipos de utilização da água. Em uma planta, a água possui 3 grandes funções: uso em processos, em refrigeração e na produção de vapor. Assumindo que a qualidade do despejo na produção de vapor seja boa para ser utilizado no resfriamento e o despejo do resfriamento bom para ser utilizado no processo, os diferentes métodos de utilização da água podem ser verificados na Figura 5.01.

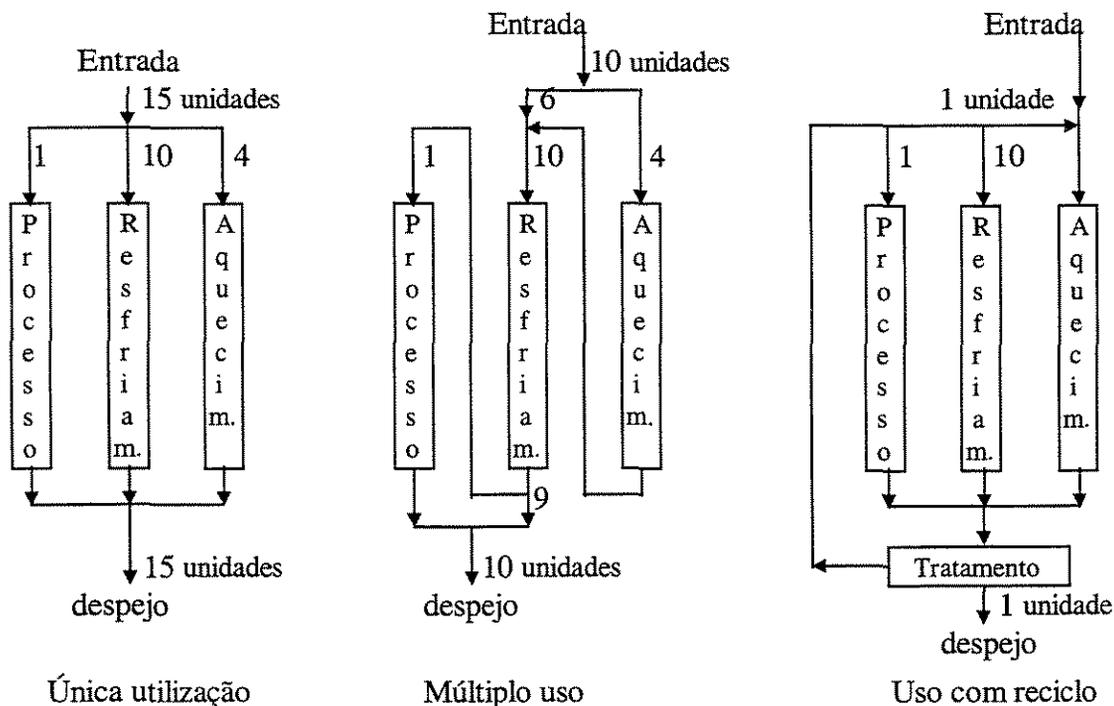


Figura 5.01 - Diferentes métodos de utilização da água

Uma analogia à Análise Pinch utilizada na síntese de Redes de Trocadores de Calor pode ser feita para sintetizar Redes de Equipamentos de Transferência de Massa (RETM). Para um conjunto de processos que utilizam água, pode-se definir para cada processo um perfil limite de água que limita a vazão e as concentrações máximas de entrada e saída. Feito isto, a meta da vazão mínima de despejo gerado pode ser encontrada através da construção de uma curva de concentração em função da massa transferida (semelhante às curvas de entalpia em função da temperatura).

Uma vez encontrada a meta da vazão mínima de despejo para um dado conjunto de processos utilizando água, uma rede de equipamentos de transferência de massa pode ser sintetizada.

### 5.2.1. Diagrama Concentração em Função da Massa transferida

Supondo que duas correntes, a corrente de processo e a corrente de água, entram no processo e trocam massa entre si, pode-se assumir que:

1. A corrente de processo entra em contracorrente com a corrente de água.
2. A direção da transferência de massa é da corrente de processo para a corrente de água.
3. Não existe mudanças nas vazões das correntes durante todo o processo.
4. Somente um contaminante é envolvido em todo o processo

A quantidade total de contaminante removido da corrente de processo é dada por:

$$m_s = f_s (C_{s,ent} - C_{s,sai}) \quad (5.01)$$

Onde  $f_s$  é a vazão da corrente de processo e  $C_{s,ent}$  e  $C_{s,sai}$  são as concentrações de contaminante na corrente de processo que entra e sai, respectivamente.

A quantidade total de contaminante adquirida pela corrente de água é dada por:

$$m_a = f_a (C_{a,sai} - C_{a,ent}) \quad (5.02)$$

Onde  $f_a$  é a vazão da corrente de água e  $C_{a,ent}$  e  $C_{a,sai}$  são as concentrações de contaminante na corrente de água que entra e sai, respectivamente.

A massa é conservada em cada operação, assim:

$$m_s = m_a \quad (5.03)$$

As equações (5.01), (5.02) e (5.03) são ilustradas em um diagrama concentração em função da massa transferida apresentado na Figura 5.02.

Esta figura mostra como a massa do contaminante é transferida da corrente de processo para a corrente de água. A concentração do contaminante na corrente de processo decresce enquanto que na corrente de água ocorre um acréscimo na concentração.

Quando a vazão,  $f_s$ , e as concentrações de entrada e saída,  $C_{s,ent}$  e  $C_{s,sai}$ , em uma corrente de processo são dadas, a quantidade total de massa do contaminante a ser trocada pode ser calculada. Também, pode-se calcular a vazão de água,  $f_a$ , e as concentrações de entrada e saída,  $C_{a,ent}$  e  $C_{a,sai}$ . Somente duas quantidades:  $f_a$  e  $C_{a,ent}$ ,  $f_a$  e  $C_{a,sai}$ , ou  $C_{a,ent}$  e  $C_{a,sai}$  são independentes.

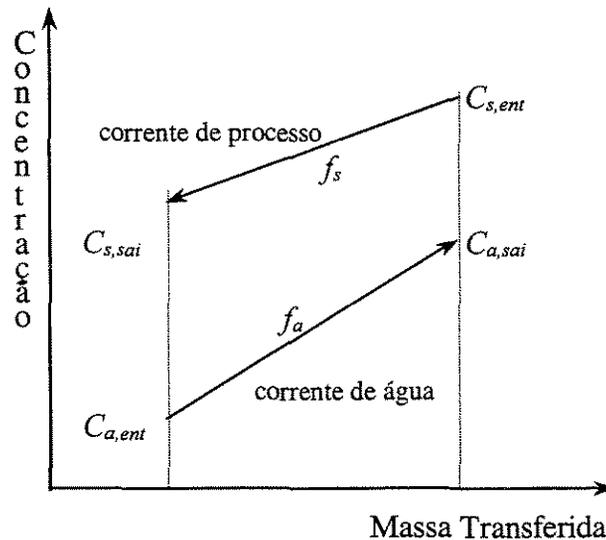


Figura 5.02 - Diagrama concentração em função da massa Transferida

Por exemplo, em alguns casos, a concentração de entrada do contaminante na corrente de água,  $C_{a,ent}$ , não pode ser maior do que o limite máximo,  $(C_{a,ent})_{max}$ , e a vazão da corrente de água,  $f_a$ , não pode ser menor do que o limite mínimo,  $(f_a)_{min}$ , nesta concentração de entrada. Então, o limite máximo de concentração do contaminante da entrada na corrente de água,  $(C_{a,ent})_{max}$ , pode ser determinado pela quantidade de massa contaminante a ser trocada (equação 5.03). Em outros casos, a concentração de saída do contaminante na corrente de água pode ser restrita para não ser maior do que o limite máximo,  $(C_{a,sai})_{max}$ . Então, o limite mínimo para a vazão pode ser determinado.

Tomando todas as possíveis restrições para as concentrações e a vazão, uma fronteira limitante pode ser estabelecida, representando o despejo permitido no processo com a sua correspondente vazão, ou seja, representa a quantidade máxima permitida do poluente no processo. Esta fronteira limitante pode ser denominada de perfil de água limite para o processo, apresentada na Figura 5.03.

Com a definição do perfil de água limite, como pode ser observado na Figura 5.04, qualquer corrente de água que esteja abaixo ou no perfil de água satisfaz a necessidade de transferência de massa com a corrente de processo. Qualquer corrente acima do perfil de água viola as restrições e é impraticável.

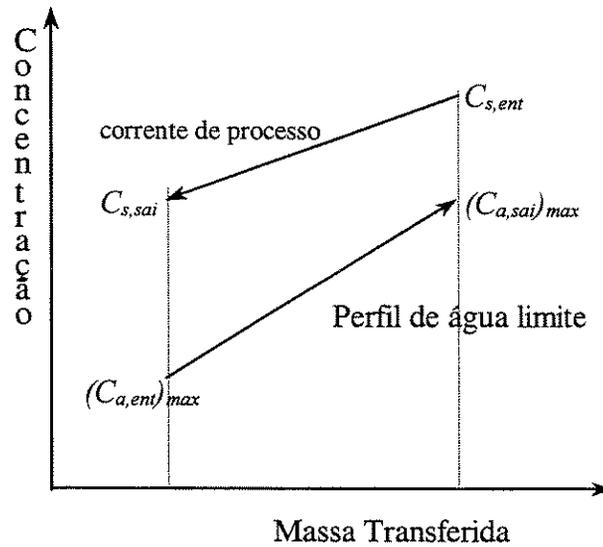


Figura 5.03 - Perfil de água limite

O perfil de água limite caracteriza a figura chave de processos que utilizam água, tendo um papel muito importante na minimização de despejos através da reutilização da água. Este perfil, representa as características comuns de todas as classes de diferentes processos que utilizam água, o que nos permite integrá-los para minimizar o despejo.

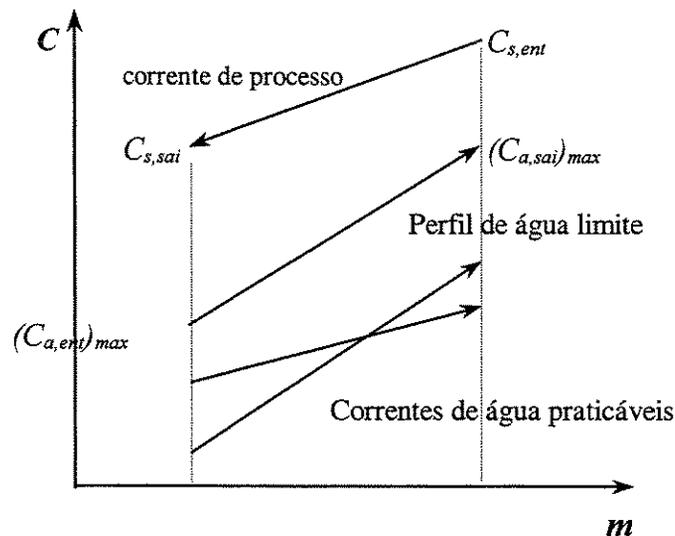


Figura 5.04 - Correntes de água praticáveis

## 5.2.2. Casos com um Único Contaminante

### 5.2.2.1. Meta do Despejo Mínimo Gerado

Dado um conjunto de processos que utilizam água  $S=\{i/i=1, 2, \dots, I\}$ , seus perfis de água limite são descritos pelos: limite de concentração máxima de entrada,  $(C_{i,ent})_{max}$ ,  $i \in S$ , limite de concentração máxima de saída,  $(C_{i,sai})_{max}$ ,  $i \in S$ , e o correspondente limite de vazão de água,  $f_i$ ,  $i \in S$ . O problema é a meta da vazão mínima de despejo gerado por todos os processos antes do projeto.

Primeiramente, considerando dois processos que utilizam água. Seus perfis de água limite são plotados em um diagrama concentração em função da massa transferida, mostrado na Figura 5.05. Para o processo 1 a massa de contaminante a ser trocada é  $m_1$  e para o processo 2 é  $(m_2 - m_1)$ . A concentração limite máxima de entrada e saída para os processos 1 e 2,  $(C_{1,ent})_{max}$ ,  $(C_{1,sai})_{max}$ ,  $(C_{2,ent})_{max}$  e  $(C_{2,sai})_{max}$ , fornecem três intervalos de concentração:  $[(C_{1,ent})_{max} \rightarrow (C_{2,ent})_{max}]$ ,  $[(C_{2,ent})_{max} \rightarrow (C_{1,sai})_{max}]$ ,  $[(C_{1,sai})_{max} \rightarrow (C_{2,sai})_{max}]$ .

Os intervalos de concentração são definidos de tal forma que a massa transferida é constante para cada intervalo.

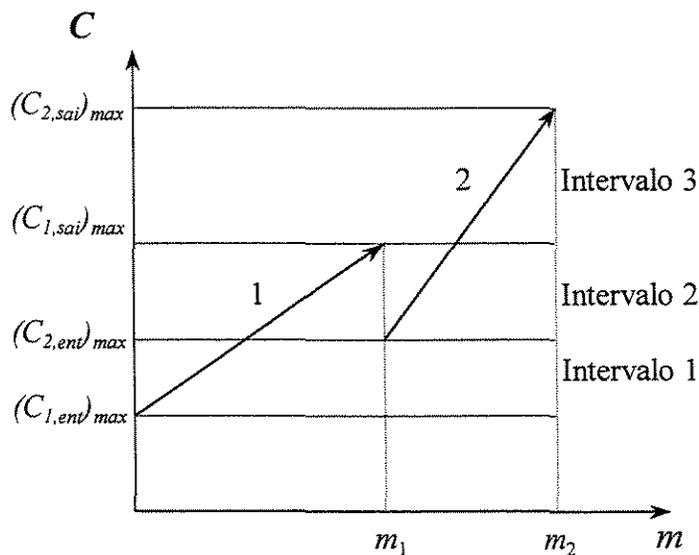


Figura 5.05 - Perfil de água limite para dois processos que utilizam água

O perfil da água em cada intervalo pode ser combinado em um perfil composto, como mostrado na Figura 5.06, representando assim, o comportamento global dos processos existentes no intervalo. A este perfil composto, apresentado na Figura 5.07, dá se o nome de Curva Composta, e esta representa o comportamento global dos processos 1 e 2.

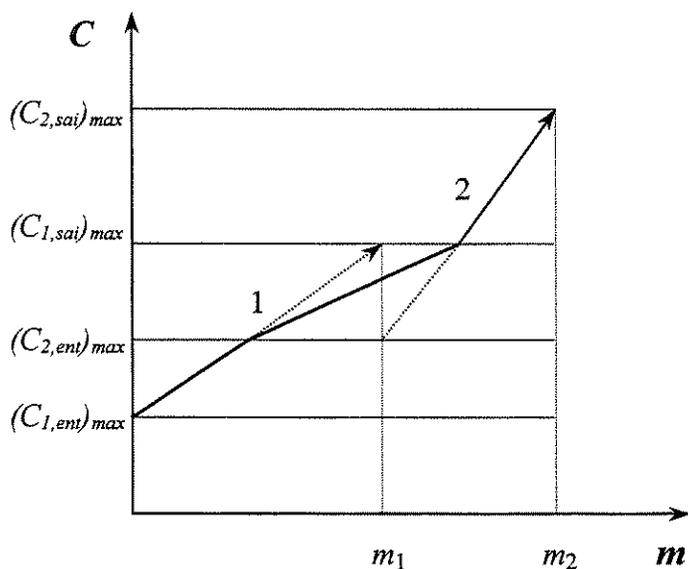


Figura 5.06 - Perfil da água combinado em cada intervalo

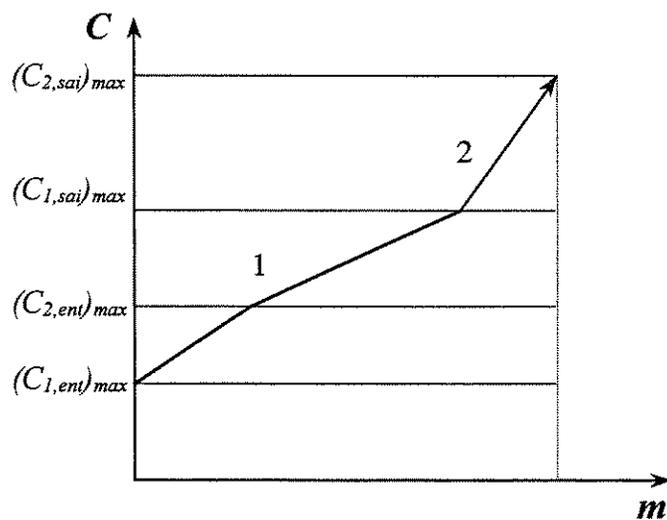


Figura 5.07 - Curva Composta

Qualquer água alimentada abaixo da Curva Composta satisfará conjuntamente os dois processos. Supondo que é utilizada água limpa (concentração de entrada  $C_{a,ent} = 0$ ), uma linha de

alimentação de água é plotada abaixo da Curva Composta, como mostrado na Figura 5.08. Esta linha de alimentação de água satisfará as necessidades dos processos 1 e 2.

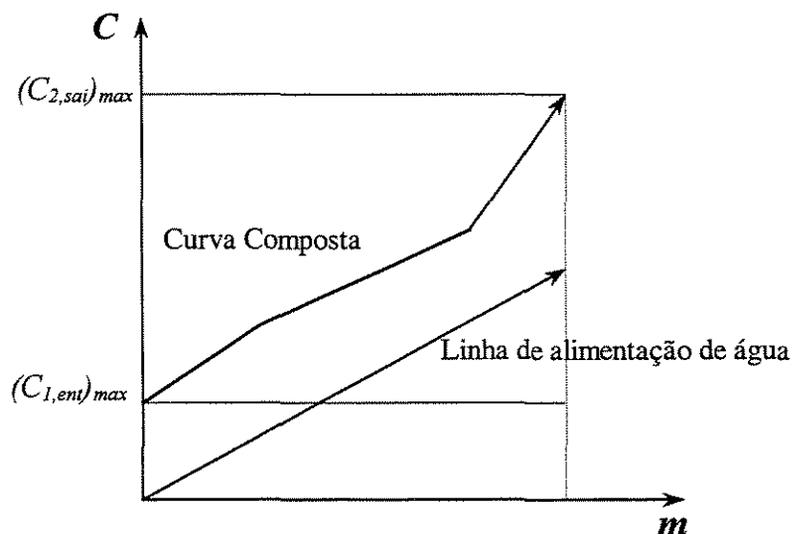


Figura 5.08 - Linha de alimentação de água dos processos

Se a vazão de água alimentada for reduzida, a vazão de despejo para o processo é minimizada. No entanto, para minimizar o uso da água, a linha da água de alimentação deve ser aumentada até que toque a Curva Composta. Neste ponto, tem-se a meta da vazão mínima de despejo gerado, ou seja, a vazão mínima de água limpa necessária para todos os processos, como apresentado na Figura 5.09. O ponto onde a linha da água de alimentação toca a Curva Composta é chamado de *Pinch*.

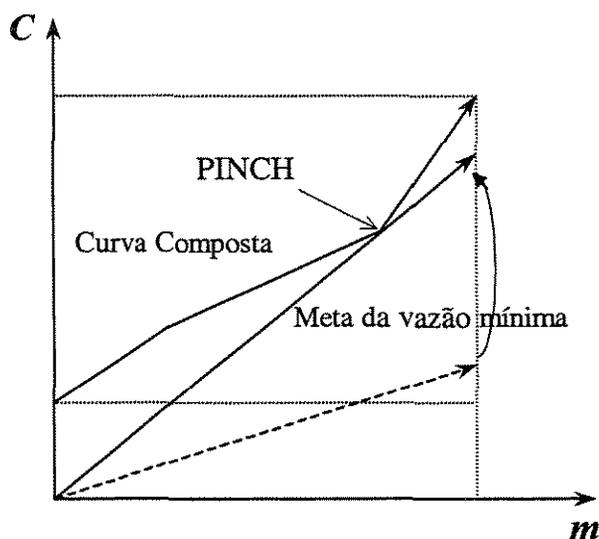


Figura 5.09 - Meta da vazão mínima de despejo

O procedimento acima pode ser facilmente repetido independente da quantidade de processos envolvidos, sendo esta, uma das grandes vantagens deste procedimento.

Para ilustrar com detalhes o procedimento acima, será utilizado um exemplo, denominado exemplo 01, onde existem 4 processos que utilizam água. Os dados referentes a cada processo são apresentados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Dados de processo do exemplo 01

Processo	Vazão (t/h)	$C_{i,ent}$ (ppm)	$C_{i,sai}$ (ppm)
1	20	0	100
2	100	50	100
3	40	50	800
4	10	400	800

O primeiro passo deste procedimento é o cálculo da massa transferida em cada processo. Feito isto, pode-se construir o diagrama concentração em função da massa transferida, apresentada na Figura 5.10.

$$m = f_a \cdot (C_{a,sai} - C_{a,ent})$$

$$m_1 = 20000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot (100 - 0) \cdot 10^{-6} = 2 \text{ kg/h}$$

$$m_2 = 100000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot (100 - 50) \cdot 10^{-6} = 5 \text{ kg/h}$$

$$m_3 = 40000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot (800 - 50) \cdot 10^{-6} = 30 \text{ kg/h}$$

$$m_4 = 10000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot (800 - 400) \cdot 10^{-6} = 4 \text{ kg/h}$$

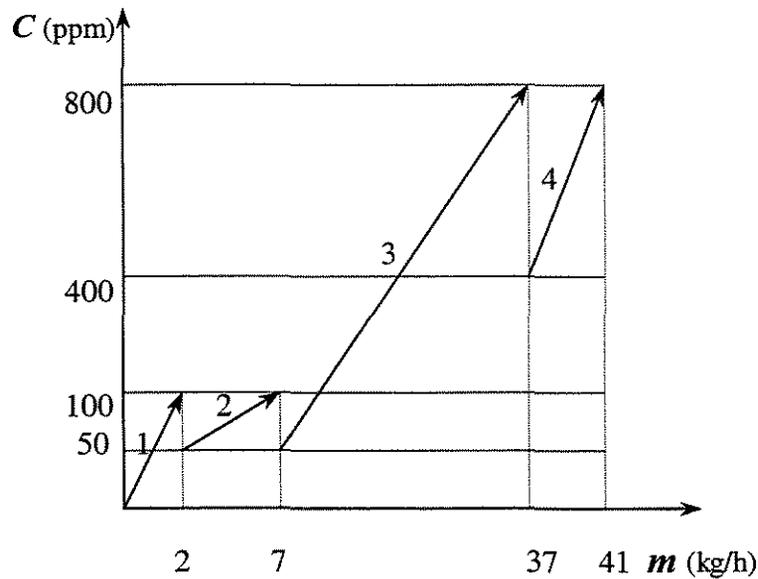


Figura 5.10 - Diagrama concentração em função da massa transferida para exemplo 01

O segundo passo é a construção da Curva Composta, apresentada na Figura 5.11. Para a sua construção pode-se utilizar a equação abaixo.

$$M_n = \sum_{h=1}^n \sum_{i \in Sh} f_i \cdot (C_{h+1} - C_h) \quad (5.04)$$

Onde  $Sh$  é um conjunto de processos pertencentes ao intervalo delimitado pelas fronteiras  $h$  e  $h+1$  (ver Figura 5.11),  $n$  é o número de intervalos de concentração e  $f_i$  a vazão do processo  $i$ .

Para o primeiro intervalo: 0 → 50ppm

Processos existentes:

$$m_1 = 20000 \text{ kg/h} \cdot (50 - 0) \cdot 10^{-6} = 1 \text{ kg/h}$$

$$M_1 = 1 \text{ kg/h}$$

Para o segundo intervalo: 50 → 100ppm

Processos existentes: 1, 2 e 3

$$m_1 = 20000 \text{ kg/h} \cdot (100 - 50) \cdot 10^{-6} = 1 \text{ kg/h}$$

$$m_2 = 100000 \text{kg/h} \cdot (100 - 50) \cdot 10^{-6} = 5 \text{ kg/h}$$

$$m_3 = 40000 \text{kg/h} \cdot (100 - 50) \cdot 10^{-6} = 2 \text{ kg/h}$$

$$m_{int} = m_1 + m_2 + m_3 = 1 + 5 + 2 = 8 \text{ kg/h}$$

$$M_2 = m_{int} + M_1 = 8 + 1 = 9 \text{ kg/h}$$

Para o terceiro intervalo: 100 → 400ppm

Processos existentes: 3

$$m_3 = 40000 \text{kg/h} \cdot (400 - 100) \cdot 10^{-6} = 12 \text{ kg/h}$$

$$m_{int} = m_3 = 12 \text{ kg/h}$$

$$M_3 = m_{int} + M_2 = 12 + 9 = 21 \text{ kg/h}$$

Para o quarto intervalo: 400 → 800ppm

Processos existentes: 3 e 4

$$m_3 = 40000 \text{kg/h} \cdot (800 - 400) \cdot 10^{-6} = 16 \text{ kg/h}$$

$$m_4 = 10000 \text{kg/h} \cdot (800 - 400) \cdot 10^{-6} = 4 \text{ kg/h}$$

$$m_{int} = m_3 + m_4 = 20 \text{ kg/h}$$

$$M_4 = m_{int} + M_3 = 20 + 21 = 41 \text{ kg/h}$$

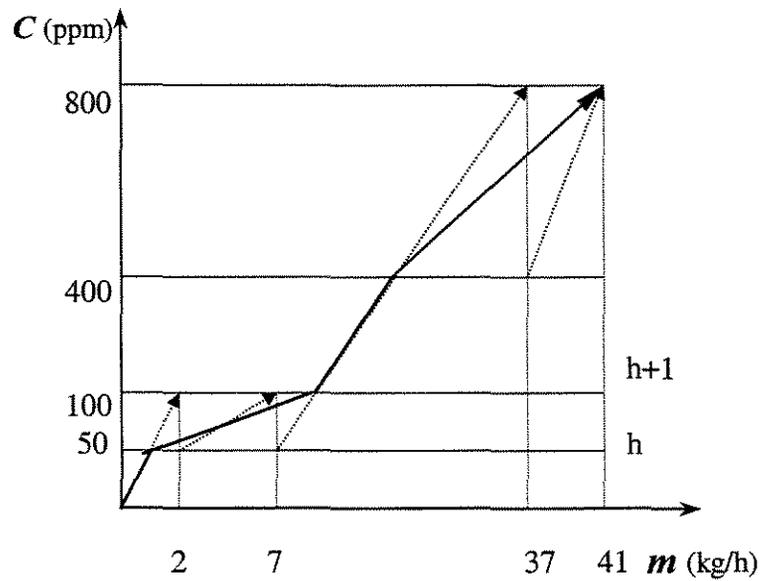


Figura 5.11 - Curva Composta do exemplo 01

O terceiro passo é colocar a linha de água de alimentação junto à Curva Composta, como mostrado na Figura 5.12 e encontrar a meta da vazão mínima de despejo gerado.

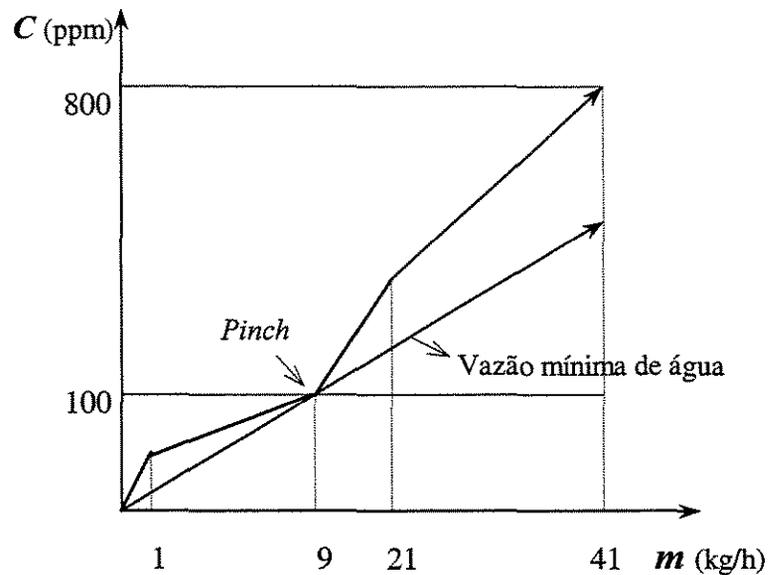


Figura 5.12 - Meta da vazão mínima de despejo para o exemplo 01

Como mostrado na Figura 5.12, o valor da concentração e da massa transferida é de 100ppm e 9 kg/h, respectivamente. Utilizando estes valores e a equação (5.02), encontra-se a meta da vazão mínima de despejo.

Assim, através da reutilização da água, a meta da vazão mínima encontrada é de 90 t/h. Se cada um dos 4 processos utilizar água limpa, a quantidade total de despejo gerado é de 112,5 t/h, como mostrado na Figura 5.13. Isto significa que através da reutilização da água o despejo gerado ou quantidade de água limpa necessária é reduzida em 20%.

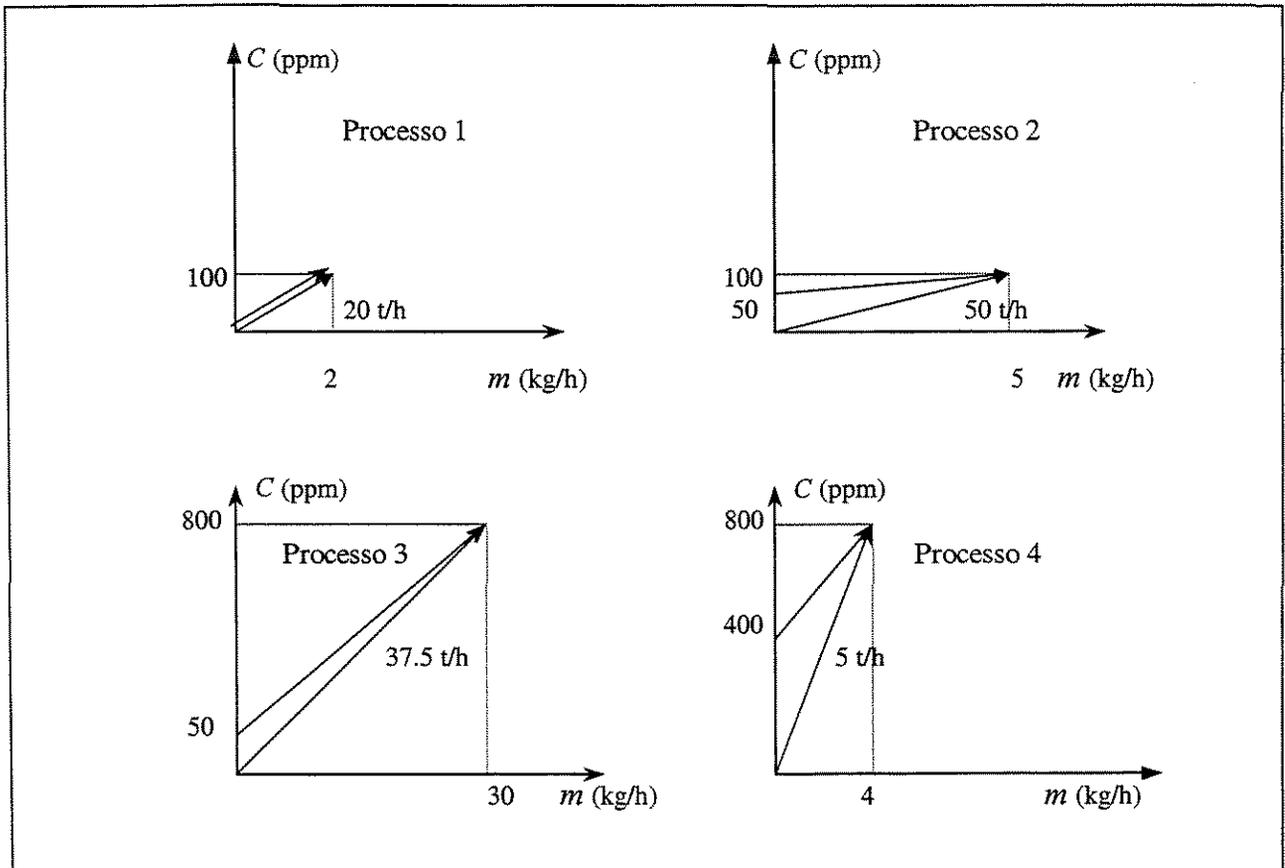


Figura 5.13 - Utilização da água limpa em cada um dos processos do exemplo 01

### 5.2.3. Casos com Vários Contaminantes

Se vários contaminantes são transferidos de uma corrente de processo para uma corrente de água em quantidades significativas, será necessário levar em consideração todas as possibilidades de reutilização da água. Assim, como nos casos com um único contaminante, novamente um perfil de água limite pode ser obtido. Neste caso, as concentrações limites máximas de entrada e saída de cada contaminante são definidas por:

$$(C_{w,ent})_{max} = \{C_{w1,ent}, C_{w2,ent}, \dots, C_{wj,ent}, \dots, C_{wJ,ent}\} \quad (5.05)$$

$$(C_{w,sai})_{max} = \{C_{w1, sai}, C_{w2, sai}, \dots, C_{wj, sai}, \dots, C_{wJ, sai}\} \quad (5.06)$$

Onde:  $P = \{j/j = 1, 2, \dots, j, \dots, J\}$  é um conjunto de contaminantes envolvidos

Dado um processo que utiliza água e o seu perfil de água limite, antes do cálculo da meta da vazão mínima de despejo, será necessário relacionar a transferência dos demais contaminantes com a transferência do contaminante de referência (ou contaminante chave). Se fizer a suposição de que a massa transferida do contaminante (b) é proporcional à massa transferida do contaminante de referência (a), pode-se calcular as concentrações do contaminante (b) correspondente à transferência do contaminante (a) para um determinado ponto do processo.

Neste trabalho, nos casos onde vale a lei de Henry, será assumido que, para qualquer proporção transferida do contaminante de referência, também será transferida a mesma proporção da massa total dos demais contaminantes. Assim, a quantidade de massa transferida do contaminante (a) para um ponto X no processo é relacionada ao contaminante (b), a qual pode ser descrita por:

$$\frac{C_{sa,x} - C_{sa,ent}}{C_{sa,sai} - C_{sa,ent}} = \varphi \left( \frac{C_{sb,x} - C_{sb,ent}}{C_{sb,sai} - C_{sb,ent}} \right) \quad (5.07)$$

Onde  $\varphi$  é uma função que relaciona a transferência de massa. Neste trabalho supõe-se uma função simples que será utilizada nos exemplos e aplicações, descrita como:

$$\frac{C_{sa,x} - C_{sa,ent}}{C_{sa,sai} - C_{sa,ent}} = \frac{C_{sb,x} - C_{sb,ent}}{C_{sb,sai} - C_{sb,ent}} \quad (5.08)$$

A suposição descrita acima não é uma restrição ao método. Em princípio, qualquer relação entre a transferência dos contaminantes pode ser usada.

### 5.2.3.1. Meta do Despejo Mínimo Gerado

Dado um conjunto de processos que utilizam água  $S = \{i/i = 1, 2, \dots, I\}$ , ao definir seus perfis limite de água descrito pelo limites de concentração máxima de entrada  $(C_{i,ent})_{max}$ ,  $i \in S$ , limites de concentração máxima de saída  $(C_{i,sai})_{max}$ ,  $i \in S$  e limites de vazão  $f_i$ ,  $i \in S$ , o problema é

encontrar a vazão mínima de despejo gerado para maximizar a reutilização. O passo chave na meta da vazão mínima de despejo é a construção de uma Curva Composta.

Como nos casos com um único contaminante, serão utilizados exemplos para descrever a metodologia utilizada, que consiste em encontrar a meta da vazão mínima de despejo graficamente, através de mudanças de concentração e/ou mudanças de massa durante a construção da Curva Composta. O exemplo 02 será utilizado para demonstrar a mudança de concentração, enquanto que os exemplos 03 e 04 serão utilizados para demonstrar os dois tipos de mudança de massa, que podem ser feitas pela “compressão” ou “expansão” da linha de processo no diagrama concentração em função da massa transferida.

### Exemplo 02

Este exemplo é constituído de dois processos que utilizam água, cujos dados estão apresentados na Tabela 5.2.

Tabela 5.2- Dados de processo do exemplo 02

Número do Processo	Vazão (t/h)	Contaminantes	Massa Transferida (kg)	$C_{ij,ent}$ (ppm)	$C_{ij,sai}$ (ppm)
1	90	a	10,8	0	120
		b	5,4	25	85
2	75	a	10,5	80	220
		b	5,25	30	100

Tomando o contaminante **a** como referência, através do gráfico concentração do contaminante **a** em função da massa transferida, pode-se construir a Curva Composta. No entanto, se não for levada em consideração a presença do outro contaminante, isto levará a um resultado incorreto.

Construindo o diagrama concentração em função da massa transferida para o contaminante **a** temos:

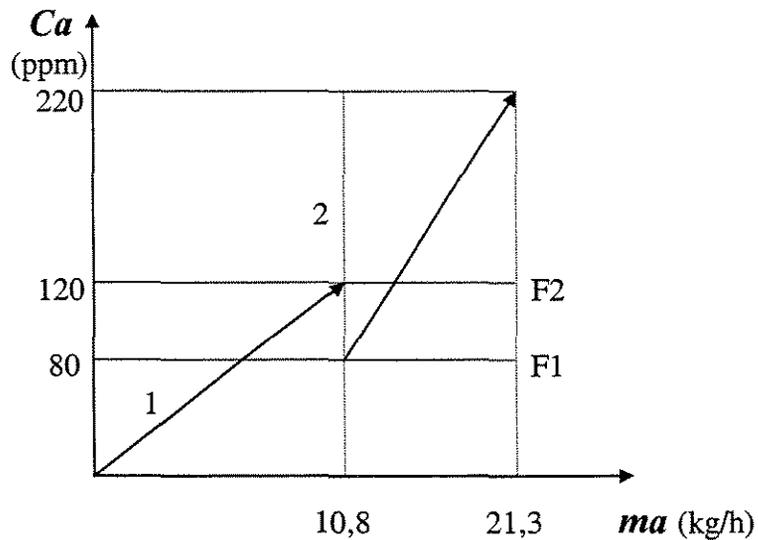


Figura 5.14- Posições iniciais no diagrama dos dois processos do exemplo 02

Conforme apresentado na Figura 5.14, as concentrações do contaminante **a** em ambos os processos são iguais nas fronteiras F1 e F2. No entanto, para que a água do processo 1 possa ser reutilizada no processo 2, as concentrações do contaminante **b** também devem ser iguais nas fronteiras F1 e F2.

Desta forma, é necessário encontrar os valores das concentrações do contaminante **b** nas fronteiras F1 e F2, o que pode ser feito da seguinte maneira:

**Para o processo 1:**

Sabendo-se que o processo 1 utiliza água limpa ( $C = 0$  ppm) as concentrações de entrada e saída do contaminante **b** passam a ser 0 e 60 ppm, respectivamente. Utilizando a equação (5.08) e conhecendo-se as concentrações do contaminante **a** nas fronteiras F1 e F2, pode-se calcular as concentrações do contaminante **b** nestas fronteiras. Assim:

Na fronteira F1  $\rightarrow Ca = 80$  ppm

$$\frac{80 - 0}{120 - 0} = \frac{Cb - 0}{60 - 0} \quad \Rightarrow \quad Cb = 40 \text{ ppm}$$

Na fronteira F2  $\rightarrow Ca = 120$  ppm

$$\frac{120-0}{120-0} = \frac{Cb-0}{60-0} \Rightarrow Cb = 60 \text{ ppm}$$

**Para o processo 2:**

Na fronteira F1  $\rightarrow Ca = 80$  ppm

$$\frac{80-80}{220-80} = \frac{Cb-30}{100-30} \Rightarrow Cb = 30 \text{ ppm}$$

Na fronteira F2  $\rightarrow Ca = 120$  ppm

$$\frac{120-80}{220-80} = \frac{Cb-30}{100-30} \Rightarrow Cb = 50 \text{ ppm}$$

Os valores encontrados para as concentrações do contaminante **b** estão apresentados entre parênteses no diagrama concentração em função da massa transferida da Figura 5.15.

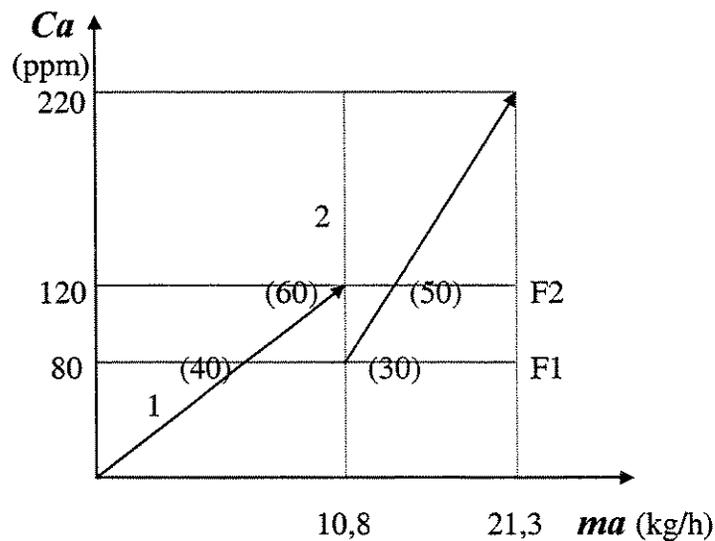


Figura 5.15- Construção da Curva Composta para o exemplo 02

Como pode ser observado na Figura 5.15, a água utilizada pelo processo 1 não poderá ser reutilizada pelo processo 2, pois na fronteira F1 a concentração do contaminante **b** no processo 1 (40 ppm) é maior do que o limite máximo de entrada do processo 2 (30 ppm).

Para que a água possa ser reutilizada, as concentrações de saída do processo 1 e entrada do processo 2 (fronteira F1) terão que ser iguais para ambos os contaminantes, ou seja  $Cb1=Cb2$ .

Para que isto ocorra terá que ser efetuada uma mudança no processo, denominada mudança de concentração, demonstrada abaixo.

Fazendo  $C_{b1} = C_{b2} = 30$  ppm

O valor da concentração do contaminante **a** referente a esta concentração do contaminante **b** no processo 1 é dado por:

$$\frac{C_a - 0}{120 - 0} = \frac{30 - 0}{60 - 0} \Rightarrow C_a = 60 \text{ ppm}$$

Sendo a concentração anterior igual a 80 ppm, para tornar possível a reutilização da água necessita-se diminuir a concentração do contaminante **a** em 20 ppm, de modo que as concentrações dos contaminantes **a** e **b** na água do processo 1 estejam dentro dos limites de concentração de entrada máxima do processo 2, como apresentado na Figura 5.16.

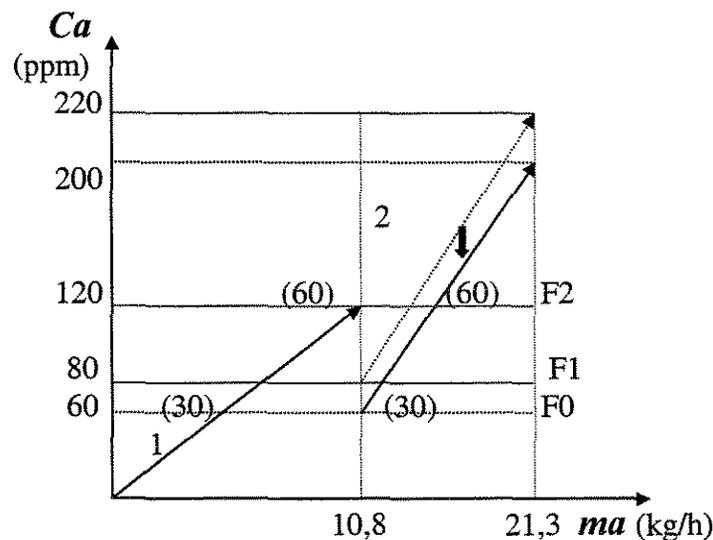


Figura 5.16- Mudança de concentração para o exemplo 02

Deve-se notar que o número sobre o eixo vertical não representa mais a concentração limite máxima real do contaminante **a** para o processo 2 devido à mudança de concentração. Assim, para se calcular a concentração real terá que ser utilizado um fator de correção definido por  $\psi = (\text{concentração real}) / (\text{leitura sobre o eixo})$

Após a mudança de concentração deve-se verificar se todas as concentrações dos contaminantes **a** e **b** na água do processo 1 estão dentro dos limites de concentração de entrada

máxima do processo 2. Para tanto, a fronteira onde  $C_a = 60$  ppm será denominada F0 e as novas concentrações de entrada e saída para o contaminante a no processo 2 passam a ser 60 e 200 ppm, respectivamente. Utilizando novamente a equação (5.08), tem-se:

**Para o processo 1:**

Na fronteira F0  $\rightarrow C_a = 60$  ppm

$$\frac{60-0}{120-0} = \frac{C_b-0}{60-0} \Rightarrow C_b = 30 \text{ ppm}$$

Na fronteira F2  $\rightarrow C_a = 120$  ppm

$$\frac{120-0}{120-0} = \frac{C_b-0}{60-0} \Rightarrow C_b = 60 \text{ ppm}$$

**Para o processo 2:**

Na fronteira F0  $\rightarrow C_a = 60$  ppm

$$\frac{60-60}{200-60} = \frac{C_b-30}{100-30} \Rightarrow C_b = 30 \text{ ppm}$$

Na fronteira F2  $\rightarrow C_a = 120$  ppm

$$\frac{120-60}{200-60} = \frac{C_b-30}{100-30} \Rightarrow C_b = 60 \text{ ppm}$$

Após a verificação, não existindo nenhuma restrição para que a água possa ser reutilizada, a Curva Composta é então construída como anteriormente pela combinação de todos os segmentos de cada intervalo, como mostrado na Figura 5.17.

No *Pinch* o valor da concentração e da massa transferida é de 120ppm e 15,3 kg/h, respectivamente. Utilizando estes valores e a equação (5.02), encontra-se a meta da vazão mínima de despejo de 127,5 t/h.

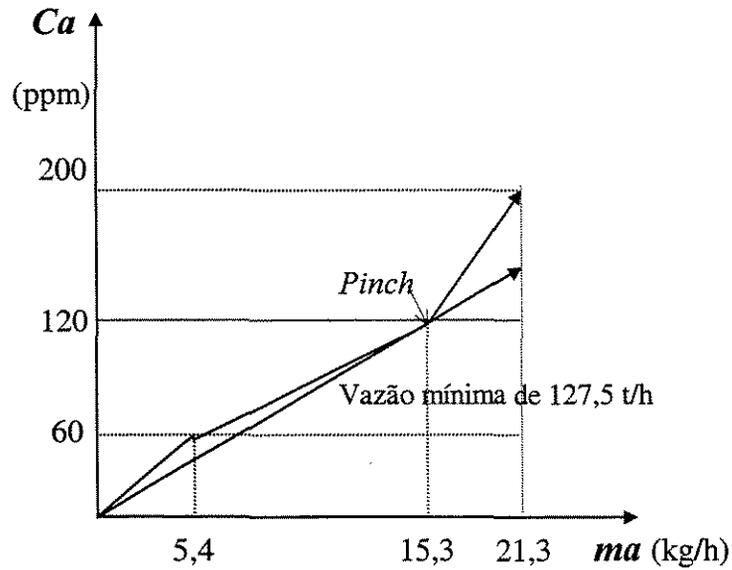


Figura 5.17 - Meta da vazão mínima de despejo para o exemplo 02

Sem a reutilização da água, a quantidade total de água necessária para os dois processos é de 142,5 t/h , como mostra a Figura 5.18. O cálculo da vazão é feito utilizando a equação (5.02). Onde calcula-se a vazão de água necessária para cada contaminante de cada processo. Sendo que a vazão total do processo é a maior vazão obtida dentre todos os contaminantes envolvidos neste processo.

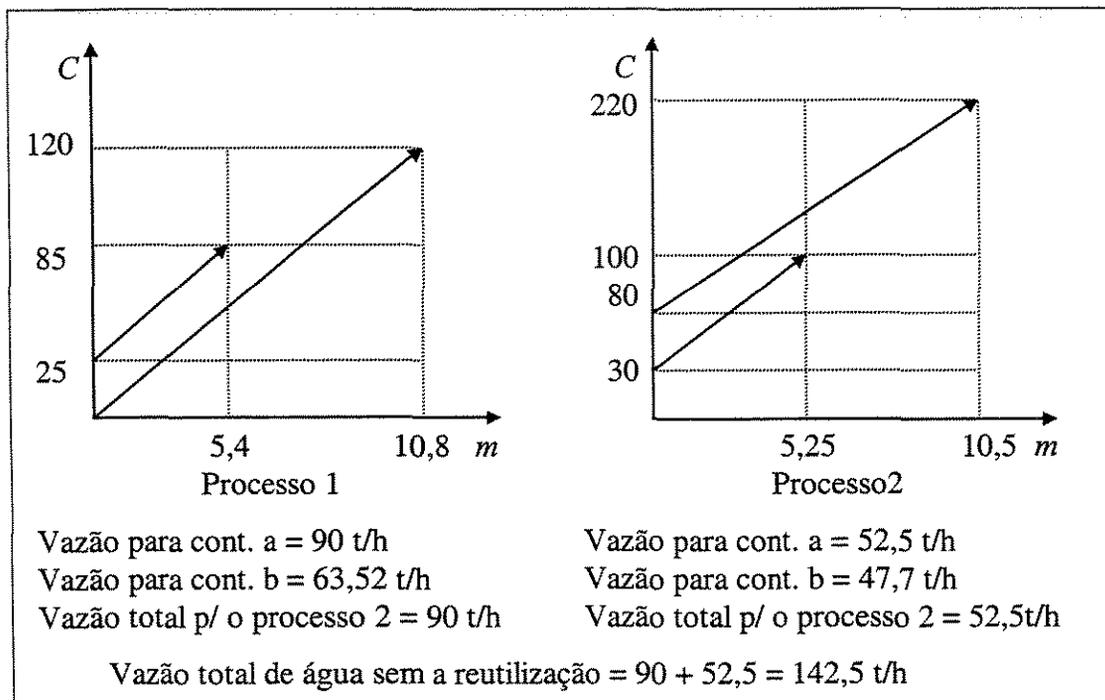


Figura 5.18 - Consumo de água sem a reutilização para o exemplo 02

Desta forma, a vazão mínima de despejo alcançada através da reutilização da água levou a uma redução de aproximadamente 11% no consumo de água, se comparado aos mesmos processos sem a reutilização.

### Exemplo 03

Este exemplo será utilizado para ilustrar a mudança de massa por “compressão”. Os dados de processo encontram-se na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 - Dados de processo do exemplo 03

Número do Processo	Vazão (t/h)	Contaminantes	Massa Transferida (kg)	$C_{ij,ent}$ (ppm)	$C_{ij,sai}$ (ppm)
1	40	a	4	0	100
		b	2	25	75
2	35	a	5,6	80	240
		b	2,1	30	90

Tomando o contaminante **a** como referência, as posições iniciais no diagrama concentração em função da massa transferida para os dois processos são apresentadas na Figura 5.19. Repetindo o procedimento do exemplo anterior, verifica-se novamente (números entre parênteses) que o contaminante **b** impede a reutilização da água na fronteira F1, sendo necessário efetuar uma mudança de concentração, análoga ao exemplo anterior.

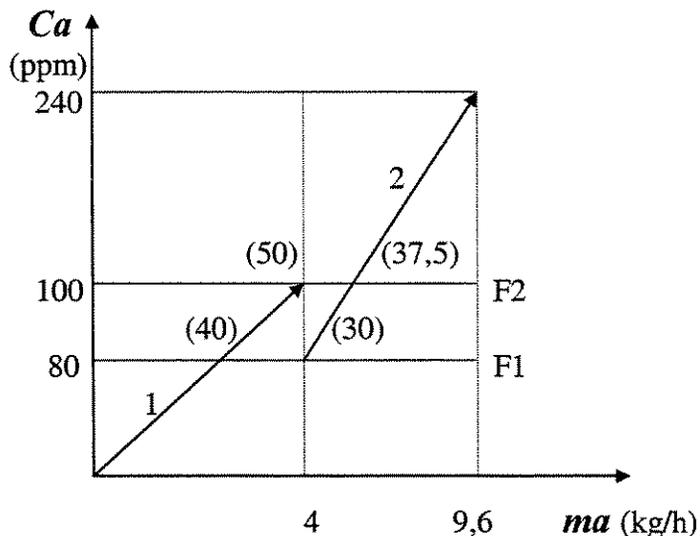


Figura 5.19 - Início da construção da Curva Composta para o exemplo 03

Efetuada a mudança de concentração, apresentada na Figura 5.20, verifica-se que esta mudança não é suficiente para satisfazer as condições requeridas. Apesar das concentrações dos contaminantes **a** e **b** do processo 1 na fronteira F0 estarem dentro do limite de concentração máxima de entrada do processo 2, na fronteira F2 isto não ocorre, ou seja, a concentração do contaminante **b** no processo 1 continua sendo maior que o limite máximo do processo 2 (valores mostrados entre parênteses na Figura 5.20). Isto impede que a água do processo 1 seja reutilizada no processo 2.

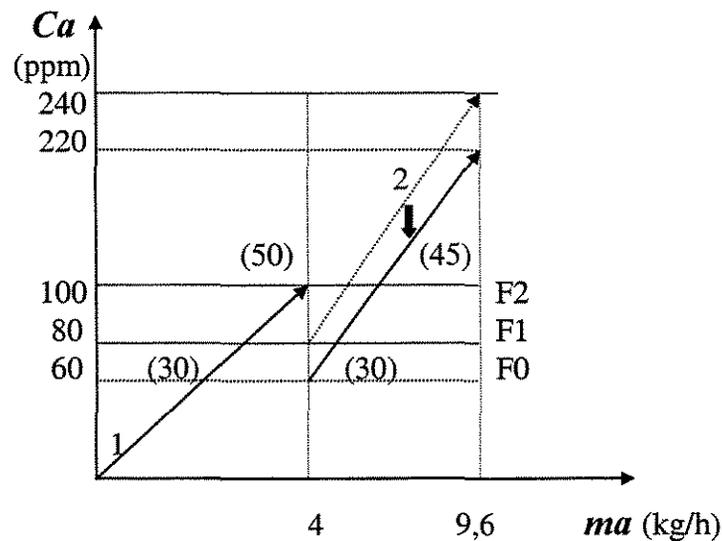


Figura 5.20 - Mudança de concentração para o exemplo 03

Para tornar possível a reutilização da água, é introduzida uma nova mudança denominada mudança de massa por “compressão” demonstrada passo a passo a seguir.

Como mostrado na Figura 5.21. Parte da massa transferida no intervalo II terá que ser mudada para o intervalo I, de modo que o limite de concentração máxima na fronteira F2 para o processo 2 seja alto o suficiente para permitir que a água do processo 1 seja reutilizada no processo 2. Para que isto aconteça terá que ser feita uma “compressão” na linha do processo 2 no gráfico, até que o valor da concentração do contaminante **b** no processo 2 seja igual à do processo 1, neste caso 50 ppm.

Após a “compressão” a concentração final do contaminante **a** do processo 2 no gráfico é dada por:



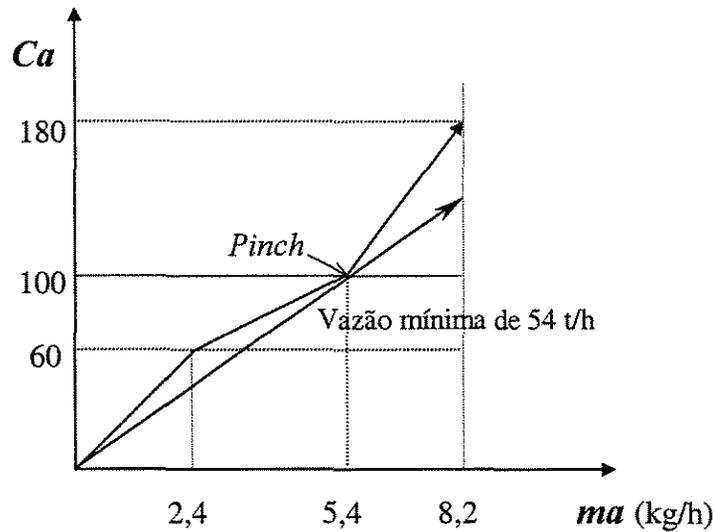


Figura 5.22 - Meta da vazão mínima de despejo para o exemplo 03

#### Exemplo 04

Este exemplo, cujos dados encontram-se na Tabela 5.4, será utilizado para ilustrar o segundo tipo de mudança de massa, denominado de mudança de massa por “expansão”.

Tabela 5.4 - Dados de processo do exemplo 04

Número do Processo	Vazão (t/h)	Contaminantes	Massa Transferida (kg)	$C_{ij,ent}$ (ppm)	$C_{ij,sai}$ (ppm)
1	80	<b>a</b>	8	0	100
		<b>b</b>	4	20	70
2	60	<b>a</b>	7,2	80	200
		<b>b</b>	5,4	30	120

Tomando o contaminante **a** como referência as posições iniciais no diagrama concentração em função da massa transferida para os dois processos são mostradas na Figura 5.23. Repetindo o procedimento análogo ao exemplo 02, verifica-se que nas fronteiras F1 e F2, as concentrações do contaminante **a** no processo 1 satisfazem os limites de concentração máxima de entrada do processo 2. No entanto, as concentrações do contaminante **b** impedem que a água do processo 1 seja reutilizada no processo 2 (verificar números entre parênteses na Figura 5.23).

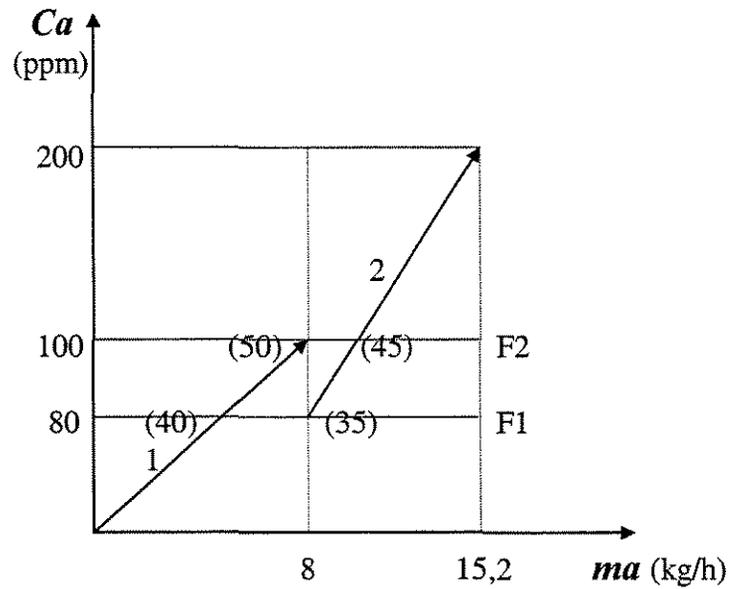


Figura 5.23- Construção da Curva Composta para o exemplo 04

Para tornar possível a reutilização da água é necessário fazer uma mudança de concentração, apresentada na Figura 5.24, cujo procedimento é análogo ao utilizado no exemplo 02.

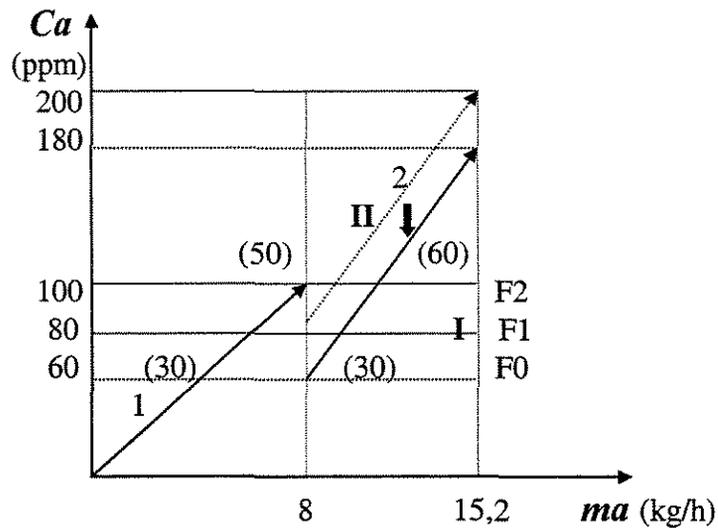


Figura 5.24- Mudança de concentração para o exemplo 04

Efetuada a mudança de concentração, os limites de concentração máxima para ambos os contaminantes são satisfeitos para a reutilização da água nas fronteiras F0 e F2. A solução obtida neste estágio é possível, mas não é a melhor solução, pois, na fronteira F2 as concentrações dos

contaminantes na água do processo 1 estão dentro do limite máximo do processo 2 (números entre parênteses mostrados na Figura 5.24). No entanto, existem forças motrizes sobrando na fronteira F2, e isto significa que existe liberdade para reduzir ainda mais o despejo.

Para explorar totalmente a força motriz existente, precisa-se introduzir uma mudança de massa do intervalo I para o intervalo II, onde parte da massa transferida no intervalo I terá que ser mudada para o intervalo II. Tal mudança é representada pela “expansão” do processo 2 no diagrama, apresentado na Figura 5.25. A expansão do processo 2 será feita até que o valor da concentração do contaminante **b** no processo 2 seja igual à do processo 1, neste caso 50 ppm.

Assim, na fronteira F2 a concentração do contaminante **a** é 100 ppm e a concentração do contaminante **b** igual a 50 ppm. Utilizando a equação (5.08) pode-se calcular a concentração final do contaminante de referência no processo 2, e com isto, saber quanto este processo será “expandido”.

$$\frac{100 - 60}{Ca, sai - 60} = \frac{50 - 30}{120 - 30} \Rightarrow Ca, sai = 240 \text{ ppm}$$

Assim, a linha do processo 2 no gráfico é expandida em 60 ppm, como apresentado na Figura 5.25.

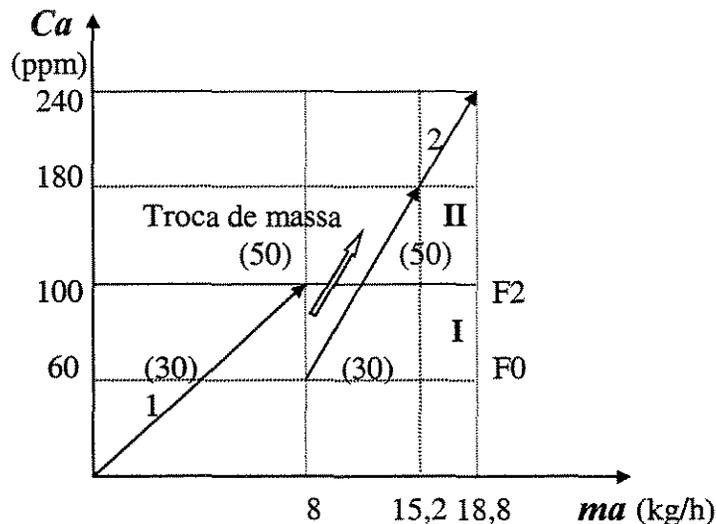


Figura 5.25 - Mudança de massa para o exemplo 04

Novamente, deve-se ressaltar que os números sobre os eixos vertical e horizontal não representam diretamente as concentrações reais e massa real transferida para o processo 2. Um fator de correção pode ser definido para que a transferência de massa real possa ser calculada para o processo 2. Assim: Massa real transferida =  $\psi_x$  leituras sobre o eixo.

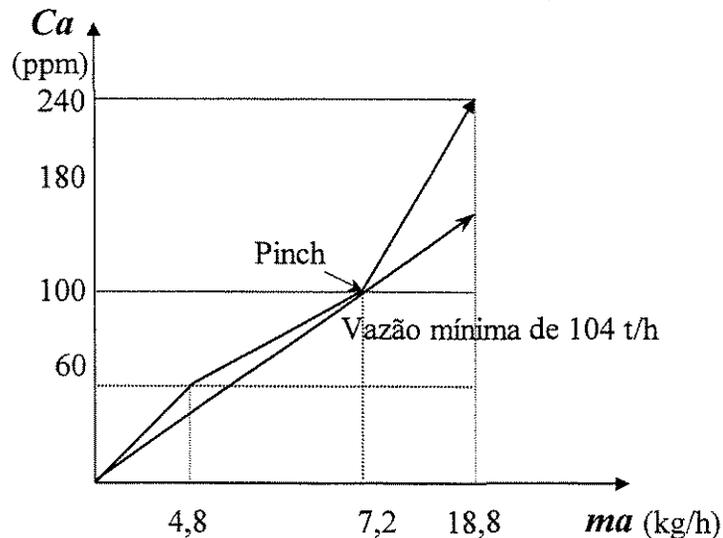


Figura 5.26 - Meta da vazão mínima de despejo para o exemplo 04

Desta forma, a vazão mínima de despejo encontrada a partir da construção da Curva Composta apresentada na Figura 5.26 foi de 104 t/h, uma redução de 17%, se comparada aos mesmos processos sem a reutilização da água.

#### 5.2.4. Métodos de Síntese

Para alcançar a meta do despejo mínimo gerado para um determinado conjunto de processos, é necessário projetar uma Rede de Equipamentos de Transferência de Massa (RETM). Pode se desenvolver estratégias similares às utilizadas na síntese de redes de trocadores de calor, o que inclui dois grandes passos:

1. Desenvolvimento de um projeto de RETM baseado nos conceitos abordados.
2. Evolução da rede inicial, através da identificação e quebra de possíveis laços de transferência de massa.

Um dos primeiros métodos para a síntese de redes de equipamentos de transferência de massa foi apresentado por EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1989) que adaptaram o método de projeto de Redes de Trocadores de Calor de LINNHOFF e HINDMARSH (1983) para projetar RETM. Este método envolve troca de massa entre um conjunto de correntes de processo ricas e um conjunto de correntes pobres. O grande problema apresentado por este método é a falta de orientação de critérios de projetos fora da região do *pinch*. Este problema foi superado em EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1990) pela introdução da síntese automática da rede utilizando programação matemática.

Nos casos em que existe somente uma corrente pobre (casos de minimização de poluentes através da reutilização da água), WANG e SMITH (1994a) apresentaram dois métodos (que não requerem programação matemática) para a síntese da rede. O denominado primeiro método, maximiza as forças dirigidas levando a uma rede que requer mais do que uma fonte de água para um único processo. O problema deste método está na dificuldade de implantação na prática. O segundo método, minimiza as fontes de água. Os detalhes de cálculos de ambos os métodos encontram-se apresentados na aplicação 01 no capítulo 6.

O **primeiro método** maximiza a diferença de concentração entre os processos e a água de alimentação. O primeiro passo deste método é a divisão da Curva Composta em intervalos de massa. Assim, conhecendo os processos existentes em cada intervalo, a água de alimentação disponível e a massa trocada, uma sub-rede pode facilmente ser projetada para cada intervalo.

Tomando o exemplo 01 como ilustração, a Curva Composta e a linha de suprimento de água são divididas em quatro intervalos de massa: A, B, C e D, como apresentado na Figura 5.27. No intervalo A existe somente o processo 1 e seu perfil de água vai de 0 ppm a 50 ppm com uma vazão de 20 t/h. Utilizando 90 t/h de água limpa, após a combinação com o processo 1 a concentração da água no final deste intervalo será de 11,11 ppm.

No intervalo B existem 3 processos (1, 2 e 3), a água a uma vazão de 90 ton/h e concentração de 11,11ppm é então dividida em 3 ramos que são combinados com os processos 1, 2 e 3. No final do intervalo os ramos são unidos, obtendo-se novamente uma única linha de água de alimentação com uma concentração de 100 ppm. Este procedimento é repetido para todos os intervalos, obtendo-se assim, o projeto inicial da RETM apresentado na Figura 5.27.

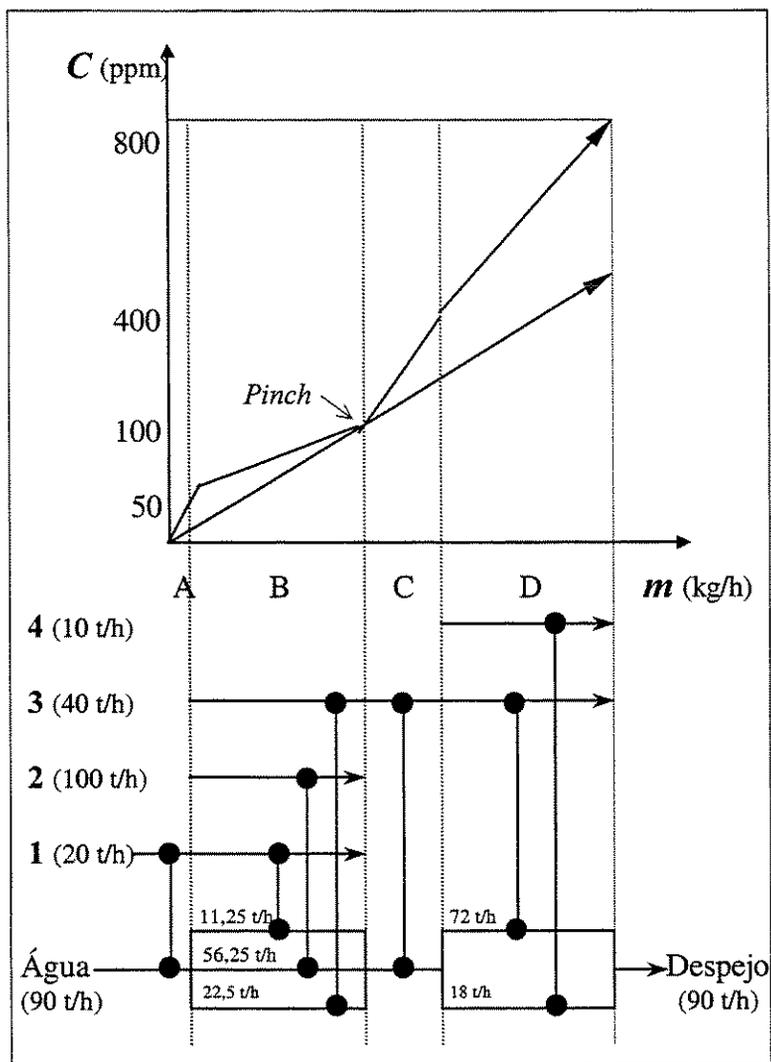


Figura 5.27 - Projeto inicial da RETM para o exemplo 01 utilizando o primeiro método

O **segundo método** tem como estratégia a divisão da Curva Composta e da linha de alimentação de água em intervalos de concentração, combinando os processos em cada intervalo somente com a quantidade necessária de água alimentada, deixando o excedente para o próximo intervalo. Este método sintetiza a rede com um número mínimo de fontes de água para o processo.

Utilizando o exemplo 01 para ilustrar o segundo método, como apresentado na Figura 5.28, o primeiro passo do procedimento é a divisão da linha composta e da linha de suprimento de água em quatro intervalos de concentração: A, B, C, e D.

No intervalo A existe o processo 1 e seu perfil de água vai de 0 ppm a 50 ppm com uma vazão de 20 t/h. Embora estejam disponíveis 90 t/h, somente a quantidade necessária é utilizada (20 t/h) para combinar com o processo 1, e a remanescente, 70 t/h, é reservada para ser usada no próximo intervalo. No intervalo B o suprimento de água de 20 t/h na concentração de 50 ppm do intervalo A é combinado com o processo 1. A água remanescente (70 t/h) é dividida em dois ramos, os quais são combinados com os processos 2 e 3 respectivamente, como mostrado na Figura 5.28.

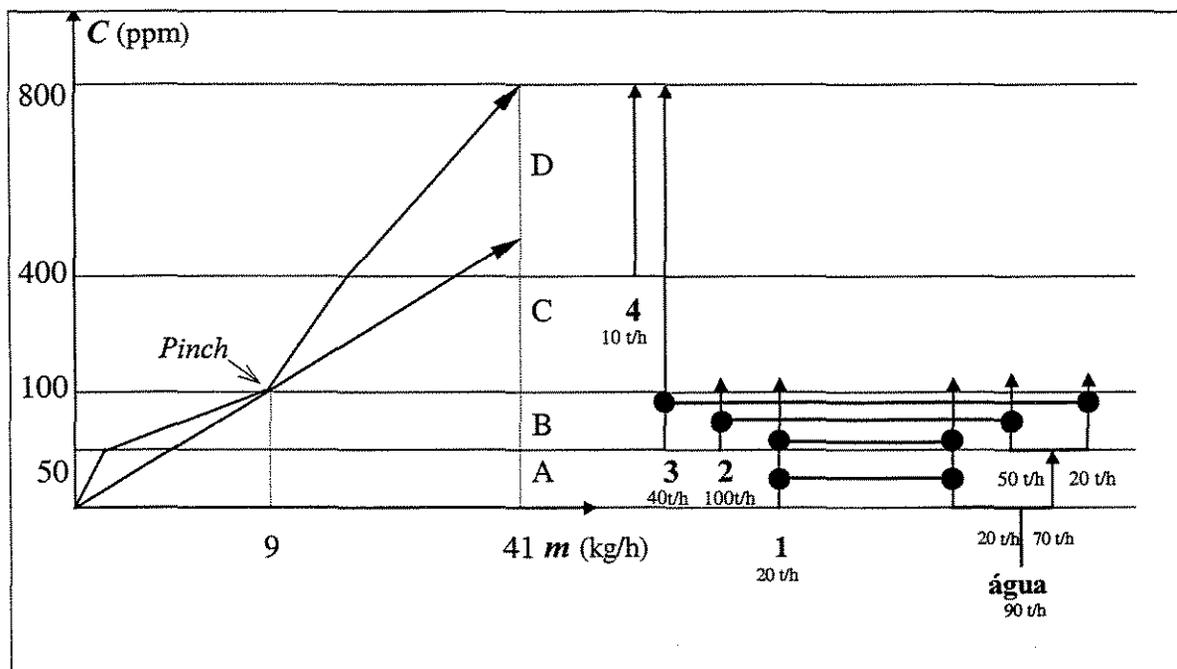


Figura 5.28 - Sub-redes dos intervalos A e B para o exemplo 01

Este procedimento é repetido para todos os intervalos, obtendo-se assim, o projeto inicial da RETM, apresentado na Figura 5.29.

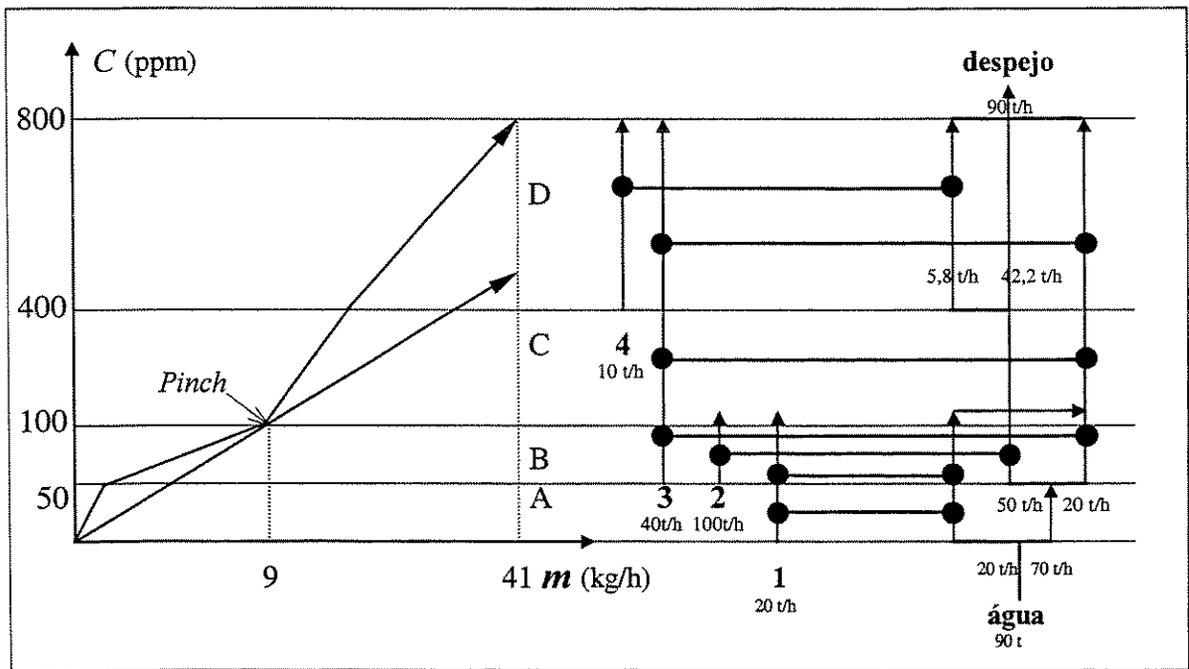


Figura 5.29 - Projeto inicial da RETM para o exemplo 01 utilizando o segundo método

### 5.2.5. Evolução da Rede

No projeto inicial de uma rede, o número de combinações entre os processos e a água de alimentação geralmente é maior do que o número necessário. Isto se deve à existência de laços de transferência de massa na rede. O número de laços pode ser identificado de maneira análoga às redes de trocadores de calor. Através do teorema de Euler (LINNHOFF et al. 1982), temos:

$$U = N + L - 1 \quad (5.09)$$

Onde  $U$  é o número de unidades;  $N$  é o número de processos mais água de alimentação e  $L$  é o número de laços de transferência de massa.

Na quebra de um laço, se o limite de concentração for violado, será necessário aumentar a alimentação de água limpa na rede para manter o limite de concentração. Assim, como nas redes de trocadores de calor, a quebra de laços pode levar a uma penalidade, que é o aumento da vazão de água.

Utilizando a rede sintetizada para o exemplo 01 através do segundo método, verifica-se a existência de três laços. Suas combinações são identificadas na Figura 5.30. O laço 1 é quebrado

pela união das combinações A e B, e os laços 2 e 3 são quebrados pela união das combinações C, D e E. Uma verificação das concentrações mostra que nenhuma das restrições foi violada.

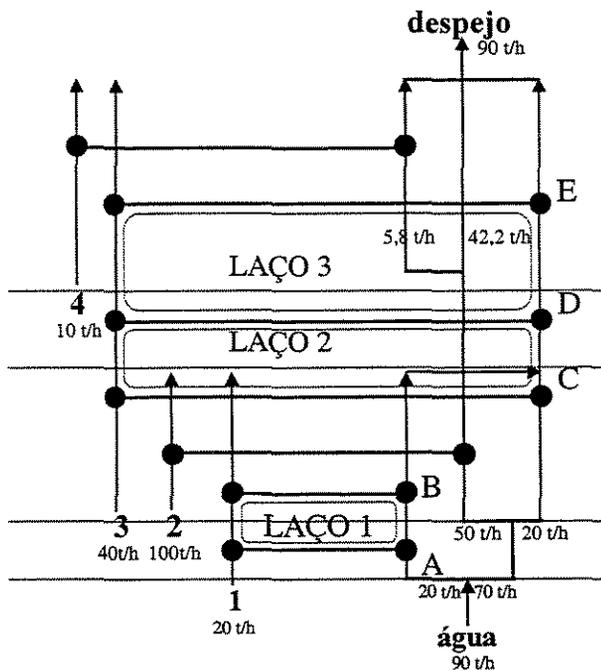


Figura 5.30 - Laços existentes na RETM para o exemplo 01

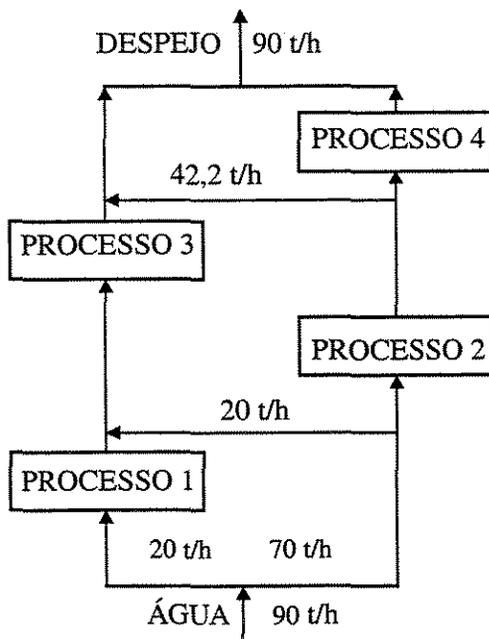


Figura 5.31 - Projeto final da RETM para o exemplo 01 através do segundo método

O projeto final da RETM é apresentada na Figura 5.31, o qual alcançou a meta da vazão mínima de 90 t/h. A redução é alcançada através da reutilização da água do processo 1 no processo 3 e do processo 2 no processo 4.

Otimizando a rede sintetizada através do primeiro método (Figura 5.27), chega-se à rede apresentada na Figura 5.32. O grande problema encontrado no primeiro método de síntese é a dificuldade de implantação na prática, pois este método sempre leva a redes com um maior número de unidades ou a casos em que a alimentação tem que ser feita no meio de um determinado processo (equipamento), como apresentado na Figura 5.32. Desta forma, o segundo método será o utilizado em todos os projetos de síntese neste trabalho.

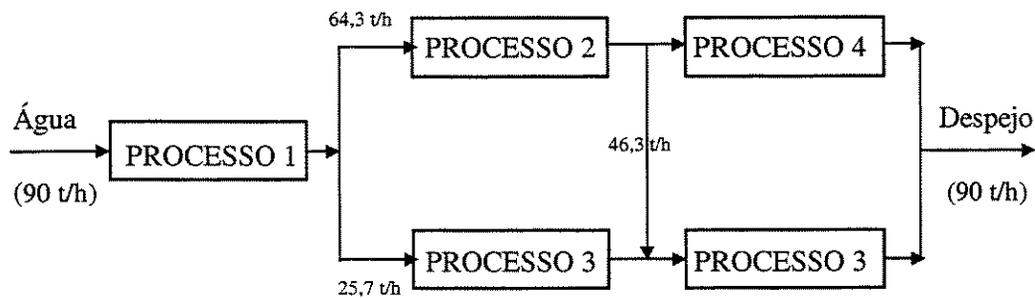


Figura 5.32 - Projeto final da RETM para o exemplo 01 através do primeiro método

### 5.3. Redução de Emissões de Poluentes Através da Integração de Processos

Em situações onde a água não é utilizada, a massa da corrente poluente (corrente rica) é removida por um agente de transferência de massa (corrente pobre), que, dependendo do processo, pode ser um solvente, um adsorvente, uma resina de troca iônica, etc. A grande quantidade de correntes ricas e agentes de transferência de massa (ATM) torna complexa a tarefa de síntese e análise de um sistema de recuperação de poluentes que emprega múltiplas operações de transferência de massa. Visando a solução deste problema, neste tópico será feita uma analogia a Redes de Trocadores de Calor para sintetizar Redes de Equipamentos de Transferência de Massa (RETm).

O principal objetivo na síntese da redes utilizando a Análise *Pinch* é a redução do tamanho do problema de síntese pelo estabelecimento de metas de projeto (meta da vazão mínima de agentes de transferência de massa e meta do número mínimo de unidades). Isto pode ser alcançado sem o compromisso prévio com nenhuma configuração particular da rede.

A meta do número mínimo de unidades busca a redução do custo fixo da rede, enquanto que a meta da vazão mínima de agentes de transferência de massa visa a redução do custo operacional. Em muitas aplicações industriais a redução da quantidade de ATM externos tem um profundo impacto sobre a economia nos sistemas de separação. Na separação gasosa, ASTARITA et al. (1983) afirmam que a taxa de circulação do solvente é o fator econômico de maior importância no tratamento de gases com solventes químicos, pois influencia o tamanho de bombas, linhas, trocadores de calor e torres de regeneração, tendo grande influência no custo de capital de plantas de tratamento de gases. A taxa de solvente também tem grande influência sobre a energia necessária para a regeneração do solvente, pois a taxa de calor do *reboiler* é diretamente associada com a vazão de líquido.

Definindo correntes de processos “ricas” como sendo as correntes para as quais a massa deve ser removida e correntes “pobres” como sendo as correntes onde a massa deve ser adicionada (ATM), pode-se construir curvas de concentração em função da massa transferida, semelhantes às curvas de entalpia em função da temperatura, e com isto, encontrar a meta da vazão mínima de agentes de transferência de massa. Uma vez encontrada a vazão mínima, uma RETM pode ser sintetizada objetivando uma solução com o custo mínimo.

Para uma melhor abordagem dos procedimentos envolvidos na síntese da rede o problema será decomposto em duas categorias. A primeira abordará os casos envolvendo um único contaminante, enquanto que os problemas que envolvem separação de múltiplos componentes constituem a segunda categoria.

### 5.3.1. Casos com um Único Contaminante

O problema geral de síntese de RETM pode ser afirmado como segue: dado um conjunto  $R = \{i/i = 1, N_R\}$  de correntes de processo ricas, um conjunto  $S = \{j/j = 1, N_S\}$  de correntes de processo pobres (ou ATM de processo) e um conjunto  $E = \{j/j = N_S + 1, N_S + N_E\}$  de correntes

pobres auxiliares externas (ou ATM externos) pode-se sintetizar uma RETM para transferir preferencialmente um conjunto  $P=(p/p = 1, N_p)$  de certas espécies, de correntes ricas para correntes pobres a um custo mínimo.

Cada corrente rica com uma vazão mássica  $G_i$ , deverá ser conduzida de uma composição de alimentação  $y^{ent}_i\{y^{ent}_{p,i}/p \in P\}$  para uma composição final (desejada)  $y^{sai}_i\{y^{sai}_{p,i}/p \in P\}$ . Similarmente, cada corrente pobre do processo tem uma composição de entrada  $x^{ent}_j\{x^{ent}_{p,j}/p \in P\}$  e uma composição final  $x^{sai}_j\{x^{sai}_{p,j}/p \in P\}$  que não deve exceder a um determinado valor restrito  $x^c_{p,j}$ , ou seja:

$$x^{sai}_{p,j} \leq x^c_{p,j} \quad \forall p \in P \quad (5.10)$$

A natureza desta restrição pode ser física (máxima solubilidade do soluto no solvente), técnica (para evitar corrosão excessiva, viscosidade e sujeira), econômica (para otimizar o custo de qualquer separação subsequente da corrente pobre efluente) ou ambiental (imposta por alguma regulamentação de proteção ambiental).

A vazão de cada corrente pobre (ATM) de processo que pode ser utilizada na transferência de massa é limitada pela sua disponibilidade na planta, ou seja:

$$L_j \leq L^c_j \quad (5.11)$$

Onde  $L^c_j$  é a vazão do  $j$ ésimo agente de transferência de massa disponível na planta, sendo que a sua vazão mássica é flexível e pode ser determinada conforme considerações econômicas da síntese da rede. Cada corrente pobre externa auxiliar tem uma composição de alimentação  $x^{ent}_j$ , e sua composição final é restrita pela equação (5.10).

Durante o procedimento de síntese serão utilizadas as seguintes suposições:

1. A vazão de cada corrente permanece inalterada quando passa pela rede.
2. Dentro da rede não é permitido reciclo de correntes.
3. Qualquer relação de equilíbrio que governa a distribuição de um componente transferível,  $p$ , entre a  $i$ ésima corrente rica e a  $j$ ésima corrente pobre é linear e independe da presença de outros componentes solúveis em cada corrente rica.

$$y_{p,i} = m_{p,j}x_{p,j} + b_{p,j} \quad j = 1, 2, \dots, N_S + N_E \quad e \quad p \in P \quad (5.12)$$

Onde  $m_{p,j}$  e  $b_{p,j}$  são assumidos como sendo constantes, cujos valores dependem das características do sistema binário envolvendo o soluto  $p$  e a corrente pobre  $j$ .

### 5.3.1.1. Localização do *Pinch*

Sendo o procedimento de síntese baseada no *Pinch Point*, o primeiro passo é então, a sua localização, pois, como na síntese de redes de trocadores de calor, é a partir deste ponto que a rede é sintetizada. A localização do *Pinch*, juntamente com a demanda de ATM externos, podem ser encontrados através das Curvas Compostas no diagrama concentração em função da massa transferida ou utilizando o procedimento da Tabela de Intervalos de Composição.

Para estabelecer uma correspondência entre várias escalas de composição será utilizado a noção de diferença mínima de composição permitida ( $\epsilon_j$ ), descrita abaixo.

Considerando uma transferência de massa isotérmica, a corrente rica,  $i$ , tem uma dada vazão  $G_i$  e uma composição de entrada conhecida,  $y_i^{ent}$ . Uma corrente pobre,  $j$ , tem uma dada composição de entrada  $x_j^{ent}$ , mas a vazão  $L_j$  não é conhecida. A relação de equilíbrio que governa a transferência do poluente da corrente rica para o ATM pode ser representada por uma expressão linear como na equação (5.12).

O balanço de massa no poluente transferido da corrente poluente para o ATM pode ser expresso pela equação:

$$G_i(y_i^{ent} - y_i^{sai}) = L_j(x_j^{sai} - x_j^{ent}) \quad (5.13)$$

Em um diagrama  $x-y$ , esta equação representa a operação linear que estende-se entre os pontos  $(y_i^{ent}, x_j^{sai})$  e  $(y_i^{sai}, x_j^{ent})$  com uma inclinação  $L_j/G_i$ . A equação (5.13) tem três variáveis desconhecidas  $y_i^{sai}$ ,  $L_j$  e  $x_j^{sai}$ . Fixando a composição de saída da corrente poluente,  $y_i^{sai}$ , como apresentado na Figura 5.33. A composição máxima de saída alcançada teoricamente pelo ATM,  $x_j^{sai,*}$ , está em equilíbrio com  $y_i^{ent}$ . Desta forma, devido ao desaparecimento da força dirigida de transferência de massa na ponta rica da unidade, um equipamento infinitamente grande seria necessário para realizar esta taxa de transferência.

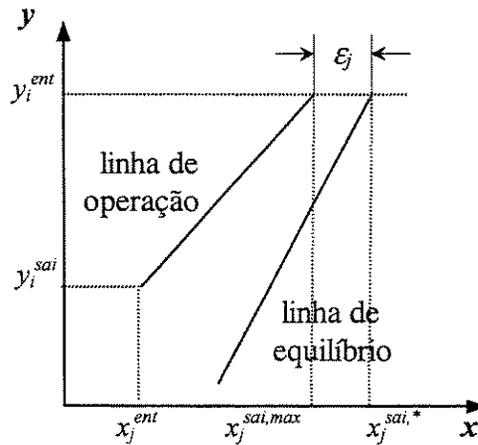


Figura 5.33 - Diferença mínima de composição permitida na ponta rica da unidade

Assim, como apresentado na Figura 5.33, faz-se necessário fixar uma força dirigida mínima entre as linhas de operação e de equilíbrio na ponta rica da unidade, tal que:

$$x_j^{sai,max} = x_j^{sai,*} - \varepsilon_j \quad (5.14)$$

Sendo:

$$y_i^{ent} = m_j x_j^{sai,*} + b_j \quad (5.15)$$

Combinando as equações (5.14) e (5.15), encontra-se:

$$x_j^{sai,max} = \frac{y_i^{ent} - b_j}{m_j} - \varepsilon_j \quad (5.16)$$

Onde  $\varepsilon_j$  é a diferença mínima de composição permitida e  $x_j^{sai,max}$ , é a composição de saída máxima praticável do ATM no qual satisfaz a força dirigida fixada,  $\varepsilon_j$ .

Por outro lado, quando  $x_j^{sai}$  é fixado e  $y_i^{sai}$  desconhecido. A composição mínima de saída teoricamente atingida da corrente poluente,  $y_i^{sai,*}$ , está em equilíbrio com  $x_j^{ent}$ , como apresentado na Figura 5.34, assim:

$$y_i^{sai,*} = m_j x_j^{ent} + b_j \quad (5.17)$$

Empregando uma diferença de composição mínima permitida, na ponta pobre da unidade, pode-se identificar a composição mínima de saída da corrente poluente,  $y_i^{sai, min}$ , dado por:

$$y_i^{sai, min} = m_j (x_j^{ent} + \varepsilon_j) - b_j \quad (5.18)$$

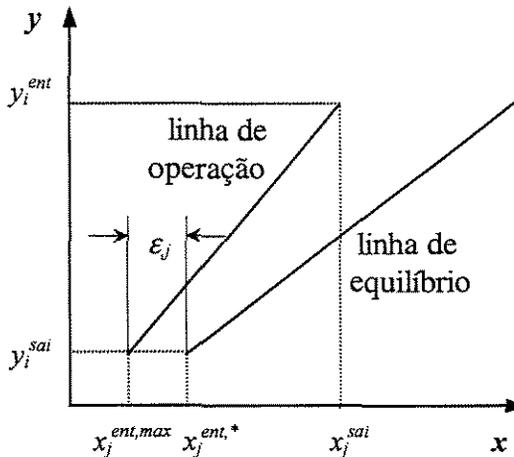


Figura 5.34 - Diferença mínima de composição permitida na ponta pobre da unidade

A seleção das forças dirigidas de transferência de massa nos equipamentos determina a relação ótima entre o custo fixo e o custo de operação do sistema. Em alguns casos (particularmente quando a linha de equilíbrio é linear ou convexa, caso típico de aplicações ambientais) as forças dirigidas de transferência de massa nos dois extremos do equipamento podem ser usadas para caracterizar as forças dirigidas em todas as partes do mesmo. Portanto, o parâmetro  $\varepsilon_j$  proporciona um caminho conveniente para relacionar o custo fixo e o custo operacional de um equipamento de transferência de massa. Por exemplo, para dados valores das composições de entrada e saída da corrente rica e entrada da corrente pobre, o valor de  $\varepsilon_j$ , na ponta rica do trocador pode ser usado para encontrar o valor ótimo entre o custo fixo e o custo operacional. Quando o  $\varepsilon_j$  da ponta rica do equipamento aumenta, a inclinação da linha de operação ( $L_j/G_i$ ) torna-se maior e, conseqüentemente, a vazão do ATM necessário aumenta, elevando o custo operacional. Por outro lado, quando o valor de  $\varepsilon_j$  da ponta rica aumenta o tamanho do equipamento diminui, resultando em uma redução do custo fixo dos equipamentos de transferência de massa. Desta forma, deve-se variar o valor de  $\varepsilon_j$ , até que se encontre o CTA mínimo. Geralmente, nos casos em que  $\varepsilon_j$  não for otimizado, para simplificar os cálculos, o seu valor pode ser fixado em 0,0001.

### 5.3.1.1.1. Curvas Compostas

Para minimizar o custo da rede é necessário fazer o máximo uso dos ATM de processo para depois considerar as aplicações dos ATM externos. A primeira consideração a ser feita na avaliação da aplicabilidade do ATM para remoção de um poluente, é que existem limitações de natureza física que impedem que a transferência de massa seja em um determinado sentido. Para tanto, pode-se usar uma aproximação gráfica denominada de Diagrama *Pinch*.

O passo principal na construção do diagrama é a criação de uma representação global para todas as correntes ricas. Esta representação é feita plotando-se a massa trocada por cada corrente rica em função da sua composição. Então, cada corrente rica é representada por uma seta onde o início corresponde à sua composição de entrada e a ponta à sua composição de saída, sendo que a inclinação de cada seta é igual à vazão da corrente. A distância vertical entre o início e a ponta de cada seta corresponde à massa do poluente que é perdido pela corrente rica.

A massa de poluente perdida pela  $i$  ésima corrente rica é dada por:

$$MR_i = G_i (y_i^{ent} - y_i^{sai}) \quad i = 1, 2, \dots, N_R \quad (5.19)$$

Qualquer corrente pode ser movida para cima ou para baixo desde que se preserve a mesma distância vertical entre o início e a ponta da seta e se mantenha a mesma composição de entrada e saída. Um caminho conveniente para situar as setas é colocar as correntes poluentes uma sobre a outra, iniciando com a corrente poluente com a menor composição de saída. A Figura 5.35 ilustra a representação da massa transferida por duas correntes ricas.

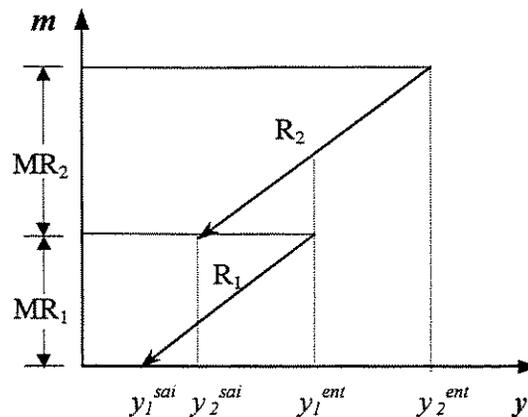


Figura 5.35 - Representação da massa transferida por duas correntes ricas

Tendo representado as correntes ricas individualmente, pode-se iniciar a construção da Curva Composta para as correntes ricas, através da soma das massas nas regiões onde as correntes coincidem, como apresentado na Figura 5.36.

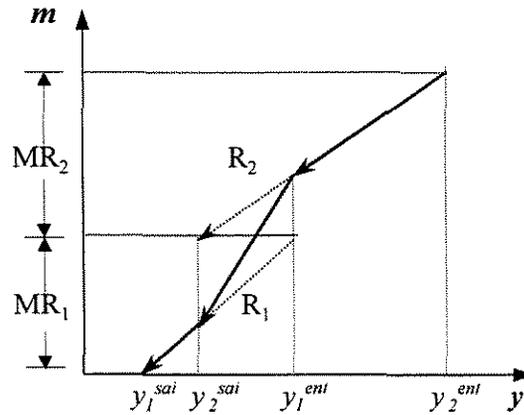


Figura 5.36 - Construção da Curva Composta rica

A Curva Composta rica representa a massa acumulada de poluentes perdidos por todas as correntes ricas.

Em seguida, cria-se uma representação global de todos os ATM de processo. Como primeiro passo, são estabelecidas  $N_S$  escalas de composição, uma para cada ATM, que correspondem uma a uma às escalas das correntes ricas (conforme abordado na seção anterior). Feito isto, plota-se a massa do poluente que pode ser adquirida por cada ATM de processo em função da sua escala de composição. Então, cada ATM de processo é representado por uma seta cuja extensão vai desde sua composição de entrada até sua composição de saída, como apresentado na Figura 5.37.

A distância entre o início e a ponta da seta representa a massa de poluente adquirida pelo  $j$  ésimos ATM de processo, dada por:

$$MS_j = L_j^c (x_j^{sai} - x_j^{ent}) \quad i = 1, 2, \dots, N_{SP} \quad (5.20)$$

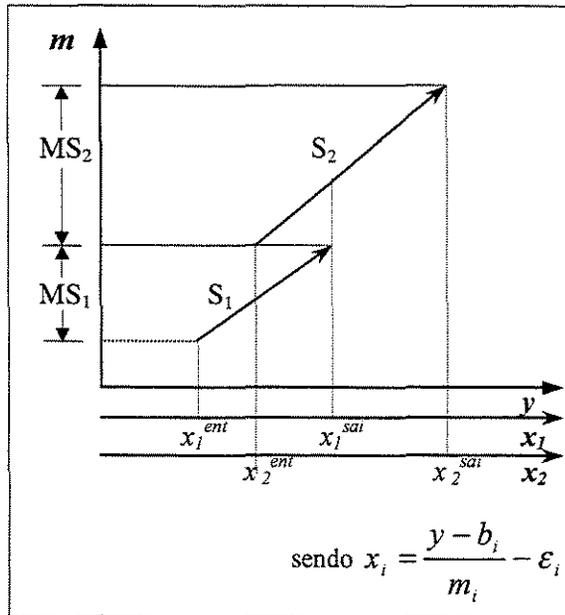


Figura 5.37 - Representação da massa transferida para dois ATM de processo

Um caminho conveniente para posicionar verticalmente cada seta é colocá-las no topo, uma sobre a outra, iniciando com a que tiver a menor composição de entrada. Desta forma, seguindo o mesmo procedimento utilizado anteriormente, encontra-se a Curva Composta pobre, que representa a massa acumulada de poluentes adquirida por todos os ATM, como mostrado na Figura 5.38.

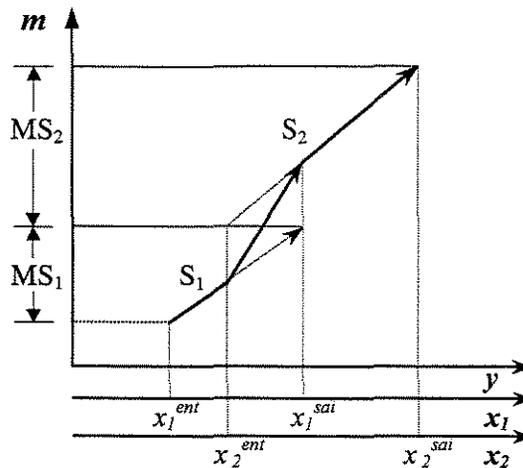


Figura 5.38 - Construção da Curva Composta pobre

Em seguida, as curvas compostas rica e pobre são plotadas no mesmo diagrama, sendo que a Curva Composta pobre é posicionada à esquerda da Curva Composta rica, como mostrado na Figura 5.39. Neste diagrama, as restrições termodinâmicas da transferência de massa são garantidas sempre que a Curva Composta pobre estiver acima da Curva Composta rica. Então, a Curva Composta pobre pode ser deslizada até que toque a Curva Composta rica. O ponto onde as curvas se tocam é denominado de *Pinch* de transferência de massa.

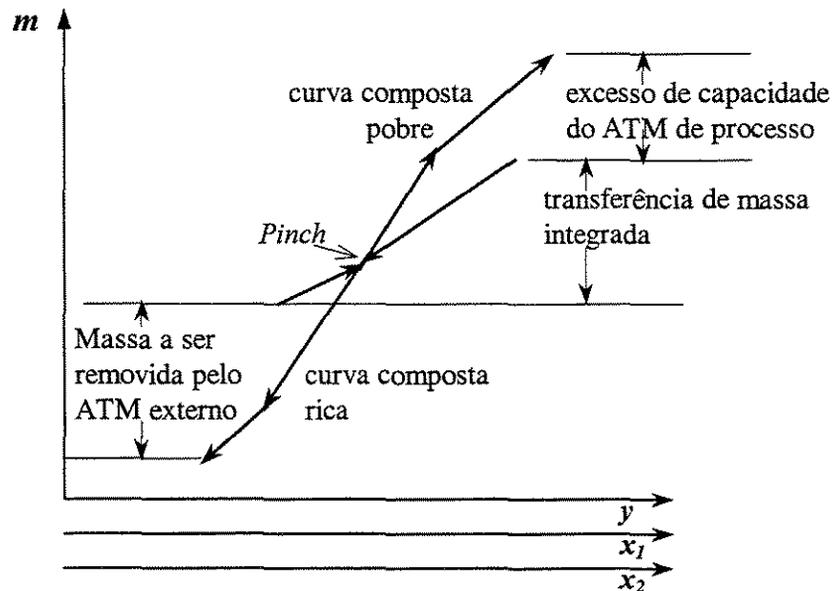


Figura 5.39 - Diagrama *Pinch*

No diagrama, a sobreposição vertical entre as duas curvas compostas representa a quantidade máxima de poluentes que pode ser transferida das correntes poluentes para os ATM de processo, e é denominada de transferência de massa integrada. A distância vertical da Curva Composta pobre que encontra-se acima do final superior da Curva Composta rica é denominada de excesso de capacidade do ATM e corresponde à capacidade de remoção de poluentes que não foi utilizada devido a restrições termodinâmicas. Conforme preferências do projetista ou a circunstâncias específicas do processo, tal excesso pode ser eliminado através da redução da vazão e/ou da composição de saída de um ou mais ATM de processo. Por fim, a distância vertical da Curva Composta rica que encontra-se abaixo do final inferior da Curva Composta pobre corresponde à massa de poluentes a serem removidas pelos ATM externos.

### 5.3.1.1.2. Tabela de Intervalos de Composição

A Tabela de Intervalos de Composição (TIC) é uma forma alternativa ao diagrama concentração em função da massa transferida para identificar o *Pinch*, bem como a demanda de ATM externos. Também pode-se utilizar a noção de TIC para incorporar restrições termodinâmicas ao procedimento de síntese.

Nesta tabela, são geradas  $N_S+1$  escalas de composição para  $p$  componentes. No primeiro passo de sua construção, é estabelecida uma escala de composição,  $y$ , para as correntes poluentes. Então, utilizando a equação (5.16) pode-se criar  $N_S$  escalas de composições correspondentes para cada ATM de processo. Na TIC, cada corrente de processo é representada por uma seta vertical cujo início corresponde à sua composição de entrada, enquanto sua ponta representa sua composição de saída.

Em seguida, linhas horizontais são desenhadas na ponta e no início de cada seta. Estas linhas definem os intervalos de composição. O número de intervalos do problema pode ser relacionado com o número total de correntes de processo pela seguinte expressão:

$$N_{int} \leq 2 \cdot (N_R + N_S) - 1 \quad (5.21)$$

Aplica-se a igualdade em casos onde os inícios e as pontas das setas não coincidem.

Os intervalos de composição são numerados de cima para baixo em uma ordem ascendente. O índice  $k$  é usado para designar um intervalo, com  $k=1$  para o primeiro intervalo do topo e  $k=N_{int}$  para o último intervalo. A Figura 5.40 mostra uma representação esquemática das correntes na Tabela de Intervalo de Composição. Um exemplo com dados numérico é apresentado na aplicação 04 no capítulo 6.

Do lado da representação das correntes, a tabela de intervalos de composição possui cinco colunas. A primeira representa a massa excedente do componente  $p$  disponível para transferência em cada intervalo. Para o  $k$ ésimo intervalo, o termo excedente  $\Delta_{p,k}$ , corresponde à diferença entre as massas das espécies  $p$  a serem transferidas das correntes ricas e as massas das espécies  $p$  a serem transferidas para as correntes pobres (ATM) do processo neste intervalo, dada por:

$$\Delta_{p,k} = \sum G_i (y_{p,k} - y_{p,k+1}) + \sum L_j (x_{p,j,k+1} - x_{p,j,k}) \quad (5.22)$$

Int.	Correntes Poluentes	ATM de processo			1	2	3	4	5
					Alim.	Massa acumulada disponível		Massa acumul. disponível modificada	
						Ent.	Saída	Ent.	Saída
	$y_1^{ent}$ $R_1$	$x_1$	$x_2$	$x_{Nsp}$					
1		$x_1^{sai}$							
2			$x_2^{sai}$						
3				$x_{Nsp}^{sai}$					
4	$y_1^{sai}$								
5				$x_{Nsp}^{ent}$					
6	$y_2^{ent}$ $R_2$	$x_1^{ent}$			$S_{Nsp}$				
7	$y_{NR}^{ent}$ $R_{NR}$	$S_1$							
8			$x_2^{ent}$						
9	$y_2^{sai}$			$S_2$					
$N_{Int}$	$y_{NR}^{sai}$								

Figura 5.40 - Representação das correntes na Tabela de Intervalos de Composição

Na equação (5.22), os somatórios abrangem somente as correntes de processo presentes no  $k$  ésimio intervalo. Para qualquer intervalo dado, se a massa da espécie  $p$  disponível em cada corrente rica é maior do que aquela transferida para a corrente pobre do processo, o parâmetro  $\Delta_{p,k}$  é positivo. Caso contrário, ele é negativo.

Em cada sub-rede, o componente  $p$  pode ser transferido da corrente rica para a corrente pobre, desde que sejam satisfeitas as restrições termodinâmicas. O componente  $p$ , também pode ser transferido de alguma corrente rica a um dado intervalo de composição para alguma corrente pobre de um intervalo de composição menor. Em outras palavras, a massa positiva excedente pode ser transferida de um intervalo com composição maior para um com composição menor.

As colunas 2 e 3 representam o acúmulo de massa das espécies  $p$ , disponíveis para transferência. Assume-se inicialmente que cada corrente pobre do processo deixa a rede na sua composição de saída especificada pelas restrições iniciais. Isto é representado por um zero na entrada do primeiro intervalo na coluna 2. Baseado nesta suposição inicial, pode-se calcular a saída de massa do primeiro intervalo (coluna 3) pela simples adição da massa excedente na

entrada. Este valor é passado para o próximo intervalo (coluna 2), formando a entrada para o segundo intervalo. O procedimento de soma é então, repetido para todos os intervalos de composição.

Se nestas colunas ocorrer algum valor negativo para o fluxo de massa, deve-se aumentar o valor da entrada do primeiro intervalo e modificar as colunas 2 e 3. Este aumento deve ser o bastante para garantir a não negatividade de todos os valores das colunas 4 e 5. O aumento mínimo para o primeiro intervalo deve ser igual ao valor absoluto do número mais negativo apresentado nas colunas 2 e 3. Este valor será então, a entrada do primeiro intervalo na coluna 4.

Tendo identificado a entrada do primeiro intervalo, pode-se calcular facilmente todos os elementos das colunas 4 e 5 usando exatamente a mesma seqüência de cálculo das colunas 2 e 3.

Baseado na lógica seguida para a construção da tabela de intervalos de composições (TIC), dois valores nas colunas 4 e 5 tem um importante significado físico:

- O número no topo na coluna 4 representa o excesso de capacidade que o solvente dispõe para remover o soluto.
- O valor na base inferior da coluna 5 indica a massa mínima de soluto a ser removida pelo agente de transferência de massa externo, e portanto, a vazão mínima de ATM externo.

Outra característica importante da TIC é a possível existência de um ponto no qual o fluxo de massa acumulada disponível para a transferência desaparece. Este ponto, denominado de *Pinch* é considerado um gargalo termodinâmico que exclui qualquer transferência de massa integrada adicional entre as correntes ricas e pobres.

#### **5.3.1.2. Considerações Sobre o *Pinch***

O *Pinch* permite que o problema possa ser dividido em duas regiões, uma acima (ponta rica) e uma abaixo (ponta pobre).

A região acima do *Pinch* compreende todas as correntes ou parte das correntes que estejam acima da composição do *Pinch*. Nesta região do subsistema ocorre troca somente entre correntes ricas e ATM de processo, não sendo necessário a utilização de ATM externos.

A região abaixo do *Pinch* inclui todas as correntes ou parte das correntes que estejam abaixo da composição do *Pinch*. Nesta região do subsistema podem ser utilizados ATM externos e ATM de processo.

A definição destas duas regiões tem implicações importantes. Se algum ATM externo for utilizado acima do *Pinch*, ocorrerá a penalidade de eliminar uma quantidade equivalente de ATM de processo. Se isto ocorrer, o consumo de ATM externos do sistema aumenta.

Não deve ocorrer transferência de massa através do *Pinch*. Se ocorrer a transferência de massa de uma corrente rica acima do *Pinch* para uma corrente pobre situada abaixo do *Pinch*, os balanços materiais de ambas as regiões serão afetados. Neste caso haverá necessidade de acrescentar ATM externos para satisfazer o balanço.

Assim, para que o consumo de ATM externos em uma rede seja mínimo, deverão ser obedecidos os seguintes princípios:

- Não usar ATM externo acima do *Pinch*;
- Não transferir massa através do *Pinch*.

Estas regras formam a base para o método utilizado na síntese de RETM, e que será discutido posteriormente.

### **5.3.1.3. Representação da Rede**

Existem várias alternativas para a representação esquemática da RETM. A representação adotada neste trabalho será o Diagrama de Grade, uma derivação da representação sugerida por LINNHOFF e FLOWER (1978) para representar redes de trocadores de calor.

Nesta forma de representação as correntes ricas são agrupadas no topo, simbolizadas por setas dirigidas da esquerda para a direita, de sua composição de entrada para a sua composição de saída. As correntes pobres (ATM de processo e externos) abaixo, têm as setas dirigidas da direita para a esquerda, em contracorrente. As composições (geralmente expressas como porcentagem de peso do componente chave em cada corrente) são colocadas acima da correspondente seta. O *Pinch* é representado por duas linhas pontilhadas verticais.

A combinação entre duas correntes é representada por um par de círculos sobre as correntes combinadas conectados por uma linha vertical. As composições intermediárias também devem aparecer entre as combinações (equipamentos). A quantidade de massa transferida do componente chave em cada equipamento é anotada em uma unidade apropriada (geralmente em kilogramas de poluente por segundo) abaixo dos círculos. Um exemplo deste tipo de representação é apresentado na Figura 5.41.

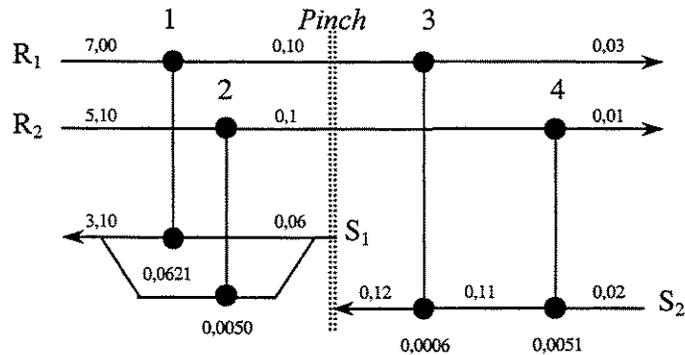


Figura 5.41 - Representação da rede

#### 5.3.1.4. Procedimento de Síntese

Apesar do procedimento adotado anteriormente, o custo mínimo de ATM externos nunca será atingido se o procedimento de síntese criar, em um determinado estágio, uma situação que depois resultará em transferência de massa através do *Pinch*. Desta forma, se a síntese for iniciada no *Pinch*, pode-se garantir a geração de redes com o menor custo de ATM externo. Além disso, o *Pinch* representa a região do projeto que possui maior número de restrições, onde o número de combinações é severamente limitada. Assim, se a síntese for iniciada no *Pinch*, a liberdade de escolha nos passos posteriores não será prejudicada. Portanto, a síntese deve se iniciar no *Pinch* e prosseguir em duas direções separadamente: nas direções da ponta rica e da ponta pobre.

Na síntese de redes com o custo mínimo de ATM externos, será utilizada uma analogia ao método de síntese de redes de trocadores de calor proposto por LINNHOFF e HINDMARSH (1983). Este método reconhece a divisão do *Pinch* e inicia a síntese a partir do *Pinch* separadamente para os dois problemas restantes, acima e abaixo dele.

Para a aplicação do método de síntese são necessários os dados de cada corrente com relação às concentrações de entrada e saída, vazão, relação de equilíbrio e à escolha de um valor para a diferença mínima de composição permitida ( $\epsilon_j$ ). Utilizando-se a Tabela de Intervalos de Composição ou o Diagrama *Pinch*, identifica-se o *Pinch* e as demandas de ATM externos. Então, o problema é dividido em duas regiões, acima e abaixo do *Pinch*. Sintetiza-se a rede para cada uma destas regiões, iniciando-se pelo *Pinch* e caminhando-se no sentido contrário a ele. Desta forma, evita-se o problema de transferir massa através do *Pinch*.

O objetivo do projeto não é somente a identificação de um custo ótimo, mas também, a segurança e a controlabilidade da rede. Através da discriminação entre combinações ótimas, o projetista pode conduzir seu projeto usando sua experiência em processos, para obter maior segurança, controlabilidade e praticidade da rede. No desenvolvimento deste método este benefício tem sido reconhecido, pois o método não diz ao projetista quais as combinações a fazer, mas previamente informa-lhe as suas opções.

Nas regiões próximas do *Pinch*, a identificação de combinações essenciais no *Pinch*, as avaliações de opções de projeto e a necessidade de divisão de correntes, são alcançados pela aplicação de regras heurísticas. Estas regras, estabelecem critérios para a caracterização de combinações essenciais de correntes ou opções topológicas no *Pinch*. Tais combinações podem ser denominadas de combinações no *Pinch* ou transferência no *Pinch*, apresentadas na Figura 5.42.a. Note-se que a troca 2 da Figura 5.42.b não representa uma transferência no *Pinch*.

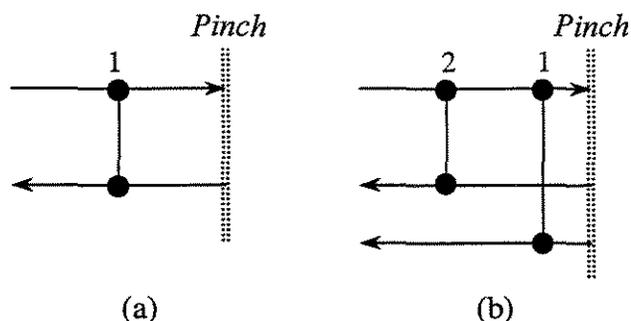


Figura 5.42 - Transferências no *Pinch*

A primeira regra diz respeito a populações de correntes no *Pinch*. Considerando um projeto na região acima do *Pinch* como apresentado na Figura 5.43.a, a utilização de ATM externos acima do *Pinch* violariam o objetivo de custo mínimo. Todavia, cada corrente rica tem de ser

108

conduzida até a concentração do *Pinch* por processos de transferência de massa, como apresentado na Figura 5.43.a, onde as transferências no *Pinch* situam-se entre a corrente rica  $R_2$  e a corrente pobre  $S_4$  e entre a corrente rica  $R_3$  e a corrente pobre  $S_5$ .

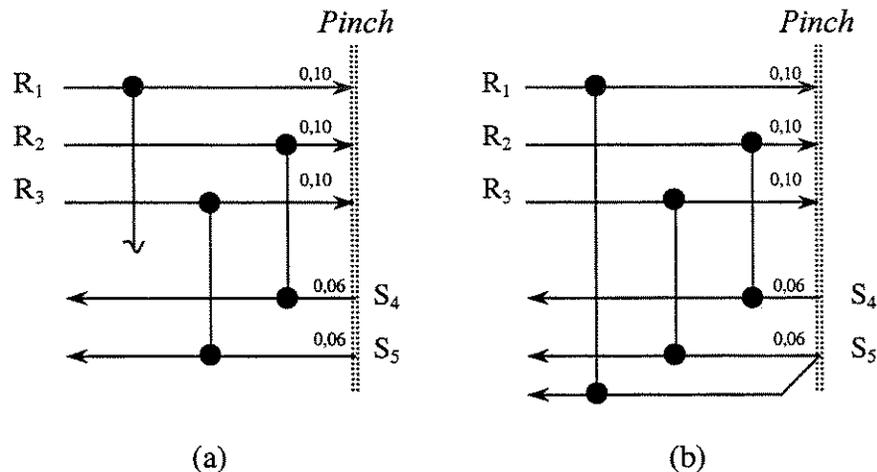


Figura 5.43 - Projeto de uma RETM para a região acima do *Pinch*

Nota-se, no entanto, que não podem ocorrer combinações com outras correntes pobres sem violação do  $\mathcal{E}_j$ . Seria então, necessário utilizar ATM externos acima do *Pinch* para que a corrente rica  $R_1$  pudesse chegar à concentração do *Pinch*. Em tal circunstância observa-se que os dados originais da corrente no *Pinch* não são compatíveis com um projeto de vazão mínima de ATM externo.

Quando esta incompatibilidade ocorre, as correntes no *Pinch* necessitam de "correções" feitas através da divisão de correntes, como mostrado na Figura 5.43.b. Na divisão de uma corrente pobre, uma ramificação pobre adicional é criada, permitindo uma transferência no *Pinch* com a corrente rica  $R_1$ .

Portanto, a população de correntes na região acima do *Pinch* é compatível com o projeto de custo mínimo de ATM externos somente se a transferência no *Pinch* for base para cada corrente rica. Isto só é possível se ocorrer a desigualdade:

$$N_{ra} \leq N_{pa} \quad (5.23)$$

Onde  $N_{ra}$  é o número de correntes ricas ou divisões imediatamente acima do *Pinch* e  $N_{pa}$  é o número de correntes pobres ou divisões imediatamente acima do *Pinch*.

A divisão de correntes pode ser necessária para assegurar que a desigualdade acima seja cumprida.

O argumento aplicado para a região abaixo do *Pinch* é análogo. Cada corrente pobre, imediatamente abaixo do *Pinch*, tem que ser conduzida até sua composição *Pinch*. Nesta composição, qualquer corrente pobre pode operar somente com uma corrente rica na sua composição *Pinch* ou superior. No entanto, já que um projeto com custo mínimo não permite a transferência de massa através do *Pinch*, cada corrente pobre imediatamente abaixo do *Pinch* irá precisar de pelo menos uma corrente rica (ou ramificação) na composição do *Pinch*. Em outras palavras, para o projeto de custo mínimo de ATM externos, a seguinte desigualdade deve ser aplicada:

$$N_{pb} \leq N_{rb} \quad (5.24)$$

Onde  $N_{pb}$  é o número de correntes pobres ou divisões imediatamente abaixo do *Pinch* e  $N_{rb}$  é o número de correntes ricas ou divisões imediatamente abaixo do *Pinch*.

Novamente, pode ser necessária a divisão de correntes para assegurar que a desigualdade seja cumprida.

A segunda regra básica a ser observada é imposta por considerações termodinâmicas, e diz respeito à relação entre as linhas de operação e de equilíbrio.

Como ilustrado na Figura 4.03, para qualquer troca praticável na ponta rica do *Pinch*, a inclinação da linha de operação deve ser maior ou igual que a inclinação da linha de equilíbrio. Então, para cada combinação na ponta rica do *Pinch*, a seguinte desigualdade deve ser satisfeita:

$$\frac{L_j}{m_j} \geq G_i \quad (5.25)$$

Por outro lado, como pode ser verificado na Figura 4.04, para cada combinação na ponta pobre do *Pinch* a seguinte desigualdade deve ser satisfeita:

$$\frac{L_j}{m_j} \leq G_i \quad (5.26)$$

Novamente, a divisão de correntes pode ser necessária para garantir as desigualdades acima (5.25 e 5.26) na realização de cada combinação no *Pinch*.

Deve-se ressaltar que as desigualdades (5.23) e (5.24) devem ser satisfeitas somente no *Pinch*. Longe dele, estas regras não precisam ser consideradas e as combinações entre as correntes ricas e pobres torna-se uma tarefa relativamente simples. No entanto, tem-se liberdade para violar estas regras à custa de um aumento na vazão dos ATM externos, e conseqüentemente, um aumento no custo.

Após terem sido realizados todos os cruzamentos possíveis nas duas regiões, as duas sub-redes sintetizadas acima e abaixo do *Pinch* são acopladas, formando uma única rede, com a garantia da obtenção do consumo mínimo de ATM externos, ou seja, custo mínimo de operação. Esta rede deve, posteriormente, sofrer alguns refinamentos para a minimização do seu custo global.

Em resumo, o seguinte procedimento pode ser usado na síntese da rede:

Utilizando a Tabela de Intervalos de Composição, onde é encontrado o *Pinch*, divide-se o problema em duas regiões, uma acima (ponta rica) e outra abaixo (ponta pobre) do *Pinch*. Os diagramas de bloco referentes ao procedimento de síntese para a ponta rica e para a ponta pobre são apresentados nas Figuras 5.44 e 5.45, respectivamente.

Para a síntese da rede acima do *Pinch*, o primeiro passo é verificar se o número de correntes pobres é maior ou igual ao número de correntes ricas. Se não for, uma corrente pobre deve ser dividida. Repete-se este procedimento até que o número de correntes ricas e pobres sejam iguais. Em seguida, escolhe-se as correntes rica e pobre (ambas devem pertencer ao *Pinch*) para a alocação do equipamento de transferência de massa, visando sempre que possível eliminar a corrente rica. Esta escolha deve ser feita de acordo com a experiência do projetista, tendo-se como objetivos maior segurança, controlabilidade e praticidade da rede.

Feito isto, é verificado se o valor de  $L_j/m_j$  da corrente pobre é maior ou igual à vazão  $G_i$  da corrente rica. Caso não seja, a corrente rica deverá ser dividida. Se alguma corrente, rica ou pobre, for dividida, aloca-se uma unidade de transferência de massa e retorna-se ao início. Se não ocorrer nenhuma divisão, aloca-se uma unidade. Repete-se este procedimento até que não haja mais correntes ricas.

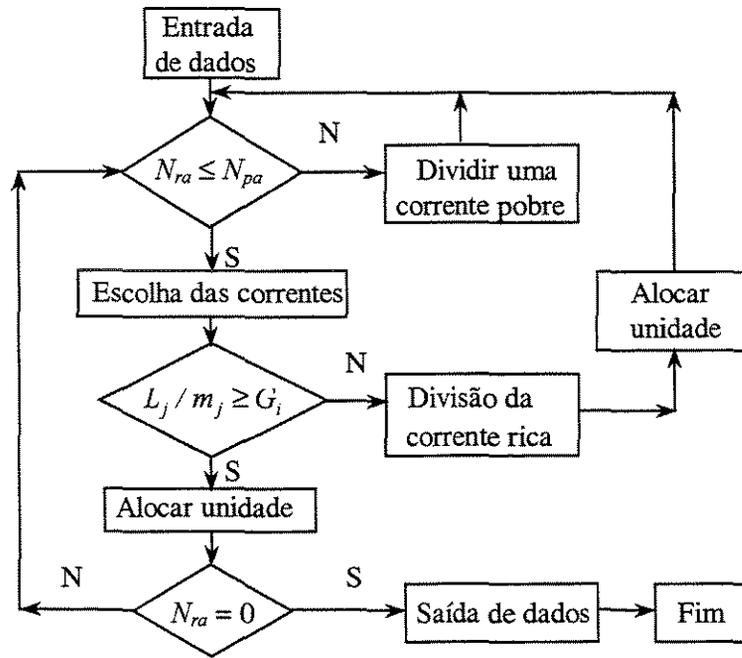


Figura 5.44 - Diagrama de blocos para a síntese acima do *Pinch*

Terminado o projeto para a região acima do *Pinch*, aplica-se o procedimento para a síntese da rede na região abaixo do *Pinch*, sendo análogo ao descrito anteriormente.

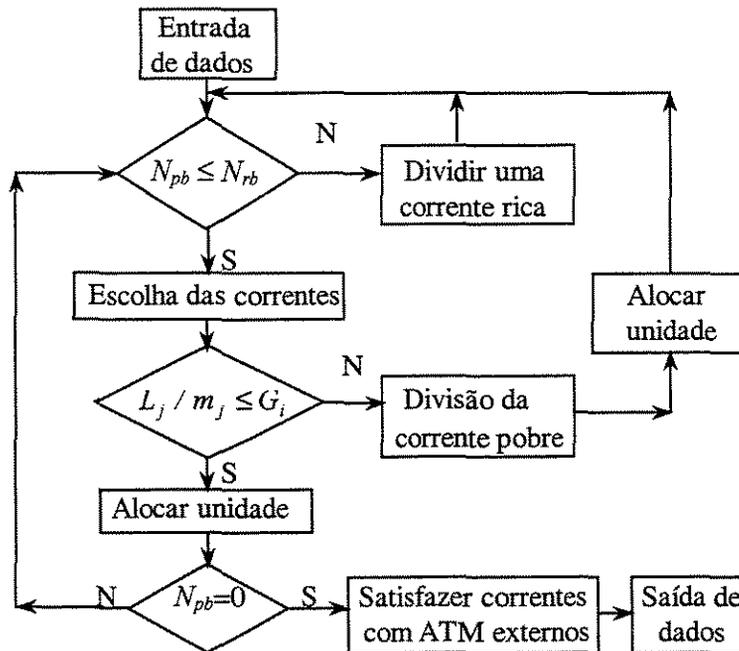


Figura 5.45 - Diagrama de blocos para a síntese abaixo do *Pinch*

Inicialmente é verificado se o número de correntes ricas é igual ou maior que número de correntes pobres. Se não for, uma corrente rica deve ser dividida. Deve-se repetir este procedimento até que o número de correntes ricas seja igual ao número de correntes pobres.

Em seguida, escolhe-se as correntes rica e pobre pertencentes ao *Pinch* para a alocação da unidade. Verifica-se então se a inclinação da curva de operação ( $L_j/m_j$ ) é menor ou igual que a inclinação da curva de equilíbrio ( $G_i$ ). Caso não seja, a corrente rica deve ser dividida. Se alguma corrente rica for dividida, aloca-se uma unidade e retorna-se ao início. Não ocorrendo nenhuma divisão, aloca-se uma unidade.

Repete-se este procedimento até que não haja mais correntes pobres. Restando correntes ricas, estas deverão ser supridas com o uso de agentes de transferência de massa externos.

Feito isto, os projetos acima e abaixo são unidos, resultando em uma rede final com a menor vazão de ATM externos.

### 5.3.1.5. Número Mínimo de Unidades

Esta meta tenta minimizar indiretamente o custo fixo da rede, visto que cada equipamento de transferência de massa o seu custo é usualmente uma função côncava do tamanho da unidade. Além disso, em um contexto prático se o número de unidades for minimizado, geralmente, ocorrerá uma redução no custo com fundações, tubulações, válvulas, bocais, controle, manutenção e mão de obra. Assim, para diminuir o custo de uma rede, deve-se reduzir o número de unidades o máximo possível.

Normalmente o número mínimo de unidades é relacionado com o número total de correntes pela seguinte expressão:

$$U = N_R + N_S + N_E - N_i \quad (5.27)$$

Onde  $U$  é o número de unidades de transferência de massa;  $N_R$  é o número de correntes ricas;  $N_S$  é o número de correntes pobres;  $N_E$  é o número de ATM externos;  $N_i$  é o número de problemas de síntese independentes em que o problema de síntese original pode ser subdividido.

O número de problemas independentes representa o número de sub-redes que pode ser obtido quando numa rede uma corrente rica e uma corrente pobre se satisfazem, ou seja, quando a corrente rica dispõe da exata quantidade de massa que a corrente pobre necessita para ser satisfeita. As redes, normalmente são inteiramente conectadas, e portanto,  $N_i = 1$ .

Devido à existência de um *Pinch* que divide o problema em dois subproblemas distintos, o número mínimo de unidades compatíveis com o projeto de custo mínimo de ATM externos é obtido pela aplicação da equação (5.27) em cada subproblema separadamente.

Qualquer rede poderá envolver unidades a mais do que a meta do número mínimo de unidades. Isto ocorre devido à existência de laços de transferência de massa entre os equipamentos. Estes laços podem ser definidos como um caminho fechado que pode ser traçado dentro da rede, partindo-se de uma unidade e chegando-se a esta mesma unidade. Geralmente, cada unidade extra corresponde à existência de um laço independente.

Uma característica importante de um laço é a possibilidade de mudar as cargas de massa transferida em volta do laço subtraindo uma carga de uma unidade e adicionando-a em outra unidade da mesma corrente, e assim por diante.

#### **5.3.1.6. Evolução da Rede**

O procedimento de síntese apresentado, garante uma rede com custo mínimo de ATM externos, mas não garante o número mínimo de unidades. Isto pode ser alcançado através da quebra de laços de transferência de massa. Para tanto, técnicas evolutivas devem ser utilizadas logo após a obtenção da rede com a finalidade de identificar os prováveis laços de transferência de massa entre as unidades. A quebra destes laços representa a diminuição do número de equipamentos, pois para cada laço rompido, reduz-se uma unidade na rede.

A caracterização dos laços é feita utilizando uma analogia ao critério dos níveis de laços proposto por SU e MOTARD (1984), onde um laço de nível  $n$  é aquele que envolve  $n$  correntes ricas e  $n$  agentes de transferência de massa (os de processo mais os externos). Desta forma, um laço de nível 1 envolve uma corrente rica e um ATM de processo ou externo, um laço de nível 2, duas correntes ricas e dois ATM (externo e/ou processo), e assim, sucessivamente. O nível



Devido a restrições termodinâmicas, alguns laços só poderão ser quebrados permitindo a transferência de massa através do *Pinch*, o que aumenta o consumo de ATM externos. Se o laço não for quebrado, o procedimento deve ser reiniciado buscando-se novos laços de nível 1.

Após o rompimento de um laço, as unidades são renumeradas e uma nova matriz incidência é construída. Repete-se este procedimento até que todas as unidades tenham sido testadas. Parte-se então para a busca de laços de nível 2 e assim sucessivamente até que se atinja o nível máximo.

O procedimento para os demais níveis é análogo ao do laço de nível 1, considerando-se apenas o aumento no número de unidades envolvidas, pois o número de unidades envolvidas em um nível é igual ao dobro do nível.

Quando ocorre violação da diferença mínima de composição permitida ( $\varepsilon_j$ ), a sua restauração pode ser feita descobrindo-se um *caminho de transferência de massa*, que é uma conexão contínua na qual inicia-se com um ATM externo e termina com um ATM de processo. Mudando a massa ao longo de um *caminho*, pode-se acrescentar uma quantidade em excesso de ATM externo para repor a quantidade equivalente de ATM de processo, como resultado final deste processo tem-se a eliminação de unidades à custa de um acréscimo adicional no custo operacional.

Desta forma, através da utilização dos conceitos de laços e *caminhos* de transferência de massa, pode-se reduzir o número de unidades à custa de um acréscimo adicional no custo operacional. Isto pode levar a uma incompatibilidade mútua entre as duas metas (número mínimo de unidades e custo mínimo de ATM externos). Quando isto ocorre, o custo efetivo da rede projetada deve incluir uma relação ótima entre o número de unidades e a quantidade de ATM externo, ou seja, entre o custo de fixo e o custo operacional.

### 5.3.2. Casos com Vários Contaminantes

Nesta categoria, o processo de separação ocorre em conjunto com mais de um componente chave. Desta forma, a solução adotada terá que conduzir a região de projeto *Pinch* para cada componente, procurando estruturas comuns. A Análise *Pinch* será então, utilizada para projetar a rede para apenas um componente (denominado componente base), sendo feita uma análise

posterior para obter o projeto final envolvendo os demais componentes. Esta análise tem como objetivo adaptar a rede sintetizada para o componente base para os demais componentes, buscando sempre, o menor custo global.

É denominado componente base o componente que necessita da maior quantidade de ATM externos.

Desta forma, o problema de síntese de RETM multicomponentes é caracterizado pela propriedade que a rede, sintetizada para o componente base, possui para realizar a separação necessária de todos os outros componentes.

Então, o primeiro passo na síntese é a identificação do componente base. Isto pode ser feito através construção da tabela de intervalos de composição para todos os componentes. O componente que apresentar a maior quantidade de ATM externos necessário será o componente base. Feito isto, a rede é sintetizada para o componente base e as unidades de transferência de massa são dimensionadas.

Após a síntese da rede para o componente base, as equações de projeto das unidades de transferência de massa são, então, usadas para calcular a composição dos demais componentes para toda a rede.

#### **5.4. Conclusão**

Neste capítulo foi apresentado de forma seqüenciada, todo o desenvolvimento da Análise *Pinch* aplicada na redução de emissões de poluentes, onde pode-se constatar os grandes avanços na aplicação da Análise *Pinch* à síntese de RETM.

Também foram realizadas algumas modificações nos métodos de síntese e evolução da rede visando o aprimoramento da metodologia de síntese. No método de evolução da rede foi acrescentado a utilização da matriz incidência para identificação de laços de transferência de massa, permitindo, além da fácil identificação dos laços, que os mesmos possam ser quebrados logo após a sua identificação, evitando com isto os laços dependentes. Também foi introduzido um algoritmo para a síntese da rede, onde são levadas em consideração algumas regras

heurísticas. Este método não permite que ocorra transferência de massa no *Pinch*, evitando desta forma, que ocorra alguma violação.

Apesar do grande avanço na metodologia de síntese de RETM, este desenvolvimento é contestável do ponto de vista prático, ou seja, quanto a implantação do projeto, uma vez que não é feita nenhuma análise quanto a viabilidade econômica e também não é levada em consideração a influência que a rede exerce nos equipamentos de transferência de massa após a síntese.

A quase totalidade dos trabalhos encontrados na literatura considera que os equipamentos não sofrem modificações após a síntese, ou seja, não é considerada nenhuma alteração na eficiência e no tamanho dos equipamentos, não sendo analisados os custos com a implantação da rede. No entanto, se houver a necessidade de modificações nestes equipamentos, pode ocorrer um aumento no custo de capital, levando à necessidade de se obter uma relação ótima entre custo fixo e custo operacional, e isto pode levar a um questionamento quanto à viabilidade econômica da RETM.

Desta forma, tentando suprir esta lacuna, no próximo capítulo será feito junto à tarefa de síntese da RETM uma análise de sua viabilidade econômica.

**6. ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA DE REDES DE  
EQUIPAMENTOS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA**

## 6.1. Introdução

Neste capítulo é realizado um estudo da viabilidade econômica de RETM. Além da apresentação de algumas aplicações da metodologia de síntese, são analisadas a influência que a rede exerce sobre os equipamentos de transferência de massa e a influência que estes exercem sobre o custo total após a síntese da rede. São apresentadas aplicações envolvendo redução de emissões de poluentes através da reutilização da água e através da integração de processos.

## 6.2. Análise de Custos

Como nas RTC a característica básica de uma RETM é a relação ótima entre custo operacional e custo fixo (capital), ou seja, a procura da vazão mínima de solvente com menor custo de capital.

A vazão de líquido em um equipamento de transferência de massa tem grande influência na meta da vazão mínima de despejo (reutilização da água) e na vazão de ATM externos (integração de processos). Quando a vazão de líquido aumenta ocorre um acréscimo no custo operacional aumentando também as forças dirigidas de transferência de massa, levando a uma redução do tamanho do equipamento.

Assim, para minimizar o custo total anual pode-se variar iterativamente as forças dirigidas de transferência de massa para uma relação ótima entre custo fixo anualizado e custo operacional anual, como pode ser observado na Figura 6.01.

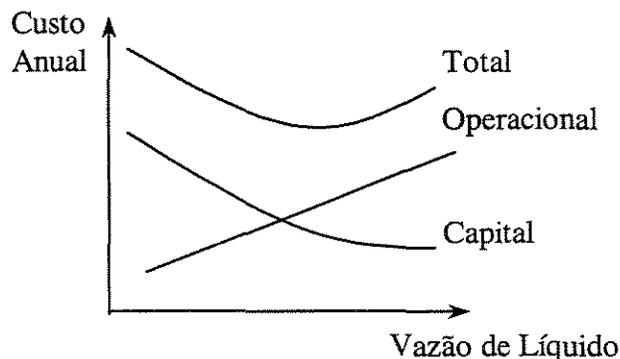


Figura 6.01 - Variação do custo anual com a vazão de líquido

### 6.2.1. Custo Total Anual

O custo total anual compreende duas parcelas: uma relativa ao capital (custo dos equipamentos) e outra relativa ao custo operacional (consumo de água ou solventes).

O custo de capital de uma RETC é função da dimensões e tipos de equipamentos utilizados e do número de unidades. Desta forma, uma boa estimativa para o custo de capital depende da maneira como estas variáveis estão relacionadas. Nos casos de absorção de gases por solventes líquidos, o custo de capital pode ser relacionado da seguinte forma:

$$CF = \alpha \cdot H^\beta \cdot D^\delta \quad (6.01)$$

Onde  $H$  é a altura do equipamento,  $D$  é o diâmetro e  $\alpha$ ,  $\beta$  e  $\delta$  são constantes.

Os valores das constantes variam bastante com o tempo e com o tipo de equipamento. Desta forma, o custo relativo aos equipamentos só pode ser calculado de maneira aproximada. Entretanto, o cálculo preciso, em valores absolutos, do custo relativo ao capital é de importância secundária. O mais importante é que as características das curvas dos custos estimados para capital e custo operacional sejam preservados quando da determinação dos custos reais. Essa situação é ilustrada na Figura 6.02.

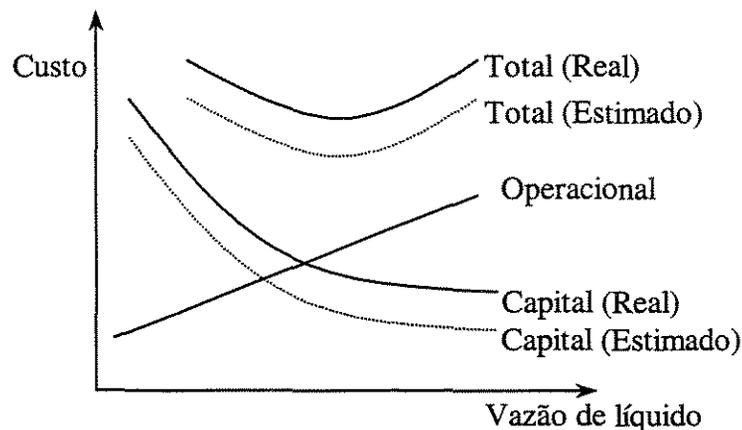


Figura 6.02 - Influência dos custos Reais e Estimados no valor da vazão de líquido

O custo total da rede, relativo aos equipamentos, será a soma dos custos de cada equipamento. Sendo que o procedimento de projeto do equipamentos de transferência de massa com custo mínimo encontra-se apresentado no capítulo 4.

O custo anual relativo ao capital pode ser distribuído durante a vida útil dos equipamentos como custo fixo anual e pode ser calculado utilizando-se uma taxa de atratividade  $i$  e assumindo-se um tempo de vida útil para os equipamentos ( $tv$ ), no qual o capital será depreciado. Assim:

$$CF_{ANUAL} = CF \cdot \frac{1}{tv} \cdot (1+i)^v \quad (6.02)$$

O custo operacional é calculado em função do custo e consumo mínimo de água ou ATM externos:

$$COP = HOP \cdot \sum_{i=1}^n QSOL \cdot CSOL \quad (6.03)$$

Onde  $COP$  é o custo operacional;  $HOP$  é o número de horas de operação da planta por ano;  $QSOL$  é o consumo de água ou ATM externos t/h;  $CSOL$  é o custo da água ou ATM externos (dólares/ t).

Assim, o custo total anual é dado por:

$$CTA = CF_{ANUAL} + COP \quad (6.04)$$

### 6.3. Aplicações

Este tópico tem por finalidade a aplicação da metodologia de síntese de RETM juntamente com o estudo da análise da viabilidade econômica.

#### 6.3.1. Aplicação 01

Este caso inicialmente apresentado por WANG (1993), será utilizado para mostrar a metodologia de síntese de RETM para casos com um único contaminante. Trata-se de uma planta de fabricação de aço cujo processo é apresentado na Figura 6.03. A matéria prima é alimentada em um alto forno junto com os produtos intermediários dos processos de sinterização e coque, os quais são processados em ferro. O ferro então, vai para o forno de aço onde é transformado em aço. Após isto, passa por dois processos onde é lavado.

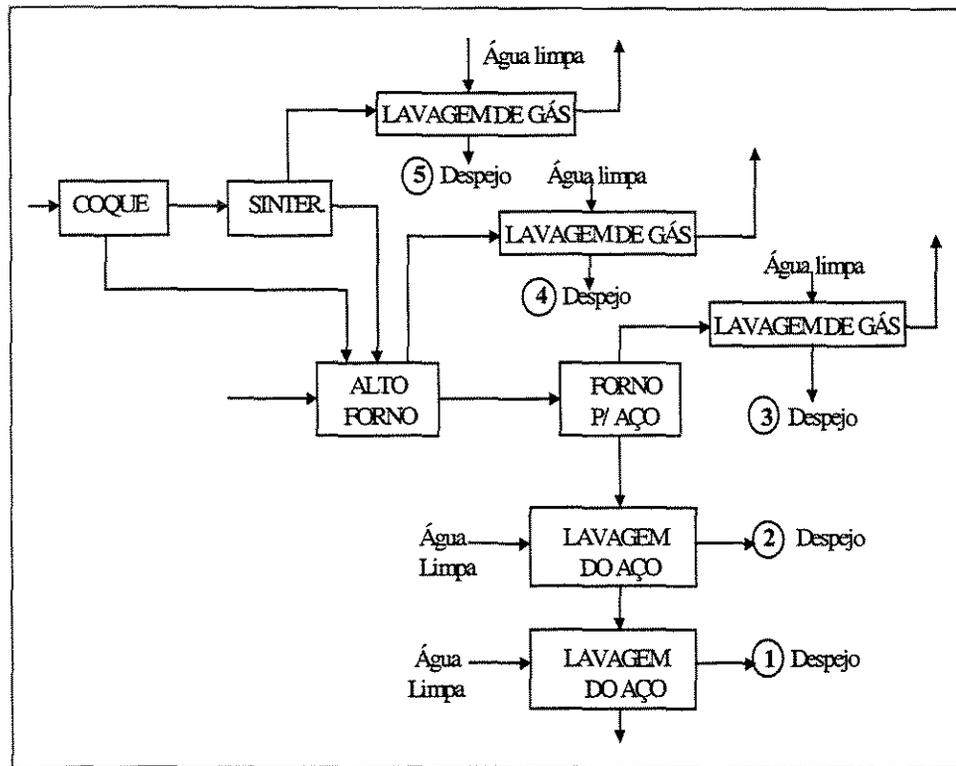


Figura 6.03- Fluxograma do processo de fabricação de aço

Existem cinco grandes processos que utilizam água. Três deles são lavadores de gases e os outros dois são operações de lavagem do aço. Sólidos suspensos, fenóis, amônia, óleos, etc. são transferidos das correntes de processos para as correntes de água. Pelo fato das concentrações de todos os outros contaminantes serem baixas quando comparadas com os sólidos suspensos, será considerado como um caso com apenas um contaminante, envolvendo apenas os sólidos suspensos.

O processo de lavagem dos gases consiste em três fases: primária, secundária e terciária. A água entra primeiro na terceira fase e caminha em contracorrente com a fumaça. A água de saída desta fase passa então pela segunda fase e em seguida pela primeira.

Em princípio, é utilizada água limpa em todos os processos. A quantidade de massa retirada em cada processo, bem como a sua vazão, custo e concentrações de entrada e saída são apresentados na Tabela 6.1. A planta opera 8000 horas por ano e o custo da água é estimado em US\$ 0,30/tonelada.

Tabela 6.1 - Dados de entrada dos processos da aplicação 01

Processo	Vazão (t/h)	$C_{i,ent}$ (ppm)	$C_{i,sai}$ (ppm)	Massa (kg)	Custo anual ( $10^3$ US\$)
1	1200	0	50	60	2880
2	7400	0	1400	10360	17760
3	1725	0	2400	4140	4140
4	3111	0	3600	11200	7466
5	159	0	12000	1904	382
Total	13595	---	---	27664	32628

No entanto, verifica-se que nos processos 3, 4 e 5 a água não precisa ser necessariamente limpa. Como apresentado por BRIDGEWATER e MUMFORD (1979), a concentração máxima admissível de sólidos suspensos na água que entra nestes processos sem alterar a eficiência dos equipamentos é de 100 ppm. Nos demais processos (1 e 2), devido à falta de disponibilidade na literatura de dados da concentração máxima admissível de sólidos suspensos na água que entra nos processos de lavagem do aço (processos 1 e 2), será utilizada água limpa.

Desta forma, tendo o valor da massa retirada por cada processo e conhecendo a concentração máxima admissível de sólidos suspensos na água que entra para processo encontra-se o perfil limite de água, apresentado na Tabela 6.2.

Tabela 6.2 - Perfil limite de água para a aplicação 01

Processo	Vazão (t/h)	$C_{i,ent}$ (ppm)	$C_{i,sai}$ (ppm)	massa (kg)
1	1200	0	50	60
2	7400	0	1400	10360
3	1800	100	2400	4140
4	3200	100	3600	11200
5	160	100	12000	1904

### 6.3.1.1. Meta da Vazão Mínima de Despejo

O primeiro passo no processo de síntese da RETM é o cálculo da meta da vazão mínima de despejo.

Assim, constrói-se o diagrama concentração em função da massa transferida contendo todos os processos, como apresentado na Figura 6.04

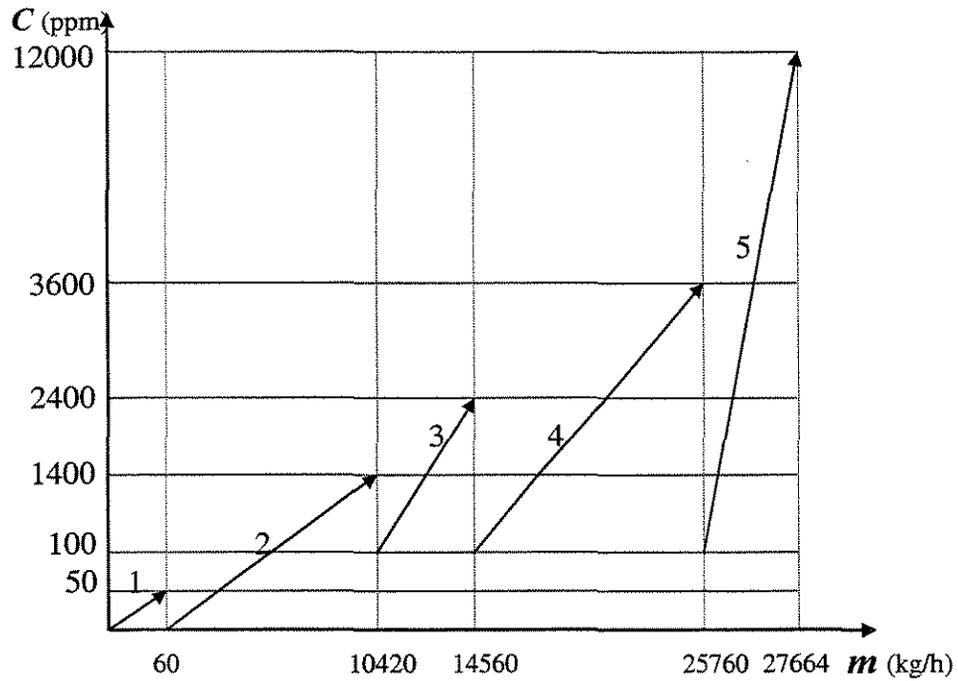


Figura 6.04-Construção do diagrama concentração em função da massa transferida

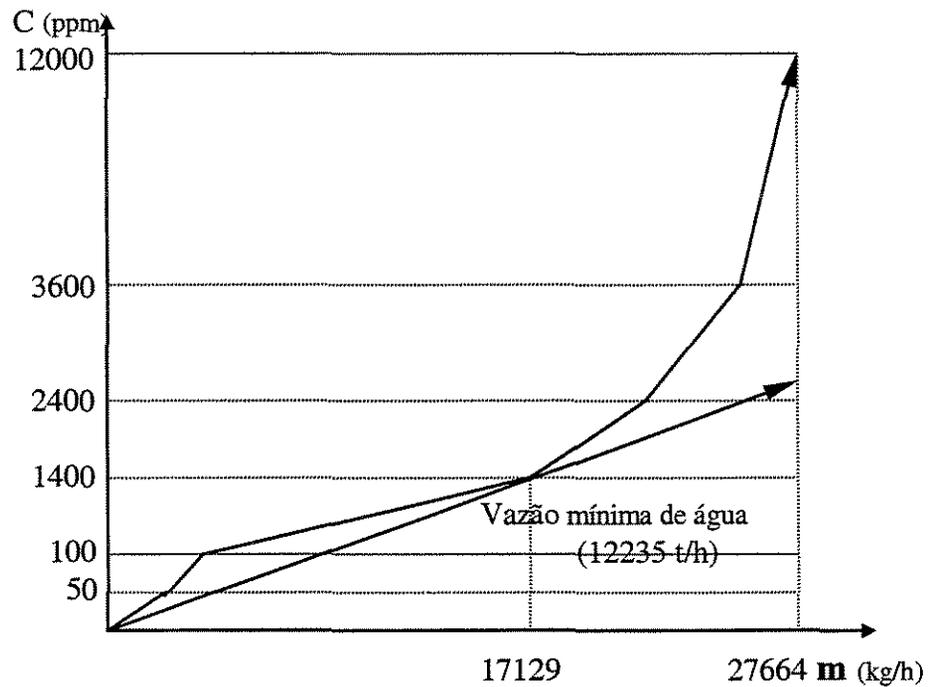


Figura 6.05 - Meta da vazão mínima de despejo para a aplicação 01

Utilizando a equação (5.04), chega-se à Curva Composta apresentada na Figura 6.05, onde se obteve um valor de 12235 t/h para a vazão mínima de despejo gerado.

### 6.3.1.2. Síntese da Rede

Encontrada a meta da vazão mínima de despejo, o próximo passo é a síntese da rede, cuja representação gráfica é apresentada na Figura 6.06. Os principais passos na síntese da rede são:

1. Dividir os intervalos de concentração (linhas verticais pontilhadas) numerando-os em ordem crescente e indicar a massa trocada em cada intervalo.
2. Representar cada processo com uma linha horizontal. Como apresentado na Figura 6.06, o processo 1 cujas concentrações de entrada e saída são 0 e 50 ppm, respectivamente, será representado por uma linha horizontal no intervalo I.
3. Logo abaixo às linhas de processo, representar com uma linha horizontal a linha de água.
4. Utilizando a equação (5.01), calcular a quantidade de água necessária para cada processo, pertencente ao intervalo, combinando a corrente de processo somente com a quantidade de água necessária, deixando o excedente para ser utilizado no próximo intervalo.
5. Os trocadores de massa são representados através de uma linha vertical entre a corrente de processo e a corrente de água, e o valor da massa de poluente trocado é indicado por um número ao lado desta linha.

Desta forma, para o **intervalo I** temos:

Processo 1:  $m = 60$  kg; vazão da água = 1200 t/h

Processo 2:  $m = 370$  kg; vazão da água = 7400 t/h

Assim, a corrente de água é dividida em três partes. A primeira divisão com vazão de 1200 t/h é combinada com o processo 1, a segunda divisão com vazão de 7400 t/h é combinada com o processo 2 e a água restante (vazão de 3635 t/h) será utilizada somente nos intervalos em que houver necessidade.

Para o **Intervalo II**: Neste intervalo a água será combinada somente com o processo 2 ( $m = 370$  kg; vazão da água = 7400 t/h). Desta forma, será usada a água utilizada pelo mesmo processo no intervalo anterior.

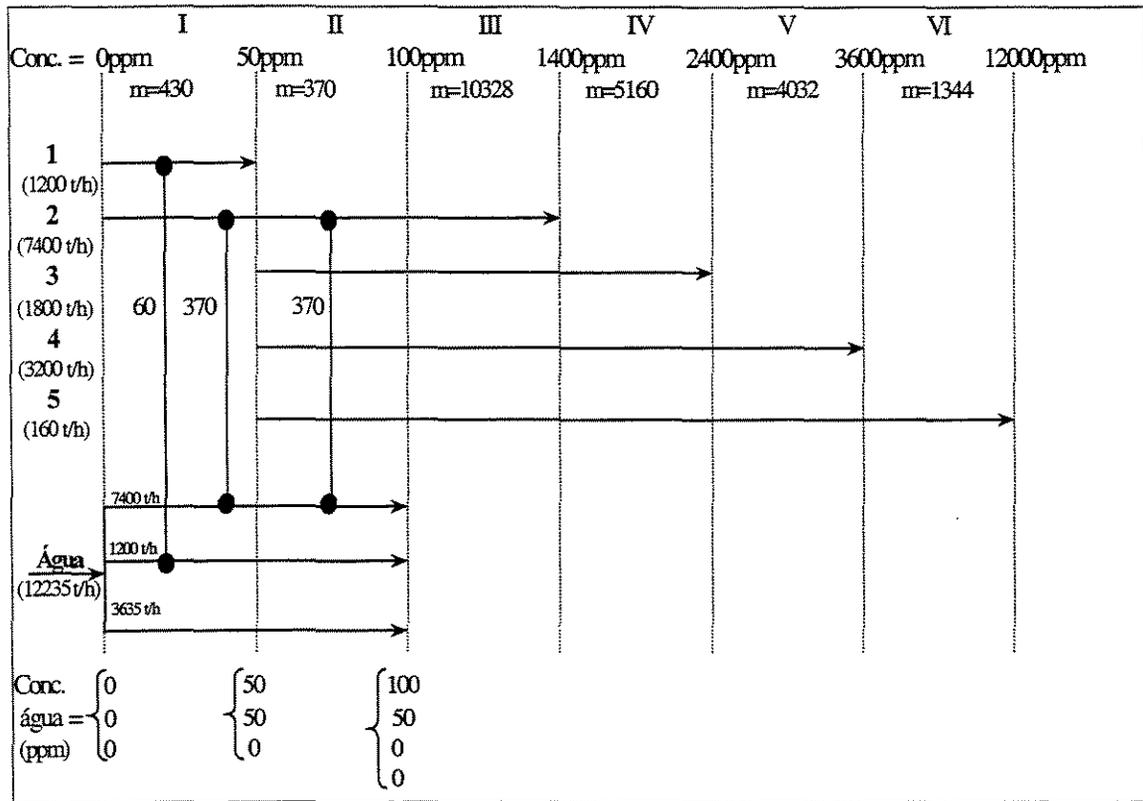


Figura 6.06 - Início do projeto da RETM para a aplicação 01

Repetindo este procedimento para todos os intervalos, chega-se à rede apresentada na Figura 6.07.

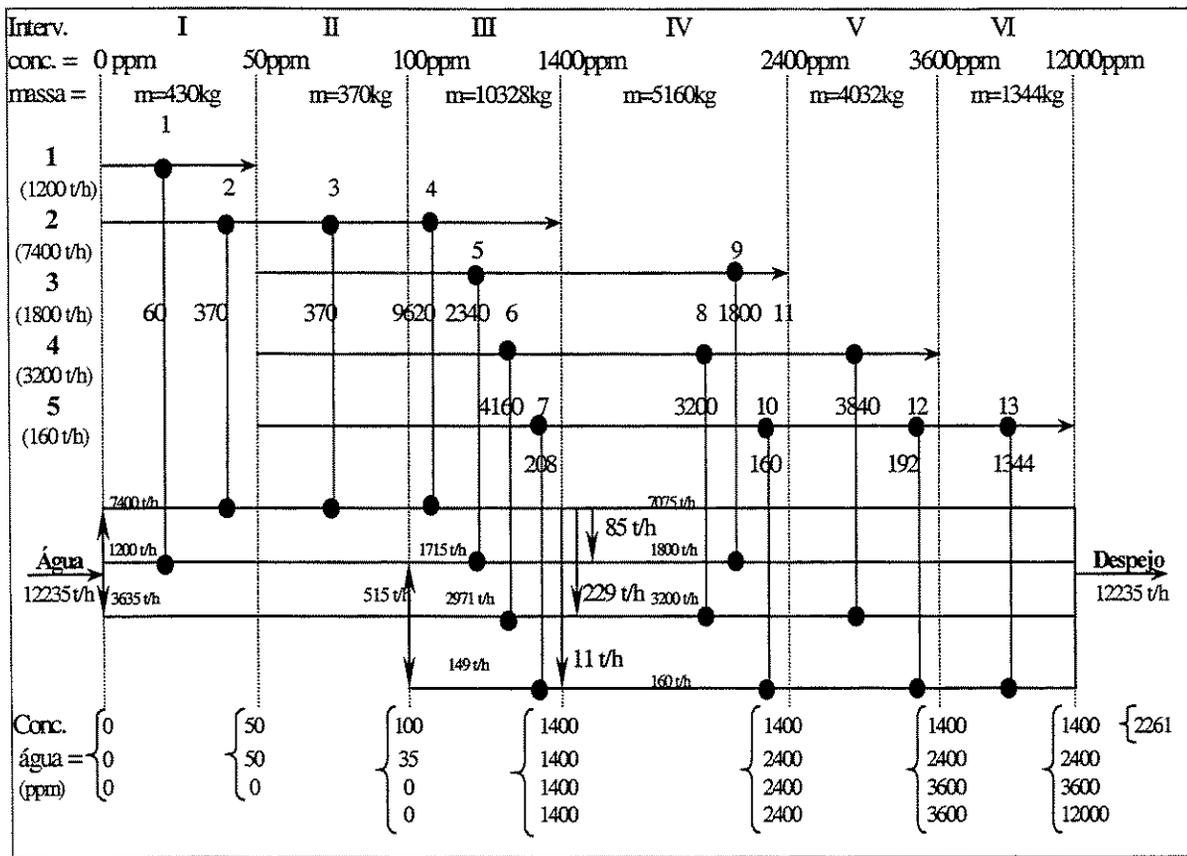


Figura 6.07 - Projeto inicial da RETM para a aplicação 01

### 6.3.1.3. Evolução da Rede

Após a síntese, o último passo é a evolução da rede através da identificação e quebra de possíveis laços de transferência de massa.

Utilizando a equação (5.09):

$$L = U - N + 1 = 13 - 6 + 1 = 8 \text{ laços}$$

Encontra-se 8 laços independentes de transferência de massa

Para quebrar os laços de transferência de massa basta retirar uma das unidades pertencentes ao laço somando a sua massa ao trocador remanescente. Assim, quebrando os laços entre as unidades:

- a) 2, 3 e 4 (somando as cargas dos trocadores 3 e 4 no trocador 2)
- b) 5 e 9 (somando a carga do trocador 9 no trocador 5)
- c) 6, 8 e 11 (somando as cargas dos trocadores 8 e 11 no trocador 6)
- d) 7, 10, 12 e 13 (somando as cargas dos trocadores 10, 12 e 13 no trocador 7)

No trocador 2 a massa total trocada é 10360 kg juntamente com uma vazão de água de 7400 t/h.

Nos trocadores 5, 6 e 7 as concentrações limite de entrada são de 100 ppm. Nesta concentração, a vazão total de água necessária para os 3 processos é de 5160 t/h. Assim, somando a corrente de água limpa (3635 t/h), à corrente de saída do trocador 1 (1200 t/h) e 325 t/h da corrente de saída do trocador 2 teremos uma corrente com uma vazão total de 5160 t/h e uma concentração de 100 ppm. Feito isto, combina-se as correntes de processo com a corrente de água, como apresentado na Figura 6.08.

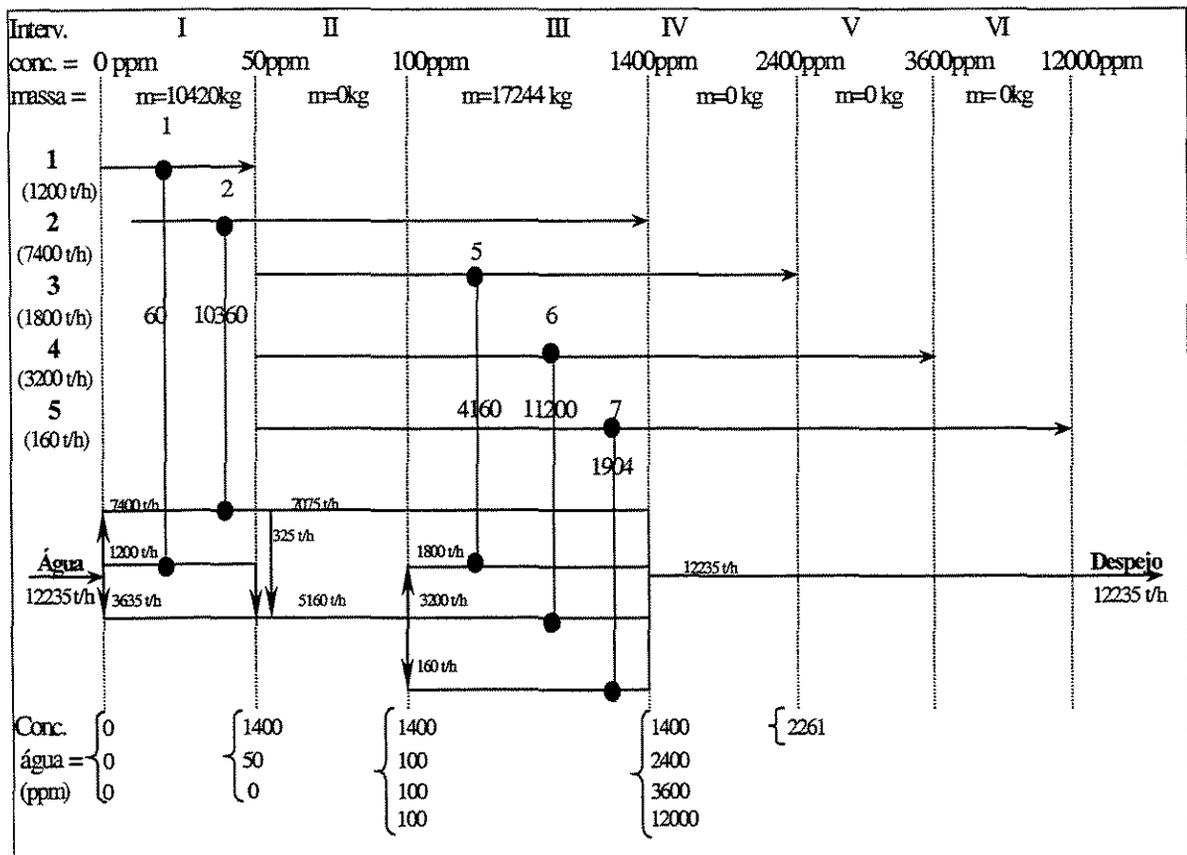


Figura 6.08 - Rede otimizada para a aplicação 01

O projeto final da rede, após a identificação e quebra dos laços de transferência de massa é apresentado na Figura 6.09.

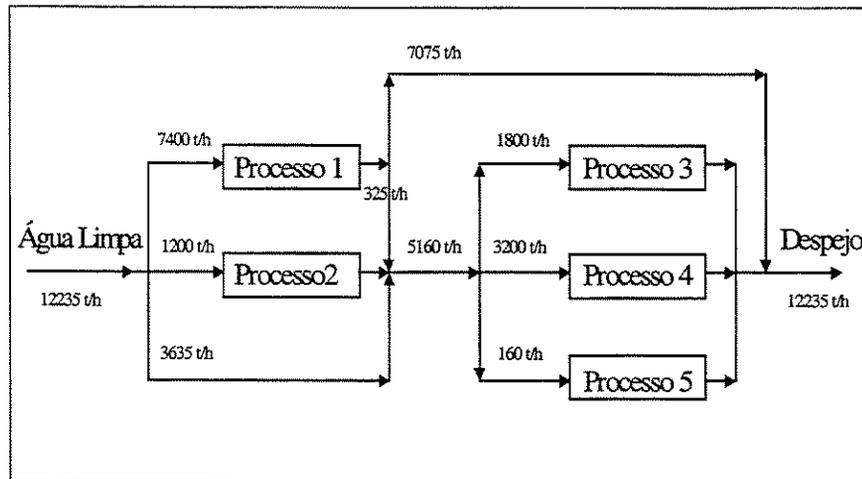


Figura 6.09 - Projeto final da RETM para a aplicação 01 obtido após a otimização

A reutilização da água, neste caso, proporcionou uma redução de 10% no consumo total de água, reduzindo o consumo total de 13595 t/h para 12235 t/h. Esta redução no consumo de água mostra o potencial de redução das emissões de poluentes obtido com a reutilização da água através da Análise *Pinch*.

Outro fator importante a ser considerado é que após iniciar o processo de reutilização, não houve necessidade de modificações nos equipamentos. Desta forma, não houve gastos com modificações e a economia obtida com a reutilização é de U\$ 3,264x10<sup>6</sup> por ano, representando uma redução de aproximadamente 10% no custo total. Portanto, a reutilização da água levou a um duplo benefício: a redução no impacto ambiental causado pela redução no consumo da água, e o financeiro, obtido pela redução de 10% no custo total do processo.

Isto mostra a eficiência das RETM nos processos de reutilização da água, pois com a Análise *Pinch* é possível chegar à vazão mínima de água necessária para um determinado conjunto de processos, ou seja, é possível obter a máxima reutilização da água.

### 6.3.2. Aplicação 02

Nesta aplicação será feita uma análise da viabilidade econômica da reutilização da água. Trata-se de uma planta hipotética composta por 3 processos que liberam para a atmosfera uma mistura de ar e acetona. Tendo-se a necessidade de remover esta acetona da corrente gasosa, é feita uma lavagem dos gases em colunas de recheio. Após a lavagem, devido a restrições ambientais, a concentração de acetona no ar não deverá ultrapassar 0,36% molar. Os dados referentes aos processos encontram-se na Tabela 6.3.

Tabela 6.3 - Dados de processo da aplicação 02

Processo	Acetona (% molar)	Ar (% molar)	Vazão de entrada do gás (kg/s)	Temp. do líquido (K)	Temp. do gás (K)	Pressão da coluna (kPa)
1	0,7	99,3	0,70	295	310	101,3
2	2,5	97,5	0,83	295	308	101,3
3	7,0	93,0	0,80	295	310	101,3

As colunas utilizadas nos 3 processos são recheadas com cerâmica ItaloX Saddles de 38 mm (diâmetro de 0,0472 m) e uma área superficial total de 144 m<sup>2</sup>m<sup>-3</sup> de recheio. Todos os dados, abaixo relacionados, necessários para o projeto das colunas foram retirados de RAMAN (1985).

As propriedades físicas da água são as seguintes: densidade, 1000 kgm<sup>-3</sup>; viscosidade, 8,13E<sup>-4</sup> Nsm<sup>-2</sup>; tensão superficial, 0,068 Nm<sup>-1</sup>; capacidade calorífica, 75,4 kJkmol<sup>-1</sup>K<sup>-1</sup>.

As propriedades do soluto são dadas pela Tabela 6.4. A viscosidade do gás é 1,76E<sup>-5</sup> Nsm<sup>-2</sup>. Os coeficientes do polinômio da capacidade calorífica em função da temperatura para a fase gasosa são:

$$\text{Ar} = 6,713 + 4,697 \times 10^{-4}T + 1,147 \times 10^{-6}T^2 ; \quad \text{Acetona} = 6,3 + 0,2606T - 1,253 \times 10^{-4}T^2$$

Os dados de equilíbrio são dados pela equação (6.05).

$$\ln(KP) = a + b/T + cT \quad (6.05)$$

onde:  $a = 21,23$ ,  $b = -4741,2$ ,  $c = 0$  e  $T = 310$  K.

Tabela 6.4 - Propriedades do soluto da aplicação 02

Peso molecular PM	Coefficiente de difusão do filme líquido $D_L$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	Coefficiente de difusão do filme gasoso $D_G$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )	Calor latente de vaporização $H_V$ (kJkmol <sup>-1</sup> )	Calor de solução $H_S$ (kJkmol <sup>-1</sup> )
58.8	$1,2 \times 10^{-9}$	$1,06 \times 10^{-5}$	29140	-11640

As informações para o cálculo do custo operacional e custo fixo encontram-se no Quadro 6.1.

Quadro 6.1 - Dados para o cálculo dos custos operacional e fixo

A coluna e o recheio tem uma vida útil de 5 anos (assumindo uma depreciação linear com valor final desprezível).

O custo fixo anual da coluna de absorção em dólares (carcaça em fibra de vidro reforçada com plástico, incluindo todos os auxiliares, exceto o recheio) é dado por (EL-HALWAGI, 1997):

$$\text{Custo da coluna} = 460 \cdot H^{0,85} \cdot D^{0,95}$$

Onde:  $D$  é o diâmetro (m) e  $H$  é a altura do recheio (m).

O custo do recheio é U\$ 160 /m<sup>3</sup> de recheio.

O custo operacional da água (incluindo bombeamento e tratamento) é U\$ 0,005/kmol de água (U\$ 0,2775/toneladas de água).

O sistema opera 8000 horas por ano.

Na análise deste caso, será levada em consideração a influência dos equipamentos no processo de reutilização da água. Após o projeto e o cálculo do custo das colunas, será encontrado o perfil limite de água para cada processo (concentração máxima de poluentes que pode entrar na coluna junto com a corrente de água). Primeiramente será analisado somente o aumento da vazão mantendo a altura da coluna constante, e em seguida, será feita a análise após o redimensionamento das colunas.

### 6.3.2.1. Projeto dos Equipamentos de Transferência de Massa

Para que se possa analisar a viabilidade econômica da reutilização da água, antes de iniciar o processo de síntese da rede, deve-se fazer o projeto das colunas de absorção e o cálculo do custo total anualizado para cada processo.

#### 6.3.2.1.1. Cálculo da Vazão de Líquido

O primeiro passo no projeto da coluna é o cálculo da vazão do líquido de entrada ( $L_s$ ) para cada processo. O projeto final com o custo anual mínimo será obtido após a otimização da coluna. Portanto, os valores de  $L_s$  calculados abaixo serão utilizados apenas como estimativa inicial, podendo ocorrer mudanças nestes valores. Assim:

##### Para o processo 1:

Balanco de massa na fase gasosa:

Peso molecular da mistura é dado por :  $PM_{\text{gas}} = 0,007 \times 58,08 + 0,993 \times 29 = 29,204$

Vazão molar de gás que entra =  $0,7/29,204 = 2,397 \times 10^{-2}$  kmol/s

Denominando acetona = A, e ar = B temos:

Vazão molar de A que entra =  $1,678 \times 10^{-4}$  kmol/s

Vazão molar de B que entra =  $2,380 \times 10^{-2}$  kmol/s

Na base da torre temos:

$$Y_{A1} = \frac{\text{mols de A}}{\text{mols de B}} = 7,050 \times 10^{-3}$$

No topo da torre temos:

Sendo absorvido 50% da acetona, então:

Vazão molar de A na saída = entra – absorvido =  $0,839 \times 10^{-4}$  kmol/s

$$Y_{A2} = \frac{\text{mols de A}}{\text{mols de B}} = 3,53 \times 10^{-3}$$

Balço de massa na fase líquida:

Vazão molar de A que entram = 0  $\rightarrow X_{A2} = 0$ .

Pela a equação (6. 05) e a relação de equilíbrio  $y = Kx$ , encontra-se os valores de  $K=2,5564$  e  $x_{A1} = 2,738 \times 10^{-3}$ . Sendo:  $X_{A1,max} = x_{A1,max} / (1 - x_{A1,max})$  tem-se:  $X_{A1,max} = 2,746$ .

Utilizando as equações:

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{OP.} = 1,4 \cdot \left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} \quad (6.06)$$

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min.} = \frac{\Delta Y_A}{\Delta X_{Amin}} = \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{X_{Amax} - X_{A2}} \quad (6.07)$$

Temos:

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{OP.} = 1,4 \times 1,282 = 1,795$$

$$L_S = 1,795 \times 0,02397 \times 18,02 = 0,775 \text{ kg/s}$$

Repetindo o mesmo procedimento de cálculo para os processos 2 e 3 chega-se aos resultados apresentados na Tabela 6.5.

Tabela 6.5 - Vazão de líquido ótima para os processos da aplicação 02

Processo	$Y_{A1}$	$Y_{A2}$	$(L/G)_{MIN.}$	$(L/G)_{OPER.}$	$L_s$ (kg/s)	$L_s$ (t/h)
1	0,0071	0,00353	1,29	1,80	0,775	2,79
2	0,0256	0,00359	2,18	2,97	1,500	5,40
3	0,0753	0,00346	2,55	3,57	1,658	5,97

### 6.3.2.1.2. Cálculo do Diâmetro da Coluna

Para o processo 1:

No fundo temos:

Gás que entra = 0,7 kg/s = 0,02397 kmol/s

Líquido que sai = entra + absorvido

Sendo absorvido 50% temos:

Líquido que sai = 0,775 + 0,02397 x (0,007) x (0,50) x 58,08 = 0,780 kg/s

$$\rho_G = \frac{PM}{RT} = \frac{1 \cdot 29,204}{0,082 \cdot 310} = 1,1424 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} = \frac{0,780}{0,7} \cdot \left( \frac{1,1424}{1000 - 1,1424} \right)^{0,5} = 0,038$$

Utilizando  $\Delta P$  de 400 (N/m<sup>2</sup>)/m, pela Figura 6.34, p. 195 do TREYBAL (1980) temos:

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c} = 0,082$$

Pela Tabela 63, p. 198 do TREYBAL (1980) encontra-se o valor de  $C_f = 52$ .

Assim:

$$G'^2 = \frac{0,082 \cdot \rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}{C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J} = \frac{0,082 \cdot 1,1424 \cdot (1000 - 1,1424) \cdot 1}{52 \cdot 0,000813^{0,1} \cdot 1} = 3,6654$$

$$G' = 1,9145 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$A_T = \frac{W}{G'} = \frac{0,7}{1,9145} = 0,3656 \text{ m}^2$$

$$D = \left( \frac{4A_T}{\pi} \right)^{0.5} = 0,68 \text{ m}$$

Repetindo o mesmo procedimento de cálculo para os processos 2 e 3 chega-se aos resultados apresentados na Tabela 6.6.

Tabela 6.6 - Diâmetro das colunas para a aplicação 02

Processo	$G'$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$A_T$ (m <sup>2</sup> )	$D$ (m)
1	1,915	0,5223	0,68
2	1,858	0,4466	0,75
3	1,830	0,4370	0,75

### 6.3.2.1.3. Cálculo da Altura do Recheio

Através de um programa computacional (apresentado no Apêndice A) que utiliza o método rápido de Feintuch e Treybal (1978) descrito no capítulo anterior e utilizando os dados iniciais e a vazão de líquido calculada anteriormente, encontra-se a altura do recheio da coluna para cada processo. Os resultados finais são apresentados na Tabela 6.7.

Tabela 6.7 - Altura das colunas para a aplicação 02

Processo	$Y_{A1}$	$Y_{A2}$	$X_{A1}$	$X_{A2}$	$HTU$ (m)	$NTU$ (m)	$Ls$ (kg/s)	$Ls$ (t/h)	Altura do recheio (m)
1	0,007	0,0035	0,0019	0	3,765	1,506	0,775	2,79	5,67
2	0,025	0,0035	0,0070	0	1,156	4,301	1,500	5,40	4,97
3	0,070	0,0035	0,0173	0	0,893	7,719	1,658	5,97	6,89

### 6.3.2.1.4. Cálculo do Custo

Utilizando os dados do Quadro 6.1, para o processo 1 temos:

$$\text{Custo de instalação} = 460 \cdot H^{0,85} \cdot D^{0,95} = 4600 \cdot 5,67^{0,85} \cdot 0,68^{0,95} = \text{US\$ } 6969,00$$

Custo do recheio = U\$ 160/m<sup>3</sup> de recheio

$$\text{Custo do recheio} = 160 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot H = 160 \cdot \pi \cdot \left(\frac{0,68}{2}\right)^2 \cdot 5,67 = \text{U\$ } 1647,00$$

Custo fixo anual = U\$ 1723,00

Sendo o consumo de água total igual a 2,80 t/h, com um custo de 0,005 U\$/kmol de água (ou 0,2775 U\$/tonelada de água) o custo operacional anual será:

$$\text{Custo operacional} = 2,79 \frac{\text{t}}{\text{h}} \cdot 0,2775 \frac{\text{U\$}}{\text{t}} \cdot 8000 \frac{\text{h}}{\text{ano}} = \text{U\$ } 6194,00$$

Assim, o custo total anualizado para o processo 1 é de U\$ 7917,00.

Novamente, repetindo o mesmo procedimento de cálculo encontra-se os valores para o custo dos processos 2 e 3, como apresentados na Tabela 6.8.

Tabela 6.8 - Valores de custos em dólares para a aplicação 02

Processo	Custo de instalação (U\$)	Custo do recheio (U\$)	Custo fixo anual (U\$)	Custo operacional (U\$)	Custo total anual (U\$)
1	6969	1647	1723	6194	7917
2	6838	1757	1719	11988	13707
3	9027	2435	2292	13253	15545
Total	22834	5839	5734	31457	37191

Após uma otimização nas colunas (variando as vazões e recalculando a altura, o diâmetro e custo total anualizado) encontra-se o projeto com o custo mínimo anual, apresentado na Tabela 6.9.

Tabela 6.9 - Dados de projeto com custo mínimo para os processos da aplicação 02

Processo	Vazão (t/h)	H (m)	D (m)	Custo fixo anual (U\$)	Custo oper. (U\$)	Custo total anual (U\$)
1	2,80	5,670	0,68	1723	6216	7939
2	5,29	5,420	0,75	1855	11744	13599
3	5,94	7,068	0,75	2342	13187	15529
Total	14,03	----	----	5920	31147	37067

Os dados de concentração, massa transferida e vazão da corrente de água obtidos após o dimensionamento das colunas, são apresentados na Tabela 6.10.

A concentração dos poluentes, representados em ppm (parte por milhão), pode ser dada por:

$$\text{ppm} = \frac{\text{massa do poluente}}{\text{massa do líquido}} \times 10^6 = \text{fração mássica do poluente no líquido} \times 10^6.$$

Tabela 6.10 - Dados de concentração e vazão da água antes da reutilização

Processo	Vazão (t/h)	$C_{ent.}$ (ppm)	$C_{sai}$ (ppm)	Massa (kg/h)
1	2,80	0	6171	17,28
2	5,29	0	23206	122,76
3	5,94	0	57091	339,12
Total	14,03	-----	-----	479,16

### 6.3.2.2. Meta da Vazão Mínima de Despejo

Para que a reutilização da água se torne possível, é necessário encontrar o perfil limite de água para cada processo, ou seja, é preciso conhecer a quantidade máxima de poluentes que pode entrar no processo junto com a água de alimentação. Somente a partir destes dados é possível iniciar o processo de síntese da rede.

Neste caso, para encontrar o perfil limite de água, como estimativa inicial, foram utilizadas as equações de equilíbrio descritas anteriormente, seguido por uma simulação nas colunas através

de um programa computacional que utiliza o método rápido de Feintuch e Treybal (apresentado no Apêndice A), onde se obteve, para cada processo, a quantidade máxima de poluente na corrente de água de alimentação, apresentado na Tabela 6.11. Acima destes valores, pequenas variações na concentração levam a grandes variações na altura do recheio, elevando muito o custo fixo e conseqüentemente, inviabilizando o processo de reutilização da água.

Tabela 6.11 - Valor das concentrações máximas de entrada para a aplicação 02

Processo	$Y_A$
1	0,00000
2	0,00030
4	0,00034

A partir destes dados, serão feitas duas análises. Na primeira, a altura da coluna será mantida inalterada, e na segunda, as colunas serão redimensionadas.

### 6.3.2.2.1. Análise Mantendo Constante a Altura das Colunas

Mantendo a altura do recheio inalterada, para que ocorra a absorção nos níveis desejados será necessário um aumento na vazão da corrente de água de alimentação. Assim, após otimização nas colunas encontra-se os resultados apresentado na Tabela 6.12.

Tabela 6.12- Vazão e altura das colunas após reutilização da água na aplicação 02

Processo	$Y_{A1}$	$Y_{A2}$	$X_{A1}$	$X_{A2}$	$HTU(m)$	$NTU (m)$	$Ls (kg/s)$	$Ls (t/h)$	Altura (m)
1	0,007	0,0035	0,0019	0,00000	3,765	1,506	0,778	0,778	5,67
2	0,025	0,0035	0,0060	0,00030	0,800	6,773	1,838	1,838	5,42
3	0,070	0,0035	0,0138	0,00034	0,558	12,67	2,150	2,150	7,07

Assim, chega-se ao perfil limite de água para cada processo da aplicação 02, apresentado na Tabela 6.13.

Tabela 6.13 - Perfil limite de água para a aplicação 02

Processo	Vazão (t/h)	Cent. (ppm)	Csai. (ppm)	Massa (kg/h)
1	2,80	0	6171	17,28
2	6,62	967	19511	122,76
3	7,74	1096	44910	339,12
Total	17,16	-----	-----	479,16

Utilizando os dados da Tabela 6.13, após a construção da Curva Composta, chega-se a uma vazão mínima de água de 14,74 t/h; sem a reutilização o consumo era de 14,03 t/h. Isto demonstra que o processo de reutilização é inviável neste caso, pois acarretou em um aumento de 5,13 % no consumo de água. Este aumento se deve ao fato de não ter se levado em consideração os detalhes de projeto dos equipamentos, pois quando se entra com água contaminada, a força motriz de transferência de massa diminui, sendo necessário aumentar a vazão de líquido ou a altura do recheio para que os equipamentos continuem operando com a mesma eficiência. Como neste caso a altura do recheio não sofre alterações, ocorre um aumento na vazão total de líquido de 14,03 t/h para 17,16 t/h. Assim, mesmo após a reutilização, onde a vazão diminui de 17,16 t/h para 14,74 t/h, o consumo continua maior que antes da reutilização, o que inviabiliza a reutilização da água.

Geralmente, o que se encontra na literatura são exemplos em que não são levados em consideração os equipamentos de transferência de massa. Tomando como exemplo o processo 2, na literatura o cálculo é feito da seguinte maneira: A concentração de saída da água é fixada em 23206 ppm (a mesma concentração antes da reutilização) e sendo a concentração máxima de entrada permitida igual a 977 ppm. A vazão de água necessária para este processo é de 5,52 t/h. Repetindo o mesmo procedimento para o processo 3, obtém-se o perfil limite de água, apresentado na Tabela 6.14.

Após a construção da Curva Composta, utilizando os dados da Tabela 6.14, encontra-se uma vazão mínima de água de 12,44 t/h, alcançando desta forma, uma redução de 11,34% no consumo de água. No entanto, quando se analisa as condições de operação dos equipamentos de transferência de massa, para obter a mesma eficiência na lavagem dos gases, verifica-se a necessidade de um aumento elevado na altura das colunas.

Tabela 6.14 - Perfil limite de água mantendo a concentração de saída fixa

Processo	Vazão (t/h)	Cent. (ppm)	Csai. (ppm)	Massa (kg/h)
1	2,80	0	6171	17,28
2	5,52	967	23206	122,76
3	6,06	1096	57091	339,12
Total	14,38	-----	-----	479,16

No caso do processo 3 ocorre um aumento na altura de 206%, pois a altura necessária para efetuar a lavagem dos gases aumenta de 7,06 m para 21,60 m. O mesmo ocorre com o processo 2, onde a altura passa de 5,42 m para 12,50 m. Isto inviabiliza a reutilização, não só pelo aumento de 6,60% no custo total anual, apresentado na Tabela 6.15, mas também pelo fato de que equipamentos com tais dimensões aumentam muito o custo com manutenção, controle e operação. Isto mostra a importância da análise financeira no processo de reutilização, pois se não for feita uma análise de custos correta, resultados aparentemente satisfatórios podem levar a prejuízos financeiros.

Tabela 6.15 - Dados de projeto considerando a concentração constante

Processo	Vazão (t/h)	H (m)	Custo fixo anual (U\$)	Custo oper. (U\$)	Custo total anual (U\$)
1	2,80	5,67	1723	----	----
2	5,52	12,50	3879	----	----
3	6,06	21,60	6295	----	----
Após a reutilização	12,44	----	11897	27617	39514

Desta forma, faz-se necessário analisar a influência que a reutilização da água exerce sobre os equipamentos de transferência de massa e no custo total do processo. Caso contrário, pode-se chegar a uma falsa conclusão sobre a reutilização da água.

### 6.3.2.2.2. Análise Redimensionando as Colunas

Após iniciar o processo de reutilização, devido à redução na força motriz de transferência de massa causada pela entrada de água contaminada, para que as colunas continuem operando com uma vazão ótima de líquido (e um custo total mínimo), deve-se aumentar a altura do recheio e a vazão de líquido. Portanto, deve-se realizar um trabalho iterativo que consiste em variar a vazão de entrada da corrente líquida até encontrar a vazão que leva ao menor custo total anual.

A seqüência de cálculo utilizada para encontrar a rede com o custo mínimo anual foi a seguinte: primeiramente, estima-se um valor para a vazão de líquido e calcula-se a altura e o diâmetro das colunas, juntamente com o custo fixo anual. Em seguida, encontra-se o perfil limite de água para cada processo e a meta da vazão mínima de despejo gerado. Com este valor, calcula-se o custo operacional e o custo anual total. Esta seqüência deve ser repetida até encontrar a vazão que leva ao menor custo anual.

Pode-se tomar como estimativa inicial os valores das vazões que levam ao custo mínimo em cada processo individualmente, pois em todos os casos analisados, estes são muito próximos aos das vazões que levam à rede final com o custo mínimo.

O perfil limite de água encontrado é apresentado na Tabela 6.16 e os dados finais de projeto são apresentados na Tabela 6.17.

Tabela 6.16 - Perfil limite de água que leva à rede com custo mínimo anual

Processo	Vazão (t/h)	$C_{ent.}$ (ppm)	$C_{sai.}$ (ppm)	Massa (kg/h)
1	2,80	0	6171	17,28
2	5,76	967	22280	122,76
3	6,66	1096	52015	339,12
Total	15,04	-----	-----	479,16

Utilizando os dados da Tabela 6.16, constrói-se a Curva Composta apresentada na Figura 6.10, onde obteve-se uma vazão mínima de 13,13 t/h, representando uma economia no consumo de água de 6,41%.

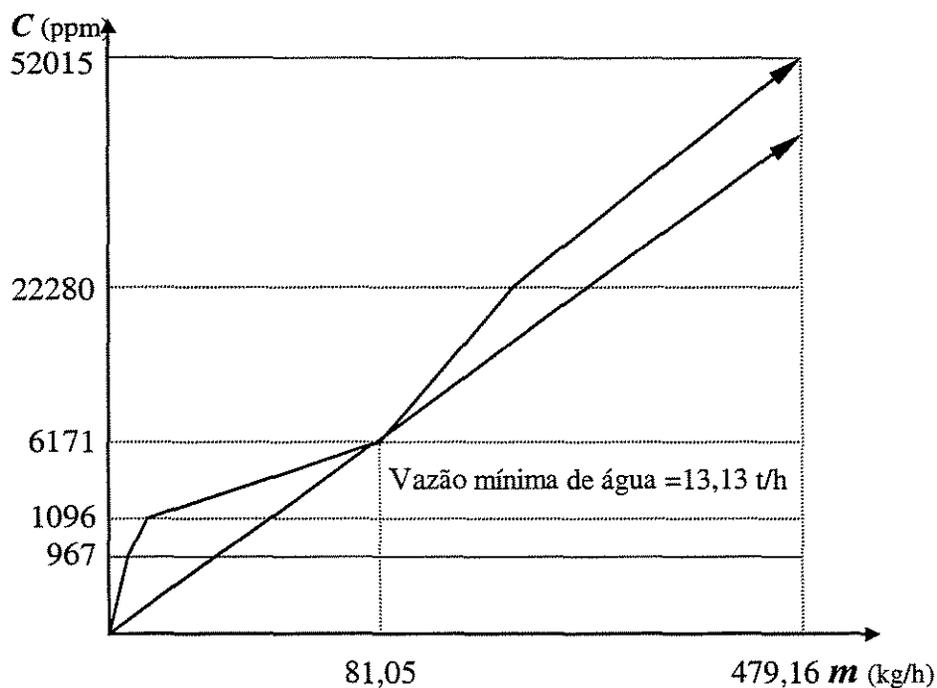


Figura 6.10 - Meta da vazão mínima de despejo para a aplicação 02

Apesar da economia no consumo, como apresentado na Tabela 6.17, ocorre um aumento no custo total de 2,5%, inviabilizando financeiramente a reutilização da água neste caso. No entanto, se houver um aumento no custo da água, acima de US\$ 0,008/kmol de água (US\$ 0,444/tonelada de água), a reutilização passa a ter vantagens financeiras.

Tabela 6.17 - Dados de projeto obtidos após o redimensionamento das colunas

Processo	Vazão (t/h)	H (m)	Custo fixo anual (US\$)	Custo oper. (US\$)	Custo total anual (US\$)
1	2,80	5,67	1723	----	----
2	5,76	9,82	3134	----	----
3	6,66	12,90	3988	----	----
Após a reutilização	13,13	----	8845	29149	37994

Das análises feitas neste caso, pode-se tirar várias conclusões. Primeiramente, é que, o fator que mais influencia no processo de reutilização é a concentração máxima de entrada permitida

para a água, e esta, além do processo, depende do tipo de equipamento utilizado. Para se obter grandes reduções no consumo de água durante a reutilização, deve-se ter valores altos para estas concentrações, principalmente, nos casos em que as concentrações de saída são elevadas.

As equações de custo são um fator que tem influência direta na análise econômica, pois qualquer variação nestas equações leva a mudanças na relação entre o custo fixo anual e o custo operacional, modificando o valor do custo total anual.

Outro fator importante e que não foi analisado neste caso, é que a redução na vazão total da água levará a uma redução no custo do processo de recuperação da acetona da corrente aquosa, o que poderia compensar o aumento no custo causado pela reutilização da água.

Uma grande vantagem no processo de reutilização da água, mesmo que não leve a resultados satisfatórios financeiramente, é o fato de que durante a análise feita para a implantação do projeto da rede, adquire-se um maior conhecimento dos equipamentos e dos processos envolvidos. Este conhecimento, obtido durante a aplicação da metodologia de síntese, muitas vezes, permite propor modificações nos equipamentos e nos processos que podem levar a uma redução na emissão de poluentes e/ou uma redução no custo total.

### **6.3.2.3. Síntese da Rede**

Apesar de não se obter vantagem econômica na reutilização da água para este caso, será utilizado o valor da vazão mínima de despejo obtida após a otimização do custo (Tabela 6.17), para sintetizar a rede de equipamentos de transferência de massa, apresentada na Figura 6.11.

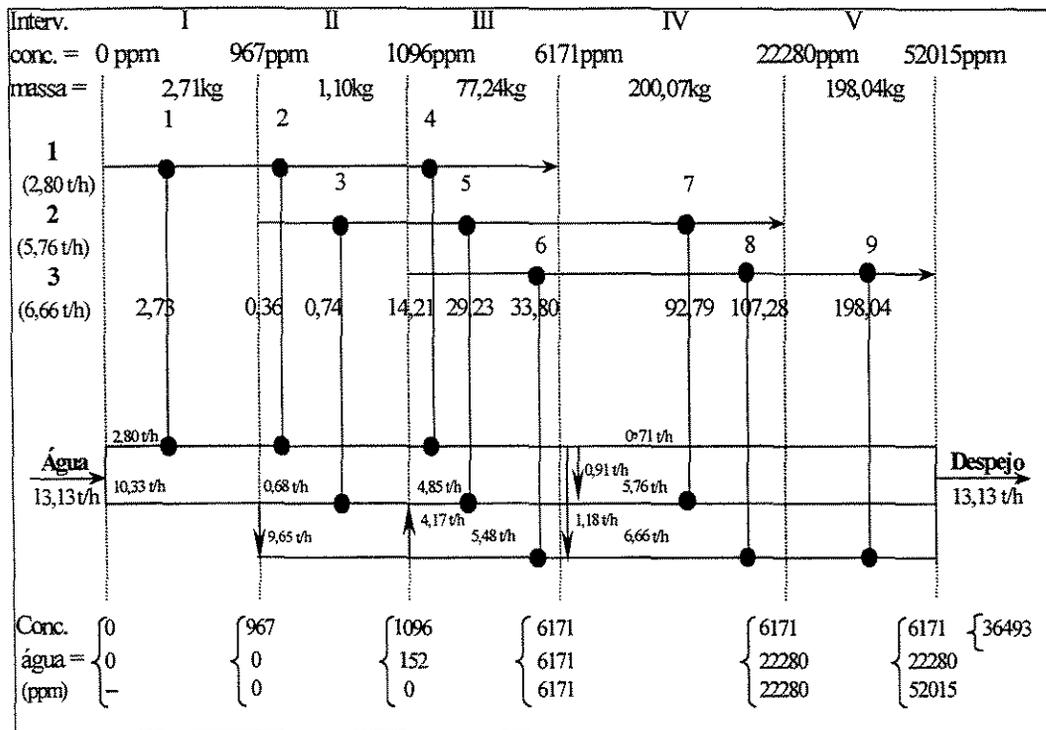


Figura 6.11 - Projeto inicial da RETM para a aplicação 02

#### 6.3.2.4. Evolução da Rede

Após a síntese, utilizando a equação (5.09) verifica-se a existência de 6 laços independentes de transferência de massa. Para quebrar estes laços basta retirar uma das unidades pertencentes ao laço somando a sua massa ao trocador remanescente. Assim, quebrando os laços entre as unidades:

- 1, 2 e 4 (somando as cargas dos trocadores 2 e 4 no trocador 1).
- 3, 5 e 7 (somando as cargas dos trocadores 5 e 7 no trocador 3).
- 6, 8 e 9 (somando as cargas dos trocadores 8 e 9 no trocador 6),

obtém-se a rede otimizada, apresentada na Figura 6.12.

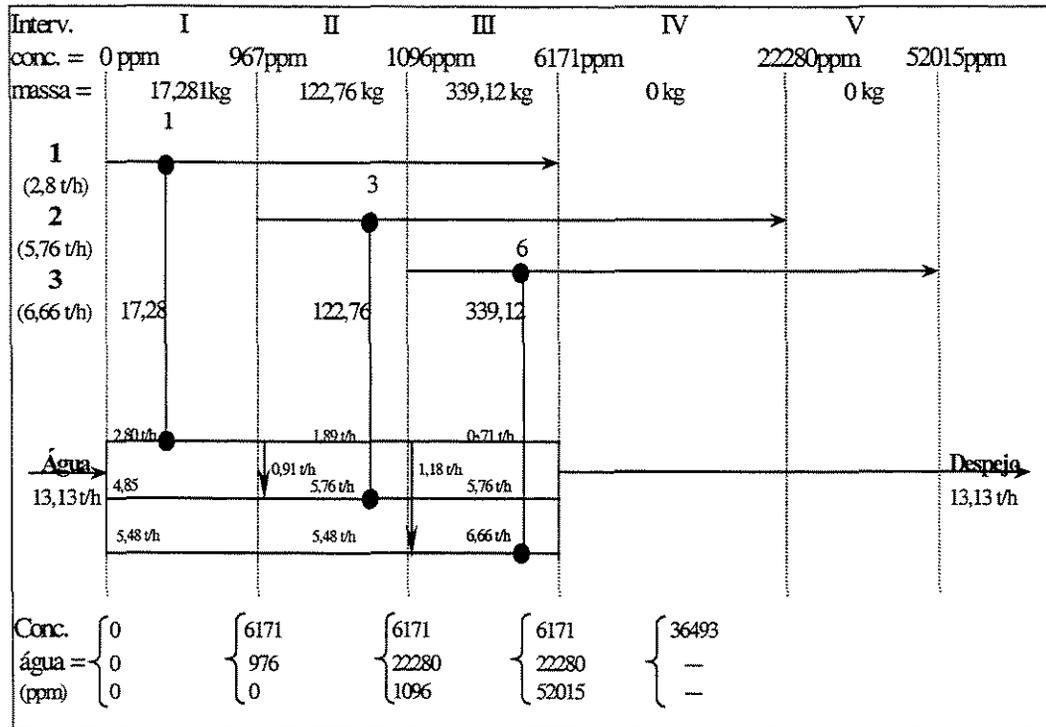


Figura 6.12 - Rede otimizada para a aplicação 02

O projeto final da rede, após a identificação e quebra de laços de transferência de massa é apresentado na Figura 6.13.

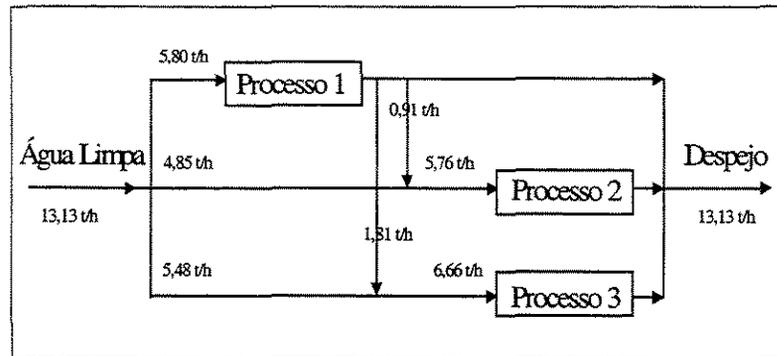


Figura 6.13 - Projeto final da RETM obtido para a aplicação 02

A reutilização da água para este caso, em relação aos mesmos processos sem a reutilização, representa em uma redução de 6,41% no consumo de água e um aumento de 2,5% no custo total anual.

Mesmo não ocorrendo vantagens financeiras, deve ser levado em consideração a redução do impacto ambiental alcançado pela redução na quantidade de água utilizada. Deve ser considerado também, a possibilidade de um aumento no custo da água devido a restrições impostas por órgãos governamentais restringindo a captação da água ou devido a escassez de fontes. Portanto, se por algum motivo, houver um aumento no custo da água acima de U\$ 0,008/kmol de água (U\$ 0,444/tonelada de água), a reutilização passa a ser, também, viável financeiramente.

Analisando os resultados obtidos, pode-se concluir que o fator que mais influencia no processo de reutilização é a concentração máxima de entrada permitida para a água, e esta, além do processo, depende do tipo de equipamento utilizado. Para se obter grandes reduções no consumo de água durante a reutilização, deve-se ter valores altos para estas concentrações, principalmente, nos casos em que as concentrações de saída são elevadas.

Outro fator de grande influência, principalmente em relação às análises econômicas, é o comportamento do equipamento quando se entra com água contaminada. É um fator que não pode deixar de ser analisado. Não basta encontrar a concentração máxima de entrada permitida e iniciar o processo de reutilização. Deve-se analisar a influência que esta concentração de entrada exerce sobre o equipamento, pois na maioria dos casos em que se trabalha com lavagem de gases, ocorre um aumento elevado na vazão e/ou dimensão do equipamento, e isto, tem influência direta no custo total.

Quando se entra com água contaminada, a força motriz de transferência de massa diminui, sendo necessário aumentar a vazão de líquido ou a altura do recheio para que os equipamentos continuem operando com a mesma eficiência. Nestes casos, independentemente da análises feitas (variação da altura ou vazão) não se obtém vantagens financeiras na reutilização da água. Daí a importância de analisar a influência dos equipamentos antes de iniciar o processo de reutilização..

Outro fator que tem influência direta na análise econômica são as equações de custo, pois qualquer variação nestas equações leva a mudanças na relação entre o custo fixo anual e o custo operacional, modificando o valor do custo total anual.

### 6.3.3. Aplicação 03

Esta aplicação será utilizada para mostrar a reutilização da água envolvendo vários contaminantes, bem como a análise da viabilidade econômica. Ao contrário da aplicação anterior, onde o perfil limite de água exerceu grande influência sobre a eficiência dos equipamentos utilizados, neste caso, após a entrada de água contaminada dentro dos limites máximos permitidos, os equipamentos continuam operando com a mesma eficiência, não necessitando de mudanças.

Trata-se de uma refinaria de petróleo, também utilizada por TAKAMA et al. (1980), onde são considerados 3 processos que mais consomem água (cerca de 85% do total da água da refinaria, excluindo a água utilizada no resfriamento e na geração de vapor, que são comumente reutilizadas com ou sem tratamento prévio e não são consideradas neste caso). O processo 1 consiste de vários processos que utilizam vapor de água. O processo 2 trata-se de um processo de hidrodessulfurização em que é usado injeção de água e o processo 3 é um dessalinizador incluindo uma unidade de destilação bruta. Os três maiores contaminantes considerados são: Sólidos suspensos (a), H<sub>2</sub>S (b) e óleo (c). Os dados de processo (perfil limite de água) são apresentados na Tabela 6.18 e as informações para o cálculo do custo encontram-se no Quadro 6.2.

Tabela 6.18 - Perfil limite de água para a aplicação 03

Processo	Vazão	Contaminante	$C_{ent.}$ (ppm)	$C_{sai.}$ (ppm)
1	45,8	Sólidos suspensos	0	25
		H <sub>2</sub> S	0	390
		óleo	0	10
2	32,7	Sólidos suspensos	50	65
		H <sub>2</sub> S	500	16890
		óleo	20	120
3	56,5	Sólidos suspensos	50	85
		H <sub>2</sub> S	20	43
		óleo	120	220

Quadro 6.2 - Dados econômicos da aplicação 03

Custo da água limpa é U\$ 0,30/tonelada de água	
Taxa de atratividade 13,15%	
O sistema opera 8000 horas por ano	
O custo fixo é dado por:	
Para o processo 4:	custo = $16800 \cdot f^{0,7}$
Para o processo 5:	custo = $4800 \cdot f^{0,7}$
Para o processo 6:	custo = $12600 \cdot f^{0,7}$
O custo operacional é dado:	
Para o processo 4:	custo = $10 \cdot f$
Para o processo 5:	custo = 0
Para o processo 6:	custo = $0,0067 \cdot f^{0,7}$
Onde $f$ é a vazão do despejo em t/h.	

A água contaminada é tratada em um sistema de tratamento que consiste nos seguintes processos: um *stripper* (processo 4), um separador de óleo (processo 5) e uma unidade de coagulação, sedimentação e filtração (processo 6). As condições de operação para cada um destes processos são apresentados na Tabela 6.19.

Tabela 6.19 - Condições de operação para o sistema de tratamento da aplicação 03

Processo	Vazão (t/h)	Taxa de Remoção (%)			Concentração máxima permitida (ppm)		
		a	b	c	a	b	c
4	*	0	99,9	0	--	--	--
5	*	20	0,0	95	--	--	--
6	*	97	90,0	90	--	--	--

\* : não especificada

A concentração máxima de saída permitida para cada poluente após o sistema de tratamento é : 5ppm para o contaminante a, 2 ppm para o contaminante b e 2 ppm para o contaminante c. O

diagrama de fluxo da aplicação 03 sem a reutilização da água e com o sistema de tratamento convencional está representado na Figura 6.14.a, e o processo otimizado por TAKAMA et al (1980), na Figura 6.14.b.

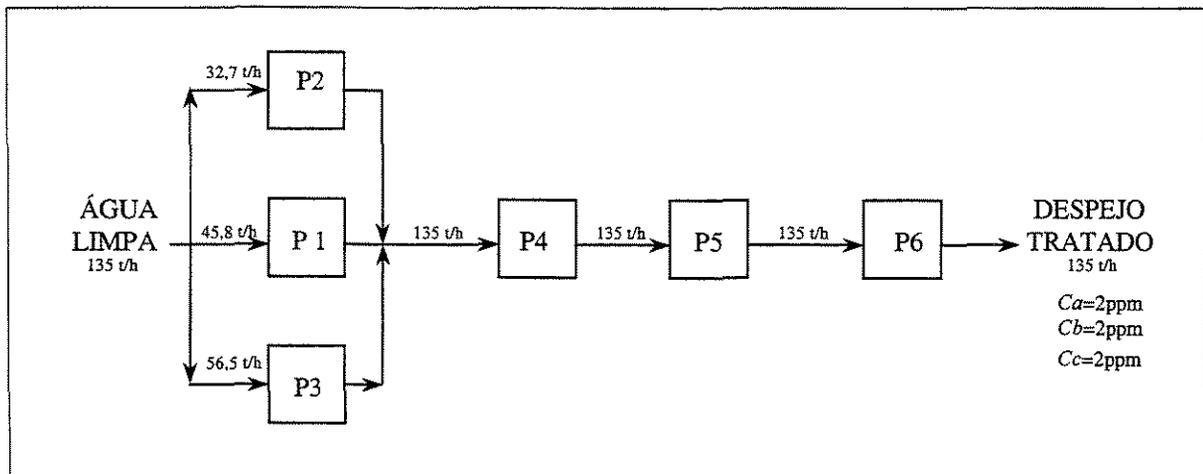


Figura 6.14.a - Diagrama de fluxo para o caso convencional

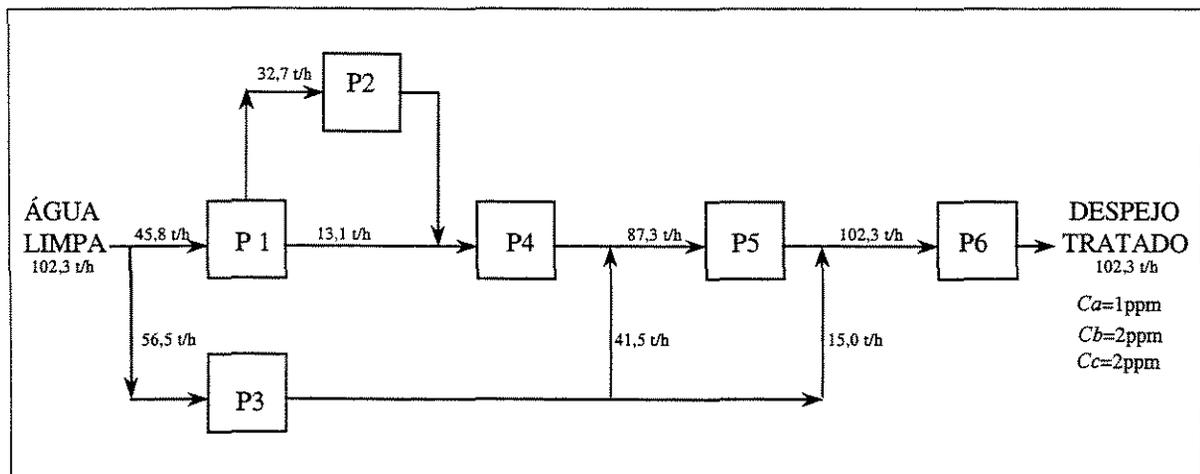


Figura 6.14.b - Diagrama fluxo da aplicação 03 apresentado por TAKAMA et al (1980)

### 6.3.3.1. Meta da Vazão Mínima de Despejo

Escolhendo os sólidos suspensos (a) como contaminante de referência, constrói-se o diagrama concentração em função da massa transferida, como apresentado na Figura 6.15. Os números entre colchetes referem-se às concentrações do contaminante **b** ( $\text{H}_2\text{S}$ ) e os números entre parênteses referem-se às concentrações do contaminante **c** (óleo).

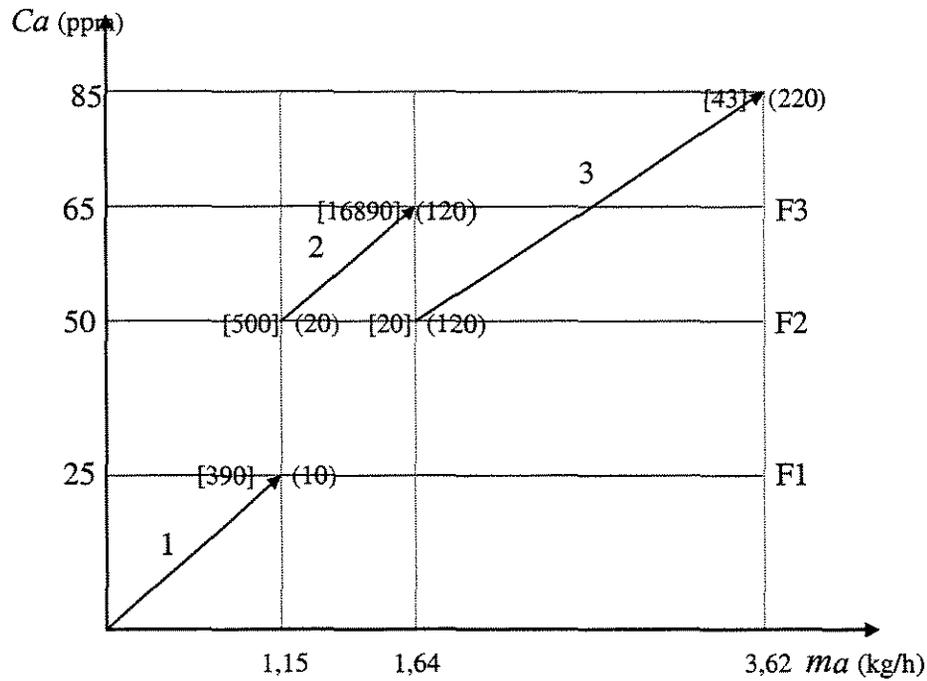


Figura 6.15 - Início da construção da Curva Composta para a aplicação 03

Conforme apresentado na Figura 6.15, as concentrações do contaminante **a**, **b** e **c** não são iguais nas fronteiras F1, F2 e F3. Para que a reutilização se torne possível, estas concentrações tem que ser iguais em cada fronteira. Desta forma, será necessário aplicar uma mudança de concentração, como demonstrado abaixo.

**Para o processo 3:**

Como a concentração de entrada do contaminante **b** no processo 2 é menor que a sua concentração de saída no processo 1, a concentração do contaminante **a** equivalente a  $C_b = 20$  ppm pode ser encontrada pela equação (5.08):

$$\frac{20-0}{390-0} = \frac{Ca-0}{25-0} \Rightarrow Ca = 1,28 \text{ ppm}$$

A mudança de concentração necessária para este processo é de 48,72 ppm. Assim, os novos valores para as concentrações de entrada e saída são 1,28 ppm e 36,28 ppm, respectivamente.

### Para o processo 2:

Neste processo existe força motriz sobrando, pois as concentrações de entrada do processo 2 são maiores que as concentrações de saída do processo 1 para todos os contaminantes. No entanto, para explorar totalmente a força motriz existente, precisa ser introduzida uma mudança de concentração de 25 ppm no processo 2. Isto garantirá que na fronteira F1 a concentração do contaminante **b** seja igual a 390 ppm. Desta forma, os novos valores para as concentrações de entrada e saída do processo 2 são, respectivamente, 25 ppm e 40 ppm,.

O diagrama concentração em função da massa transferida após a mudança de concentração é apresentado na Figura 6.16.

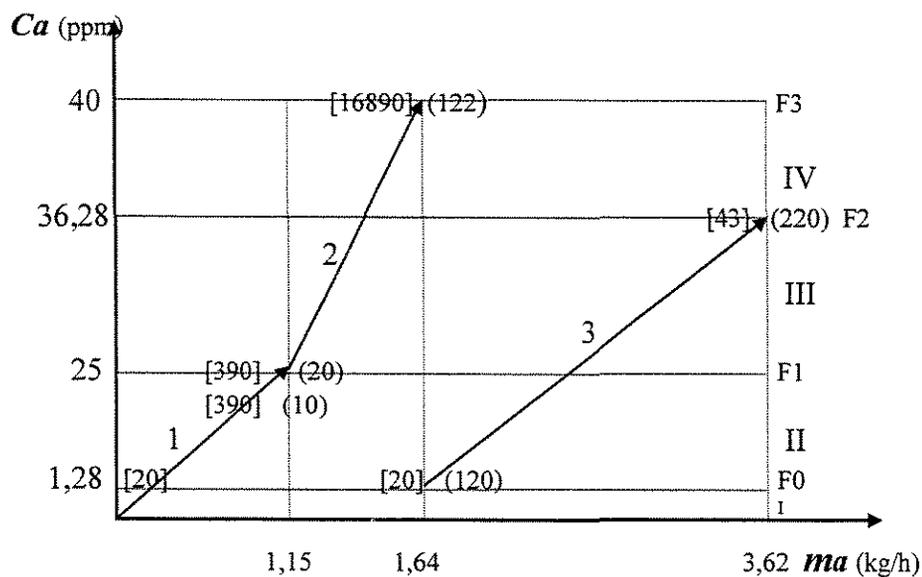


Figura 6.16 - Construção da Curva Composta após mudança de concentração

Como apresentado na Figura 6.16, verifica-se que na fronteira F1, apesar das concentrações do contaminante **b** serem iguais para os processos 1 e 2, no processo 3 isto não ocorre, pois sua concentração final de 43 ppm encontra-se na fronteira F2. Portanto, a massa transferida no intervalo III terá que ser mudada para o intervalo II. Para que isto aconteça terá que ser feita uma “compressão” na linha do processo 3 no gráfico, até que o valor da concentração do contaminante **b** no processo 3 seja igual à do processo 1, neste caso 390 ppm. O diagrama concentração em função da massa transferida, após a mudança de massa, é apresentado na Figura 6.17.

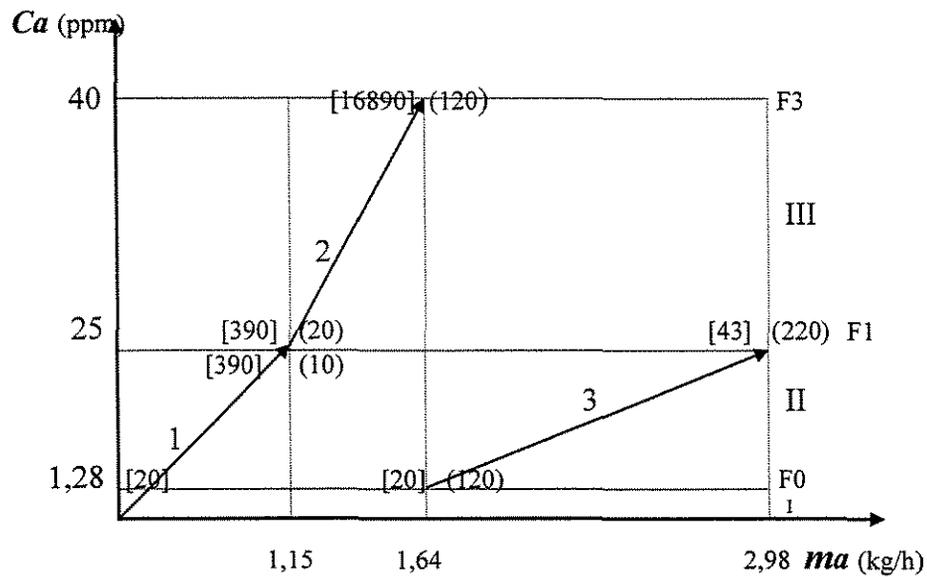


Figura 6.17 - Diagrama concentração em função da massa transferida para a aplicação 03

Após a mudança de carga de massa, utilizando os dados do diagrama concentração em função da massa transferida, chega-se à Curva Composta apresentada na Figura 6.18, onde se obteve um valor de 99,4 t/h para a vazão mínima de despejo gerado.

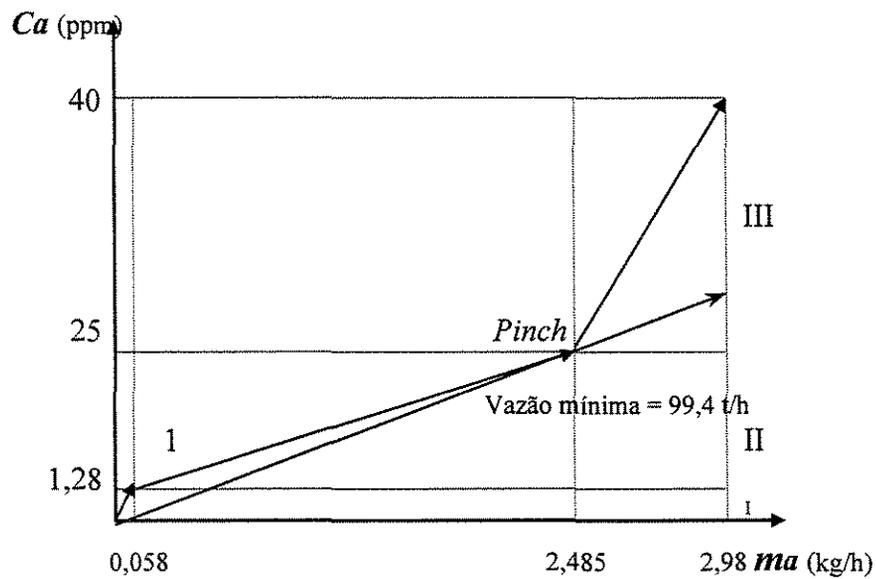


Figura 6.18 - Meta da vazão mínima de despejo para a aplicação 03

### 6.3.3.2. Síntese da Rede

Encontrada a meta da vazão mínima de despejo, o próximo passo é a síntese da rede de transferência de massa, cuja representação gráfica é apresentada na Figura 6.19.

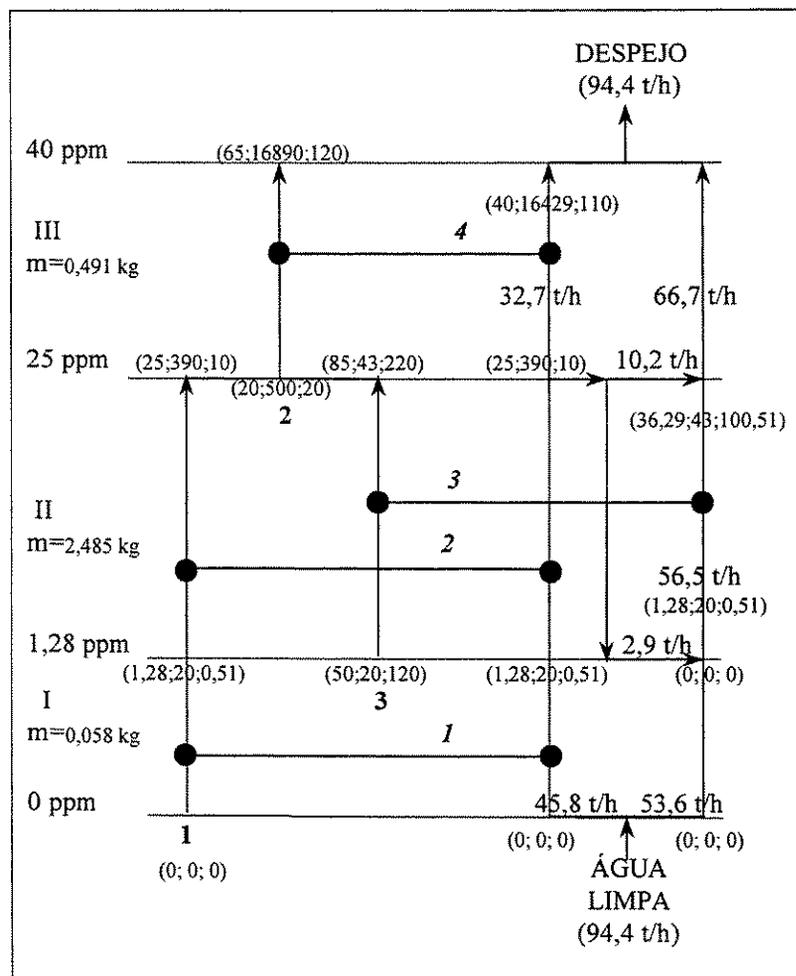


Figura 6.19 - Projeto inicial da RETM para a aplicação 03

### 6.3.3.3. Evolução da Rede

Após a síntese, utilizando a equação (5.09), verifica-se a existência de 1 laço de transferência de massa entre as unidades 1 e 2. Este laço pode ser quebrado retirando-se a unidade 2 e somando sua massa à unidade 1, como apresentado na Figura 6.20. Uma verificação nas concentrações mostra que nenhuma restrição foi violada.

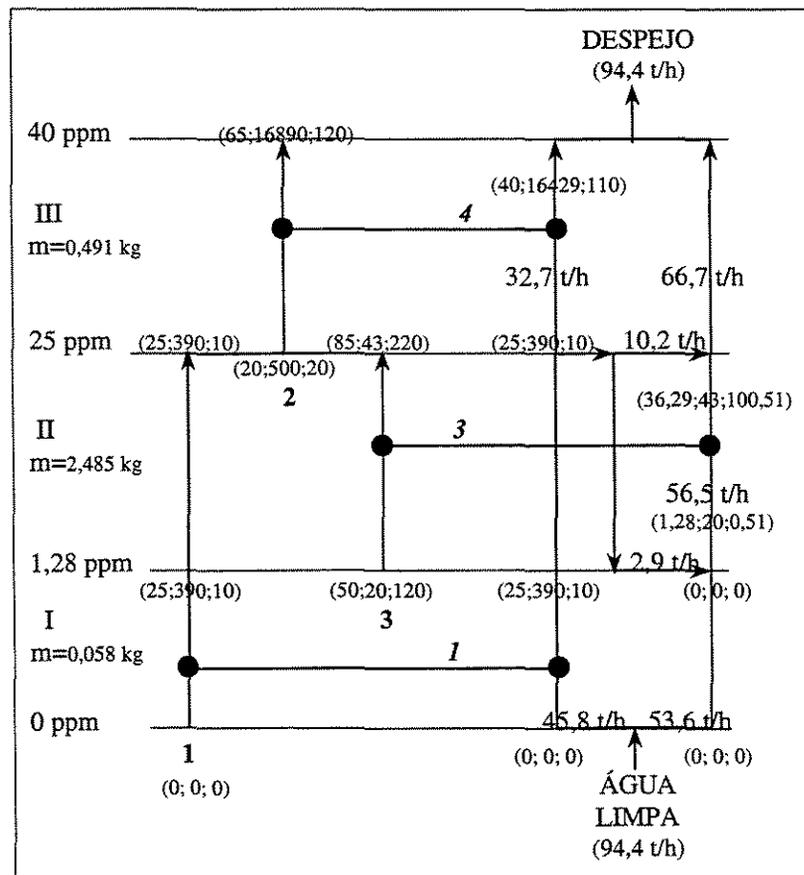


Figura 6.20 - Rede otimizada para a aplicação 03

O projeto final da rede, após a identificação e quebra de laços de transferência de massa é apresentado na Figura 6.21, o qual alcançou uma redução de 26,37% no consumo de água, se comparado ao processo convencional (sem a reutilização da água), e uma redução de 2,84% no consumo de água se comparado ao processo otimizado por TAKAMA et al (1980). A minimização é obtida através da reutilização da água do processo 1 nos processos 2 e 3.

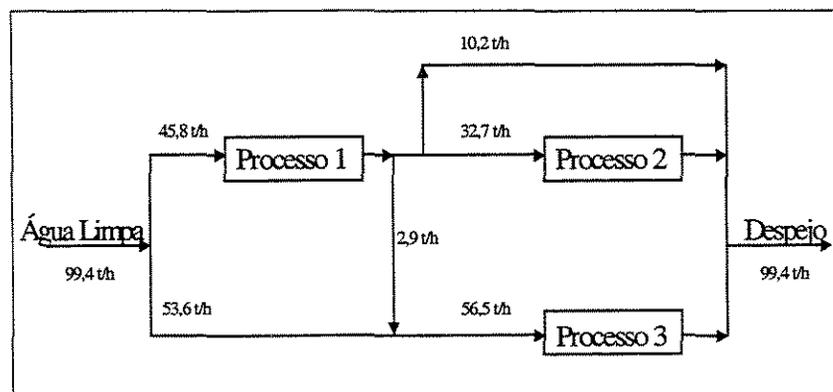


Figura 6.21 - Projeto final da RETM obtido para a aplicação 03

#### 6.3.3.4. Cálculo do Custo

Utilizando os dados do quadro 02 encontra-se os valores de custo apresentados na Tabela 6.20. Comparando os resultados obtidos, verifica-se uma redução de 23,31% no custo total. Isto mostra que a reutilização da água além do benefício ambiental (redução de 26,37% no consumo de água) pode levar a uma redução no custo total do processo.

Tabela 6.20 - Valores do custo para a aplicação 03 após reutilização da água

	Vazão (t/h)	Custo fixo (10 <sup>3</sup> U\$)	Custo oper. (10 <sup>3</sup> U\$)	Custo da água (10 <sup>3</sup> U\$)	Custo Total (10 <sup>3</sup> U\$)
Caso convencional	135,00	1060	1087	324	2471
Reutilização utilizando a Análise <i>Pinch</i>	99,40	856	800	239	1895
Redução (%)	26,37	19,25	26,40	26,37	23,31

Se for feita uma comparação entre o método de otimização apresentado por TAKAMA et al (1980) e a Análise *Pinch*, verifica-se que apesar da Análise *Pinch* obter uma maior redução no consumo de água (26,37% contra 24,22%), não obteve o menor custo total. Isto se deve ao fato de que não se trabalhou com a otimização do custo do sistema de tratamento do despejo.

No entanto, se for utilizada água regenerada, ou seja, se for utilizada uma determinada quantidade de água após o tratamento de um determinado poluente (neste caso será reutilizada a água que sai do processo 4), seguido de uma otimização no custo dos processos de tratamento, chega-se ao processo apresentado na Figura 6.22. Como mostrado na Tabela 6.21, a Análise *Pinch* seguida de uma otimização no sistema de tratamento obteve uma redução de 9,38% no consumo de água e uma redução de 3,80% no custo total em relação ao método apresentado por TAKAMA et al (1980).

A quantidade de água regenerada utilizada do processo 4 é limitada em 9,6 t/h devido às restrições impostas para as concentrações máximas de saída permitidas para os poluentes após o sistema de tratamento (5ppm para o contaminante a, 2 ppm para o contaminante b e 2 ppm para o contaminante c). Se estas restrições fossem dadas em massa por hora, a vazão da água reutilizada

após o tratamento no processo 4 seria de 45,8 t/h, o que reduziria o consumo total de água para 56,5 t/h e o custo total para US\$ 1024000,00.

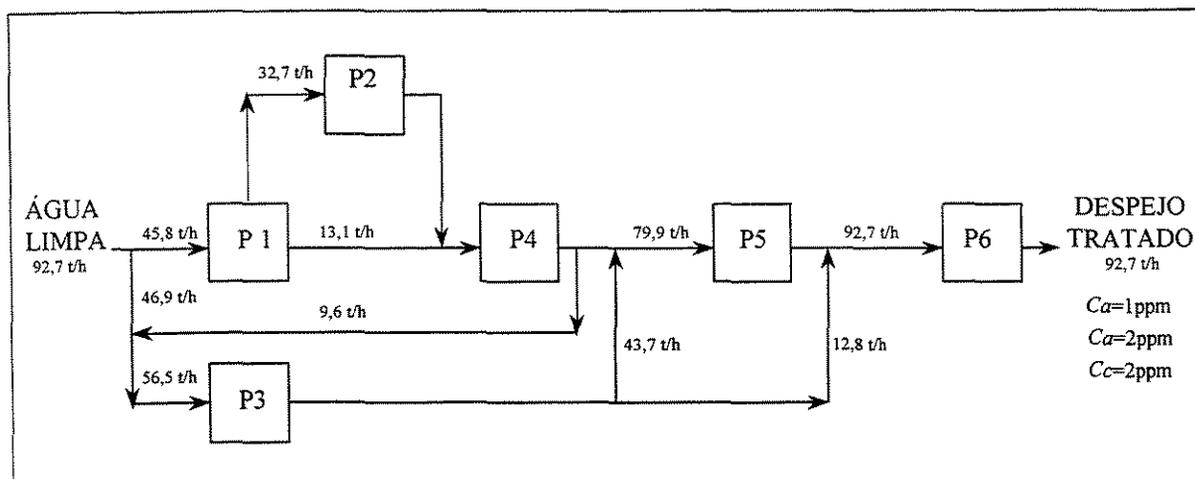


Figura 6.22 - Diagrama de fluxo para a aplicação 03 após reutilização utilizando Análise *Pinch* seguido de otimização do custo no sistema de tratamento

Tabela 6.21 - Valores do custo após otimização no sistema de tratamento

	Vazão (t/h)	Custo fixo (10 <sup>3</sup> US\$)	Custo oper. (10 <sup>3</sup> US\$)	Custo da água (10 <sup>3</sup> US\$)	Custo Total (10 <sup>3</sup> US\$)
Resultados apresentados por TAKAMA et al (1980)	102,3	676	372	246	1289
Reutilização utilizando a Análise <i>Pinch</i> seguido de otimização no sistema de tratamento	92,7	647	371	223	1240
Redução (%)	9,38	4,29	0,27	9,35	3,80

Analisando os resultados obtidos, pode-se tirar algumas conclusões. Primeiramente, que através da reutilização da água, pode-se chegar a reduções significantes na emissão de poluentes líquidos. Se a qualidade da água necessária aos processos for corretamente definida, o desempenho dos processos podem ser mantidos.

Através da Análise *Pinch* é possível chegar à vazão mínima de água necessária para um determinado conjunto de processos antes da síntese, ou seja, é possível obter a máxima reutilização da água possível.

Na comparação com os métodos de otimização utilizando programação matemática, verifica-se que a *Análise Pinch* obtém uma maior redução no consumo de água. Demonstrando sua eficiência em relação aos métodos de otimização convencionais, pois além de garantir a vazão mínima de despejo gerado e conseqüentemente uma maior redução no custo com a água, possibilita ao engenheiro acompanhar passo a passo o processo de reutilização e com isto, propor modificações que levem a um processo mais eficiente, como demonstrado nesta aplicação.

Outra conclusão obtida nesta aplicação é que, nos casos onde não existe a necessidade de modificações nos equipamentos após a síntese da rede, e conseqüentemente, não existe acréscimo no custo fixo, a economia obtida com a reutilização é sempre significativa. Levando sempre a um duplo benefício: a redução no impacto ambiental obtido pela redução no consumo de água e a redução no custo total do processo.

#### **6.3.4. Aplicação 04**

A finalidade desta aplicação, além da análise econômica, é demonstrar o procedimento de síntese de RETM, utilizadas na redução de emissões de poluentes através da integração de processos.

Trata-se de uma planta de combustíveis sintéticos, cujo principal objetivo é a simples conversão de uma fonte de energia sólida, o carvão, em uma forma de energia mais facilmente utilizável, tais como os combustíveis líquidos ou gasosos.

O sistema de conversão de carvão pode ser classificado em dois subsistemas: gaseificação e liquefação. A gaseificação do carvão produz uma ampla variedade de produtos úteis, tais como gases de médio BTU que são produzidos pela gaseificação do carvão com oxigênio e vapor e gases de baixo BTU resultantes da gaseificação do carvão com ar e vapor. A liquefação do carvão é baseada na hidrogenação do carvão a altas temperatura e pressão para produção de gases de saída, combustíveis líquidos e resíduos sólidos.

Plantas de conversão de carvão produzem várias correntes de poluentes aquosos que, se descartados ou reciclados no processo sem tratamento apropriado, pode causar sérios danos ao meio ambiente e problemas técnicos.

A principal espécie orgânica perigosa neste efluente líquido são os fenóis. O principal impacto ambiental da descarga de fenóis em fontes naturais de água é o seu efeito prejudicial à vida aquática devido a sua toxicidade, esgotamento do oxigênio e turbidez. Além disso, se presente na água potável, mesmo que em concentrações extremamente baixas (ppm) deixa a água com um sabor e odor desagradável.

A remoção/recuperação de fenóis do despejo aquoso, além do impacto ambiental positivo, pode ser uma proposta economicamente atrativa, visto que os fenóis são produtos químicos de valor.

A Figura 6.23 descreve um fluxograma simplificado de uma planta de conversão de carvão. Esta planta compreende uma unidade de gaseificação e uma unidade de liquefação.

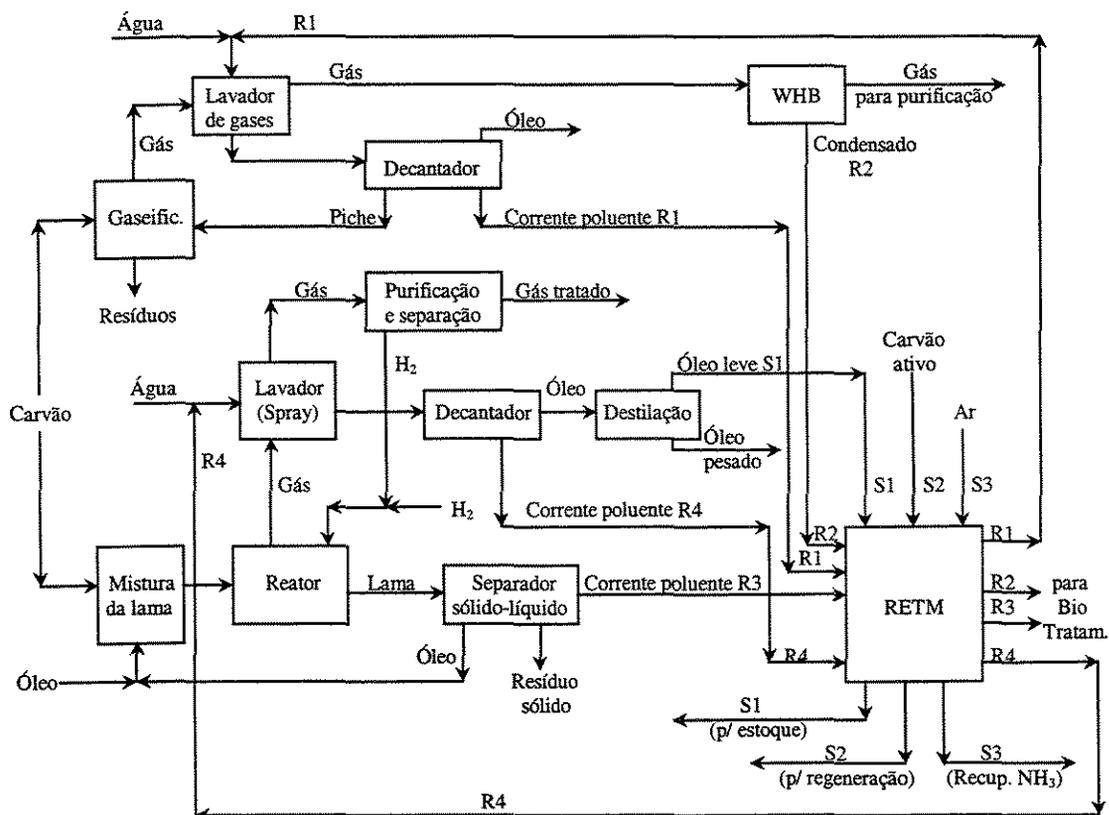


Figura 6.23 - Fluxograma da planta de conversão de carvão

Na unidade de gaseificação, o carvão é alimentado no topo do gaseificador onde entra em contato contracorrente com uma mistura de vapor e oxigênio. O gás que sai do gaseificador é apagado em um lavador spray com água tratada reciclada. O efluente líquido é passado por um

separador de óleo-água, do qual é retirada continuamente a corrente de poluentes aquosos  $R_1$ . O gás de saída é resfriado posteriormente quando passa através de um aquecedor (WHB), que recupera o calor latente do gás pela condensação do vapor na superfície do aquecedor.

O condensado (corrente poluente  $R_2$ ) que deixa o aquecedor, contém além de fenóis, espécies orgânicas e inorgânicas, amônia e gases ácidos. A grande quantidade de fenóis contida neste condensado faz com que ele possa ser recuperado como um sub produto vendável. Após isto, os gases de saída são enviados para purificação.

Na unidade de liquefação do carvão, o primeiro passo é a mistura e o pré aquecimento do carvão pulverizado em óleo. Esta lama, assim como o hidrogênio comprimido é alimentada no fundo de um reator catalítico de leito aquecido.

A corrente da lama que sai do reator é enviada para um separador sólido-líquido onde ela é separada em 3 fases: 1) óleo, que é reciclado novamente para o vaso de preparação da lama; 2) uma corrente poluente aquosa,  $R_3$ , que deverá ser tratada para a remoção dos fenóis e 3) um resíduo sólido.

A corrente gasosa que sai do topo do reator passa por um lavador spray e segue para uma unidade de purificação e separação onde o gás é separado do hidrogênio que é reciclado para o reator. A corrente aquosa que deixa o lavador é decantada para separar a corrente poluente,  $R_4$ , da corrente de óleo.

A corrente de óleo é então destilada para produzir óleo combustível pesado como produto de fundo e óleo destilado leve como produto de topo. Este óleo leve consiste principalmente de uma mistura de benzeno-tolueno-xileno e pode ser usada como solvente para a extração de fenóis (corrente pobre  $S_1$ ). Além da purificação da corrente poluente, a transferência dos fenóis para o óleo leve é um processo benéfico para a própria corrente de óleo, pois os fenóis funcionam como inibidores de oxidação e servem para melhorar a estabilidade da cor e reduzir a formação de sedimentos durante a estocagem do óleo leve destilado.

Um caminho que pode ser tomado para o tratamento das correntes poluentes líquidas é através de operações de transferência de massa seguido de tratamento biológico. Apesar dos fenóis serem biodegradáveis, um tratamento biológico direto dos poluentes aquosos brutos da conversão de carvão não é possível, pois a existência de fenóis em altas concentrações e suas

interações com outras substâncias dissolvidas nas correntes poluentes podem causar falhas graves nas unidades de tratamento biológico. Portanto, a remoção substancial de fenóis das correntes poluentes deve ser realizada antes de qualquer tratamento biológico. Além disso, a amônia que possui uma ação potencialmente inibidora para o processo biológico, terá que ser retirada da corrente condensada,  $R_2$ , caracterizada por baixos níveis de amônia dissolvida.

A mais comum e bem sucedida operação de transferência de massa para remoção do fenóis de poluentes aquosos é baseada na extração líquido-líquido e adsorção. O ar, no processo de dessorção, além de liberar a amônia dissolvida em  $R_2$ , também remove uma quantidade limitada de fenóis presentes nesta corrente.

Durante a tarefa de síntese da RETM para remoção/recuperação de fenóis das correntes ricas  $R_1$ ,  $R_2$ ,  $R_3$  e  $R_4$  estão disponíveis como correntes pobres as correntes: de óleos leves destilados ( $S_1$ ) e carbono ativado ( $S_2$ ).

Existe também, uma corrente de 0,5 kg/s de ar ( $S_3$ ), que quando em contato com  $R_2$  em uma coluna de dessorção pode liberar 99% de amônia livre dissolvida nesta corrente poluente condensada. Alguns fenóis em  $R_2$  também podem ser retirados simultaneamente. Em outras palavras, a combinação entre  $S_3$  e  $R_2$  é obrigatória enquanto que as combinações entre  $S_3$  e todas as demais correntes ricas são ineficientes. Desta maneira são consideradas proibidas, devido à baixa pressão de vapor dos fenóis nas temperaturas normais de operação.

Dentro da extensão de composições envolvidas, as seguintes relações de equilíbrio (EL HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1989) podem ser usadas para o fenol em  $S_1$ ,  $S_2$  e  $S_3$ , respectivamente.

$$y = 0,76 \cdot x_1 + 0,001 \quad (6.08)$$

$$y = 0,13 \cdot x_2 + 0,001 \quad (6.09)$$

$$y = 63,10 \cdot x_3 \quad (6.10)$$

Os dados de vazão e composições de entrada e saída de cada corrente rica e pobre são apresentados na Tabela 6.22. A planta opera 8000 horas por ano. As unidades de custo associadas a cada ATM são: 0,01 U\$/kg para  $S_1$ , 0,07 U\$/kg para  $S_2$  e 0,02 U\$/kg para  $S_3$ .

Tabela 6.22 - Dados das correntes da aplicação 04

Correntes ricas				Correntes pobres			
Corrente	Vazão (kg/s)	$y_i^{ent}$	$y_i^{sai}$	Corrente	Vazão (kg/s)	$x_j^{ent}$	$x_j^{sai}$
R <sub>1</sub>	3,3	0,05	0,0015	S <sub>1</sub>	10,0	0,0013	0,0250
R <sub>2</sub>	0,6	0,07	0,0030	S <sub>2</sub>	10,0	0,0001	0,0070
R <sub>3</sub>	1,4	0,02	0,0030	S <sub>3</sub>	0,5	0,0000	0,0010
R <sub>4</sub>	0,2	0,03	0,0020	---	---	---	---

### 6.3.4.1. Meta da Vazão Mínima de Agentes de Transferência de Massa Externos

Sendo o projeto de síntese baseado no *Pinch*, o primeiro passo é então, encontrar a sua localização. Para tanto, será utilizada a Tabela de Intervalos de Composição (TIC).

Utilizando as relações de equilíbrio dadas acima, os dados da Tabela 6.22 e a equação (5.22), constrói-se a Tabela 6.23. Nesta tabela, além da fácil localização do *Pinch*, que encontra-se entre os intervalos 5 e 6, pode-se encontrar a vazão mínima de ATM externos necessários, pois, o valor da base da coluna 5 (0,00165 kg/s) indica a quantidade mínima de massa a ser removida pelos ATM externos. Esta tabela também apresenta, no topo da coluna 4 (0,009 kg/s), o excesso de capacidade da corrente S<sub>1</sub> para remoção do fenol.

Tabela 6.23 - Tabela de Intervalos de Composição

INT.	Correntes Ricas ↑ y	ATM de Processo ↑ x <sub>1</sub>	1	2	3	4	5
			Alim. kg/s	Massa Acumul. Disponível		Massa Acumul. Disponível (modificada)	
				Ent. kg/s	Saída kg/s	Ent. kg/s	Saída kg/s
	0,07 R <sub>2</sub>	0,0972					
1	0,05 R <sub>1</sub>	0,0690	0,0120	0,0000	0,0120	0,0090	0,0210
2	0,03	0,0408	0,0780	0,0120	0,0900	0,0210	0,0990
3	0,02	0,0250	0,0410	0,0900	0,1310	0,0990	0,1400
4	0,003	0,0026	-0,1305	0,1310	0,0005	0,1400	0,0095
5	0,002	0,0013	-0,0095	0,0005	-0,0090	0,0095	0
6	0,0015	0,0007 S <sub>1</sub>	0,00165	-0,0090	-0,00755	0	0,00165

Após a localização do *Pinch* através da TIC, onde o problema é dividido em duas regiões, ponta rica e ponta pobre, o próximo passo é a síntese da rede para os dois subproblemas separadamente.

### 6.3.4.2. Síntese da Rede

Iniciando a síntese na ponta rica (região acima do *Pinch*), como primeiro passo, deve-se verificar a primeira regra básica, ou seja, deve-se verificar se o número de correntes ricas é menor ou igual ao número de correntes pobres. Para este caso, constata-se a necessidade de 4 divisões da corrente pobre  $S_1$ .

Em seguida faz-se as combinações entre as correntes ricas e pobres (ramificações de  $S_1$ ). Para cada combinação deve-se verificar a segunda regra, ou seja, deve-se verificar se a inclinação da linha de operação é maior ou igual à inclinação da linha de equilíbrio ( $L_j/m_{p,j} \geq G_i$ ). Neste caso, não houve a necessidade de divisão de correntes, pois a segunda regra foi satisfeita em todas as combinações. A rede sintetizada para a ponta rica é apresentada na Figura 6.24.

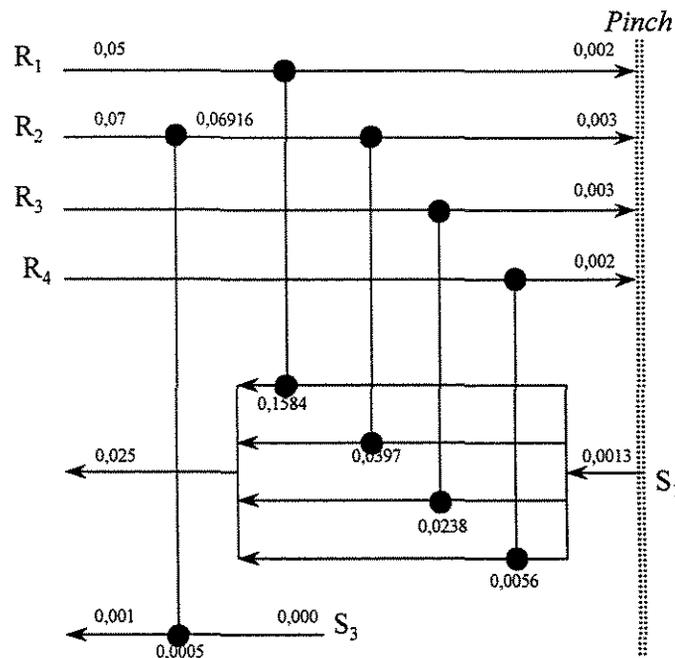


Figura 6.24 - Sub-rede sintetizada para a ponta rica

Deve-se ressaltar que a utilização do ATM externo acima do *Pinch*, combinação entre o ATM externo  $S_3$  e a corrente rica  $R_3$ , ocorreu devido à imposição feita no início do problema (remoção da amônia de  $R_3$  pelo ar).

Após realizadas todas as combinações na ponta rica, inicia-se a síntese na ponta pobre. Durante a verificação das regras básicas, não houve necessidade de nenhuma divisão de correntes, pois ambas as regras foram satisfeitas. Feitas as combinações entre as correntes, encontra-se a rede apresentada na Figura 6.25.

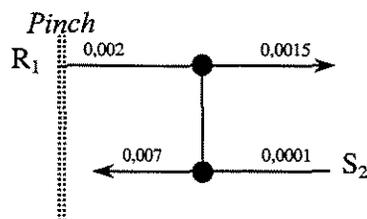


Figura 6.25 - Sub-rede sintetizada para a ponta pobre

Após a síntese para as duas regiões, as duas sub-redes são unidas resultando em uma rede com a menor vazão de ATM externos, apresentada na Figura 6.26.

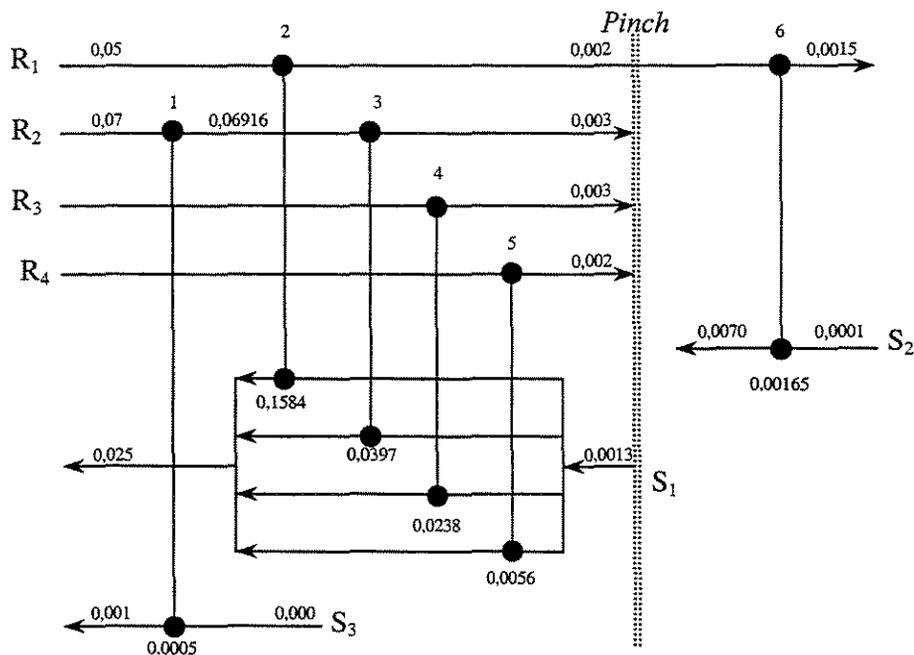


Figura 6.26 - Projeto final da RETM obtido para a aplicação 04

Esta rede é constituída por uma coluna de desabsorção (unidade 1), 4 extratores (unidades 2, 3, 4 e 5) e uma coluna de adsorção (unidade 6). Utilizando a massa transferida e as concentrações de entrada e saída de cada unidade (calculadas pela equação 5.19) e os dados de custo, calcula-se então o custo total de operação, bem como as vazões das correntes para todos os solventes envolvidos, como apresentado na Tabela 6.24.

#### 6.3.4.3. Evolução da Rede

Após a síntese, o próximo passo é otimização da rede para a quebra de possíveis laços de transferência de massa. Utilizando a equação 5.27 ( $U_{min} = N_R + N_S + N_E - N_i = 4 + 1 + 2 - 1 = 6$  unidades), verifica-se que não existe nenhum laço nesta rede, pois a rede sintetizada possui o número mínimo de unidades.

No entanto, foram encontrados 2 *caminhos* de transferência de massa. O primeiro encontra-se entre as correntes  $S_3$ - $R_2$ - $S_1$  e passa pelas unidades 1 e 3, e o segundo entre as correntes  $S_1$ - $R_1$ - $S_2$  passando pelas unidades 2 e 6.

O primeiro *caminho* não pode ser quebrado, pois as unidades 1 e 3 são necessárias para a remoção da amônia e do fenol, e se uma destas unidades for retirada o processo de remoção dos poluentes se tornará ineficiente.

Isto já não ocorre com o segundo *caminho*, onde a sua quebra pode ser feita através da retirada da unidade 2, pois a retirada da unidade 6 não é possível devido a restrições termodinâmicas. No entanto, a retirada da unidade 2 leva a um aumento do custo total da rede, como apresentado na Tabela 6.25. Após a quebra do segundo *caminho* ocorre um aumento no consumo do ATM externo (corrente  $S_2$ ) de 9705%, ou seja, o consumo passa de 0,239 kg/s para 23,196 kg/s e o seu custo anual aumenta em 9605,9%. Apesar da redução de 69,6% no custo com  $S_1$ , o custo operacional total da rede aumenta em 1255%.

O aumento extremamente elevado da vazão da corrente  $S_2$  faz com que a redução no custo fixo causado pela retirada da unidade 2 seja “perdido” com a elevação do custo fixo causado pelo aumento da unidade 6. Isto faz com que a diferença no custo fixo total da rede, antes e após a remoção da unidade 2, seja insignificante quando comparado ao aumento no custo operacional.

Desta forma, não é viável a quebra de nenhum *caminho* de transferência de massa, e a rede final, é a rede apresentada na Figura 6.26.

Tabela 6.25 - Valores para a vazão e o custo antes e após a quebra do *caminho*

Corrente	Antes da quebra do <i>caminho</i>		Após a quebra do <i>caminho</i>		Variação no Custo (%)
	Vazão (kg/s)	Custo Anual (10 <sup>3</sup> U\$)	Vazão (kg/s)	Custo Anual (10 <sup>3</sup> U\$)	
S <sub>1</sub>	9,599	2764,5	2,916	829,7	-69,6
S <sub>2</sub>	0,239	481,8	23,196	46763,1	+9605,9
S <sub>3</sub>	0,500	288,0	0,500	288,0	0
Total	---	3534,3	---	47890,1	+1255,0

Nesta aplicação não é feito o projeto dos equipamentos para o cálculo do custo fixo, antes e após a síntese da rede, uma vez que estes custos são equivalentes, pois serão utilizados os mesmos tipos de equipamentos. Após a síntese é modificado apenas o tipo de solvente utilizado, ou seja, substituição de um solvente externo pela corrente de processo rica S<sub>1</sub>.

Antes da síntese, os fenóis poderiam ser recuperados por processos de extração com solventes líquidos. Como apresentado por LANOUILLE (1977), existem vários métodos para a remoção de fenóis, como por exemplo: através da utilização do benzeno como solvente em uma coluna recheada com fluxo contracorrente, seguido por uma lavagem com solução de hidróxido de sódio para remoção do fenol do benzeno. Com o uso de hidróxido de sódio adicional, vapor e ácido carbônico os fenóis são separados da corrente aquosa. Este processo remove 93% do fenol presente na corrente poluente.

Outro método para a remoção dos fenóis é através da utilização de um solvente insolúvel em água e com alto ponto de ebulição em relação aos fenóis (230 a 250 C) em uma coluna de recheio com fluxo contracorrente. Os fenóis podem ser removidos do solvente através de uma destilação a vácuo. Após passar por um separador, o solvente pode ser reciclado para a reutilização. Este método remove 99% do fenol. Também pode ser utilizado éter isopropil como solvente em um extrator multiestágios. Este solvente tem um ponto de ebulição menor que os fenóis e portanto, permite que o solvente possa ser destilado do fenol para ser reutilizado. Este método remove de 99,6 a 99,7% do fenol da corrente poluente.

Estes processos, além do custo elevado dos solventes, necessitam de um segundo processo para a separação dos fenóis dos solventes, o que torna ainda mais elevado o custo total do processo. Isto não ocorre após a síntese da rede, pois além do baixo custo do solvente (que é um produto do processo) não há a necessidade de remoção dos fenóis do solvente. A transferência dos fenóis para o óleo leve (corrente  $S_1$ ) é um processo benéfico para a própria corrente de óleo, pois os fenóis funcionam como inibidores de oxidação e servem para melhorar a estabilidade da cor e reduzir a formação de sedimentos durante a estocagem do óleo leve destilado.

Isto mostra a eficiência das RETM utilizando a Análise *Pinch*, pois como pode ser observado nesta aplicação; além do impacto ambiental positivo causado pela redução da emissão do fenol, obteve-se um processo com o custo total menor. Esta redução no custo é obtida pela utilização de um solvente disponível no processo (corrente  $S_1$ ) e pela eliminação de todo o processo de recuperação do solvente (remoção do fenol do solvente). Também, através da integração do processo alcançado pela RETM, obteve-se uma melhora na qualidade de um produto do processo, o óleo leve utilizado como solvente.

Na comparação dos resultados com os obtidos através da programação matemática, apresentados por EL-HALWAGI e MANOUSIOUTHAKIS (1989), verifica-se resultados muito próximos, o que além de garantir a confiabilidade da técnica desenvolvida, mostra a eficiência a Análise *Pinch* na redução de emissões de poluentes através da integração de processos.

Desta forma, pode-se concluir que a integração de processos obtida através das RETM utilizando a Análise *Pinch*, leva a uma redução da emissão de poluentes com custos muito abaixo dos obtidos por processos de tratamento convencionais. Devido à utilização de um solvente pertencente ao processo e pelo fato de não haver necessidade de remoção do poluente deste solvente, é possível obter uma redução de emissões de poluentes (na fonte) significativa, fazendo com que o processo se torne mais vantajoso (em nível ambiental e financeiro) que os sistemas de tratamento convencional.

#### **6.4. Conclusão**

Neste capítulo foi demonstrada a importância de se incorporar a análise de custos no projeto de redes de equipamentos de transferência de massa.

Das análises feitas nos resultados obtidos, pode-se tirar algumas conclusões. Primeiramente, através da síntese de redes de equipamentos de transferência de massa utilizando a Análise *Pinch*, pode-se chegar a reduções significativas na emissão de poluentes, tanto na reutilização da água como na integração de processos. Com a Análise *Pinch* é possível obter, antes da síntese da rede, a menor vazão de água (ou a menor vazão de ATM externos) e o número mínimo de unidades, para um determinado número de processos. Isto além de reduzir o tempo de síntese, garante um menor custo total do processo.

Na comparação entre os métodos de otimização utilizando programação matemática, verifica-se que a Análise *Pinch* obtém uma maior redução no consumo de água (na reutilização) e resultados muito próximos nas vazões de ATM externos (na integração de processos). Isto demonstra a eficiência da Análise *Pinch* em relação aos métodos de otimização convencionais, pois além de garantir a vazão mínima de despejo gerado e ATM externos, e conseqüentemente uma maior redução no custo do processo, possibilita ao engenheiro acompanhar passo a passo o projeto da RETM, e com isto, propor modificações que levem a um processo mais eficiente. Esta interação com o usuário certamente não ocorre com outras metodologias, que permitem pouca ou nenhuma interação com o usuário.

Nos casos onde não existe a necessidade de modificações nos equipamentos, e conseqüentemente não existe acréscimo no custo fixo, a economia obtida com a síntese de RETM utilizando a Análise *Pinch* é sempre significativa. Isto leva a um duplo benefício: a redução no impacto ambiental obtido pela redução na emissão de poluentes e a redução no custo total do processo.

Por fim, e esta pode ser considerada a grande contribuição do trabalho desenvolvido, é que ficou claramente demonstrado que o comportamento dos equipamentos e o custo fixo são fatores muito importantes para serem desconsiderados durante a síntese da RETM. Isto está comprovado através da diferença existente entre os equipamentos dimensionados antes e após a síntese da rede, onde, como mostrado na aplicação 02, ocorre um aumento nas dimensões dos equipamentos e no custo total do processo, inviabilizando economicamente a implantação da rede, que em princípio, quando considerado apenas a redução no custo operacional, mostrou-se satisfatória economicamente.

## **7. CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

## 7.1. Conclusões Gerais

Durante o desenvolvimento deste trabalho, foi possível chegar a um certo número de conclusões. Algumas delas tem caráter mais geral, enquanto que outras tem caráter mais específico.

Como conclusões gerais podemos tomar aquelas acerca do tema desenvolvido e sua real utilização. A primeira conclusão geral deste trabalho é que a escolha da utilização da Análise *Pinch* para a síntese da RETM foi bastante acertada, pois desenvolveu-se uma metodologia de fácil utilização e de forma interativa, onde o usuário pode perceber o que ocorre durante a síntese, permitindo-lhe a tomada de decisões. Assim, o engenheiro pode conduzir o projeto usando sua experiência de processos, para obter maior segurança, controlabilidade e praticidade da rede. Isto certamente não teria ocorrido se o caminho escolhido fosse por exemplo o da utilização de métodos matemáticos. Neste caso, pela própria natureza destes métodos, teríamos uma metodologia de síntese com pouca ou nenhuma interação com o usuário.

Outra conclusão geral deste trabalho é que toda a análise feita em torno do custo da rede é amplamente dependente da função custo que se tem no processo. Qualquer variação na função custo fixo e custo operacional pode levar a valores finais muito diferentes para o custo total. Portanto, deve-se abordar de forma cautelosa o tratamento dado aos métodos de cálculo do custo da rede, uma vez que existe uma incerteza relativamente grande na escolha dos parâmetros pertencentes à função custo fixo, o que nos leva a afirmar que estas análises de custo são fortemente dependentes de dados representativos da realidade do processo.

Por fim, e esta pode ser considerada a grande contribuição do trabalho desenvolvido, é que ficou claramente demonstrado que o comportamento dos equipamentos e o custo fixo são fatores muito importantes para serem desconsiderados durante a síntese da RETM. Isto está comprovado através da diferença existente entre os equipamentos dimensionados antes e após a síntese da rede, onde, como mostrado no exemplo da aplicação 02, ocorre um aumento nas dimensões dos equipamentos e no custo total do processo, inviabilizando economicamente a implantação da rede, que em princípio, quando considerada apenas a redução no custo operacional, mostrou-se satisfatória economicamente.

## 7.2. Conclusões Específicas

Através da análise dos resultados obtidos podemos chegar a algumas conclusões específicas acerca do trabalho desenvolvido. Com relação à metodologia de síntese e evolução da rede, pode-se concluir que as modificações propostas trouxeram contribuições importantes. Através do algoritmo de síntese proposto, o método de síntese tornou-se mais simples e rápido, evitando que ocorra qualquer violação do *Pinch*.

A nova metodologia proposta para a evolução da rede, permite chegar a malhas com o menor número de unidades, podendo com isto reduzir o custo global da rede. A utilização da matriz incidência para identificação de laços de transferência de massa na evolução da rede, permite, além da fácil identificação dos laços, que os mesmos possam ser quebrados logo após a sua identificação, evitando com isto os laços dependentes. Outro ponto importante é a interação com o usuário, pois se ocorrer alguma violação (concentração máxima de entrada ou saída nos casos de reutilização da água ou diferença mínima de composição permitida nos casos de integração de processos) durante a eliminação de uma unidade, o usuário tem a opção de aceitar ou não esta violação, podendo mantê-la, restaurá-la através do aumento da vazão de água ou solventes externos ou manter o laço de transferência de massa.

Com relação à redução da emissões de poluentes através da reutilização da água, pelos resultados obtidos, pode-se concluir que o fator que mais tem influência no processo de reutilização é a concentração máxima de entrada permitida para a água. Esta concentração depende, além do processo, do tipo de equipamento utilizado. Para se obter grandes reduções no consumo de água durante a reutilização, deve-se ter valores altos para estas concentrações, principalmente nos casos em que as concentrações de saída são elevadas.

Outro fator de grande influência, que não pode deixar de ser analisado, é o comportamento do equipamento quando se entra com água contaminada. Não basta encontrar a concentração máxima de entrada permitida e iniciar o processo de reutilização. Deve-se analisar a influência que esta concentração de entrada exerce sobre o equipamento, pois quando se entra com água contaminada, a força motriz de transferência de massa diminui, sendo necessário aumentar a vazão de líquido ou a dimensão dos equipamentos para que os mesmos continuem operando com a mesma eficiência, e isto tem influência direta no custo total. Nestes casos, independentemente das alternativas de projeto, a variação nas dimensões ou vazão, não se obtêm vantagens

financeiras na reutilização. No entanto, deve ser levada em consideração a redução no impacto ambiental alcançado pela redução na quantidade de água utilizada e a possibilidade de um aumento no custo da água.

Nos casos onde a reutilização mostrou-se inviável financeiramente, verifica-se que se houver um aumento no custo da água (acima de U\$ 0,45 dólares por tonelada de água) a reutilização passa a ter, também, vantagens financeiras. Já nos casos onde não existe a necessidade de modificações nos equipamentos, e conseqüentemente não existe acréscimo no custo fixo, a economia obtida com a reutilização mostrou-se sempre significativa. Isto leva a um duplo benefício: a redução no impacto ambiental obtido pela redução no consumo de água e a redução no custo total do processo.

Na comparação com os métodos de otimização utilizando programação matemática, verifica-se que a Análise *Pinch* obtém uma maior redução no consumo de água. Isto demonstra a sua eficiência em relação aos métodos de otimização convencionais, pois além de garantir a menor vazão de despejo gerado (antes da síntese) e conseqüentemente uma maior redução no custo com a água, possibilita ao engenheiro acompanhar passo a passo o processo de reutilização, e, com isto, propor modificações que levem a um processo mais eficiente, demonstrando o grande potencial de redução das emissões de poluentes alcançado pela reutilização da água utilizando a Análise *Pinch*.

Com relação à redução da emissão de poluentes através da integração de processos pode-se concluir, primeiramente, que através da integração obtida pelas RETM é possível chegar a uma redução significativa na emissão de poluentes, com custos abaixo dos obtidos por processos de tratamento convencionais, devido à redução do custo alcançado pela utilização de um solvente disponível no processo e pela eliminação de todo o sistema de recuperação deste solvente.

Na comparação dos resultados com os obtidos na literatura através da programação matemática, verifica-se valores muito próximos, o que além de garantir a confiabilidade da técnica desenvolvida, mostra que a Análise *Pinch* também é bastante eficiente na redução de poluentes através da integração de processos. Outro ponto positivo na metodologia é a interação com o usuário, permitindo-lhe tomada de decisões durante a síntese, o que não ocorre com outras metodologias, que permitem pouca ou nenhuma interação.

Outra consideração importante a ser feita é que o segredo do sucesso na tarefa de síntese está no conhecimento do processo como um todo, ou seja, o ponto fundamental para o sucesso da síntese de RETM está no reconhecimento de quais correntes podem ser utilizadas como ATM de processo. Isto porque, quanto maior o número de correntes de ATM de processo, maior será a possibilidade da redução do uso de ATM externos, e conseqüentemente, maior será a redução do custo operacional.

Desta forma, pode-se concluir que o maior benefício em se utilizar a Análise *Pinch* na redução da emissão de poluentes, tanto na reutilização da água como na integração de processos, está na simplicidade de sua aplicação, na interação com o usuário e no conhecimento adquirido (do processo e dos equipamentos envolvidos no mesmo) durante a obtenção dos dados necessários para a aplicação da metodologia de síntese e análise de custos. Este conhecimento, muitas vezes, permite propor mudanças nos equipamentos e no processo, que podem levar a uma redução na emissão de poluentes e/ou a uma redução nos custos, mesmo quando a metodologia não leva a resultados satisfatórios.

Por fim, podemos afirmar que para se obter resultados de confiança, o projeto de RETM e a análise de custos precisam ser abordados de uma maneira cautelosa. Se as análises de custos não forem realizadas corretamente e se os fatores que afetam o desempenho da rede e dos equipamentos não forem devidamente estudados e analisados, possivelmente os resultados finais levarão a uma rede ineficiente e financeiramente inviável. Os problemas irão aparecer na implantação da rede, quando for tarde demais. Desta forma, é imperativo que durante a síntese de RETM, seja analisado o custo e principalmente, o desempenho dos equipamentos (antes e após a síntese) e os fatores que afetam a sua eficiência.

### 7.3. Sugestões

As conclusões e resultados obtidos neste trabalho nos permitem afirmar que todos os objetivos propostos foram cumpridos. No entanto, um ponto que poderia ser abordado em trabalhos futuros é a análise da flexibilidade da rede, pois, com relação à reutilização da água, quando um perfil limite de água é especificado para cada processo, assume-se que a vazão e as concentrações limites de entrada e saída são constantes para cada processo. No entanto, na prática estes valores podem variar com o tempo. O mesmo ocorre na integração de processos, onde as vazões e as concentrações de entrada e saída das correntes ricas podem variar com o tempo.

Estas variações afetam as metas da vazão mínima de despejo, a vazão mínima de ATM externo e o custo mínimo de tratamento, que por sua vez afetam o projeto das redes de equipamentos de transferência de massa. O que pode ser feito para tratar este tipo de problema, é aplicar a análise da sensibilidade ou outra metodologia similar às usadas em redes de trocadores de calor para projetar RETM para múltiplos períodos de operação.

## **8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- AHMAD, S.; LINNHOFF, B. Overall cost targets for heat exchange networks. *ICHEM Annual Res. Meeting, Bath*, p. 51-56, 1985.
- ASTARITA, G.; SAVAGE, D. W.; BISIO, A. *Gas treating with chemical solvents*. John Wiley & Sons. New York, 1983.
- BRIDGEWATER, A. W.; MUMFORD, C. J. Wastewater recycling and pollution control handbook, George Goldwin Limited, p. 256, 1979.
- DOUGLAS, J. M. . Process synthesis for waste minimization. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 31, n. 1, p. 238-243, Aug. 1992.
- DOUGLAS, J. M. *Conceptual design of chemical process*. Mc Graw Hill, New York, 1988.
- DUNN, R. F.; ZHU, M.; SRINIVAS, B. K.; EL-HALWAGI, M. M. Optimal design of energy-induced separation networks for VOC recovery. *AIChE Symposium Series*, v. 90, n. 303, p. 86-97, 1995.
- ECKENFELDER Jr., W.W.; PATOCZKA, J.; WATTKIN A.T. Wastewater treatment. *Chemical Engineering*, p. 60-74, sep. 1985.
- EL-HALWAGI, M. M. *Pollution prevention through process integration: systematic design tools*. 1<sup>a</sup> ed., Academic Press, 1997.
- EL-HALWAGI, M. M.; HAMAD, A. A.; GARRISON, G. W. Synthesis of waste interception allocation networks. *AIChE Journal*, v. 42, n. 11, p. 3087-3101, Nov., 1996.
- EL-HALWAGI, M. M.; MANOUSIOUTHAKIS, V. Automatic synthesis of mass-exchange networks with single-component targets. *Chemical Engineering Science*, v. 45, n. 9, p. 2813-2831, mar., 1990b.
- EL-HALWAGI, M. M.; MANOUSIOUTHAKIS, V. Simultaneous synthesis of mass-exchange and regeneration networks. *AIChE Journal*, v. 36, n. 8, p. 1209-1219, Aug., 1990a.
- EL-HALWAGI, M. M.; MANOUSIOUTHAKIS, V. Synthesis of mass exchange networks. *AIChE Journal*, v. 35, n. 8, p. 1233-1244, Aug., 1989.

- EL-HALWAGI, M. M.; SRINIVAS, B. K. Synthesis of reactive mass-exchange networks. *Chemical Engineering Science*, v. 47, n. 8, p. 2113-2119, 1992.
- EL-HALWAGI, M. M.; SRINIVAS, B. K.; DUNN, R. F. Synthesis of optimal heat-induced separation networks. *Chemical Engineering Science*, v. 50, n. 1, p. 81-97, 1995.
- FENTUCHT, H. M.; TREYBAL, R. E. The design of adiabatic packed towers for gas absorption and stripping. *Ind. Eng. Process Des. Dev.*, v. 17, n. 4, p. 505-513, 1978.
- FRAYNE, S. P. Minimize plant wastewater. *Hydrocarbon Processing*. p. 79-82. Aug. 1992.
- GUPTA, A.; MANOUSIOUTHAKIS, V. Minimum utility cost of mass-exchange networks with variable single component supplies and targets. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 32, n. 9, p. 1937-1950, 1993.
- HOLIDAY, A. D. Conserving and reusing water. *Chemical Engineering*, p. 118-137, April. 1982.
- JACOBS, R. A. Design your process for waste minimization. *Chemical Engineering Progress*, p. 55-59, June 1991.
- KATIN, R. A. Minimize wastes at operating plants. *Chemical Engineering Progress*, p. 39-41, July 1991.
- LACY, W. J. The closed-loop cycle for industrial wastewater: The future pollution solution. *Environment International*, v. 2, p. 3-8, 1979.
- LANKFORD, P. W.; ECKENFELDER Jr., W. W.; TORRENS K.D. Reducing Wastewater Toxicity. *Chemical Engineering*, p. 72-82, Nov. 1988.
- LANOUILLE, K. H. Treatment of phenolic wastes. *Chemical Engineering*, v. 84, n. 22, p. 99-106, Oct. 1977.
- LINNHOFF, B. Pinch Analysis: A state-of-art overview. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v. 71, Part A, p.503-522, Sep. 1993.
- LINNHOFF, B. Use pinch analysis to knock down capital costs and emissions. *Chemical Engineering Progress*, p. 32-57, Aug. 1994.

- LINNHOFF, B.; FLOWER, J.R. Synthesis of heat exchanger networks. Part I: systematic generation of energy optimal networks. *AIChE Journal*, v. 24, n. 4, p. 633-642, 1978.
- LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The pinch method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, v. 38, n. 5, p. 745-763, 1983.
- LINNHOFF, B.; TOWNSEND, D. W.; BOLAND, D.; HEWITT, G.F.; TOMAS, B. E. A.; GUY, A. R.; MARSLAND, R.H. A user guides on process integration for the efficient use of energy. *The Institute of Chemical Engineering*, 1982.
- MACLAUGHLIN, L. A.; MACLAUGHLIN, H. J.; GROFF, K. A. Developed an affective wastewater treatment strategy. *Chemical Engineering Progress*, p. 34-42, Sep. 1992
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOT, P. *Unit operations of chemical engineering*. 5<sup>a</sup> ed., Mc Graw Hill, New York, 1993.
- RAMAN, R. *Chemical process computations*. Elsevier Applied Science Publishers LTD, New York, 1985. Cap. 3, Mass transfer operations, p.104-177.
- OLESEN, S. G.; POLLEY, G. T. A simple methodology for the design of water networks handling single contaminants. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v. 75, part A, p. 420-426, may., 1997.
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. *Chemical engineer's handbook*. 5<sup>a</sup> ed., Mc Graw Hill, New York, 1974.
- PETH, S.; SINGH, R.; KNOPT, F. C. A simple technique for locating loops in heat exchanger networks. *Computers and Chemical Engineering*, v. 13, n. 7, p. 859-860, 1989.
- REY, G.; LACY, W. J.; CYWIN, A. Industrial water reuse: Future Pollution. *Environmental Science and Technology*, v. 5, n. 9, p.760-765, Sep, 1971.
- RITTMAYER, R. W. Prepare an effective pollution-prevention program. *Chemical Engineering Progress*, p. 56-62, may 1991.
- ROSSITER, A. P. Process integration and pollution prevention. *AIChE Symposium Series*, v. 90, n. 303, p. 86-97, 1995.

- SMITH, R.; PETELA, E. Waste minimization in the process industries: Part 1: The problem. *Chemical Engineer*, p. 24-25, n. 506:31, oct.1991a.
- SMITH, R.; PETELA, E. Waste minimization in the process industries: Part 2: Reactors. *Chemical Engineer*, p. 17-23, n. 509/510:12, dec.1991b.
- SMITH, R.; PETELA, E. Waste minimization in the process industries: Part 3: Separation and recycle systems. *Chemical Engineer*, p. 24-28, n. 513:13, fev.1992a.
- SMITH, R.; PETELA, E. Waste minimization in the process industries: Part 4: Process operations. *Chemical Engineer*, p. 21-23, n. 517:9, April 1992b.
- SMITH, R.; PETELA, E. Waste minimization in the process industries: Part 5: Utility waste. *Chemical Engineer*, p. 32-35, n. 523:16, July 1992c.
- SRINIVAS, B. K.; EL-HALWAGI, M. M. Synthesis of combined heat and reactive mass-exchange networks. *Chemical Engineering Science*, v. 49, n. 13, p. 2059-2074, 1994b.
- SRINIVAS, B. K.; EL-HALWAGI, M. M. Synthesis of reactive mass-exchange networks with general nonlinear equilibrium functions. *AIChE Journal*, v. 40, n. 3, p. 463-472, march, 1994a.
- SU, J.; MOTARD, R. L. Evolutionary synthesis of heat exchanger networks. *Computers and Chemical Engineering*, v. 8, n. 2, p. 67-80, 1984.
- TAKAMA, N; KURIYAMA, T.; SHIROKO K.;UMEDA T. Optimal water allocation in a petroleum refinery. *Computers and Chemical Engineering*, v. 4, n. 4, p. 251-258, 1980.
- TREYBAL, R. E. *Mass transfers operations*. 3<sup>a</sup> ed., Mc Graw Hill, New York, 1980.
- VATAVUK, W. M. A potpourri of equipment prices. *Chemical Engineering*, p. 68-73, Aug. 1995.
- WANG, Y. P.; SMITH, R. Design of distributed wastewater treatment systems. *Chemical Engineering Science*, v. 49, n. 18, p. 3127-3145, 1994b.
- WANG, Y. P.; SMITH, R. Time pinch analysis. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v. 73, Part A, p. 905-914, nov. 1995b.

WANG, Y. P.; SMITH, R. Wastewater minimization with flowrate constraints. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v. 73, Part A, p. 889-904, nov. 1995a.

WANG, Y. P.; SMITH, R. Wastewater minimization. *Chemical Engineering Science*, v. 49, n. 7, p. 981-1006, 1994a.

## **9. APÊNDICE - A**

## **1. Seqüência de cálculo seguida durante a síntese e análise econômica de RETM utilizadas na reutilização da água.**

1. Estabelecer as concentrações máximas de saída permitidas para cada poluente nas correntes de processo.
2. Não havendo equipamentos instalados, deve-se projetá-los utilizando água limpa na entrada. Quando for utilizada as colunas de recheio, segue-se a seguinte rotina de cálculo:
  - Cálculo da vazão de líquido.
  - Cálculo do diâmetro da coluna.
  - Cálculo da altura do recheio (método de Feintuch e Treybal).
  - Cálculo do custo total.
3. Otimização dos equipamentos utilizando o método de Feintuch e Treybal. Varia-se a vazão de líquido até encontrar o projeto que leva ao menor custo total.
4. Cálculo do perfil limite de água utilizando as equações de equilíbrio seguido por uma simulação nas colunas utilizando o método rápido de Feintuch e Treybal.
5. Cálculo da meta da vazão mínima de despejo. Neste tópico podem ser realizadas duas análises.
  - 5.1. Análise mantendo a altura do recheio constante.
    - Utilizando o programa computacional (listado em seguida) e o perfil limite de água (as concentrações de entrada e saída após a reutilização da água) encontra-se então, a vazão de líquido para todos os processos.
    - Cálculo da meta da vazão mínima de despejo.
    - Cálculo do custo total anual.
  - 5.2. Análise redimensionando as colunas. Utilizando o perfil limite de água e o programa computacional (método de Feintuch e Treybal) as colunas são

redimensionadas visando a obtenção do projeto que leve ao menor custo total anual.

- Estimar uma vazão de líquido e calcular a altura do recheio, o diâmetro da coluna e o custo total anual
- Cálculo da meta da vazão mínima de despejo.
- Cálculo do custo total anual.
- Repete-se esta rotina de cálculo até encontrar a vazão que leva ao menor custo total.

5.3. Das análises anteriores optar pela que levar ao menor custo total anual (geralmente a análise redimensionando as colunas)

6. Síntese da rede de equipamentos de transferência de massa.
7. Evolução da rede através da identificação e quebra dos possíveis laços de transferência de massa.
8. Cálculo do custo total anual e comparar com o custo obtido antes da reutilização para verificação da viabilidade econômica da RETM.

## 2. Listagem do programa computacional utilizada no cálculo da altura do recheio e na simulação das colunas.

Este programa é baseado no método rápido de Feintuch e Treybal, aplicável a sistemas onde o efeito térmico não é muito grande.

O programa é utilizado para estimar a altura de torres de recheio para absorção ou desabsorção de gases. Calculando, a partir das condições previamente estabelecidas, a altura do recheio, as temperaturas e composições de saída, bem como o número de unidades de transferência. Este programa, também é utilizado na simulação do comportamento de uma torre de recheio, variando os parâmetros de operação tais como as vazões e composições de entrada da coluna. Obs: para certos conjuntos de parâmetros de operação, o programa pode parar acusando erro de cálculo. Neste caso basta modificar os seus parâmetros de operação.

### Listagem do Programa

```

$debug
"
C  =====
"
C
"
C  ESTE PROGRAMA ESTIMA A ALTURA DE COLUNAS DE RECHEIO
"
C  PARA ABSORCAO DE GAS OU DESABSORCAO
"
C  USA O METODO RAPIDO DE FEINTUCH E TREYBAL
C  APLICAVEL A SISTEMAS ONDE O EFEITO TERMICO NAO E GRANDE
C      A(J) - FATOR DE ABSORCAO PARA O COMPONENTE J
C      A1,A2 - FATOR DE ABSORCAO NA BASE E NO TOPO DA COLUNA
C      AK,BK,CK - COEFICIENTES DA CORRELACAO DA CONSTANTE
C                DE EQUILIBRIO EM FUNCAO DA TEMPERATURA
C      AT - AREA SUPERFICIAL TOTAL DO RECHEIO POR UNIDADE DE
C            VOLUME [m2/m3]
C      AW - AREA SUPERFICIAL MOLHADA DO RECHEIO POR UNIDADE DE
C            VOLUME DO RECHEIO [m2/m3]
C      COEFFG - COEFICIENTES DO POLINOMIO DE CALOR ESPECIFICO VS.
C                TEMPERATURA PARA A FASE GASOSA
C      CPL(J) - CALOR ESPECIFICO DO LIQUIDO PARA O COMPONENTE J
C      DELHV(J) - CALOR LATENTE DE VAPORIZACAO DO COMPONENTE J DO
C                SOLUTO [KJ/Kmol]
C      DG - COEFICIENTE DE DIFUSAO DO FILME GASOSO [m2/s]
C      DL - COEFICIENTE DE DIFUSAO DO FILME LIQUIDO [m2/s]
C      DP - DIAMETRO MEDIO DA PARTICULA [m]
C      EQK(J) - CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA O COMPONENTE J

```

C FAKEY - FRACAO ABSORVIDA DO COMPONENTE CHAVE  
 C G1,G2 - VELOCIDADE MASSICA DO GAS NA BASE E  
 C NO TOPO DA COLUNA [Kg/(m2)(s)]  
 C GM1,GM2 - FLUXO MOLAR DE GAS POR UNIDADE DE AREA DA TORRE  
 C NA BASE E NO TOPO [Kmol/(m2)(s)]  
 C HG1,HG2 - ENTALPIA DO GAS NA BASE E NO TOPO DA TORRE [KJ/Kmol]  
 C L1,L2 - VELOCIDADE MASSICA DO LIQUIDO NA BASE E  
 C NO TOPO DA COLUNA [Kg/(m2)(s)]  
 C LM1,LM2 - FLUXO MOLAR DE LIQUIDO POR UNIDADE DE AREA DA TORRE  
 C NA BASE E NO TOPO [Kmol/(m2)(s)]  
 C HL1,HL2 - ENTALPIA DO LIQUIDO NA BASE E  
 C NO TOPO DA TORRE [KJ/Kmol]  
 C HS(J) - INTEGRAL DE SOLUCAO PARA O COMPONENTE J  
 C IPACK - TIPO DE MATERIAL DO RECHEIO  
 C (VEJA O SUBPROGRAMA WAREA)  
 C ITMAX - NUMERO MAXIMO DE ITERACOES  
 C ITYPE - TIPO DE OPERACAO  
 C = 1 PARA ABSORCAO DE GAS  
 C = 2 PARA DESABSORCAO  
 C KEY - NUMERO DO COMPONENTE CHAVE  
 C KG - COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA  
 C DO FILME DE GAS [Kmol/(m2)(s)(KPa)]  
 C KL - COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA  
 C DO FILME LIQUIDO [m/s]  
 C MWT(J) - PESO MOLECULAR DO COMPONENTE J  
 C MWTG - PESO MOLECULAR MEDIO DO GAS [Kg/Kmol]  
 C MWTL - PESO MOLECULAR MEDIO DO LIQUIDO [Kg/Kmol]  
 C MWTS - PESO MOLECULAR MEDIO DO SOLVENTE [Kg/Kmol]  
 C NC - NUMERO DE COMPONENTES ABSORVIDOS  
 C NOG - NUMERO DE UNIDADES DE TRANFERENCIA BASEANDO-SE  
 C NA FASE GASOSA  
 C NOL - NUMERO DE UNIDADES DE TRANFERENCIA BASEANDO-SE  
 C NA FASE LIQUIDA  
 C P - PRESSAO DO SISTEMA [KPa]  
 C R - CONSTANTE UNIVERSAL DOS GASES [KJ/(Kmol)(K)]  
 C RHOG - DENSIDADE MEDIA DO GAS [Kg/m3]  
 C RHOL - DENSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Kg/m3]  
 C S(J) - FATOR DE DESABSORCAO PARA O COMPONENTE J  
 C S1,S2 - FATORES DEDESABSORCAO NA BASE E NO TOPO DA COLUNA  
 C SIGMA - TENSAO SUPERFICIAL DO LIQUIDO [N/m]  
 C T1,T2 - TEMPERATURAS NA BASE E NO TOPO DA COLUNA [K]  
 C TREF - TEMPERATURA DE REFERENCIA PARA AENTALPIA [K]  
 C VISCG - VISCOSIDADE MEDIA DO GAS [Ns/m2]  
 C VISCL - VISCOSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Ns/m2]  
 C X1(J),X2(J) - FRACAO MOLAR DO COMPONENTE J NO LIQUIDO  
 C NA BASE E NO TOPO DA COLUNA  
 C Y1(J),Y2(J) - FRACAO MOLAR DO COMPONENTE J NO GAS  
 C NA BASE E NO TOPO DA COLUNA  
 C Z - ALTURA DO RECHEIO [m]

C OS DADOS DE ENTRADA DO PROGRAMA DEVEM SER FORNECIDOS NA  
 C SEQUENCIA INDICADA ABAIXO. OS FORMATOS SAO LIVRES EXCETO  
 C QUANDO HOUVER INDICACAO EM CONTRARIO.

C NUMERO DE COMPONENTES ABSORVIDOS  
 C NUMERO DO COMPONENTE CHAVE  
 C TIPO DE MATERIAL DO RECHEIO (VER FUNCTION WAREA)  
 C CHAVE PARA O TIPO DE OPERACAO (1-ABSORCAO, 2-DESABSORCAO)  
 C NUMERO MAXIMO DE ITERACOES  
 C AREA SUPERFICIAL TOTAL DO RECHEIO/UN. VOLUME [m2/m3]

```

C      DIAMETRO MEDIO DAS PARTICULAS [m]
C      VELOCIDADE MASSICA DO GAS NA BASE DA COLUNA [Kg/(m2)(S)]
C      VISCOSIDADE MEDIA DO GAS [Ns/m2]
C      VELOCIDADE MASSICA DO LIQUIDO NO TOPO DA COLUNA [Kg/(m2)(s)]
C      PESO MOLECULAR DO SOLVENTE [Kg/Kmol]
C      DENSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Kg/m3]
C      VISCOSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Ns/m2]
C      TENSAO SUPERFICIAL DO LIQUIDO [N/m]
C      PARA CADA COMPONENTE ABSORVIDO, FORNECER DE UMA SO VEZ:
C          COEFICIENTE DE DIFUSAO NO FILME GASOSO [m2/S]
C          COEFICIENTE DE DIFUSAO NO FILME LIQUIDO [m2/S]
C      PARA CADA COMPONENTE (ABSORVIDO OU NAO) FORNECER DE UMA SO VEZ:
C          PESO MOLECULAR [Kg/Kmol]
C          FRACAO MOLAR NO GAS DA BASE DA COLUNA
C          FRACAO MOLAR NO LIQUIDO DO TOPO DA COLUNA
C      PARA CADA COMPONENTE (ABSORVIDO OU NAO) FORNECER:
C          COEFICIENTES DO POLINOMIO DE CALOR ESPECIFICO VS.
C          TEMPERATURA PARA A FASE GASOSA
C      PARA CADA COMPONENTE (ABSORVIDO OU NAO) FORNECER:
C          CALOR ESPECIFICO DE LIQUIDO [                ??
C      PARA CADA COMPONENTE ABSORVIDO FORNECER:
C          CALOR LATENTE DE VAPORIZACAO [KJ/Kmol]
C      PARA CADA COMPONENTE ABSORVIDO FORNECER:
C          INTEGRAL DE SOLUCAO
C      PARA CADA COMPONENTE ABSORVIDO FORNECER:
C          COEFICIENTES (AK,BK,CK) DA CORRELACAO DA CONSTANTE DE
C          EQUILIBRIO EM FUNCAO DA TEMPERATURA
C      PRESSAO DO SISTEMA [KPa]
C      TEMPERATURA DO LIQUIDO NO TOPO [K]
C      TEMPERATURA DO GAS NA BASE [K]
C      FRACAO ABSORVIDA DO COMPONENTE CHAVE
C
C
C

```

```

      INTEGER*2 SPAWN,SYSTEM
C
      REAL KG(10),KL(10),MWTG,MWTG1,MWTG2,MWTS,MWTL,MWTL1,MWTL2,
*   NOG(10),NOL(10),MWT(10),LMS,LM,LM1,LM2,L,L1,L2
      DIMENSION X1(10),X2(10),Y1(10),Y2(10),EQK(10),AK(10),BK(10),
*   CK(10),A1(10),A2(10),HOG(10),HOL(10),DG(10),DL(10)
      COMMON /PACK/ AT,DP
      COMMON /ENTHAL/ COEFFG(10,3),CPL(10),DELHV(10),HS(10),TREF
      CHARACTER*14 ARQENT,ARQSAI
      DATA R /8.3143/
C
      I=SPAWN(0,LOC('abab'C),LOC('abab'C),LOC('absorcao'C),INT4(0))
      IF(I.EQ.-1) STOP ' *** Manter os programas *.EXE intactos ***'
C
      CALL SENHA
C
      TREF = 273.18
C
C...LE OS DADOS DE ENTRADA
C
      WRITE(*,8)
8      FORMAT(//,20X,'ABSORCAO EM TORRE DE RECHEIO',//)
C
      OPEN(UNIT=10,FILE='ABSOPROP.DAT',STATUS='OLD')
      WRITE(*,*) 'Dados de operacao: arquivo(1) ou teclado(2)?'

```

```

READ(*,*) IOPC
WRITE(*,*)
IF (IOPC.EQ.2) GOTO 5
WRITE(*,*) 'Arquivo com os dados de operacao: '
READ(*,6) ARQENT
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'Arquivo para resultados: '
6 READ(*,6) ARQSAI
FORMAT(A)
WRITE(*,*)
OPEN(UNIT=9,FILE=ARQENT,STATUS='OLD')
I=SYSTEM('del '//ARQSAI//char(0))
OPEN(UNIT=11,FILE=ARQSAI,STATUS='NEW')
READ(9,*) ITYPE, IPACK
READ(9,*) KEY, FAKEY
READ(9,*) G1,L2
READ(9,*) P,TL2,TG1
READ(9,*) Y1(1),X2(1)
READ(9,*) Y1(2),X2(2)
CLOSE(9)
GO TO 7

C
C... LEITURA PELO TECLADO
C
WRITE(*,*)
5 WRITE(*,*) 'Entrada de dados - para unidades, verifique texto'
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) ' Tipo de operacao: absorcao(1) ou stripping(2): '
READ(*,*) ITYPE
WRITE(*,*)
WRITE(*,11)
11 FORMAT(1X,' Tipo de material do recheio: ',/,
* 10X,'1 - Carbono',/,10X,'2 - Ceramica',/,
* 10X,'3 - Vidro ',/,10X,'4 - Parafina',/,
* 10X,'5 - Polietileno',/10X,'6 - PVC')
READ(*,*) IPACK
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'Componente chave (1/2):'
READ(*,*) KEY
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'Fator de absorcao do comp. chave'
READ(*,*) FAKEY
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'Velocidade massica do gas - fundo: '
READ(*,*) G1
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'Velocidade massica liquido - topo: '
READ(*,*) L2
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'Pressao, temp. liquido, temp. gas: '
READ(*,*) P,TL2,TG1
WRITE(*,*)
DO 12 I=1,2
WRITE(*,*) 'Componente ',I
WRITE(*,*) 'Fracao molar no gas, no liquido (entrada)'
READ(*,*) Y1(I), X2(I)
WRITE(*,*)
12 CONTINUE
C

```

```

C... CALCULO DA FRACAO DO INERTE (AR, AGUA)
C
7   Y1(3)=1.-Y1(2)-Y1(1)
   X2(3)=1.-X2(2)-X1(1)
C
C... LEITURA DOS PARAMETROS FISICOS
C
   READ(10,*) NC,ITMAX
   NCT = NC+1
   READ(10,*) AT,DP
   READ(10,*) VISCG
   READ(10,*) MWTS,RHOL,VISCL,SIGMA
   READ(10,*) (DG(J),DL(J),J=1,NC)
   DO 10 J=1,NCT
10  READ(10,*)MWT(J)
   DO 20 J=1,NCT
20  READ(10,*) (COEFFG(J,I),I=1,3)
   READ(10,*) (CPL(J),J=1,NCT)
   READ(10,*) (DELHV(J),J=1,NC)
   READ(10,*) (HS(J),J=1,NC)
   DO 30 J=1,NC
30  READ(10,*)AK(J),BK(J),CK(J)
   HS(NCT)=0
   DELHV(NCT)=0
   WRITE(11,8)
   IF(ITYPE .EQ. 1) WRITE(*,403)
   IF(ITYPE .EQ. 1) WRITE(11,403)
403  FORMAT(/,20X,'Absorcao em Torre de Recheio'/)
   IF(ITYPE .EQ. 2) WRITE(*,404)
   IF(ITYPE .EQ. 2) WRITE(11,404)
404  FORMAT(/,20X,'Desabsorcao em Torre de Recheio'/)
C
C...ASSUME T2=TG1 PARA EFEITO TERMICO BRANDO
C
   T2 = TG1
   WRITE(*,405)NC,KEY,AT,DP
   WRITE(11,405)NC,KEY,AT,DP
405  FORMAT(1X,'Numero de componentes absorvidos = ',I2/
* ' Numero do componente chave = ',I2/
* ' Area superficial total do recheio por unidade de volume = ',
* F7.2,' [m2/m3]'/ ' Diametro medio do recheio = ',F6.4,' [m]'/)
   WRITE(11,*) ' Material do recheio:'
   IF(IPACK.EQ.1) WRITE(11,*) ' 1 - Carbono'
   IF(IPACK.EQ.2) WRITE(11,*) ' 2 - Ceramica'
   IF(IPACK.EQ.3) WRITE(11,*) ' 3 - Vidro'
   IF(IPACK.EQ.4) WRITE(11,*) ' 4 - Parafina'
   IF(IPACK.EQ.5) WRITE(11,*) ' 5 - Polietileno'
   IF(IPACK.EQ.6) WRITE(11,*) ' 6 - PVC'
   WRITE(11,*)
C
   WRITE(*,406)G1,VISCG,TG1,FAKEY
   WRITE(11,406)G1,VISCG,TG1,FAKEY
406  FORMAT(1X,'Velocidade massica do gas a entrada = ',F7.4,
* ' [Kg/(m2)(s)]'/' Viscosidade do gas = ',D12.4,' [Ns/m2]'
* '/' Temperatura do gas de entrada = ',F6.1,' [K]'/
* ' Fracao absorvida do componente chave = ',F6.3/)
   WRITE(*,407)L2,MWTS,RHOL,VISCL,SIGMA,TL2
   WRITE(11,407)L2,MWTS,RHOL,VISCL,SIGMA,TL2
407  FORMAT(1X,'Velocidade massica do liquido a entrada = ',F7.4,

```

```

* ' [Kg/(m2)(s)]'/' Peso molecular do solvente = ',F6.2,
* ' [Kg/Kmol]'/' Densidade do liquido = ',E12.4,' [Kg/m3]'/
* ' Viscosidade do liquido = ',E12.4,' [Ns/m2]'/
* ' Tensao superficial do liquido = ',F6.3,' [N/m]'/
* ' Temperatura do liquido a entrada = ',F6.1,' [K]'/)
WRITE(*,408)
WRITE(11,408)
408  FORMAT(/,T9,'Gas entrando [Y1]',T30,'Liq. entrando [X2]',T51,
* 'DG [m2/s]',T65,'DL [m2/s]'/)
DO 40 J= 1,NC
WRITE(*,409)J,Y1(J),X2(J),DG(J),DL(J)
40  WRITE(11,409)J,Y1(J),X2(J),DG(J),DL(J)
409  FORMAT(2X,I2,2X,E14.4,9X,E14.4,2X,E14.4,1X,E14.4)
WRITE(*,409)NCT,Y1(NCT),X2(NCT)
WRITE(11,409)NCT,Y1(NCT),X2(NCT)
WRITE(*,410)
410  FORMAT(/,1X,'Coef. do polinomio calor especifico vs.',
* ' temperatura - Gas')
DO 50 J =1,NCT
50  WRITE(*,411)J,(COEFFG(J,I),I=1,3)
411  FORMAT(2X,I2,3E15.5)
WRITE(*,412)(CPL(J),J=1,NCT)
412  FORMAT(/,1X,'Calor especifico dos componentes do liquido',
* ' [KJ/(Kmol)(K)]'/4X,4E15.5)
WRITE(*,413)(HS(J),J=1,NC)
413  FORMAT(/,1X,'Calores de solucao para os componentes absorvidos'
* ' [KJ/Kmol]'/ (5E15.4)/)
WRITE(*,414)(DELHV(J),J=1,NC)
414  FORMAT(/,1X,'Calores de vaporizacao para os componentes ',
* ' absorvidos [KJ/Kmol]'/ (5E15.4)/)
WRITE(*,415)
415  FORMAT(/,1X,'Coeficientes da correlacao da constante de ',
* ' equilibrio'/' ln(KP) = A + B/T + CT' /T9,'A',T24,'B',
* T39,'C',/)
DO 60 J=1,NC
60  WRITE(*,416)AK(J),BK(J),CK(J)
416  FORMAT(3E15.4)
WRITE(*,417) P
WRITE(11,417) P
417  FORMAT(/,1X,'Pressao do sistema = ',E12.4,' [KPa]'/)
C
C
MWTL2 = MWTS*X2(NCT)
MWTG1 = MWT(NCT)*Y1(NCT)
DO 70 J=1,NC
MWTL2 = MWTL2 + MWT(J)*X2(J)
70  MWTG1 = MWTG1 + MWT(J)*Y1(J)
GM1 = G1/MWTG1
GMS = GM1*Y1(NCT)
LM2 = L2/MWTL2
LMS = LM2*X2(NCT)
C
C-----MODIFICADO
C
AW = WAREA(L2,RHOL,VISCL,SIGMA,IPACK,MWTL2)
C
C...DA VALORES INICIAIS PARA AS VAZOES DE SAIDA
C...ASSUME QUE APENAS O COMPONENTE CHAVE E ABSORVIDO
C

```

```

      DO 80 J=1,NC
      X1(J) = 0
80    Y2(J) = 0
      GO TO (90,100) ITYPE
90    GM2 = GMS + GM1*Y1(KEY)*(1.-FAKEY)
      LM1 = LM2 + GM1 -GM2
      Y2(KEY) = GM1*Y1(KEY)*(1.-FAKEY)/GM2
      X1(KEY) = (GM1 -GM2)/LM1
      GO TO 110
100   LM1 = LMS + LM2*X2(KEY)*(1.-FAKEY)
      GM2 = GM1 + LM2 - LM1
      X1(KEY) = LM2*X2(KEY)*(1.-FAKEY)/LM1
      Y2(KEY) = (LM2 - LM1)/GM2
110   Y2(NCT) = 1. - Y2(KEY)
      X1(NCT) = 1. -X1(KEY)
C
C...CALCULA A ENTALPIA DO GAS E LIQUIDO ENTRANDO
C
      HL2 = LM2*ENTL(TL2,X2,NCT)
      HG1 = GM1*ENTG(TG1,Y1,NCT)
      IF (NC .GT. 1)WRITE(*,418)
418   FORMAT(/T9,'Iteracao ',T22,'T1'//)
      ITER = 0
C
C...COMECA OS CALCULOS ITERATIVOS
C
120   MWTG2 = 0
      DO 130 J=1,NCT
130   MWTG2 = MWT(J)*Y2(J)
      G2 = GM2*MWTG2
      L1 = L2 + G1 - G2
      MWTL1 = L1/LM1
      MWTG = (GM1*MWTG1 + GM2*MWTG2)/(GM1+ GM2)
      MWTL = (LM1*MWTL1 + LM2*MWTL2)/(LM1+ LM2)
      G = 0.5*(G1 + G2)
      L = 0.5*(L1 + L2)
      LM = (LM1 + LM2)*0.5
      GM = (GM1 + GM2)*0.5
C
C...CALCULA A TEMPERATURA DO LIQUIDO DE SAIDA
C
      HG2 = GM2*ENTG(T2,Y2,NCT)
      HL1 = HL2 + HG1 - HG2
      HSTOT = 0
      CPLAV = 0
      DO 140 J=1,NCT
      HSTOT = HSTOT + HS(J)*X1(J)
140   CPLAV = CPLAV + CPL(J)*X1(J)
      T1 = (HL1/LM1- HSTOT)/CPLAV + TREF
      WRITE(*,419) ITER,T1
419   FORMAT(10X,I3,E15.4)
      TMEAN = (T1+T2)*0.5
      RHOG = P*MWTG/(R*TMEAN)
C
C...CALCULA EQK PARA OS COMPONENTES E DETERMINA O COEFICIENTE DE
C   TRANSFERENCIA DE MASSA GLOBAL
C
      DO 150 J=1,NC
      EQK(J) = EXP(AK(J) + BK(J)/TMEAN+CK(J)*TMEAN)/P

```

```

      KG(J) = FKG(G,MWTG,RHOG,VISCG,DG(J),TMEAN)
      KL(J) = FKL(L,MWTL,RHOL,VISCL,DL(J),AW)
      HTUNIT = HTU(LM,GM,MWTL,KG(J),KL(J),AW,P,RHOL,EQK(J),ITYPE)
      IF (ITYPE .EQ. 1) HOG(J) = HTUNIT
      IF (ITYPE .EQ. 2) HOL(J) = HTUNIT
150   CONTINUE
C
C...CALCULA OS FATORES DE ABSORCAO PARA OS COMPONENTES
C
      DO 160 J = 1,NC
      EQK1 = EXP(AK(J) + BK(J)/T1+CK(J)*T1)/P
      EQK2 = EXP(AK(J)+ BK(J)/T2+CK(J)*T2)/P
      A1(J) = LM1/(GM1*EQK1)
160   A2(J) = LM2/(GM2*EQK2)
C
C...CACULA NUT PARA O COMPONENTE CHAVE
C
      GO TO (170,180),ITYPE
      EQK2 = EXP(AK(KEY)+ BK(KEY)/T2+CK(J)*T2)/P
C
C...ABSORCAO DE GAS
C
C...CALCULA O FATOR DE ABSORCAO EFETIVO
C
170   AE = SQRT(A2(KEY)*(A1(KEY)+1.)+0.25)-0.5
      NOG(KEY) = ALOG((Y1(KEY)- EQK2*X2(KEY))/(Y2(KEY)-
* EQK2*X2(KEY))*(1.-1./AE)+1./AE)/(1.-1./AE)
      Z = HOG(KEY)*NOG(KEY)
      GO TO 190
C
C...DESABSORCAO
C...CALCULA O FATOR DE DESABSORCAO EFETIVO
C
180   S1 = 1./A1(KEY)
      S2 = 1./A2(KEY)
      SE = SQRT(S2*(S1+1.)+0.25)-0.5
      NOL(KEY) = ALOG((X2(KEY)-Y1(KEY)/EQK2)/(X1(KEY)-Y1(KEY)
* /EQK2)*(1. - 1./SE)+ 1./SE)/(1.-1./SE)
      Z = HOL(KEY)*NOL(KEY)
C
C...CALCULA AS CONCENTRACOES NA SAIDA DE GAS
C
190   DO 210 J = 1,NC
      IF (J .EQ. KEY) GO TO 210
      IF (ITYPE .EQ. 2) GO TO 200
      NOG(J) = Z/HOG(J)
      FRAC = (AE*EXP(((1.-1./AE)*NOG(J))-1.))/(AE-1.)
      Y2(J) = (Y1(J)- EQK(J)*X2(J))/FRAC + EQK(J)*X2(J)
      GO TO 210
200   NOL(J) = Z/HOL(J)
      FRAC = (SE*EXP(((1.-1./SE)*NOL(J))-1.))/(SE-1.)
      X1(J) = (X2(J)-Y1(J)/EQK(J))/FRAC + EQK(J)*Y1(J)
210   CONTINUE
      IF (ITYPE .EQ. 2)GO TO 240
      SUMY = 0
      DO 220 J=1,NC
220   SUMY = SUMY + Y2(J)
      Y2(NCT) = 1.-SUMY
      GM2 = GMS/Y2(NCT)

```

```

        LM1 = LM2 + GM1 - GM2
        DO 230 J = 1,NC
230     X1(J) = (LM2*X2(J) + GM1*Y1(J) - GM2*Y2(J))/LM1
        GO TO 270
240     SUMX = 0
        DO 250 J=1,NC
250     SUMX = SUMX + X1(J)
        X1(NCT) = 1. - SUMX
        LM1 = LMS/X1(NCT)
        GM2 = GM1 + LM2 - LM1
        DO 260 J = 1,NC
260     Y2(J) = (LM2*X2(J)+GM1*Y1(J) - LM1*X1(J))/GM2
270     IF (NC .EQ. 1)GO TO 290
        IF (ITER .GT. 0) GO TO 280
        TPRED = T1
        ITER = 1
        GO TO 120

C
C...TESTE PARA A CONVERGENCIA
C
280     ITER = ITER + 1
        IF ((ABS(TPRED-T1)/TPRED) .LE. 1.E-3) GO TO 290
        T1 = TPRED
        IF (ITER .LT. ITMAX) GO TO 120
        WRITE(*,420)
420     FORMAT('/' NAO CONVERGIU NA TEMPERATURA DA BASE')
        STOP

C
C...CONVERGENCIA ATINGIDA
C
C...IMPRIME OS RESULTADOS
C
290     MWTL1 = MWTS*X1(NCT)
        MWTG2 = MWT(NCT)*Y2(NCT)
        DO 300 J = 1,NC
        MWTL1 = MWTL1 + MWT(J)*X1(J)
300     MWTG2 = MWTG2 + MWT(J)*Y2(J)
        G2 = GM2*MWTG2
        L1 = LM1*MWTL1
        IF (NC .GT. 1) WRITE(*,421)ITER
        IF (NC .GT. 1) WRITE(11,421)ITER
421     FORMAT(/,1X,'Convergiu em ',I3,' Iteracoes',/)
        WRITE(*,422)T1,GM2,LM1,G2,L1
        WRITE(11,422)T1,GM2,LM1,G2,L1
422     FORMAT(1X,'Temperatura de fundo = ',E12.4,' [K]'/
* ' Vazao molar de gas no topo = ',E12.4,' [Kmol/(m2)(s)]'/
* ' Vazao molar de liquido na base = ',E12.4,' [Kmol/(m2)(s)]'/
* ' Velocidade massica do gas na saida = ',F7.4,' [Kg/(m2)(s)]'/
* ' Velocidade massica do liquido na saida = ',F7.4,
* ' [Kg/(m2)(s)]'/)
        WRITE(*,423)Z
        WRITE(11,423)Z
423     FORMAT(/,1X,'Altura do recheio = ',E10.3,' [m]'/)
        WRITE(*,424)
        WRITE(11,424)
424     FORMAT(/T10,'HTU [m]',T26,'NUT',T40,'Y2',T55,'X1'/)
        DO 310 J=1,NC
        IF (ITYPE .EQ. 1) WRITE(*,425)J,HOG(J),NOG(J),Y2(J),X1(J)
        IF (ITYPE .EQ. 2) WRITE(*,425)J,HOL(J),NOL(J),Y2(J),X1(J)

```

```

IF (ITYPE .EQ. 1) WRITE(11,425)J,HOG(J),NOG(J),Y2(J),X1(J)
IF (ITYPE .EQ. 2) WRITE(11,425)J,HOL(J),NOL(J),Y2(J),X1(J)
425  FORMAT(2X,I2,4E14.4)
310  CONTINUE
WRITE(*,426)NCT,Y2(NCT),X1(NCT)
WRITE(11,426)NCT,Y2(NCT),X1(NCT)
426  FORMAT(2X,I2,28X,2E14.4)
CLOSE(11)
END

C
C  =====
C
C  FUNCTION WAREA(L,RHOL,VISCL,SIGMA,IPACK,MVTL1)
C
C---- MODIFICADA ----
C
C  RETORNA A AREA MOLHADA DO RECHEIO POR UNIDADE DE VOLUME
C      AW - AREA MOLHADA/UNIDADE DE VOLUME DO RECHEIO [m2/m3]
C      VISCL - VISCOSIDADE DO LIQUIDO [Ns/m2]
C      SIGMA - TENSAO SUPERFICIAL DO LIQUIDO [N/m]
C      IPACK - TIPO DE MATERIAL DO RECHEIO
C              = 1 CAR
C              = 2 CERAMICA
C              = 3 VIDRO
C              = 4 PARAFINA
C              = 5 POLIETILENO
C              = 6 PVC
C      SIGMAC - TENSAO SUPERFICIAL CRITICA PARA
C              O MATERIAL DO RECHEIO [N/m]
C
C  REAL L,MVTL1
C  COMMON /PACK/ AT,DP
C  DIMENSION SIGMAC(6)
C  DATA SIGMAC,G /0.056,0.061,0.073,0.02,0.033,0.075,9.81/
C  RE = L/(AT*VISCL)*MVTL1
C  FR = L**2*AT/(RHOL**2*G)*MVTL1**2
C  WE = L**2/(RHOL*SIGMA*AT)*MVTL1**2
C  AW = AT*(1.-EXP(-1.45*(SIGMAC(IPACK)/SIGMA)**0.75*
C  * (RE**0.1)*(FR**(-0.05))*(WE*0.2)))
C  WAREA = AW
C  RETURN
C  END

C
C  =====
C
C  FUNCTION FKG(G,MWTG,RHOG,VISCG,DG,T)
C
C  RETORNA O COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA
C  DO FILME GASOSO
C      FKG - COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA DO FILME
C            DE GAS [Kmol/(m2)(s)(KPa)]
C      VISCG - VISCOSIDADE MEDIA DO GAS [Ns/m2]
C      RHOG - DENSIDADE MEDIA DO GAS [Kg/m3]
C      G - VELOCIDADE MASSICA DO GAS [Kg/(m2)(s)]
C      DG - COEFICIENTE DE DIFUSAO DO FILME DE GAS [m2/s]
C      AT - AREA SUPERFICIAL TOTAL DO RECHEIO/UNIDADE DE VOLUME [m2/m3]
C      DP - DIAMETRO MEDIO DO RECHEIO [m]
C      T - TEMPERATURA [K]

```

```

C
REAL MWTG
COMMON /PACK/ AT,DP
DATA R /8.3143/
C1 = 2.0
IF ( DP .GT. 0.0127) C1 = 5.23
FKG = C1*(G*MWTG/(AT*VISCG))**0.7*(VISCG/(DG*RHOG))**(1./3.)
* / (AT*DP)**2.*(AT*DG)/(R*T)
RETURN
END

C
C
C
C
=====
C
FUNCTION FKL(L,MWTL,RHOL,VISCL,DL,AW)
C
C   RETORNA O COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA
C   DO FILME LIQUIDO
C   FKL - COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA DO FILME
C         LIQUIDO [m/s]
C   VISCL - VISCOSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Ns/m2]
C   RHOL - DENSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Kg/m3]
C   L - VELOCIDADE MASSICA DO LIQUIDO [Kg/(m2)(s)]
C   DL - COEFICIENTE DE DIFUSAO DO FILME LIQUIDO [m2/s]
C   AT - AREA SUPERFICIAL TOTAL DO RECHEIO/UNIDADE DE VOLUME [m2/m3]
C   DP - DIAMETRO MEDIO DO RECHEIO [m]
C   AW - AREA SUPERFICIAL MOLHADA/UNIDADE
C         DE VOLUME DO RECHEIO [m2/m3]
C   MWTL - PESO MOLECULAR DO LIQUIDO [Kg/Kmol]
C
C
C   REAL L,MWTL
C   COMMON /PACK/ AT,DP
C   DATA R,G /8.3143,9.81/
C   FKL = 0.0051*(L*MWTL/(AW*VISCL))**(2./3.)*(RHOL/(VISCL*G))
C   * **(-1./3.)*(AT*DP)**0.4/SQRT(VISCL/(RHOL*DL))
C   RETURN
C   END

C
C
C
C
=====
C
FUNCTION HTU(LM,GM,MWTL,KG,KL,AW,P,RHOL,EQK,ITYPE)
C
C   RETORNA A ALTURA DA UNIDADE DE TRANSFERENCIA
C   HTU - ALTURA DE UMA UNIDADE DE TRANSFERENCIA
C         - HOG PARA ABSORCAO
C         - HOL PARA DESABSORCAO
C   EQK - CONSTANTE DE EQUILIBRIO
C   AW - AREA SUPERFICIAL MOLHADA /UNIDADE DE
C         VOLUME DO RECHEIO [m2/m3]
C   ITYPE - TIPO DE OPERACAO
C         - 1 PARA ABSORCAO DE GAS
C         - 2 PARA DESABSORCAO
C   RHOL - DENSIDADE MEDIA DO LIQUIDO [Kg/m3]
C   KG - COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA DO FILME
C         DE GAS [Kmol/(m2)(s)(KPa)]
C   KL - COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASSA DO FILME
C         LIQUIDO [m/s]

```



```
* 100,101,32,83,105,115,116,101,109,97,115,32,81,117,105,109,  
* 105,99,111,115,32,45,32,70,69,81,32,45,32,85,78,73,67,65,77,  
* 80/  
WRITE(*,10) (CHAR(IC(I)),I=1,47)  
WRITE(*,20) (CHAR(IC(I)),I=51,63)  
10  FORMAT(10X,70A)  
20  FORMAT(/,28X,70A)  
  
RETURN  
END
```