

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO - ENGENHARIA DE SISTEMAS DE
PROCESSOS QUÍMICOS E INFORMÁTICA**

PROJETO E OTIMIZAÇÃO DE REDES DE TROCADORES DE CALOR

Autor: Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani

Orientador: Prof. Dr. Alberto Luiz de Andrade

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

dezembro, 1994

Campinas - SP

UNICAMP
R15p
E
4/24803
433/95
0 2811,00
08106/95

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Ravagnani, Mauro Antonio da Silva Sa
R195p Projeto e otimizacao de redes de trocadores de calor / Mauro
Antonio da Silva Sa Ravagnani. -- Campinas, SP : [s.n.], 1994.

Orientador: Alberto Luiz de Andrade.

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

1. Integracao energetica. 2. Pinch. 3. Trocadores de calor.
I. Andrade, Alberto Luiz de. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia Quimica. III. Titulo.

Este exemplar corresponde à redação final da Tese de Doutorado defendida por Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani, e aprovada pela Comissão Julgadora em 14 de dezembro de 1994.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'A. Luiz de Andrade', is written above a solid horizontal line.

Prof. Dr. Alberto Luiz de Andrade
orientador

Tese defendida e aprovada em 14 de dezembro de 1994 pela banca examinadora constituída pelos professores:



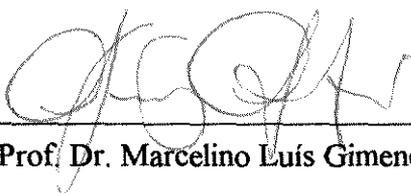
Prof. Dr. Alberto Luiz de Andrade



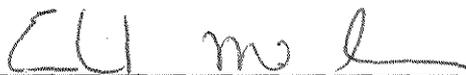
Prof. Dr. Sérgio Pécio Ravagnani



Prof. Dr. Roger Josef Zemp



Prof. Dr. Marcelino Luís Gimenes



Prof. Dr. Eduardo Mach Queiroz

À Luci, com ternura e carinho.

AGRADEÇO

A Deus, pelo milagre da vida.

Aos meus pais, por me terem proporcionado chegar até aqui.

Ao DEQ/UEM pela oportunidade concedida.

Ao DESQ/FEQ/UNICAMP pelo apoio e incentivo recebidos.

À CAPES pelo auxílio financeiro.

De maneira especial ao Prof. Dr. Alberto Luiz de Andrade pela orientação e confiança na realização deste trabalho.

Aos amigos Luís Roberto Benedetti, Marco Aurélio Cremasco e Lúcio Cardozo Filho, pela acolhida.

A todos, que de uma forma ou de outra contribuíram para a realização deste trabalho.

Lembrança dos dias
nas metrópoles.

Qual a esperança
dos meninos de
pés-vermelhos ?

Talvez o olhar aflito,
feito antena,
olhando,
captando tudo
que diferencia e assusta.

Marco A. Cremasco

ÍNDICE

	Pág.
CAPÍTULO 1	
INTRODUÇÃO	1
 CAPÍTULO 2	
SÍNTESE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR (RTC).....	5
2.1 Introdução.....	6
2.2 Histórico	7
2.3 Conclusões	17
 CAPÍTULO 3	
APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA PINCH À SÍNTESE DE RTC.....	18
3.1 Introdução	19
3.2 Energia	20
3.2.1 Integração Energética de Processos	20
3.2.2 Curvas Compostas	20
3.2.3 O Ponto de Estrangulamento Energético (PEE)	22
3.2.4 A Tabela do Problema (TP) ou "Problem Table"	24
3.2.5 A Grande Curva Composta (GCC)	25
3.2.6 Representação da Rede	25
3.2.7 Síntese de RTC com Máxima Recuperação de Energia (MRE)	26
3.3 Capital	28
3.3.1 Introdução	28
3.3.2 Área Mínima	28
3.3.3 Número Mínimo de Unidades de Troca (NMU).....	29
3.3.4 A Função Custo de Capital	31
3.3.5 Síntese de RTC com Mínimo Custo de Capital	32
3.3.5.1 O Conceito de "Criss Cross"	32
3.3.5.2 O Diagrama da Força Motriz (DFM)	32
3.3.5.3 A Análise do Problema Remanescente (APR)	34
3.3.5.4 Quebra de Laços de Troca Térmica	34
3.4 Otimização do ΔT_{min} Antes da Síntese da Rede	38
3.5 Conclusões	42

CAPÍTULO 4

DIMENSIONAMENTO TERMOHIDRÁULICO DE TROCADORES DE CALOR MULTITUBULARES	43
4.1 Introdução	44
4.2 Diferença de Temperaturas	44
4.3 O Lado dos Tubos	46
4.3.1 Coeficiente de Transferência de Calor Convectivo	46
4.3.2 Perda de Carga	47
4.3.2.1 Perda de Carga Distribuída	47
4.3.2.2 Perda de Carga Devido à Mudança de Direção	47
4.3.2.3 Perda de Carga Total	48
4.4 O Lado da Carcaça	49
4.4.1 O Método de Bell-Delaware	49
4.4.1.1 Coeficiente de Película	50
4.4.1.2 Perda de Carga	57
4.5 O Cálculo dos Trocadores pelo Método das Diferenças de Temperaturas	61
4.6 Uma Sistemática Alternativa	63
4.7 Conclusões.....	68

CAPÍTULO 5

INCORPORAÇÃO DO DIMENSIONAMENTO TERMOHIDRÁULICO À SÍNTESE DE RTC	69
5.1 Introdução	70
5.2 A Fixação da Perda de Carga.....	71
5.2.1 Cálculo da Área Mínima	71
5.2.2 Síntese da RTC	73
5.2.3 Dimensionamento Detalhado dos Trocadores	74
5.3 Incorporando o Dimensionamento Termohidráulico à Síntese da RTC	75
5.4 Conclusões	76

CAPÍTULO 6

PROGRAMA DESENVOLVIDO	77
6.1 Introdução	78
6.2 Programa Principal	79
6.3 Módulo Entrada de Dados	80
6.4 Módulo Otimização do ΔT_{min}	81
6.5 Módulo Síntese da Rede	85
6.5.1 Um Único PEE	85

6.5.2 Mais de Um PEE	92
6.6 Módulo Evolução da Rede	99
6.7 Módulo Dimensionamento dos Equipamentos	105
6.8 Módulo Impressão dos Resultados	111
6.9 Aplicação do Programa Desenvolvido	112
6.10 Conclusões	118
CAPÍTULO 7	
CONCLUSÕES	119
7.1 Conclusões Gerais	120
7.2 Conclusões Específicas	121
7.3 Sugestões	122
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	123

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura	Pág.
Figura 3.1.a - Correntes Quentes.....	21
Figura 3.1.b - Curva Composta Quente.....	21
Figura 3.2.a - Correntes Frias.....	22
Figura 3.2.b - Curva Composta Fria.....	22
Figura 3.3 - Diagrama TH.....	23
Figura 3.4 - Ponto de Estrangulamento Energético.....	24
Figura 3.5 - Grande Curva Composta.....	25
Figura 3.6 - Diagrama de Grade.....	26
Figura 3.7 - Intervalos de Entalpia.....	29
Figura 3.8 -Laço de troca térmica em uma RTC.....	30
Figura 3.9 - Dois Problemas Independentes em uma RTC.....	31
Figura 3.10 - "Criss-Cross".....	33
Figura 3.11 - Troca de calor vertical.....	33
Figura 3.12 - Diagrama da Força Motriz.....	35
Figura 3.13 - Trocador representado sobre o DFM.....	36
Figura 3.14.a - Identificação de um laço de troca térmica.....	36
Figura 3.14.b - Quebra do laço de troca térmica.....	37
Figura 3.14.c - Restauração do ΔT_{min}	37
Figura 3.15 - Diagrama E X ΔT_{min}	38
Figura 3.16 - Diagrama A X ΔT_{min}	39
Figura 3.17 - Diagrama U _{min} X ΔT_{min}	39
Figura 3.18 - Diagrama Custo de capital X ΔT_{min}	40
Figura 3.19 - Diagrama Custo global X ΔT_{min}	40
Figura 4.1 - Correntes para o lado do casco.....	49
Figura 4.2 - Método das diferenças de temperatura.....	62
Figura 4.3 - Sistemática alternativa à de Kern.....	67
Figura 6.1 - Diagrama de blocos para o programa desenvolvido.....	79
Figura 6.2 - Diagrama de blocos para o módulo Otimização do ΔT_{min}	81
Figura 6.3 - Diagrama Custo X ΔT_{min} para o Exemplo 1.....	84
Figura 6.4 - Diagrama TH para o Exemplo 1.....	84
Figura 6.5.a - Diagrama de blocos para síntese acima do PEE.....	86
Figura 6.5.b - Diagrama de blocos para síntese abaixo do PEE.....	87

Figura 6.6 - Diagrama TH para o Exemplo 2.....	89
Figura 6.7 - Primeira rede sintetizada para o Exemplo 2.....	91
Figura 6.8 - Segunda rede sintetizada para o Exemplo 2.....	92
Figura 6.9 - Diagrama TH com dois PEE.....	93
Figura 6.10 - Diagrama de blocos para síntese com múltiplos PEE.....	94
Figura 6.11 - Diagrama TH para o Exemplo 3.....	96
Figura 6.12 - Rede sintetizada para o Exemplo 3.....	97
Figura 6.13 - Rede evoluída para o Exemplo 3.....	98
Figura 6.14 - Diagrama de blocos para o módulo Evolução da Rede.....	100
Figura 6.15 - Rede inicial para o Exemplo 4.....	102
Figura 6.16 - Matriz incidência para a rede da Figura 6.15.....	103
Figura 6.17 - Nova rede com a eliminação de 1 trocador.....	103
Figura 6.18 - Matriz incidência para a rede da Figura 6.17.....	103
Figura 6.19 - Nova rede com a eliminação de 2 trocadores.....	104
Figura 6.20 - Matriz incidência para rede da Figura 6.19.....	104
Figura 6.21 - Diagrama de blocos para o módulo Dimensionamento dos Equipamentos.....	106
Figura 6.22 - Rede sintetizada para o Exemplo 5.....	107
Figura 6.23 - Rede evoluída para o Exemplo 5.....	108
Figura 6.24 - Diagrama Custo X ΔT_{min} para o Exemplo 6.....	114
Figura 6.25 - Diagrama TH para o Exemplo 6.....	115
Figura 6.26 - Rede sintetizada para o Exemplo 6.....	115
Figura 6.27 - Rede evoluída para o Exemplo 6.....	116

ÍNDICE DE QUADROS E TABELAS

Quadro/Tabela	Pág.
Quadro 6.1 - Dados das utilidades e de custo para o Exemplo 1.....	83
Tabela 3.1 - Dados de Ten, Tsai e CP.....	21
Tabela 4.1 - Coeficientes para o cálculo de jideal.....	52
Tabela 4.2 - Coeficientes para o cálculo de fid.....	59
Tabela 4.3 - Padronização dos trocadores.....	64
Tabela 6.1 - Dados das correntes para o Exemplo 1.....	82
Tabela 6.2 - Comparação dos resultados do Exemplo 1.....	83
Tabela 6.3 - Dados para o Exemplo 2.....	87
Tabela 6.4 - Aplicação da TP ao Exemplo 2.....	88
Tabela 6.5 - Correntes acima do PEE para o Exemplo 2.....	89
Tabela 6.6 - Correntes abaixo do PEE para o Exemplo 2.....	90
Tabela 6.7 - Correntes restantes abaixo do PEE para o Exemplo 2.....	90
Tabela 6.8 - Correntes restantes abaixo do PEE para o Exemplo 2.....	90
Tabela 6.9 - Correntes restantes abaixo do PEE para o Exemplo 2.....	91
Tabela 6.10 - Dados iniciais para o Exemplo 3.....	94
Tabela 6.11 - Aplicação da TP ao Exemplo 3.....	95
Tabela 6.12 - Dados iniciais para o Exemplo 4.....	101
Tabela 6.13 - Temperaturas e CP das correntes para o Exemplo 5.....	107
Tabela 6.14 - Propriedades físicas, ΔP e R_d para as correntes do Exemplo 5.....	107
Tabela 6.15 - Dimensionamento dos equipamentos segundo Polley e Panjeh Shahi (1991).....	109
Tabela 6.16 - Dimensionamento dos equipamentos neste trabalho.....	110
Tabela 6.17 - Dados das correntes para o Exemplo 6.....	112
Tabela 6.18 - Propriedades físicas, incrustações e perdas de carga para o Exemplo 6.....	113
Tabela 6.19 - Dimensionamento dos equipamentos para o Exemplo 6.....	116
Tabela 6.20 - Comparação de custos para o Exemplo 6.....	117

NOMENCLATURA

a -	constante da equação do custo
a1, a2, a3, a4 -	constantes
A -	área de troca térmica da rede
Amin -	área mínima de troca térmica na rede
APR -	análise do problema remanescente
A1, A2, A3, -	identificação dos aquecedores da rede
b -	constante da equação do custo
b1, b2, b3, b4 -	constantes
c -	constante de equação do custo
C -	identificação de resfriador na rede
Ccap -	custo de capital da rede
Cchi -	corte das chicanas
Cp -	calor específico da corrente
CP -	produto entre Cp e vazão mássica
di -	diâmetro interno dos tubos
do -	diâmetro externo dos tubos
d3 -	diâmetro do feixe de tubos
Dw -	diâmetro hidráulico da janela
DFM -	diagrama da força motriz
DTA -	dupla temperatura de aproximação
D1 -	diâmetro interno do casco
et -	espessura do espelho
E -	energia
fat -	fator de atrito
Fc -	fração do número total de tubos no escoamento cruzado
Fw -	fração de tubos em uma janela
FT -	fator de correção para a MLDT
GCC -	grande curva composta
Gt -	vazão mássica por unidade de área
h -	coeficiente de transferência de calor convectivo
hideal -	coeficiente de película para o escoamento cruzado através do feixe de tubos ideal
hio -	coeficiente de película para o lado dos tubos
ho -	coeficiente de película para o lado do casco

H -	identificação de aquecedor na rede
Jb -	fator de correção para o efeito dos desvios pelas folgas entre o feixe de tubos e o casco
Jc -	fator de correção para o escoamento nas janelas
jideal -	fator de COLBURN ideal
Jl -	fator de correção para os vazamentos entre o casco e as chicanas e entre os tubos e as chicanas
Jr -	fator de correção para o gradiente de temperatura adverso
Js -	fator de correção para o espaçamento diferenciado entre as chicanas de entrada e de saída
K -	condutividade térmica do fluido
Kt -	constante dependente da vazão e das propriedades físicas do fluido escoando nos tubos
Kc1, Kc2 -	funções dependentes das propriedades físicas, da geometria do casco e do fator de COLBURN para o casco
l1, l2 -	espaçamentos entre as chicanas mais extremas e os bocais de entrada e saída
L -	comprimento dos tubos
L -	número de laços de troca térmica
L1 -	comprimento entre as superfícies internas dos espelhos
L3 -	espaçamento entre as chicanas
MAS -	constante que controla o espaçamento das chicanas
MLDT -	média logarítmica das diferenças de temperatura
MPE -	método do ponto de estrangulamento
MRE -	máxima recuperação de energia
N -	número de correntes
Nb -	número de chicanas
Nc -	número de fileiras de tubos cruzados entre duas chicanas
Ncp -	número de correntes cruzando o PEE
Nct -	número de fileiras de tubos cruzadas ao longo do trocador
Ncw -	número de fileiras de tubos cruzados em cada janela
Np -	número de espaços existentes nos cabeçotes do trocador
Nss -	número de tiras selantes
Nt -	número de tubos no trocador
NMU -	número mínimo de unidades de troca térmica
NN -	número de passagens nos tubos
PEE -	ponto de estrangulamento energético
PL -	programação linear

PLMI -	programação linear mista com inteiros
PNL -	programação não linear
PNLMI -	programação não linear mista com inteiros
Pr -	número de PRANDTL
P1 -	espaçamento entre centros de tubos adjacentes
q -	calor trocado
Q -	calor trocado
Rb -	fator de correção para o desvio entre o feixe de tubos e o casco
Rd -	fator de incrustação
Re -	número de REYNOLDS
Rl -	fator de correção para os vazamentos
Ropp -	resistência das correntes opostas
Rs -	fator de correção para a diferença entre as chicanas de entrada e saída
RTC -	rede de trocadores de calor
R1, R2, R3, ... -	identificação dos resfriadores da rede
S -	número de subproblemas independentes
Sb -	área da seção onde escoa a fração desviada do fluido
Sm -	área de escoamento na linha central do trocador
Ssb -	área da seção de vazamento entre o casco e as chicanas
Swg -	área total da janela
Swt -	área da janela ocupada pelos tubos
T -	temperatura
Tc -	média aritmética das temperaturas do fluido escoando no casco
Tci -	temperatura de entrada da corrente fria
Tco -	temperatura de saída da corrente fria
Ten -	temperatura inicial da corrente
Thi -	temperatura de entrada da corrente quente
Tho -	temperatura de saída da corrente quente
Tsai -	temperatura desejada na saída da corrente
Tt -	média aritmética das temperaturas do fluido escoando nos tubos
Tw -	temperatura da parede do tubo
TP -	tabela do problema
T1, T2, T3, ... -	identificação dos trocadores da rede
U -	número de unidades de troca térmica
UC -	coeficiente global de troca térmica
UD -	coeficiente global de troca térmica
Umin -	número mínimo de unidades de troca térmica

v -	velocidade do fluido
W -	vazão mássica do fluido
ΔH -	variação de entalpia
ΔP_{bi} -	perda de carga para um feixe de tubos ideal
ΔP_c -	perda de carga para o lado do casco
ΔP_{cr} -	perda de carga para o escoamento cruzado
ΔP_e -	perda de carga nas regiões de entrada e saída do casco
ΔP_t -	perda de carga para o lado dos tubos
ΔP_w -	perda de carga para o escoamento pelas janelas
ΔP_{wi} -	perda de carga numa janela onde não ocorrem vazamentos
ΔT_{LM}	média logarítmica das diferenças de temperatura
ΔT_{min}	diferença de temperatura mínima entre os terminais do trocador
μ -	viscosidade do fluido
μ_w -	viscosidade do fluido obtida na temperatura da parede do tubo
ρ -	densidade do fluido

RESUMO

Neste trabalho foi desenvolvido um programa computacional para síntese de redes de trocadores de calor incorporando o dimensionamento termohidráulico dos equipamentos.

O programa desenvolvido utiliza os conceitos da chamada Tecnologia Pinch ("Pinch Technology"). Para a síntese da rede são definidos inicialmente os seus objetivos com relação ao custo global mínimo, ΔT_{\min} ótimo, área de troca térmica mínima, número mínimo de trocadores de calor e a demanda mínima de utilidades quentes e frias. Em seguida a rede é sintetizada utilizando-se o método do ponto de estrangulamento energético ("Pinch Design Method"). Depois de sintetizada a rede é evoluída, identificando e quebrando os laços de transferência de calor, sem que sejam alteradas as quantidades de energia trocadas com as utilidades.

Após a evolução da rede, os trocadores são dimensionados levando-se em consideração as perdas de carga e os fatores de incrustação permitidos, utilizando o método de Bell-Delaware.

O programa foi desenvolvido de forma modular, e a utilização de cada um destes módulos é exemplificada utilizando-se problemas da literatura. Um problema de dimensão industrial é utilizado para demonstrar a aplicabilidade do programa desenvolvido. Os resultados obtidos mostram a consistência da metodologia empregada, refletindo a importância do dimensionamento termohidráulico na síntese da rede de trocadores de calor.

ABSTRACT

In this work a computational program was developed interfacing heat exchanger network synthesis and detailed heat exchanger design.

The program uses the concepts of Pinch Technology. To the network synthesis are defined initially the targets with respect to the global minimum cost, optimum ΔT_{min} , minimum exchange area, minimum number of units and the hot and cold utilities demand. The network is synthesized using the Pinch Design Method. After these, the network is evolved, identifying and breaking loops without changes in the utilities demand.

After the evolution, the exchangers are designed considering pressure drop and fouling, using the Bell-Delaware method.

The program was developed in modular form, and the utilization of each module is explained using literature problems. An industrial problem is used to show the applicability of the program developed. The results shown the consistency in the methodology reflecting the importance of the termohidraulic design in the heat exchanger network synthesis.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

O consumo de energia na indústria é um fator importante na composição dos custos finais dos produtos. Por este motivo, a crise energética no início dos anos 70, que levou ao sensível aumento dos preços do petróleo na época, fez com que as indústrias químicas e petroquímicas procurassem de forma mais intensa a redução no seu consumo energético.

Como todo processo industrial possui um número de correntes que precisam ser aquecidas e um número de correntes que precisam ser resfriadas, uma solução importante para o problema foi a integração energética da planta. A redução do consumo de utilidades quentes e frias, como por exemplo vapor e água de resfriamento, se dá através desta integração, fazendo com que as necessidades térmicas da planta sejam supridas pelas próprias correntes do processo, gerando uma rede de trocadores de calor. Esta solução sem dúvida leva a processos mais eficientes do ponto de vista energético.

Neste trabalho as correntes que precisam ser aquecidas e as que precisam ser resfriadas, independentes de suas temperaturas, serão designadas frias e quentes, respectivamente.

Os grandes desafios ao se integrar termicamente uma planta estão na escolha de quais correntes devem ser cruzadas e qual sequenciamento devem ter os trocadores de calor na rede, devido à natureza combinatorial do problema. Essa dificuldade cresce com o número de correntes presente no processo. Industrialmente falando, este número está entre 30 e 80, e, além disso, pode ainda ocorrer mudança de fase ou variação das propriedades físicas com a temperatura das correntes. Obviamente, as condições de troca térmica são diferentes em trocadores onde os dois fluidos são líquidos, gases, ou quando um é líquido e outro é gás.

Dois grandes escolas se desenvolveram ao longo dos últimos anos para efetuar a síntese da rede: a dos métodos matemáticos, utilizando técnicas de programação linear e não linear, e a baseada em conceitos termodinâmicos, conhecida por Tecnologia Pinch ("Pinch Technology").

Na obtenção da rede, três etapas bem distintas devem ser seguidas: a definição das metas ou pré-análise, a síntese da rede propriamente dita e a evolução da mesma. A primeira etapa envolve a determinação do consumo mínimo de utilidades, da área mínima de transferência de calor, do número mínimo de trocadores e do custo global anual mínimo. A segunda envolve a definição dos cruzamentos entre as correntes e o sequenciamento entre os trocadores. A terceira e última envolve a evolução da rede obtida, fazendo com que a mesma se aproxime dos valores definidos na primeira etapa com relação a energia e capital.

Qualquer que seja a linha escolhida para a obtenção da malha de trocadores de calor, a Tecnologia Pinch ou a dos métodos matemáticos, nenhuma delas se preocupa em fazer o dimensionamento termohidráulico dos trocadores, levando em conta fatores

como a perda de carga nas correntes e incrustação nas superfícies de troca térmica. A quase totalidade dos trabalhos na área consideram o dimensionamento dos trocadores partindo de coeficientes de transferência de calor convectivos previamente arbitrados. Certamente, estas redes apresentam equipamentos com áreas muito diferentes daquelas dos trocadores dimensionados considerando-se a perda de carga e calculando-se os coeficientes de película. Este fato pode nos levar a questionar a validade industrial dos métodos tradicionais utilizados na síntese de redes.

Desta forma, este trabalho busca suprir esta lacuna, trazendo junto à tarefa da síntese da rede o dimensionamento termohidráulico dos equipamentos. Com este objetivo, um estudo foi realizado dentre as metodologias existentes para a síntese de redes de trocadores de calor.

Pela simplicidade na aplicação e pela fácil interação com o usuário, a Tecnologia Pinch foi o caminho escolhido. Segue-se daí o desenvolvimento de uma série de programas computacionais, satisfazendo todas as etapas existentes na aplicação desta tecnologia. Ao longo deste desenvolvimento, parte-se para a incorporação do dimensionamento termohidráulico dos trocadores à rede sintetizada, com a finalidade de se obter resultados mais realísticos. Os resultados encontrados demonstram a importância deste tipo de dimensionamento na síntese da rede, pois são previstas áreas de troca térmica e custos globais bastante diferentes dos obtidos utilizando-se o procedimento convencional para a síntese da rede.

O Capítulo 2 deste trabalho apresenta uma revisão bibliográfica em síntese de redes de trocadores de calor, apresentando os principais trabalhos publicados na área durante os últimos 25 anos.

O Capítulo 3 apresenta alguns conceitos fundamentais para o entendimento do que se convencionou chamar Tecnologia Pinch, que foi o caminho escolhido neste trabalho para o desenvolvimento dos programas para a geração da rede de trocadores.

No Capítulo 4 temos uma breve apresentação dos métodos para o projeto de trocadores multitubulares, com destaque para o de Bell-Delaware, que foi o escolhido para o desenvolvimento dos programas para o dimensionamento termohidráulico dos mesmos.

O Capítulo 5 apresenta a incorporação do dimensionamento termohidráulico dos trocadores à síntese da rede.

O Capítulo 6 apresenta o programa desenvolvido, na sua forma modular. Cada módulo é exemplificado por um problema da literatura e um problema de tamanho industrial é utilizado para demonstrar a aplicabilidade do programa. Neste capítulo apresentamos um novo procedimento para a evolução da rede assim como um procedimento para a resolução do problema com mais de um Ponto de Estrangulamento Energético (PEE), o qual é pouco abordado na literatura.

Por fim, o Capítulo 7 apresenta as discussões e conclusões deste trabalho.

CAPÍTULO 2

SÍNTESE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR

2.1 INTRODUÇÃO

Devido a sua importância, a síntese de redes de trocadores de calor (RTC) é um dos ramos da síntese de processos mais estudados, e, como consequência, o que se apresenta com um maior grau de desenvolvimento. Assim é que se encontra na literatura diversos trabalhos visando a obtenção de uma RTC.

O trabalho que traz a revisão mais completa em síntese de RTC é o de Gundersen e Naess (1988). Este trabalho apresenta o estado da arte dos métodos de síntese de RTC até o ano de sua publicação. Poucas publicações posteriores apresentam novidades sobre o assunto.

Segundo os autores, os métodos desenvolvidos para a síntese de RTC podem ser classificados em dois grandes grupos. O primeiro deles utiliza técnicas matemáticas de programação linear e não linear. O segundo utiliza conceitos termodinâmicos somados a regras heurísticas. A utilização destes conceitos e regras levou ao desenvolvimento de uma tecnologia de simples aplicação e fácil compreensão por parte de seus usuários, sendo conhecido como "Tecnologia Pinch". Por este motivo, tornou-se bastante difundida mundialmente.

Neste mesmo artigo, os métodos pertencentes a ambos os grupos são analisados de um ponto de vista industrial. Além disso, o trabalho apresenta também uma breve análise sobre alguns softwares comerciais para síntese de RTC existentes até a época em que foi publicado.

Pretendemos neste capítulo apresentar alguns dos métodos existentes na literatura para a síntese de RTC. Basicamente será dada ênfase aos métodos provindos da aplicação da Tecnologia Pinch à síntese de RTC, uma vez que esta foi a metodologia por nós escolhida com o intuito de se desenvolver um programa computacional para a síntese ótima da rede.

2.2 HISTÓRICO

Segundo Gundersen e Naess (1988), o primeiro autor a considerar a formulação do problema da síntese de RTC foi Hwa em 1965, utilizando a técnica de programação separável para resolver o problema. Os reais pioneiros nesta área foram, no entanto, Rudd e seus colaboradores na Universidade de Wisconsin, e Hohmann que desenvolveu seu trabalho com Lockhart na Califórnia. Conforme os autores, Hohmann, em sua tese de doutorado, foi o primeiro a introduzir o critério do consumo mínimo de utilidades antes da síntese da rede, no ano de 1971. Além deste critério, propôs também uma regra para determinação do número mínimo de trocadores de calor em uma malha (NMU). O trabalho de Hohmann teve pouco reconhecimento na época, uma vez que até então trabalhava-se exclusivamente com métodos matemáticos, para os quais o seu trabalho trouxe pouca contribuição. No entanto, os conceitos por ele introduzidos foram muito bem aproveitados posteriormente no desenvolvimento da Tecnologia Pinch. Vários pesquisadores propuseram depois diferentes métodos para a síntese de redes.

Em Masso e Rudd (1969), um método heurístico foi utilizado para o desenvolvimento de um programa computacional para a síntese de processos com aplicação em RTC.

Kesler e Parker (1969) utilizaram uma técnica que era baseada na divisão das correntes de processo em pequenos elementos de fluxo de calor, chamados por eles "exchangelets". Através destes elementos de igual tamanho eram feitos os cruzamentos entre correntes, diminuindo as dificuldades do problema original.

Lee et al. (1970) utilizaram para a resolução do problema uma técnica matemática de ramificação e bifurcação, conhecida por "Branch and Bound". Sendo constituída por duas operações básicas (a bifurcação, que dividia o espaço de soluções do problema em subespaços, e o limite, que fixava o valor objetivo ótimo para cada subproblema), era de difícil aplicação devido aos problemas combinatoriais.

Kobayashi et al. (1971) aperfeiçoaram a aproximação feita por Kesler e Parker (1969), introduzindo o diagrama conteúdo do calor para permitir divisão de correntes e trocas cíclicas.

Ainda neste ano, Nishida et al. (1971) propuseram um método gráfico para obter a estrutura ótima da rede, apresentando regras para obtenção da melhor rede. O critério de otimização foi a minimização da área total de troca térmica.

Menzies e Johnson (1972) utilizaram a técnica "Branch and Bound" para otimização de RTC.

Pho e Lapidus (1973) aplicaram ao problema de síntese de RTC um método de enumeração parcial, a partir da geração de uma matriz para a estruturação da rede.

Hendry et al. (1973) foram os primeiros a apresentar uma revisão bibliográfica sobre síntese de processos. O problema de síntese de RTC foi abordado como uma aplicação das técnicas de síntese de processos. Os autores citaram como grandes dificuldades a natureza combinatorial do problema e o sequenciamento dos trocadores.

Ponton e Donaldson (1974) apresentaram um método heurístico que se baseava sempre no cruzamento da corrente quente de temperatura de entrada mais elevada com a corrente fria de temperatura de saída mais elevada. Esta regra heurística foi bastante utilizada posteriormente, devido à rapidez com que se chegava à rede sintetizada. O problema é que nem sempre se chega a redes ótimas. Muitas vezes o resultado se encontra muito longe do ótimo, o que faz com que o método não seja confiável, exigindo a utilização de novas regras heurísticas em situações inesperadas.

Wells e Hodgkinson (1977) apresentaram uma lista de regras heurísticas bastante completa para utilização em síntese de processos.

Cena et al. (1977) propuseram um método algorítmico para síntese de RTC com base no modelo de designação ótima da Pesquisa Operacional. A formulação do problema aceita a utilização de múltiplas utilidades.

Kelahan e Gaddy (1977) utilizaram uma técnica de busca randômica adaptativa para abordar o problema de síntese de RTC por otimização mista com inteiros, tratando cada combinação como uma variável discreta.

Nishida et al. (1977) propuseram um método algorítmico-evolutivo que garantia além da máxima recuperação de energia (MRE) para uma determinada temperatura de aproximação entre as correntes nos terminais do trocador, conhecida como ΔT_{min} , a minimização da área de transferência de calor utilizando um algoritmo para obtenção da área mínima e a minimização do custo global da rede, utilizando regras evolutivas.

Grossmann e Sargent (1978) utilizaram a combinação de um método de enumeração implícita como regras heurísticas numa primeira etapa, e a otimização das variáveis contínuas da configuração ótima da primeira etapa, resolvendo um problema de programação não linear (PNL). O método pode considerar trocas proibidas.

Hlavacek (1978) fez uma revisão dos trabalhos até então publicados na literatura sobre síntese de processos, considerando o problema de síntese de RTC como parte deste, incluindo simulação dinâmica e no estado estacionário em síntese de processos.

Umeda et al. (1978) apresentaram um método de conceituação termodinâmica denominado "energia disponível", onde as duas curvas representando a energia disponível para as correntes quente e fria eram plotadas em um diagrama temperatura contra energia. Neste diagrama, era possível identificar, no ponto onde as duas curvas se tocavam um gargalo energético. Este ponto, chamado "Pinch Point", permitia prever a rede de área mínima, tanto para coeficientes globais de troca térmica constantes como variáveis.

Linnhoff e Flower (1978) apresentaram um método para a síntese de RTC. Este método, que tem embasamento termodinâmico, foi fundamental para o desenvolvimento da chamada Tecnologia Pinch. O método proposto é composto por duas etapas. Na primeira delas, o problema é dividido em intervalos de temperatura. Para cada intervalo é sintetizada uma subrede. As subredes são agrupadas, formando-se uma rede preliminar. Utilizando-se um procedimento tabular, denominado pelos autores de Tabela do Problema (TP) ou "Problem Table", pode-se identificar as demandas para as utilidades quentes e frias para a MRE. Na segunda etapa, as redes preliminares são evoluídas utilizando algumas técnicas evolutivas.

Umeda et al. (1979a), seguindo a mesma metodologia proposta por Umeda et al. (1978), baseada nos diagramas de viabilidade energética, apresentaram a importância dos PEE, assim como a possibilidade de movê-los ou eliminá-los.

Ainda neste ano, Umeda et al. (1979b) apresentaram um programa computacional para um ΔT_{min} especificado que obtém a MRE e identifica os PEE.

Elshout e Hohmann (1979) apresentaram um programa chamado "The Heat Exchanger Network Simulator", que pode ser utilizado para projetar uma nova RTC ou determinar o desempenho de uma já existente.

Boland e Linnhoff (1979) recomendaram uma sistemática para síntese de RTC baseada em critérios termodinâmicos, incluindo a análise do problema antes da síntese, considerando a MRE, o NMU e o balanço entre a área de troca e o custo. Com relação ao NMU, os autores estenderam a regra (N-1) para o teorema de Euler da teoria dos grafos, levando em conta o número de subsistemas e o número de laços de troca térmica.

Linnhoff (1979) apresentou um estudo da análise da Segunda Lei da Termodinâmica em processos químicos de uma forma global. O trabalho é dividido em duas partes. A primeira parte é baseada no estudo do processo como um todo, enquanto que a segunda parte se concentra no problema do projeto de RTC.

Linnhoff et al. (1979) apresentaram em detalhes uma análise dos principais pontos tratados em RTC. Foram abordados o significado do ΔT_{min} , o uso de utilidades, o NMU, divisão de correntes e trocas cíclicas, restrições e modificações de dados.

Flower e Linnhoff (1980) apresentaram um algoritmo termodinâmico combinatorial que gera todas as redes que apresentam MRE e NMU, sem divisão de correntes.

Shah e Westerberg (1980) apresentaram um programa para avaliação de desempenho de RTC simples. O programa é denominado EROS ("Energy Recovery Optimization System") e permite a análise de redes já existentes.

Linnhoff e Turner (1980) e Linnhoff e Turner (1981) apresentaram as bases do "Pinch Design Method", que seria publicado posteriormente. Dois pontos principais foram abordados. O primeiro foi a identificação dos PEE e a descoberta de que o calor

não deve ser transferido através dele, para não aumentar o consumo de utilidades. O segundo foi a divisão do problema em duas regiões, acima e abaixo do PEE.

Nishida et al. (1981) apresentaram um excelente trabalho revisando a área de síntese de processos até este ano. O assunto síntese de RTC foi considerado, como sempre, uma subárea da síntese de processos, sendo a mais desenvolvida entre elas.

Muraki e Hayakawa (1982) desenvolveram um método prático para aplicação manual composto de três estágios: pré-análise, síntese e evolução da rede. A TP é utilizada para a determinação da MRE na pré-análise. Para a síntese da rede, um algoritmo simples foi desenvolvido, considerando a MRE e a localização ótima dos aquecedores e resfriadores. Algumas regras evolutivas baseadas na divisão de correntes foram utilizadas para a evolução da rede.

Linnhoff et al. (1982) introduziram alguns conceitos importantes, como as curvas compostas. A grande curva composta é explicada em função da cascata de calor. As aplicações envolvem múltiplas utilidades, PEE para utilidades e modificações nos processos.

Cerda et al. (1983) formularam um método para as vazões mínimas de utilidades o qual se apresenta como um problema de transporte da Pesquisa Operacional, sendo resolvido por programação linear.

Cerda e Westerberg (1983) formularam um modelo de programação linear mista com inteiros (PLMI) para o cálculo do NMU, o qual era transformado em um problema de PL por relaxação com a finalidade de evitar a resolução do problema de PLMI.

Papoulias e Grossmann (1983) apresentaram um método algorítmico baseado também no modelo de transbordo da Pesquisa Operacional. Para o cálculo das vazões mínimas de utilidades, com ou sem restrições, o problema é formulado como sendo de PL. Para o cálculo do NMU, o problema é formulado como sendo de PLMI, podendo-se determinar simultaneamente a extensão das trocas e os pares de correntes que as definem. O método permite ainda a modificação dos PEE.

Linnhoff e Hindmarsh (1983) apresentaram o Método do Ponto de Estrangulamento (MPE), ou "Pinch Desing Method", para a síntese de RTC. O método, a partir da aplicação da TP, determina a MRE e o PEE. A partir deste o problema é dividido em duas regiões, acima e abaixo do mesmo. As duas subredes são sintetizadas, partindo-se da região do PEE e caminhando na direção contrária. As trocas na região do PEE são realizadas de forma a obter a máxima quantidade de calor que é viável ser transferida, seguindo alguns critérios de viabilidade, como divisão de correntes e número de correntes de processo, desigualdade de capacidades térmicas entre trocas individuais e todas as restantes. Quando há mais do que uma possibilidade de troca, o projetista tem toda liberdade de escolha, baseado em sua experiência.

Su e Motart (1984) propuseram um método algorítmico evolutivo para uma rede sintetizada preliminarmente. A técnica é baseada na identificação e quebra de todos os laços de troca térmica existentes na malha inicial, reduzindo o número de trocadores sem afetar o consumo de utilidades.

Linnhoff e Vredeveld (1984) apresentaram o princípio "Plus/Minus" (+/-), cuja idéia é poder modificar o processo de forma que o calor seja acrescentado acima do PEE e retirado abaixo do PEE.

Liu et al. (1985) apresentaram uma sistemática simples para síntese de RTC utilizando pela primeira vez trocadores do tipo casco e tubo com múltiplas passagens.

Wood et al. (1985) apresentaram uma discussão sobre NMU, propondo a aplicação de divisão, mistura e "by-pass" de correntes, incluindo misturas não isotérmicas.

Floudas et al. (1986) propuseram um método algorítmico utilizando os resultados fornecidos pela aplicação do método de Papoulias e Grossmann (1983) para as vazões mínimas de utilidades e o número mínimo de trocadores que gera automaticamente RTC com custo mínimo de investimento. O método é baseado em programação não linear (PNL) e gera uma superestrutura, permitindo divisões, misturas e "by-pass" de correntes. Através de um processo iterativo é ainda possível otimizar o ΔT_{min} .

Tjoe e Linnhoff (1986) apresentaram uma completa metodologia para ajustes de processos em operação ("retrofit").

Linnhoff e Witherell (1986) mostraram a aplicação desta metodologia a uma planta de etileno, obtendo uma economia de cerca de 25% no custo global do processo.

Ahmad e Linnhoff (1986) apresentaram a aplicação do conceito de otimização de sistemas integrados de energia antes da síntese da rede ("Supertargeting") a uma planta de solventes químicos. São avaliadas ainda condições econômicas para regiões diferentes.

Rev e Fonyo (1986) utilizaram o método de Ponton e Donaldson (1974) incorporado ao MPE, de Linnhoff e Hindmarsh (1983) na etapa de síntese, onde o MPE não é muito claro. Duas novas situações para o PEE, os ocultos e os pseudo PEE são apresentados e duas regras são sugeridas..

Jezowski e Hahne (1986) apresentaram um método algorítmico utilizando a técnica de busca em profundidade ("depth-first") para a síntese de RTC e a representação matricial de Pho e Lapidus (1973), permitindo a divisão de correntes.

Duran e Grossmann (1986) propuseram um método para a integração energética e otimização da planta simultaneamente, apresentando sensíveis melhoras em relação à aproximação sequencial. Um novo método para identificação do PEE é apresentado, sem a necessidade de divisão em intervalos de temperatura.

Irazoqui (1986) utilizou o conceito de entropia para estudar simultaneamente a capacidade do processo em fornecer calor e trabalho mecânico, favorecendo a recuperação de energia das correntes quentes para as frias. A rede é sintetizada utilizando diagramas de linhas ótimas de operação independente.

Silveira (1986) apresentou um estudo do problema de determinação do consumo mínimo de utilidades incluindo processos com mudança de fase. Os métodos abordados foram o de algoritmo de transbordo, estudado por Papoulias e Grossmann (1983) e o de programação por metas ("Goal Programing").

Kotjabasakis e Linnhoff (1987) discutiram a preocupação com o problema da incrustação nos trocadores da rede, tentando evitar o superdimensionamento dos mesmos para resolver o problema.

Linnhoff e Eastwood (1987) realçaram a aplicação da Tecnologia Pinch em um processo individual e num contexto global, discutindo aspectos como eficiência, flexibilidade e economia de custo de capital.

Trivedi et al. (1987) desenvolveram uma sistemática para determinação do número mínimo de carcaças para trocadores como um dos objetivos a serem atingidos na síntese de RTC. O método proposto considera o fator de correção para a média logarítmica das diferenças de temperaturas (MLDT) e tem uma semelhança com o procedimento gráfico de McCabe-Thiele para o cálculo do número de pratos em uma coluna.

Engel e Morari (1988) discutiram algumas limitações encontradas no método para quebra de laços, desenvolvido por Su e Motard (1984), apresentando um procedimento de cálculo mais genérico que o citado. O método desenvolvido utiliza PLMI para minimizar o número de trocadores em uma estrutura inicial.

O'Young et al. (1988) apresentaram um procedimento algorítmico que fornece uma boa determinação do uso mínimo de utilidades para redes com trocas proibidas. O método é uma extensão da TP.

Ahmad et al. (1988) apresentaram uma nova abordagem para o cálculo do número de carcaças e trocadores com múltiplas passagens, alternativa à do fator de correção FT.

Trivedi et al. (1989a) apresentaram uma solução simples para o problema de síntese de RTC com múltiplos PEE, introduzindo o conceito do "Pinch Inverso". A partir daí as regras do MPE são aplicadas para a síntese da rede.

Pethe et al. (1989) propuseram uma técnica matricial para identificação de laços de troca térmica em uma rede existente.

O'Young e Linnhoff (1989) apresentaram uma análise sobre os graus de liberdade em redes com trocas proibidas. A TP para redes com trocas proibidas proposta por

O'Young et al. (1988) foi utilizada para desenvolver uma sistemática para a síntese e a evolução deste tipo de RTC.

Vallecillo (1989) desenvolveu um programa computacional para a obtenção das vazões mínimas de utilidades e do NMU, baseado no método proposto por Papoulias e Grossmann (1983). O problema permite abordar a divisão de correntes e a possibilidade de trocas proibidas, além de prever a síntese de redes flexíveis para operação multiperiódica com MRE e NMU. O autor sugere ainda algumas modificações na formulação dos problemas de PL e PLMI, visando diminuir a dificuldade computacional.

Floudas et al. (1989) apresentaram uma nova sistemática para a busca do ótimo global em síntese de RTC utilizando técnicas de PNL. O método consiste na decomposição do problema original em dois, contendo as variáveis complicadoras e as não complicadoras. Essa decomposição leva a uma estrutura especial nos subproblemas resultantes, e estes são resolvidos para determinar a solução ótima.

Trivedi et al. (1989b) propuseram um método evolutivo para a síntese de RTC baseado na especificação do ΔT_{min} para a rede e para os trocadores individualmente, incluindo o conceito de pseudo-pinch.

Ahmad e Smith (1989) descreveram um método para obter o número mínimo de carcaças e a área de troca térmica próxima da mínima em rede de trocadores do tipo 1-2. Os aspectos que devem ser otimizados antes da síntese da rede são a utilização de energia, a área de transferência de calor, o número de trocadores, o número de carcaças e o custo global.

Ciric e Floudas (1989) apresentaram um procedimento em duas etapas para o ajuste de uma RTC já existente. Na primeira etapa é proposto um modelo de PLMI para a escolha das trocas entre as correntes, baseado nas possíveis modificações estruturais, visando minimizar o custo dos trocadores a serem instalados. Na segunda etapa, as informações geradas na primeira são utilizadas na formação de uma superestrutura contendo todas as possíveis configurações de redes. A solução é obtida por um modelo de PNL.

Floudas e Ciric (1989) apresentaram uma análise sobre as incertezas durante a síntese de uma RTC. Estas incertezas são provenientes das não convexidades existentes na tarefa de otimização da rede e quando existem várias combinações de trocas satisfazendo os critérios definidos anteriormente à etapa de síntese. Os autores propõem um método para a obtenção simultânea da melhor combinação dos cruzamentos entre as correntes e a configuração da rede de mínimo custo de investimento. O método é baseado no que os autores chamam de uma hiperestrutura cruzamento-rede, que é resolvido por PNLMI, decomposto em um problema de PNL e num outro de PLMI, que pode ser resolvido pelo algoritmo de Relaxação Lagrangeana.

Fraser (1989) propôs que o fluxo mínimo de calor fosse utilizado como um parâmetro básico em síntese de RTC durante o balanço entre área e uso de utilidades. O ΔT_{min} seria encontrado para cada corrente a partir do fluxo mínimo e do coeficiente individual de troca térmica, evitando o uso de um ΔT_{min} global para a rede.

Carvalho (1990) apresentou um procedimento para a otimização de um processo existente baseado nos balanços material e energético incluindo a possibilidade de alterações no fluxograma e nas condições de operação dos equipamentos, visando aumentar a integração energética. Para a síntese da rede foi utilizado o programa desenvolvido por Vallecillo (1989).

Polley et al. (1990) introduziram considerações acerca da perda de carga nos trocadores na otimização de uma planta já existente. Os autores apresentaram uma relação entre a perda de carga e o coeficiente de película para as correntes de processo.

Colberg e Morari (1990) apresentaram uma sistemática para o cálculo da área de troca e outra para o cálculo do custo de capital da rede baseados num modelo de transporte resolvido por PNL. Estes métodos consideram diferentes coeficientes de película e diferentes equações para o custo, trocas proibidas e trocadores com área definida previamente à síntese da rede.

Ciric e Floudas (1990) demonstraram como o problema do pseudo-pinch pode ser tratado com a técnica de otimização simultânea das trocas e da rede, apresentado por Floudas e Ciric (1989).

Hall et al. (1990) desenvolveram um método que define o custo de capital antes da síntese da rede levando em consideração diferenças na especificação dos trocadores, como materiais de construção, faixas de pressão de operação e tipos de equipamentos.

Trivedi et al. (1990) apresentaram um método para a quebra de laços baseado na análise dos mesmos, identificando quais trocadores são candidatos à remoção e quais deles não devem ser removidos. Os autores alertam que a regra heurística que diz que o trocador a ser eliminado é sempre o que apresenta a menor quantidade de calor trocado deve ser vista com precaução.

Linnhoff e Ahmad (1990) e Ahmad et al. (1990) apresentaram um procedimento para a síntese da rede com custo próximo do ótimo. Os objetivos para a rede com relação ao custo são fixados antes da síntese. No primeiro trabalho é utilizado um modelo de custo simples. No segundo, um modelo de custo mais complexo é apresentado, explorando diferenças entre coeficientes de película, equações não lineares para o custo, trocadores não inteiramente em contracorrente e materiais de construção e tipos de trocadores não uniformes.

Gundersen e Grossmann (1990) aperfeiçoaram algumas estratégias para otimização automática de redes através de regras heurísticas. Os autores analisaram a transferência de calor vertical entre as curvas compostas e apresentaram um modelo para

contribuição individual das correntes ao ΔT_{min} , evitando o uso do ΔT_{min} global para a rede.

Yee et al. (1990) introduziram uma superestrutura para problemas de integração energética que não necessita da definição de intervalos de temperatura ou entalpia. Esta superestrutura é aplicada para a otimização da energia e área antes da síntese e para a modelagem de trocadores multi-correntes, onde mais de duas correntes trocam calor no mesmo equipamento. A superestrutura é baseada em modelos de PNL.

Yee e Grossmann (1990) propuseram um procedimento para a otimização simultânea do custo de energia, do número de trocadores e do custo para área de troca, modelado como um problema de PNLMI. Não são feitas considerações em relação ao PEE nem existe divisão do problema em subregiões a partir do PEE. Trocas proibidas e divisão de correntes podem ser facilmente acomodadas pelo modelo. Além disso, trocas entre duas correntes quentes e duas correntes frias podem ser realizadas.

Dolan et al. (1990) apresenta a utilização de uma técnica de otimização combinatorial denominada "simulated anenealing" para a síntese de RTC. Esta técnica tem a vantagem de reduzir o tempo computacional para a resolução do problema quando se utiliza técnicas de programação matemática.

Polley e Panjeh Shahi (1991) apresentaram um trabalho onde a perda de carga é usada como base para a síntese da rede. Os equipamentos são dimensionados de forma detalhada, com ênfase especial para o cálculo dos coeficientes de película. Este trabalho é o que traz o maior avanço nos últimos anos, uma vez que vem trazer maior credibilidade à rede sintetizada por levar em consideração a perda de carga no projeto dos trocadores.

Ciric e Floudas (1991) apresentaram uma abordagem para a determinação sistemática de síntese de RTC por mais de um único modelo matemático. Esta técnica pode ser aplicada a problemas com PEE ou pseudo-pinch, onde é permitido troca térmica através do PEE. O problema é formulado como um modelo de PNLMI e resolvido pelo método de Decomposição Generalizada de Benders, apresentando malhas com menos trocadores e mais econômicas quando comparadas a outros métodos de resolução.

Jezowski (1991) apresentou uma análise sobre a utilização da dupla temperatura de aproximação(DTA) ao invés do ΔT_{min} convencional. A utilização da DTA permite troca de calor através do PEE e trocas não verticais entre as curvas compostas. O autor conclui, contudo, que o uso da DTA faz com que o método de síntese necessite de programas computacionais complexos para serem resolvidos.

Rev e Fonyo (1991) apresentaram um novo conceito fundamental. O conceito é o do pinch diverso, que é proposto para aqueles casos onde os coeficientes individuais de troca térmica das correntes são muito diferentes. Este conceito propõe que os

coeficientes individuais de troca sejam considerados no primeiro estágio possível da síntese da RTC. O pinch diverso e as curvas correspondentes podem ser obtidas depois de mudar as correntes sobre toda sua faixa de temperatura, de acordo com sua contribuição individual ao ΔT_{min} .

Ahmad e Hui (1991) introduziram o problema da integração energética entre regiões específicas do processo, contendo cada uma delas um conjunto de correntes quentes e frias. Estas regiões são denominadas pelos autores de áreas de integridade. Um procedimento é proposto para a recuperação de energia entre estas áreas, considerando as trocas proibidas entre correntes de áreas diferentes. A intenção dos autores foi introduzir o assunto, levantando alguns aspectos que necessitam ser pesquisados, como a incorporação da otimização do custo de capital, da utilização de metodologias separadas para a síntese inicial da rede e o estudo de uma já existente, a possibilidade do uso de múltiplas utilidades e a possibilidade de alterações no processo visando aperfeiçoar esta integração energética.

Ferner et al. (1991), utilizando sistemas especialistas e programação orientada a objetos, desenvolveram um programa para síntese de RTC. A única novidade acrescentada foi a forma de abordar o problema.

Jezowski (1992a) mostrou como problemas com múltiplos PEE podem ser resolvidos utilizando as regras do MPE original, com algumas sugestões aos usuários, como atacar a região entre os PEE simultaneamente.

Jezowski (1992b) utilizou-se de técnicas conhecidas para desenvolver um programa para utilização em microcomputadores compatíveis com o IBM PC para a síntese de redes. O programa trabalha com trocadores 1-2 e pode contemplar variações das capacidades caloríficas com a temperatura. Necessitando apenas dos dados iniciais, chega a soluções próximas da ótima.

Linnhoff (1993) apresenta o estado da arte da aplicação da Tecnologia Pinch aos processos industriais, sugerindo a utilização do termo "Pinch Analysis" ao invés de "Pinch Technology". O autor apresenta ainda oito áreas onde o desenvolvimento é mais recente, citando dentre elas a otimização da perda de carga.

Em Linnhoff (1994), o autor, seguindo a terminologia do artigo anterior apresenta a utilização da "Pinch Analysis", com ênfase na redução dos custos de capital e da emissão de poluentes.

Lambert (1994) apresentou uma nova sistemática para a obtenção do NMU sem se utilizar da tradicional decomposição do problema em intervalos de temperatura. Utilizando técnicas de programação matemática as variáveis são consideradas como um todo através da inclusão de restrições adicionais na formulação do problema. A vantagem é que para o cálculo do NMU os modelos obtidos são mais flexíveis e tem dimensão menor que os apresentados na literatura.

2.3 CONCLUSÕES

Síntese de redes de trocadores de calor é um assunto que tem grande interesse industrial, devido às possibilidades que se tem de diminuir os custos de operação e capital de uma planta existente mediante a redução no consumo de utilidades, a redução no número de trocadores e à otimização da rede já existente.

Duas grandes escolas agrupam os métodos existentes para a síntese de RTC. Os métodos matemáticos, que utilizam técnicas de programação linear e não linear, e os ligados à aplicação da Tecnologia Pinch à síntese de RTC.

Os métodos matemáticos trazem consigo as complicações combinatoriais e a dificuldade em entender o que realmente ocorre dentro dos programas que realizam o trabalho de sintetizar a rede, através de superestruturas complicadas.

A Tecnologia Pinch, por sua vez, sendo de fácil aplicação e entendimento, teve o auge de seu desenvolvimento entre o final dos anos 70 e o final dos anos 80. Depois disso, pouca coisa se acrescentou ao assunto. A grande contribuição recente ao desenvolvimento da Tecnologia Pinch foi o trabalho de Panjeh Shahi (1991), incorporando à síntese da rede o cálculo dos coeficientes de película a partir da fixação da perda de carga dos trocadores, levando os resultados obtidos no projeto da rede a valores mais próximos do real.

CAPÍTULO 3

APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA PINCH À SÍNTESE DE RTC

3.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo são apresentados brevemente os conceitos mais relevantes desenvolvidos ao longo dos últimos anos na aplicação da Tecnologia Pinch em síntese de RTC, que teve o auge do seu desenvolvimento em meados dos anos 80.

O primeiro tópico abordado é Energia. Com relação a este tópico, alguns conceitos como integração energética, as curvas compostas, o Ponto de Estrangulamento Energético (PEE), a Tabela do Problema (TP) e o Diagrama de Grade ou "Grid Diagram", são apresentados. Sua utilização tem como objetivo a obtenção de uma rede ótima do ponto de vista energético.

O segundo tópico abordado é Capital, com conceitos relativos à diferença de temperatura mínima nos terminais dos trocadores ou diferença mínima de aproximação das correntes (ΔT_{min}), área mínima de transferência de calor (A_{min}), número mínimo de equipamentos de troca térmica (NMU) e minimização do custo de capital.

O terceiro tópico é a otimização da rede antes que ela seja sintetizada, apresentando os conceitos de "Supertarget" e "Topology Traps".

3.2 - ENERGIA

3.2.1 - Integração Energética de Processos

Em processos industriais existem correntes que precisam ser aquecidas e existem outras que, simultaneamente, precisam ser resfriadas. Como já discutido anteriormente, vamos nominar estas correntes, independentemente de suas temperaturas de entrada e saída, de correntes frias e correntes quentes, respectivamente.

A idéia inicial para satisfazer termicamente estas correntes, fazendo com que elas partam de suas temperaturas iniciais e atinjam suas temperaturas de saída é a utilização direta de utilidades quentes e frias, como por exemplo água de resfriamento e vapor de aquecimento.

No entanto, esta idéia não é muito interessante do ponto de vista da engenharia. Isto porque as correntes quentes possuem uma quantidade de energia que pode ser transferida às correntes frias, ao passo que as correntes frias tem necessidades térmicas que podem ser supridas com o calor existente nas correntes quentes. Neste sentido, as correntes quentes funcionam como fontes de calor e as correntes frias como sumidouros de calor. Fazer com que as correntes quentes cedam calor às correntes frias significa integrá-las termicamente. Este procedimento certamente irá reduzir o consumo de utilidades da planta, garantindo melhores resultados do ponto de vista energético.

3.2.2 Curvas Compostas

Qualquer corrente de processo pode ser representada em um diagrama TH (Temperatura X Calor). Este diagrama pode ser utilizado para representar a possibilidade de recuperação de energia no processo. Alguns métodos para a síntese de RTC são baseados nos diagramas de conteúdo de calor, como apresentado em Wells e Hodgkinson (1977) e Linnhoff e Flower (1978).

Imaginemos um problema com duas correntes quentes e duas correntes frias, com suas respectivas temperaturas iniciais e finais e capacidades térmicas, como apresentado na Tabela 3.1.

Segundo estes dados, podemos considerar a representação das correntes quentes como na Figura 3.1.a. Podemos perceber como as duas correntes quentes representadas na parte superior desta figura podem ser combinadas para formar a curva composta quente, representada na Figura 3.1.b. Esta mesma consideração pode ser feita com relação às correntes frias, levando à construção da curva composta fria, como pode ser verificado nas Figuras 3.2.a e 3.2.b.

Tabela 3.1 - Dados de Ten, Tsai e CP

Corrente	Ten ($^{\circ}\text{C}$)	Tsai ($^{\circ}\text{C}$)	CP (KW/ $^{\circ}\text{C}$)
1	230	130	2,0
2	180	90	4,0
3	70	160	3,6
4	100	140	8,0

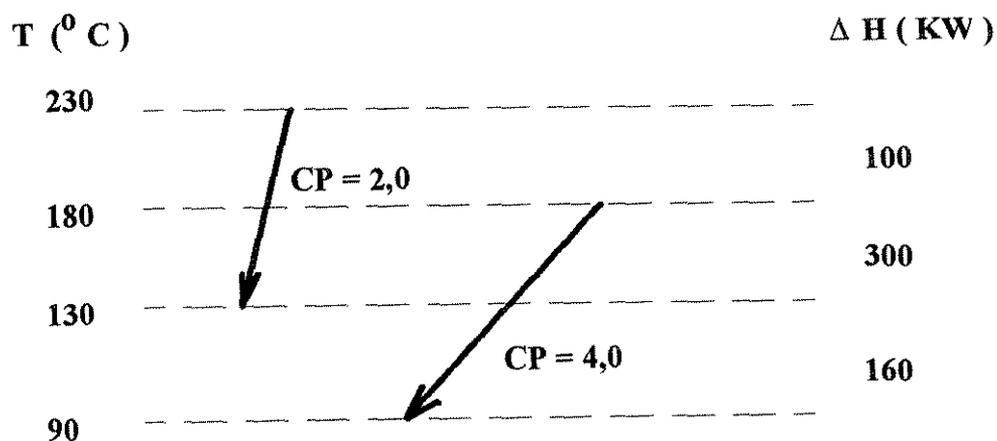


Figura 3.1.a - Correntes Quentes

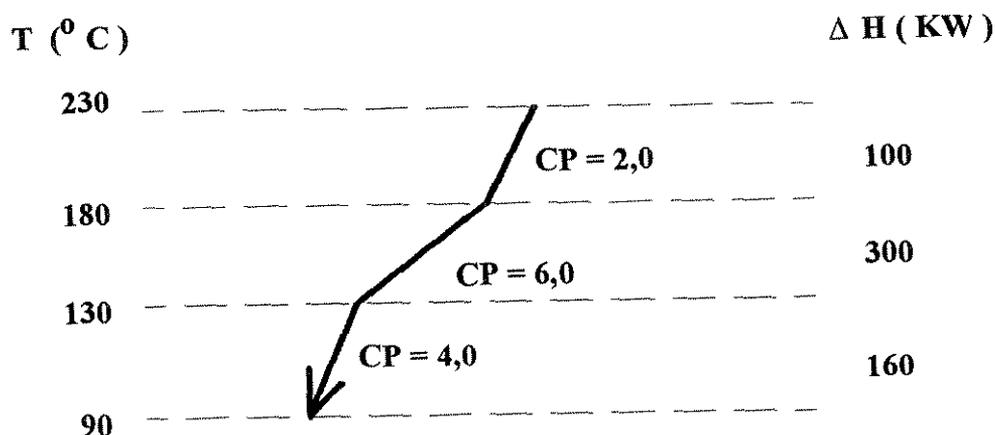


Figura 3.1.b - Curva Composta Quente

Estas curvas compostas podem ser plotadas em um diagrama TH, desde que fixada uma diferença de temperatura mínima de aproximação entre as correntes de processo. Para o nosso caso em estudo, o diagrama TH é mostrado na Figura 3.3, para um valor de ΔT_{min} igual a 20°C .

Nesta figura podemos identificar a abertura horizontal superior entre as curvas compostas, que representa a necessidade de utilidades quentes, e a abertura inferior, que

representa a necessidade de utilidades frias. A região entre estas duas aberturas representa a máxima integração de energia que pode haver entre as correntes do processo.

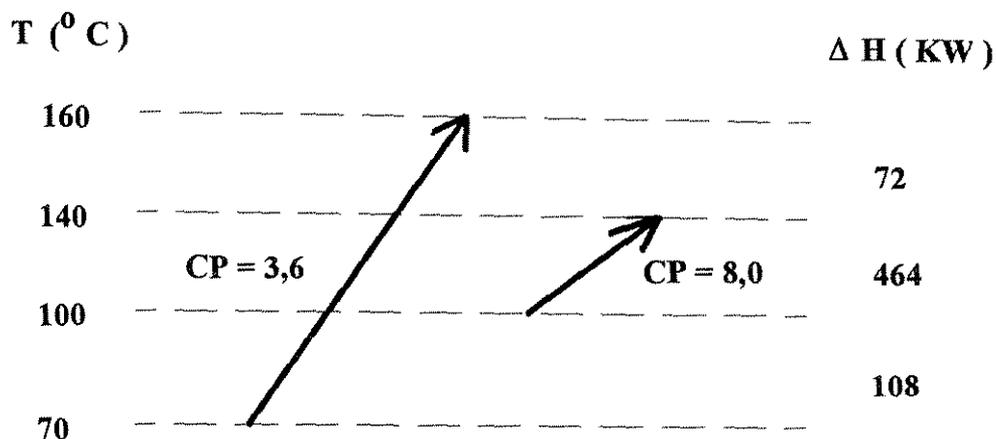


Figura 3.2.a - Correntes Frias

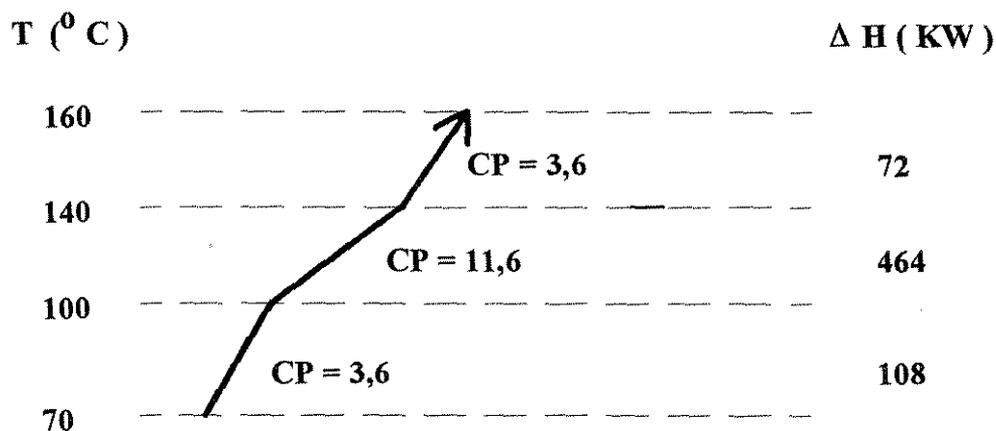


Figura 3.2.b - Curva Composta Fria

3.2.3 O Ponto de Estrangulamento Energético (PEE)

Podemos perceber na Figura 3.3 que existe um ponto onde as duas curvas compostas estão mais próximas, separadas por uma diferença de temperatura igual a ΔT_{min} . Este ponto é conhecido como PEE, e limita o grau de integração energética possível no processo, representando um gargalo do ponto de vista da recuperação de energia.

O PEE permite que o problema possa ser dividido em duas regiões, uma abaixo e outra acima dele, como pode ser visto na Figura 3.4. Nesta figura, pode-se perceber que acima do PEE o subsistema atua como um sumidouro de calor, uma vez que para

satisfazer as necessidades térmicas das correntes frias é necessário não só o calor disponível nas correntes quentes, como também a introdução de utilidades quentes. Abaixo do PEE, o subsistema atua como uma fonte de calor, uma vez que as correntes frias existentes nesta região são capazes de absorver apenas uma parte do calor disponível nas correntes quentes, sendo necessário a utilização de utilidades frias. Ou seja, a região acima do PEE recebe calor de fora do processo, atuando como um sumidouro térmico e a região abaixo do PEE fornece calor para fora do processo, atuando como fonte térmica.

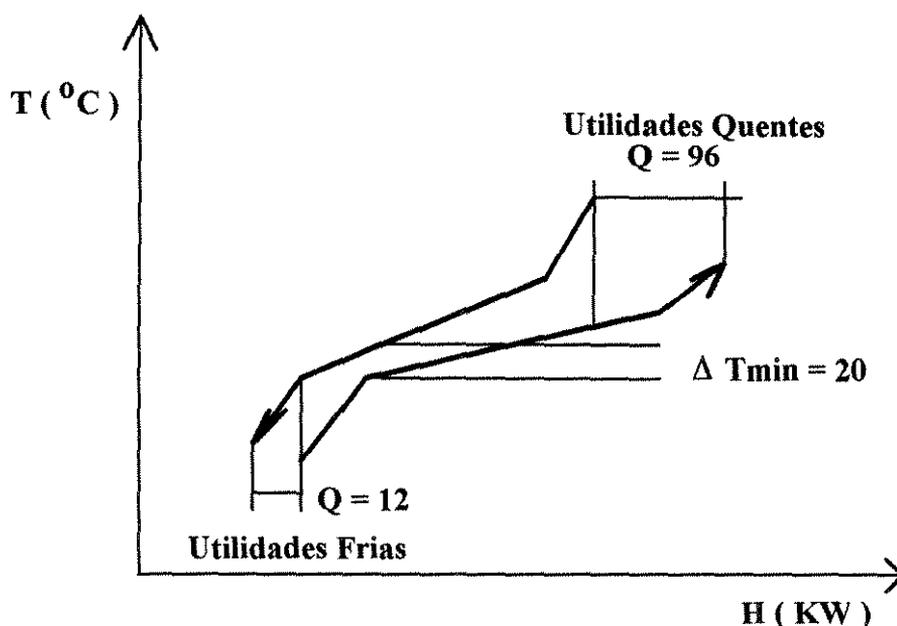


Figura 3.3 - Diagrama TH

A definição destas duas regiões tem implicações importantes. Se utilidades frias forem utilizadas acima do PEE, será necessário que sejam adicionadas utilidades quentes, uma vez que 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 irá ocorrer se forem acrescentadas utilidades quentes abaixo do PEE, pois então será necessário que utilidades frias sejam incluídas para receber o calor disponível nas utilidades quentes acrescentadas.

Por fim, se calor é transferido de uma corrente quente acima do PEE para uma corrente fria 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.

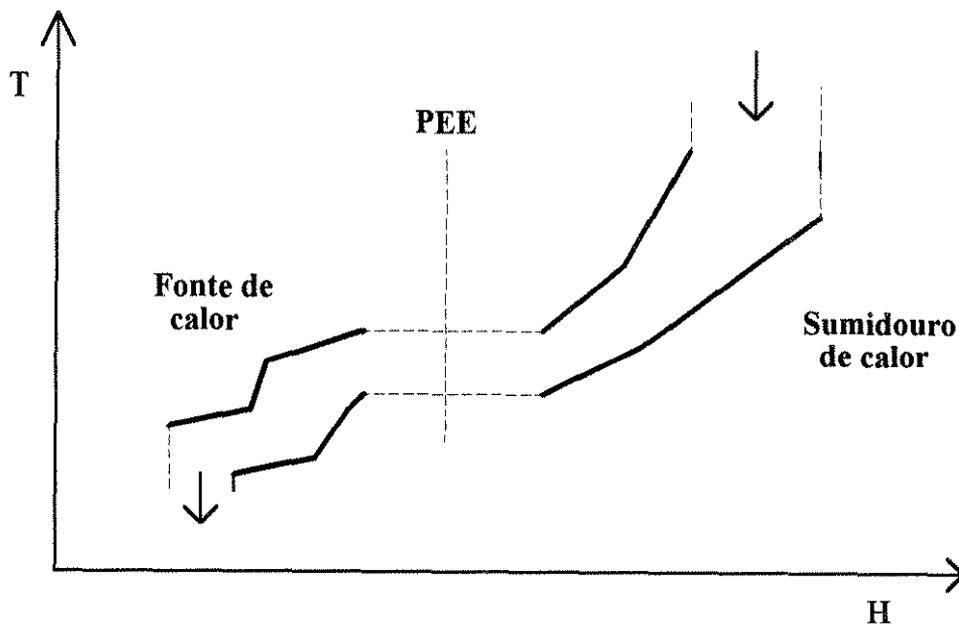


Figura 3.4 - Ponto de Estrangulamento Energético

Desta forma, podemos chegar a três regras básicas:

- 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 de um método de fácil utilização para a síntese de RTC, e que será discutido posteriormente.

3.2.4 - A Tabela do Problema (TP) ou "Problem Table"

Uma forma alternativa ao diagrama TH para identificar as demandas das utilidades quentes e frias e a temperatura do PEE para um dado ΔT_{min} foi apresentada por Linnhoff e Flower (1978). 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 ΔT_{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 ao sistema 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 TP é de fácil aplicação e implementação computacional. A grande vantagem na sua utilização é quando é grande o número de correntes de processo.

3.2.5 A Grande Curva Composta (GCC)

A GCC é a representação gráfica do calor sendo transferido através dos intervalos de temperatura na forma de cascata. Esta curva é obtida plotando-se no diagrama TH os resultados obtidos na aplicação da TP para cada intervalo de temperatura. No ponto onde a GCC toca o eixo vertical identifica-se o PEE. Um exemplo pode ser verificado na Figura 3.5.

Geralmente a GCC é utilizada quando se tenta integrar energeticamente o processo como um todo, trabalhando com sistemas de separadores, como colunas de destilação, com sistemas de utilidades, máquinas térmicas, bombas de calor, etc. A GCC é particularmente útil quando se trabalha com várias utilidades quentes e frias.

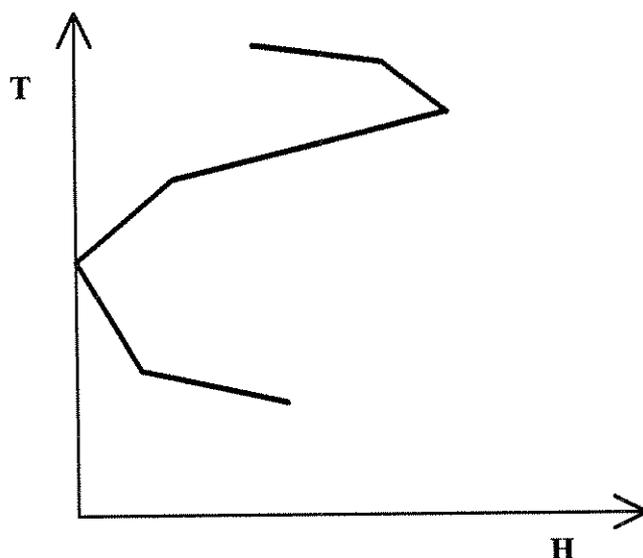


Figura 3.5 - Grande Curva Composta

3.2.6 - Representação da Rede

Várias alternativas têm sido apresentadas na literatura para a representação esquemática da RTC. A mais conhecida, no entanto, é a sugerida por Linnhoff e Flower (1978), denominada Diagrama de Grade ou "Grid Diagram". Nesta forma de representação as correntes quentes são representadas por setas que partem da esquerda para a direita, e as correntes frias por setas que partem da direita para a esquerda. Cada trocador existente na rede é identificado por uma linha vertical unindo dois círculos localizados nas correntes que trocam calor neste equipamento. Os aquecedores e resfriadores são representados por círculos na corrente onde ocorre o aquecimento ou resfriamento. Um exemplo deste tipo de representação pode ser visto na Figura 3.6, para os dados da Tabela 3.1.

Neste tipo de representação, o PEE é mostrado como uma linha vertical mais fina ou pontilhada. Acima de cada equipamento encontra-se entre parênteses a quantidade de energia transferida. As temperaturas intermediárias, iniciais e finais também aparecem entre os trocadores.

3.2.7 Síntese de RTC com Máxima Recuperação de Energia (MRE)

Para a síntese de RTC com MRE, um método de simples aplicação e baseado nos conceitos até agora apresentados foi proposto por Linnhoff e Hindmarsh (1983), sendo conhecido por Método do Ponto de Estrangulamento (MPE) ou "Pinch Design Method".

Este método reconhece inicialmente o PEE como o ponto de estrangulamento energético do problema, e a partir dele a rede é sintetizada.

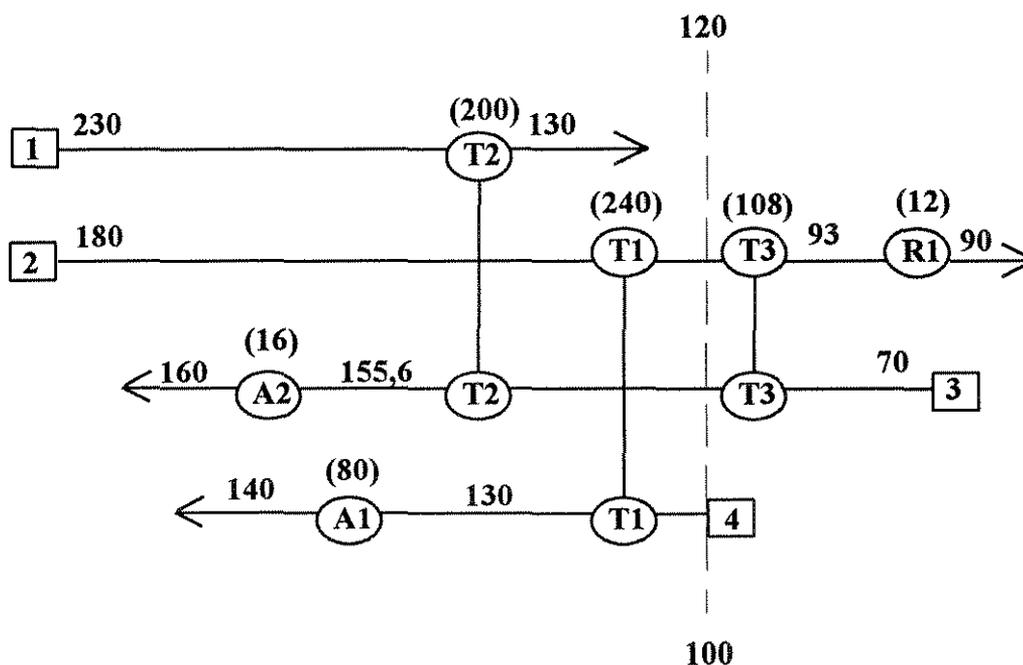


Figura 3.6 - Diagrama de Grade

Para a aplicação do MPE são necessários os dados de cada corrente com relação a temperaturas e capacidades térmicas e a escolha de um valor para o ΔT_{\min} . Utilizando-se a TP ou o diagrama TH, identifica-se o PEE e as demandas das utilidades quentes e frias. A partir daí, o problema é dividido em duas regiões, acima e abaixo do PEE. Para cada uma destas regiões a síntese da rede é realizada, iniciando-se no PEE e caminhando no sentido contrário a ele. Desta forma, evita-se o problema de transferir calor através do PEE.

Para a escolha das correntes que vão trocar calor, algumas regras simples são propostas. A primeira delas diz respeito ao número de correntes que passam pelo PEE, ou seja, tem temperaturas de entrada e saída maiores e menores que a temperatura do PEE. Desta forma, para a região acima do PEE o número de correntes frias que cruzam o PEE deve ser maior ou igual ao número de correntes quentes, de forma que não seja necessário adicionar utilidades frias acima do PEE. Se isto não for satisfeito, recomenda-se a divisão de correntes para que o problema seja resolvido. O mesmo deve ocorrer para a região abaixo do PEE, levando em consideração agora que o número de correntes quentes deve ser maior ou igual ao número de correntes frias para que não seja necessário adicionar utilidades quentes. Como no caso anterior, deve-se utilizar a divisão de correntes caso o número de correntes frias seja maior que o número de correntes quentes.

Uma outra pequena regra a ser observada diz respeito à relação entre as capacidades térmicas das correntes. É necessário que as capacidades térmicas das correntes se aproximando do PEE seja menor ou igual às das correntes se afastando do PEE, a fim de que não haja violação do ΔT_{\min} fixado no início do projeto. Caso esta relação entre as capacidades térmicas não seja obedecida, deve-se utilizar a divisão de correntes para resolver o problema.

Tendo sido realizados todos os cruzamentos possíveis, as duas subredes sintetizadas acima e abaixo do PEE são acopladas, formando uma única rede, com a garantia da obtenção da MRE. Esta rede deve, posteriormente, sofrer alguns refinamentos para a minimização do seu custo global.

Com relação às correntes que não participam do PEE, o MPE não é muito claro, deixando que o projetista tenha a liberdade de escolher quais correntes devem trocar calor, podendo-se aplicar as regras utilizadas na região do PEE ou não. Esta flexibilidade, além da simplicidade na aplicação, é que fizeram deste o mais difundido dos métodos disponíveis na literatura para a síntese de RTC.

3.3 CAPITAL

3.3.1 Introdução

Os primeiros estudos em síntese de RTC consideravam que para um determinado valor de ΔT_{min} , o custo de capital era predominantemente dependente do número de trocadores. A escolha do ΔT_{min} era feita em função da experiência prévia dos engenheiros responsáveis pelos processos. Com o ΔT_{min} fixo, a MRE podia ser obtida como um dos objetivos a serem fixados antes da síntese da RTC. O número de trocadores também era facilmente predito.

Uma vez identificado o PEE, a aplicação do MPE garantia a obtenção de redes com a MRE. No entanto, era necessário que um refinamento fosse feito na rede a fim de reduzir o número de trocadores, que sempre era maior do que o mínimo necessário. A redução do número de trocadores, no entanto, às vezes somente podia ser conseguida com o acréscimo de utilidades quentes e frias. Desta forma, surgiu a necessidade de se fazer um balanço entre capital e energia, conhecido como "trade-off", para se chegar a alternativas de redes razoáveis.

Embora este procedimento fosse um tanto quanto cansativo e trabalhoso, ele serviu de base para novos procedimentos evolutivos em síntese de RTC.

Recentemente, um dos grandes avanços foi a possibilidade de se fixar os objetivos para o custo de capital para qualquer valor de ΔT_{min} antes da síntese da RTC, minimizando o trabalho na evolução da rede para redução do número de trocadores.

3.3.2 Área Mínima

Para um determinado conjunto de correntes quentes e frias, depois de fixada a MRE, é possível encontrar a área mínima de troca térmica para a rede a ser sintetizada. Isto é conseguido fazendo-se uma divisão no diagrama TH em intervalos de entalpia. Os intervalos são obtidos para cada mudança de inclinação nas curvas compostas. A seguir, aplica-se a equação apresentada por Townsend e Linnhoff (1984):

$$A_{min} = \sum_j^{\text{intervalos}} \frac{I}{\Delta T_{LM,j}} \left(\sum_i^{\text{correntes}} \frac{q_i}{h_i} \right)_j \quad (3.1)$$

Nesta equação j representa os intervalos de energia e i as correntes de processo presentes em cada intervalo. ΔT_{LM} representa a diferença de temperaturas média logarítmica para as correntes no intervalo j e q_i e h_i representam a quantidade de calor disponível ou necessário e o coeficiente de película para a corrente i no intervalo j .

Um exemplo do diagrama TH dividido em intervalos de entalpia pode se visto na Figura 3.7.

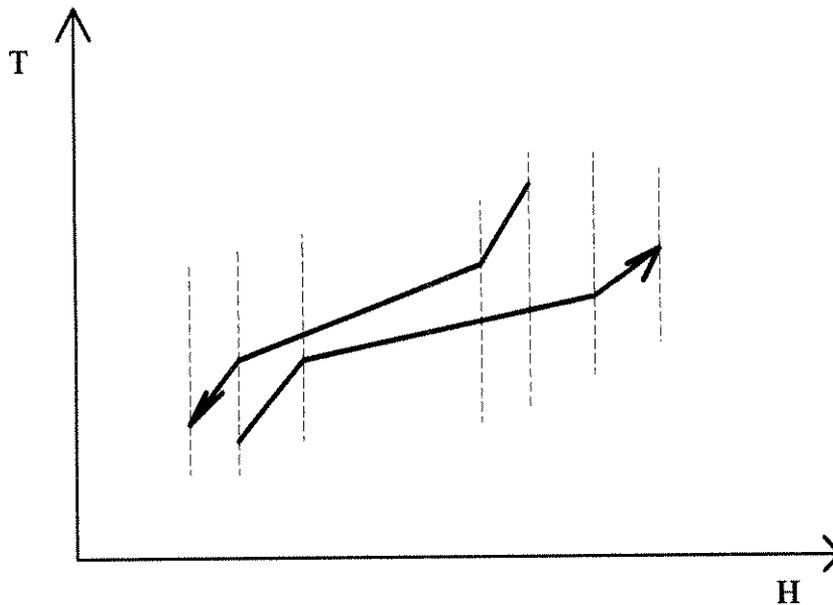


Figura 3.7 - Intervalos de Entalpia

3.3.3 Número Mínimo de Unidades de Troca Térmica (NMU)

O custo de capital de uma RTC é fortemente afetado pelo número de unidades de troca térmica existentes na rede. Além do equipamento em si alguns outros fatores que estão a ele relacionados, como por exemplo, fundações, tubulações, válvulas, bocais, manutenção e mão de obra certamente irão também influenciar no custo global da rede. Desta forma, é sempre desejável obter redes com o número mínimo de unidades de troca.

O NMU é um dos objetivos na obtenção da rede que pode ser facilmente fixado antes da síntese. Este valor é obtido através da aplicação do Teorema Geral de Euler para Redes, que segundo Gundersen e Naess (1988) foi previamente apresentado por Hohmann em 1971. A adaptação do Teorema Geral de Euler para Redes às RTC foi proposta por Linnhoff et al. (1982), e é apresentada abaixo:

$$U = N + L - S \quad (3.2)$$

onde: U é o número de unidades de troca térmica (trocadores, aquecedores e resfriadores);

N é o número de correntes, incluindo as utilidades;

L é o número de laços de troca térmica ou "loops" na rede;

S é o número de problemas independentes na rede.

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 a este mesmo trocador, como pode ser visto na Figura 3.8.

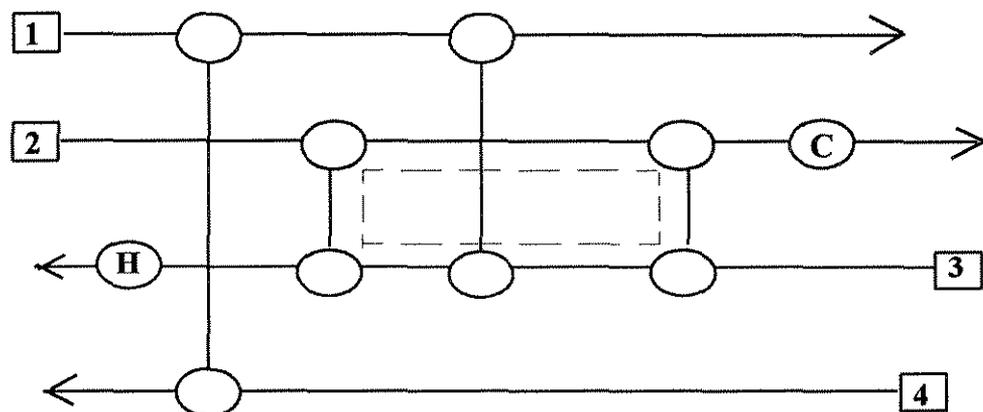


Figura 3.8 - Laço de troca térmica em uma RTC

O número de problemas independentes representa o número de subredes 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 exemplo deste caso raro pode ser visto na Figura 3.9.

Em geral, o número de problemas independentes acaba sendo igual a 1. Desta forma, quando não existem laços de troca térmica na RTC, o NMU é dado pela regra abaixo, conhecida como regra (N-1):

$$U_{\min} = N - 1 \quad (3.3)$$

Na aplicação do MPE, no entanto, obtém-se uma RTC com a MRE. Esta rede é obtida dividindo-se o sistema em duas regiões, uma acima e outra abaixo do PEE. Isto pressupõe que não deve ocorrer troca térmica através do PEE. Desta forma, a regra (N-1) deve ser aplicada para cada uma das regiões, acima e abaixo do PEE, e o NMU para a MRE é dado por:

$$U_{\min, MRE} = U_{\min} \text{ acima do PEE} + U_{\min} \text{ abaixo do PEE} \quad (3.4)$$

O valor de $U_{\min, MRE}$ é sempre maior ou igual ao valor de U_{\min} . A diferença entre eles é igual ao número de laços de troca térmica, para o número de problemas independentes igual a 1. Em cada rede com MRE Ahmad (1985) demonstrou que o

número de laços de troca térmica é igual ao número de correntes cruzando o PEE menos 1, ou seja:

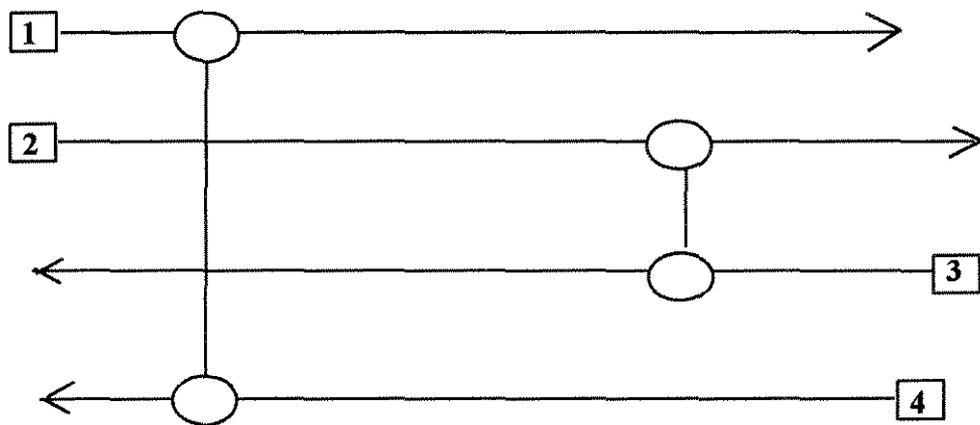


Figura 3.9 - Dois Problemas Independentes em uma RTC

$$U_{min, MRE} = U_{min} + N_{cp} - 1 \quad (3.5)$$

3.3.4 A Função Custo de Capital

O custo de capital de uma RTC é função da área total 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:

$$C_{cap} = a + b \cdot A^c \quad (3.6)$$

onde A é a área de troca térmica e a , b e c são constantes ($0 < c \leq 1$).

Supondo que a área total A_{min} é distribuída igualmente entre os trocadores da rede, o custo de capital global pode ser determinado pela seguinte expressão:

$$C_{Tcap} = U_{min, MRE} \left[a + b \left(\frac{A_{min}}{U_{min, MRE}} \right)^c \right] \quad (3.7)$$

Esta equação nos diz que o custo de capital aumenta à medida em que a área e/ou o número de trocadores na rede são acrescidos.

A suposição de que a área total é distribuída igualmente aos trocadores da rede certamente nos levará a erros, como por exemplo uma leve superestimativa do custo de

capital. No entanto, esta suposição é útil e aceitável, sendo frequentemente empregada na literatura.

3.3.5 Síntese de RTC com Mínimo Custo de Capital

O MPE foi formulado inicialmente para a obtenção de uma RTC com MRE para um dado ΔT_{min} . Progressivamente, no entanto, o MPE passou a levar o custo de capital em consideração no projeto da rede. A descoberta de que era possível fixar a área mínima de troca antes da síntese da rede levou a duas novas ferramentas as quais garantem o uso mínimo de capital na rede. A primeira delas é o Diagrama da Força Motriz (DFM) ou "Driving Force Plot", apresentada por Linnhoff e Vredevelt (1984), e a segunda é a Análise do Problema Remanescente (APR) ou "Remaning Problem Analysis", apresentada por Ahmad (1985).

Antes de apresentarmos estas duas ferramentas, vamos introduzir o conceito de "Criss-Cross".

3.3.5.1 O Conceito de "Criss-Cross"

Como dito anteriormente, as RTC com MRE seguem o princípio de que não deve ocorrer transferência de calor através do PEE. Obedecido este princípio, pode-se transferir calor de qualquer maneira desejada em ambas as regiões, acima e abaixo do PEE. Estes cruzamentos, que quando colocados no diagrama TH não se apresentam verticais, são chamados "Criss-Cross", como pode ser visto na Figura 3.10.

Para que se obtenha a área mínima, o escoamento deve ser puramente contracorrente. Isto implica em troca de calor vertical entre as correntes nas curvas compostas, como pode ser visto na Figura 3.11.

Este tipo de troca não permite que o calor seja transferido através do PEE. No entanto, para redes com boa recuperação de energia e com baixo custo de capital alguns cruzamentos do tipo "Criss-Cross" devem ser permitidos. Isto porque os cruzamentos verticais ocorrem somente se os coeficientes de película das correntes forem iguais. Como nos processos reais isto não ocorre, certamente alguns cruzamentos do tipo "Criss-Cross" deverão existir na rede.

Para verificar se um determinado cruzamento entre duas correntes tem um desempenho satisfatório, devemos utilizar a "Driving Force Plot" e a Análise do Problema Remanescente.

3.3.5.2 O Diagrama da Força Motriz (DFM)

O DFM tem um significado qualitativo, onde cada trocador pode ser avaliado de acordo com o uso de sua força motriz, que são as diferenças de temperatura em seus terminais. O uso correto da força motriz afeta diretamente a avaliação da área dos trocadores na rede. Ou seja, para que a área global seja minimizada é importante que cada trocador se utilize exatamente da força motriz que lhe é disponível na região de temperatura em que ele está situado no processo. O DFM permite uma comparação entre o desempenho real e o ideal das diferenças de temperatura nos terminais do trocador, permitindo assim identificar trocadores mal alocados na rede, indicando onde alocar e qual o tamanho dos trocadores numa nova rede.

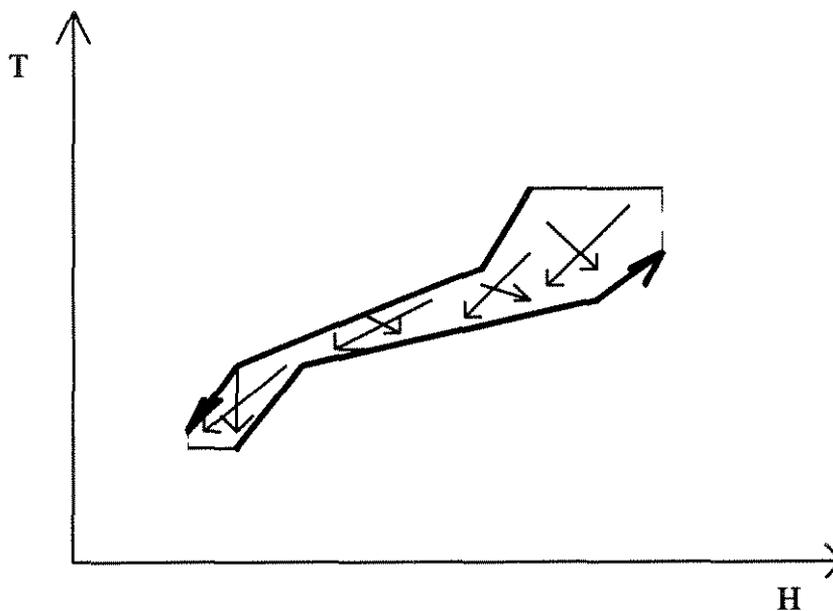


Figura 3.10 - "Criss-Cross"

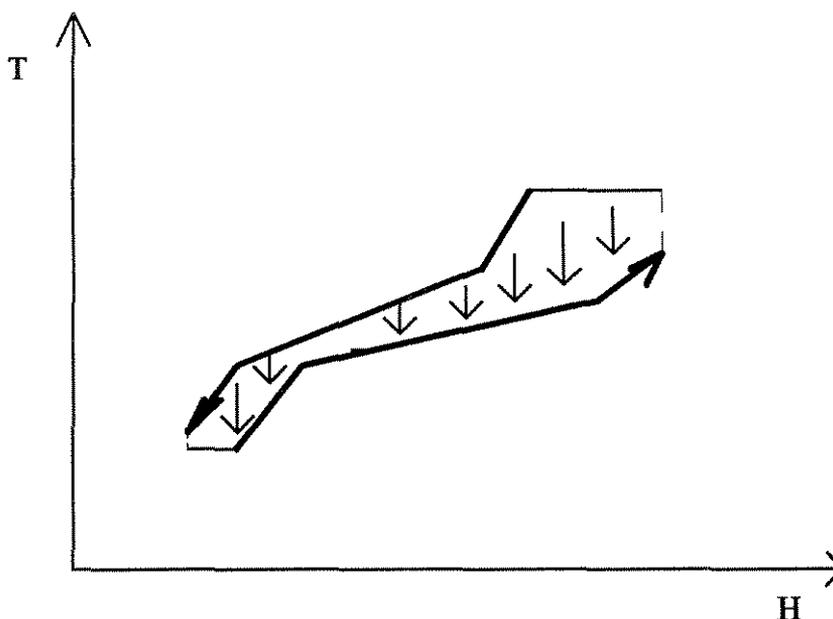


Figura 3.11 - Troca de calor vertical

Para que o DFM seja aplicado é necessário que se tenha um diagrama contendo no eixo vertical a força motriz ideal (ΔT) e no eixo horizontal as temperaturas da curva composta fria, como pode ser visto na Figura 3.12.

Qualquer trocador pode ser representado no diagrama $\Delta T \times T_c$, como pode ser visto na Figura 3.13.

Um trocador cujo calor é transferido verticalmente terá suas diferenças de temperatura coincidindo com o DFM, o que não ocorre com o trocador da figura 3.13. Neste caso temos um cruzamento do tipo "Criss-Cross".

3.3.5.3 A Análise do Problema Remanescente (APR)

A contribuição da APR é no sentido quantitativo. Ela nos permite verificar o desempenho de uma rede em relação aos seus objetivos iniciais à medida em que a rede vai sendo sintetizada.

Partindo do MPE, a APR foi desenvolvida para verificar através do problema remanescente a consistência de um cruzamento duvidoso feito durante a fixação dos objetivos visando a MRE. Isto é feito submetendo os dados das correntes remanescentes após um dado cruzamento ao algoritmo da TP. Os objetivos fixados para a MRE permanecerão os mesmos, mostrando se os cruzamentos já realizados estão de acordo com eles, ou se a demanda de energia será aumentada. Se a demanda energética tiver que ser aumentada, então este cruzamento não está compatível com a MRE.

Ahmad (1985) estendeu o conceito da APR também aos objetivos de minimização de custo de capital, removendo um cruzamento já realizado e sujeitando o problema remanescente aos algoritmos de minimização de energia e capital.

Para um cruzamento realizado, podem ocorrer três situações. A primeira delas é que pode se chegar a um custo de capital inferior ao fixado nos objetivos a serem alcançados para a rede. A segunda situação é que os objetivos definidos para a MRE podem ser violados. Por fim, pode-se ter uma violação dos objetivos para o mínimo custo de capital, onde o custo será maior que o fixado antes da síntese da RTC.

3.3.5.4 Quebra de Laços de Troca Térmica

Na utilização do MPE para cada uma das regiões, acima e abaixo do PEE, uma regra heurística conhecida como "tick-off" é utilizada. Esta regra consiste em tentar eliminar do problema as correntes participantes do PEE fazendo com que elas sejam cruzadas com outras correntes que possam satisfazer suas necessidades térmicas. Ou seja, em um só cruzamento a corrente atinge a sua temperatura desejada. Às vezes, aplicando-se o DFM e a APR, não é possível utilizar-se da regra heurística "tick-off"

quando da escolha dos cruzamentos. Nestes casos, fatalmente teremos um laço de troca térmica, e um número de equipamentos maior que o NMU.

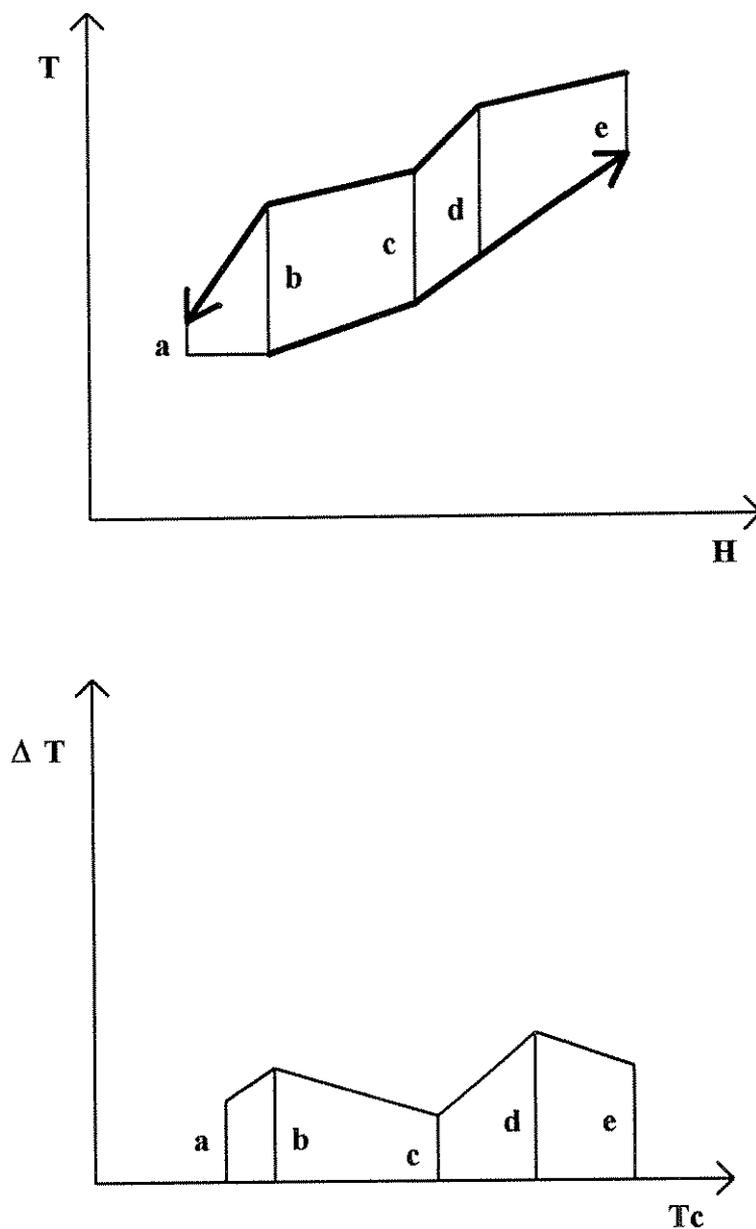


Figura 3.12 - Diagrama da Força Motriz

A quebra de um laço de troca térmica, no entanto, reduz o número de trocadores da rede. Quando um trocador é eliminado, os cruzamentos remanescentes serão obrigados a aceitar a quantidade de energia que este equipamento trocava na rede. Certamente isto levará a uma violação do ΔT_{\min} . Esta violação pode ser aceitável, dependendo das condições em que se vai operar a rede.

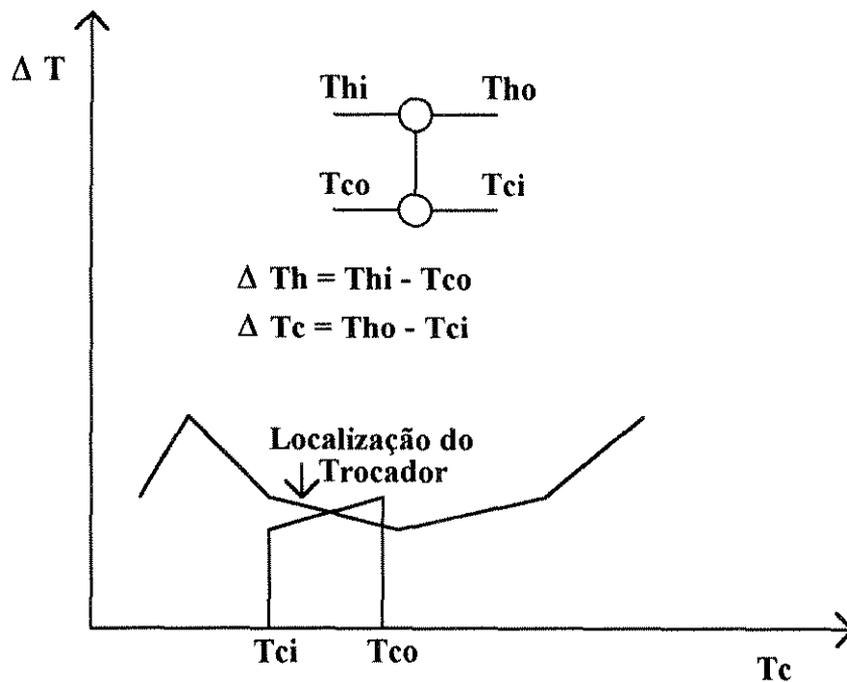


Figura 3.13 - Trocador representado sobre o DFM

Uma alternativa para restaurar o ΔT_{\min} violado é acrescentar uma quantidade de utilidades quentes e frias. Isto é feito descobrindo-se um caminho ou "path" entre uma utilidade quente e uma utilidade fria, passando pelos trocadores de calor.

Um exemplo para a quebra de um laço de troca térmica é apresentado nas Figuras 3.14.a e 3.14.b, e a restauração do ΔT_{\min} por meio de um caminho entre uma utilidade quente e uma utilidade fria na Figura 3.14.c.

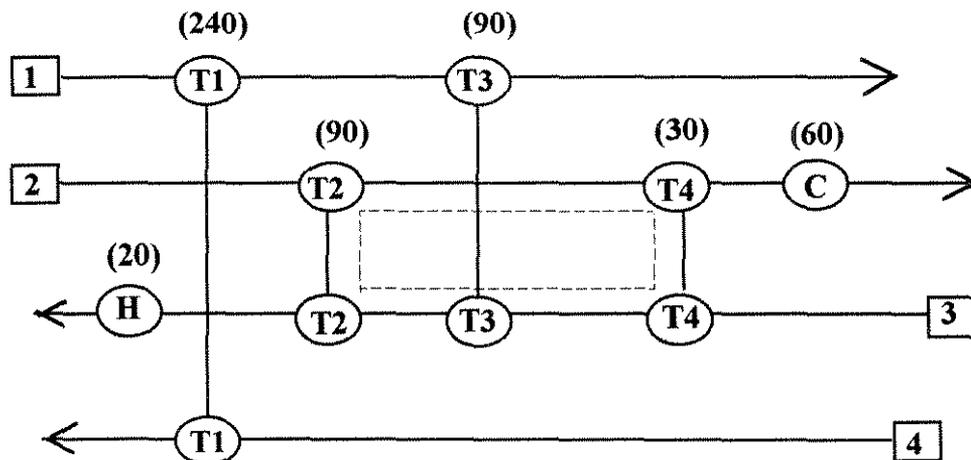


Figura 3.14.a - Identificação de um laço de troca térmica

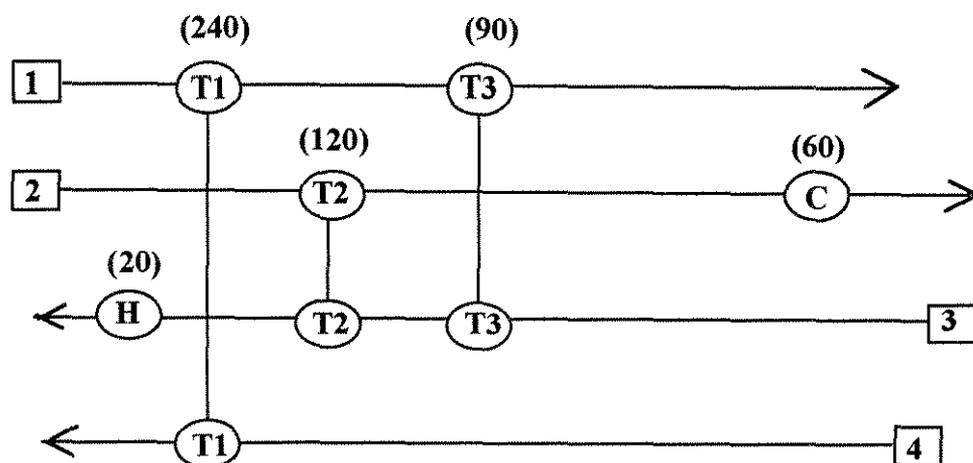


Figura 3.14.b - Quebra do laço de troca térmica

Na Figura 3.14.a tínhamos um laço de troca térmica entre os trocadores T2 e T4. Como o trocador T4 tinha uma quantidade de calor menor do que T2, ele foi escolhido para ser eliminado. As 30 unidades de energia disponíveis em T4 foram incorporadas a T2, que passou a trocar 120 unidades de energia. Para restaurar o ΔT_{\min} que certamente foi violado no trocador T2, foi criado um caminho entre o aquecedor H e o resfriador C passando pelo trocador T2, de forma que X unidades de energia foram acrescentadas em H e em C e retiradas em T2.

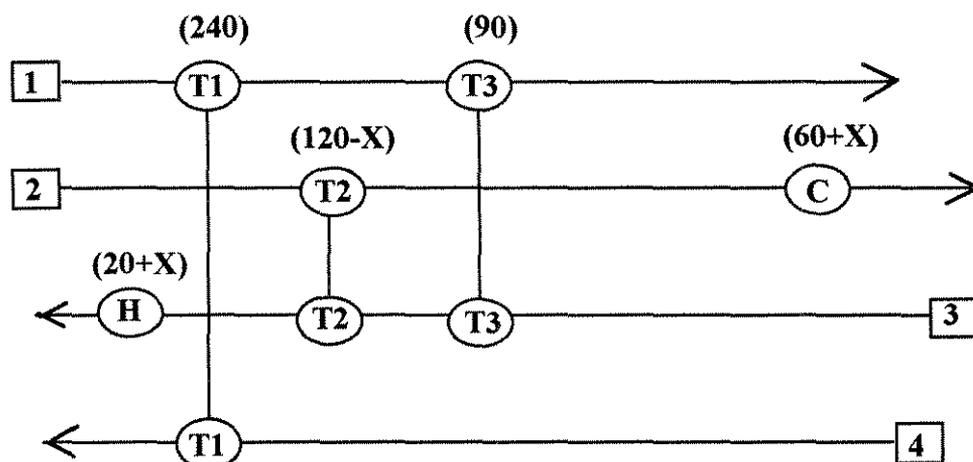


Figura 3.14.c - Restauração do ΔT_{\min}

Evidentemente, a restauração do ΔT_{\min} requereu a transferência de energia através do PEE, o que ocasionou o acréscimo na demanda das utilidades. Desta forma, é sempre necessário avaliar se este acréscimo de energia compensa a diminuição do custo de capital pela remoção do trocador na malha.

3.4 OTIMIZAÇÃO DO ΔT_{min} ANTES DA SÍNTESE DA REDE

O comportamento do consumo de energia em relação às modificações no ΔT_{min} é bastante conhecido. Quando o ΔT_{min} aumenta as curvas compostas se afastam, aumentando a demanda de energia. Isto pode ser verificado na Figura 3.15.

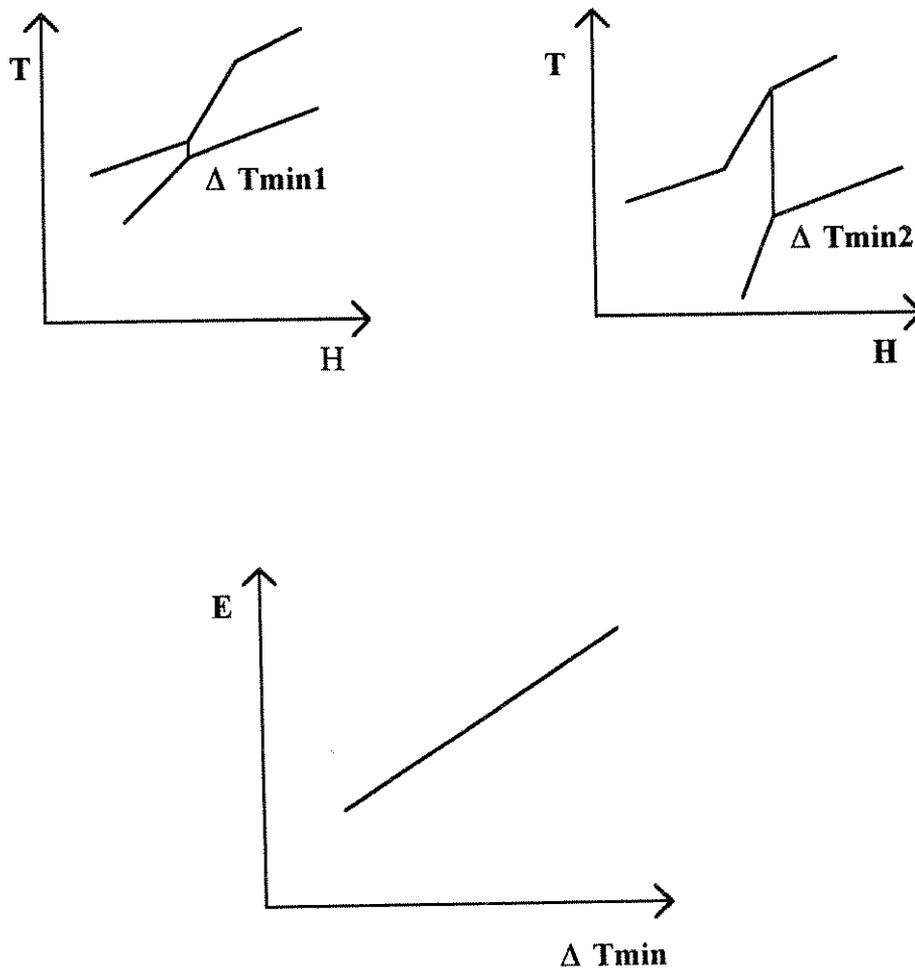


Figura 3.15 - Diagrama E X ΔT_{min}

A área de troca térmica está relacionada com o ΔT_{min} de forma não linear, levando conseqüentemente o diagrama A X ΔT_{min} a um perfil curvo, com a área diminuindo à medida que ΔT_{min} vai sendo acrescido, como pode ser observado na Figura 3.16.

Com relação ao NMU (U_{min}), este valor depende do número de correntes pertencentes ao PEE. Como o PEE varia para cada ΔT_{min} , pode-se ter uma variação no número de correntes para cada PEE. Desta forma, o NMU pode ser acrescido ou decrescido na forma de um degrau, em relação à variação do ΔT_{min} . Isto pode ser observado na Figura 3.17.

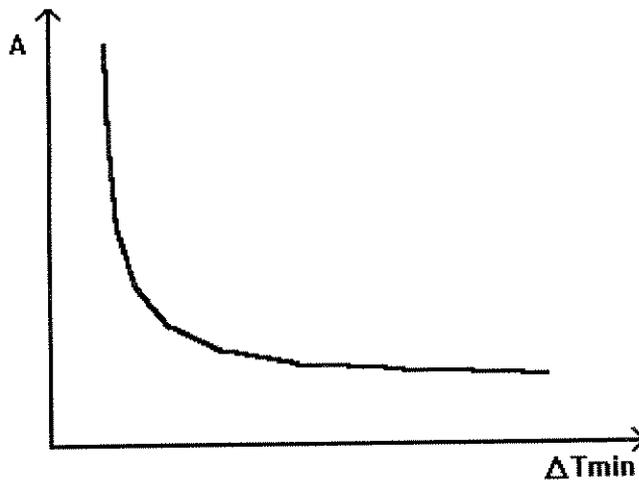


Figura 3.16 - Diagrama A X ΔT_{\min}

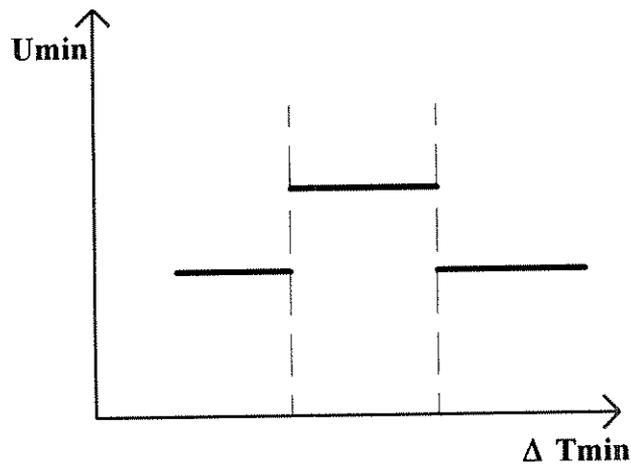


Figura 3.17 - Diagrama U_{\min} X ΔT_{\min}

A combinação das variações da área e do NMU com relação ao ΔT_{\min} nos leva ao comportamento do custo de capital com relação ao ΔT_{\min} , como pode ser observado na Figura 3.18.

Neste diagrama as discontinuidades na curva são resultantes da variação de U_{\min} com relação ao ΔT_{\min} na forma de degrau.

A combinação das representações de E X ΔT_{\min} e do Custo de capital X ΔT_{\min} nos levam ao custo global da rede, como pode ser visto na Figura 3.19.

Podemos observar na Figura 3.19 que a função Custo global X ΔT_{\min} apresenta um mínimo para algum valor de ΔT_{\min} . A este valor corresponde o custo global mínimo para a rede, ou seja, neste ponto temos um ΔT_{\min} ótimo. O conceito de fixar os

objetivos de capital e energia visando encontrar o ΔT_{min} ótimo ao qual corresponde o custo global mínimo antes da síntese da RTC é conhecido como "Supertargeting".

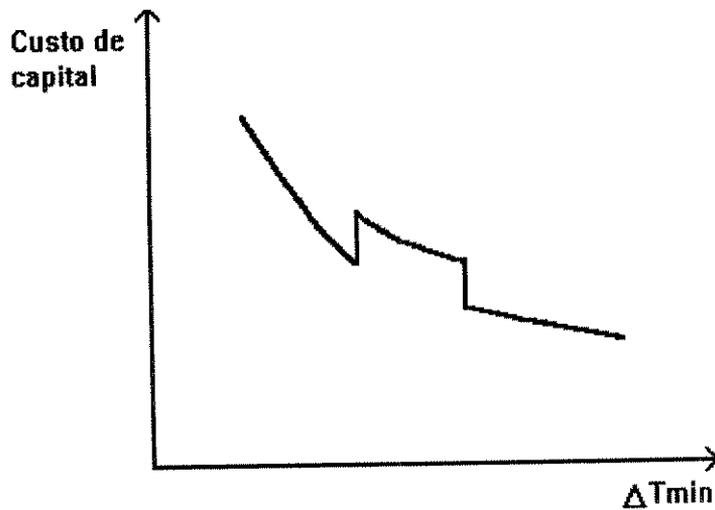


Figura 3.18 - Diagrama Custo de capital X ΔT_{min}

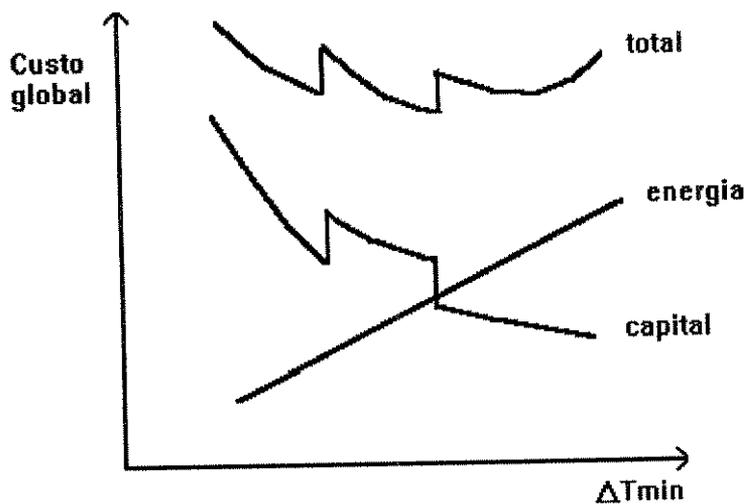


Figura 3.19 - Diagrama Custo global X ΔT_{min}

Este conceito traz um grande avanço, uma vez que mesmo que o projetista tenha vasta experiência, a escolha arbitrária de um ΔT_{min} ótimo é difícil. Isto porque o ΔT_{min} ótimo é aquele que leva a um custo global mínimo, sendo considerados a energia e o custo de capital. Desta forma, ele depende dos preços relativos de energia e dos equipamentos. Além disso, depende também da forma das curvas compostas e das condições de transferência de calor na região do PEE. Por isso, diferentes ΔT_{min} podem

levar a diferentes localizações para o PEE. Isto pode fazer com que o número de correntes na região do PEE para um determinado valor de ΔT_{min} seja diferente do que para um outro ΔT_{min} , levando às descontinuidades já comentadas no diagrama Custo global X ΔT_{min} . Desta forma, uma rede sintetizada para um dado ΔT_{min1} não pode ser evoluída utilizando as técnicas convencionais de evolução e otimização para outra rede sintetizada com um outro ΔT_{min2} . Este fenômeno é conhecido como "Topology Trap", e leva a uma análise mais séria sobre qual rede é a melhor para uma determinada situação. No caso da Figura 3.19, podemos identificar na curva do custo global três topologias diferentes, separadas pelas descontinuidades.

3.5 CONCLUSÕES

Na apresentação destes conceitos podemos constatar grandes avanços na aplicação da Tecnologia Pinch à síntese de RTC, como a otimização do ΔT_{min} antes da síntese, levando em consideração os objetivos de capital e energia.

Os métodos evolutivos utilizados para refinamento da rede, visando minimizar o número de trocadores tem seu trabalho reduzido com a introdução deste conceito.

Com relação ao MPE, este teve uma grande melhora com a incorporação do DFM e da APR, levando a redes próximas das ótimas.

No entanto, todo este desenvolvimento ainda é contestável do ponto de vista de projeto, uma vez que está embasado na utilização de coeficientes de transferência de calor convectivos arbitrados, e não calculados. Fatores importantes como a perda de carga e a incrustação não são levados em consideração no cálculo da área dos trocadores. Um dimensionamento mais detalhado para os equipamentos é necessário, para que os resultados obtidos na síntese da RTC utilizando a Tecnologia Pinch sejam mais realísticos.

O próximo capítulo apresenta uma discussão mais completa sobre o dimensionamento termohidráulico de trocadores de calor.

CAPÍTULO 4

DIMENSIONAMIENTO TERMOHIDRÁULICO DE TROCADORES DE CALOR MULTITUBULARES

4.1 INTRODUÇÃO

Os trocadores de calor multitubulares ou do tipo casco e tubo são os mais utilizados nos processos industriais. Esta grande utilização está ligada à sua construção resistente, flexibilidade de projeto e fácil adaptação às condições de operação do processo.

O dimensionamento deste tipo de trocadores é bastante conhecido. Ainda assim, existem algumas dificuldades, principalmente no escoamento do lado da carcaça. Apresentaremos neste capítulo, de forma sucinta, as equações conhecidas para o dimensionamento termohidráulico (cálculo dos coeficientes de película, denominados por h , e das perdas de carga, denominadas ΔP) destes trocadores.

As metodologias aqui citadas estão baseadas na diferença de temperaturas. Por este motivo, inicialmente serão apresentados alguns conceitos sobre as diferenças de temperaturas. A seguir, serão apresentadas as equações para o cálculo de h e ΔP nos tubos. Em seguida, para o lado da carcaça, vamos apresentar o método de Bell-Delaware, que será utilizado neste trabalho. Finalmente, a sistemática usual proposta por Kern e um algoritmo alternativo para o projeto global dos trocadores serão apresentados, finalizando com uma discussão sobre estas metodologias.

4.2 DIFERENÇA DE TEMPERATURAS

A diferença de temperaturas utilizada neste caso é sempre a MLDT (média logarítmica das diferenças de temperaturas) para o escoamento contracorrente multiplicada pelo fator de correção FT. Este fator de correção leva em consideração o fato de que quando se tem mais do que uma passagem no lado dos tubos o escoamento é parte contracorrente e parte concorrente. Desta forma, a verdadeira diferença de temperaturas é dada por:

$$\Delta T = FT \cdot MLDT \quad (4.1)$$

Nesta equação, FT é dado pela equação de Blackwell e Haydu (1981):

$$FT = \left(\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{R - 1} \right) \frac{\ln [(1 - Px) / (1 - R \cdot Px)]}{\ln \left[\frac{2 / Px - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{2 / Px - 1 - R - \sqrt{R^2 + 1}} \right]} \quad (4.2)$$

onde:

$$Px = \frac{1 - \left[\frac{R \cdot P - 1}{P - 1} \right]^{1/N}}{R - \left[\frac{R \cdot P - 1}{P - 1} \right]^{1/N}} \quad (4.3)$$

Sendo que: $P = (T_{co} - T_{ci}) / (T_{hi} - T_{ci})$
 $R = (T_{hi} - T_{ho}) / (T_{co} - T_{ci})$
 $N = \text{número de passagens na carcaça}$

ou, se $R = 1$:

$$FT = \frac{Px - \sqrt{R^2 + 1} / (1 - Px)}{\ln \left[\frac{(2 / Px) - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{(2 / Px) - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}} \right]} \quad (4.4)$$

onde: $Px = P / (N - N \cdot P + P)$

De acordo com Kern (1950), o limite prático de utilização de FT é 0,75 para um trocador 1-2. Para trocadores 2-4, FT vale 0,85 se o trocador tiver chicana longitudinal soldada e 0,90 se a chicana longitudinal for removível.

4.3 O LADO DOS TUBOS

O cálculo do coeficiente de película e da perda de carga para o lado dos tubos não apresenta grandes complicações, pois o escoamento de fluidos no interior de dutos circulares é assunto bastante conhecido na literatura. Desta forma, apresentaremos as correlações mais usadas para estes cálculos.

4.3.1 Coeficiente de Transferência de Calor Convectivo

Para o coeficiente de película no lado dos tubos, a correlação proposta por Sieder e Tate (1936) para o escoamento turbulento pode ser utilizada:

$$\frac{h \cdot d_i}{K_t} = 0,027 \cdot \left(\frac{d_i \cdot G_t}{\mu_t} \right)^{0,8} \left(\frac{C_{pt} \cdot \mu_t}{K_t} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_{wt}} \right)^{0,14} \quad (4.5)$$

onde: h é o coeficiente de película do fluido;

d_i é o diâmetro interno dos tubos;

G_t é a vazão mássica por unidade de área;

K_t é a condutividade térmica do fluido;

C_{pt} é o calor específico do fluido;

μ_t é a viscosidade do fluido;

μ_{wt} é a viscosidade do fluido obtida na temperatura da parede dos tubos .

As propriedades físicas K_t , C_{pt} e μ_t são obtidas na temperatura média do fluido.

Esta equação é válida para o escoamento turbulento, o que ocorre na maioria dos casos industriais.

A temperatura da parede dos tubos pode ser calculada pelas equações abaixo, se o fluido estiver escoando no interior dos tubos:

$$T_w = T_t + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - T_t) \quad (4.6.a)$$

ou:

$$T_w = T_c - \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (T_c - T_t) \quad (4.6.b)$$

Ou, se o fluido estiver escoando no lado do casco, temos :

$$T_w = T_t + \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (T_c - T_t) \quad (4.7.a)$$

ou:

$$T_w = T_c - \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - T_t) \quad (4.7.b)$$

Nestas equações, T_c e T_t são as médias aritméticas das temperaturas dos fluidos escoando nos lados da carcaça e dos tubos, respectivamente, e h_{io} e h_o são os coeficientes de película para o lado dos tubos e para o lado do casco.

4.3.2 Perda de Carga

A perda de carga para o lado dos tubos é dada pela soma da perda de carga devido ao escoamento do fluido com a perda de carga devido a mudança de direção no escoamento do fluido, que ocorre quando se tem mais do que uma passagem nos tubos.

4.3.2.1 Perda de Carga Distribuída

A perda de carga distribuída ou perda de carga devido ao escoamento do fluido no interior dos tubos é dada por:

$$\Delta P_d = 4 \cdot fat \frac{L \cdot NN}{d_i} \frac{\rho_t \cdot v_t^2}{2} \quad (4.8)$$

onde: ΔP_d é a perda de carga distribuída;

fat é o fator de atrito de Fanning;

L é o comprimento dos tubos;

NN é o número de passagens nos tubos;

ρ_t é a densidade do fluido obtida na sua temperatura média;

d_i é o diâmetro interno do tubo;

v_t é a velocidade do fluido.

O fator de atrito de Fanning para o escoamento turbulento em tubo liso é:

$$fat = 0,0035 + \frac{0,264}{Ret^{0,42}} \quad (4.9)$$

onde Ret é o número de Reynolds para o fluido no interior dos tubos.

4.3.2.2 Perda de Carga Devido à Mudança de Direção

A perda de carga devido ao acidente causado pela mudança de direção do fluido é dada por:

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot N N \cdot v t^2}{2 \cdot g \cdot \rho t} \quad (4.10)$$

4.3.2.3 Perda de Carga Total

A perda de carga total para o escoamento do lado dos tubos é dada então pela soma das equações (4.8) e (4.10), ou seja:

$$\Delta P_t = \Delta P_d + \Delta P_r \quad (4.11)$$

4.4 O LADO DA CARCAÇA

Os grandes problemas no dimensionamento termohidráulico de trocadores do tipo casco e tubo encontram-se no lado da carcaça. Isto ocorre porque as características do escoamento no lado do casco são complexas.

São encontrados na literatura três métodos básicos para o dimensionamento de trocadores multitubulares. Os métodos são o de Kern, o de Tinker e o de Bell-Delaware. Taborek (1983) afirma que o método de Bell-Delaware é o mais recomendado para aplicações em engenharia. De acordo com Ribeiro (1984), o método de Bell-Delaware apresenta resultados mais precisos e uniformes para o coeficiente de película e perda de carga que os outros dois métodos. Por este motivo, este foi o método escolhido para ser utilizado neste trabalho.

4.4.1 O Método de Bell-Delaware

O método de Bell-Delaware utiliza o modelo de Tinker para o escoamento no lado do casco. O escoamento é dividido em cinco correntes individuais, como pode ser verificado na Figura 4.1.

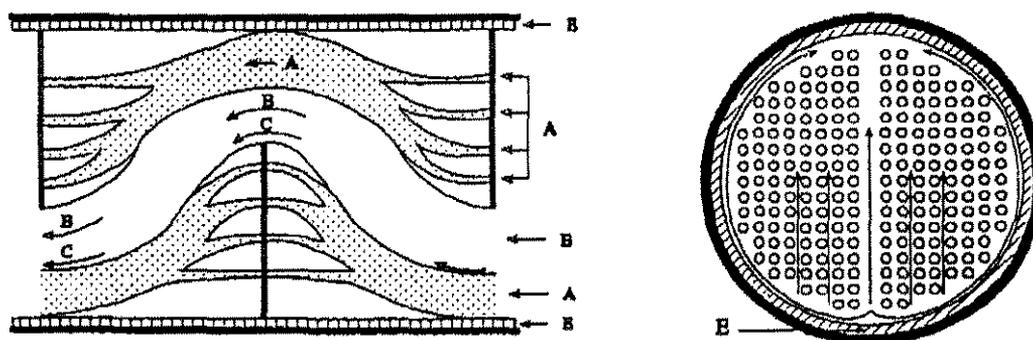


Figura 4.1 - Correntes para o lado do casco

As cinco correntes são:

- Corrente A: Representa os vazamentos através das folgas existentes entre os tubos e as chicanas;
- Corrente B: Representa o escoamento cruzado através do feixe de tubos. É a corrente principal. As outras correntes causam modificações nela.

- Corrente C: É a corrente que contorna o feixe de tubos sem que haja escoamento cruzado.

- Corrente E: Representa os vazamentos através das folgas existentes entre as chicanas e o casco.

- Corrente F: Representa os escoamentos através dos canais devido às divisões de passagens, que ocorrem em configurações de trocadores com mais de uma passagem nos tubos.

Estas correntes, na realidade, não ocorrem em regiões tão bem definidas. Elas interagem umas com as outras, exigindo um tratamento matemático complexo para representar o escoamento real. No entanto, o modelo é suficiente para que se obtenha resultados satisfatórios na aplicação do método.

O método é descrito a seguir para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga para o lado do casco.

4.4.1.1 Coeficiente de Película

O coeficiente de película para o lado do casco, através do método de Bell-Delaware, é dado por:

$$h_o = h_{ideal} \cdot J_c \cdot J_l \cdot J_b \cdot J_s \cdot J_r \quad (4.12)$$

onde:

- J_c é o fator de correção para o efeito do escoamento nas janelas;

- J_l é o fator de correção para o efeito dos vazamentos entre o casco e as chicanas e entre os tubos e as chicanas;

- J_b é o fator de correção para o efeito de desvio do fluido pelas folgas existentes entre o feixe de tubos e o casco;

- J_r é o fator de correção para o efeito do gradiente de temperatura adverso, que ocorre quando o escoamento é laminar;

- J_s é o fator de correção para o efeito do espaçamento diferenciado entre as chicanas de entrada e saída;

- h_{ideal} é o coeficiente de película para o escoamento cruzado através do feixe de tubos ideal.

O coeficiente de película h_{ideal} é calculado supondo-se que todo o escoamento do casco cruza um feixe de tubos ideal, cujas dimensões são determinadas pela fileira de tubos central do trocador. Este valor é calculado pela seguinte equação:

$$h_{ideal} = j_{ideal} \cdot C_{pc} \cdot G_c \cdot (Pr_c)^{-2/3} \left(\frac{\mu_c}{\mu_{wc}} \right)^{0,14} \quad (4.13)$$

onde:

- G_c é a velocidade mássica para o fluido;
- Pr_c é o número de Prandtl para o fluido;
- C_{pc} é o calor específico do fluido;
- μ_c é a viscosidade do fluido;
- μ_{wc} é a viscosidade do fluido obtida na temperatura da parede dos tubos;
- j_{ideal} é o fator de Colburn.

De acordo com Taborek (1983), o fator de Colburn j_{ideal} é dado por:

$$j_{ideal} = a_1 \left[\frac{1,33}{(P_1/d_2)} \right]^{a_2} (Rec)^{a_3} \quad (4.14)$$

sendo que:

- P_1 é o "pitch" ou espaçamento entre centros de tubos adjacentes;
- d_2 é o diâmetro externo dos tubos;
- Rec é o número de Reynolds para o lado do casco;
- a é uma constante, dada por:

$$a = \frac{a_3}{1 + 0,14 (Rec)^{a_4}} \quad (4.15)$$

a_1 , a_2 , a_3 e a_4 são constantes dadas pela Tabela 4.1.

O número de Reynolds para o lado do casco é dado por:

$$Rec = \frac{G_c \cdot d_2}{\mu_c} \quad (4.16)$$

com:

$$G_c = W_c / S_m \quad (4.17)$$

Nesta equação, W_c é a vazão mássica para o fluido escoando no lado do casco e S_m é a área de escoamento na linha central do trocador.

Para tubos arranjados geometricamente de forma triangular e quadrada, S_m é dada por:

Tabela 4.1 - Coeficientes para o cálculo de jideal para a equação 4.14

Arranjo	Rec	a1	a2	a3	a4
Triangular	10 ⁵ - 10 ⁴	0,321	- 0,388	1,450	0,519
	10 ⁴ - 10 ³	0,321	- 0,388		
	10 ³ - 10 ²	0,593	- 0,477		
	10 ² - 10	1,360	- 0,657		
	< 10	1,400	- 0,667		
Quadrado Rotacionado	10 ⁵ - 10 ⁴	0,370	- 0,369	1,930	0,500
	10 ⁴ - 10 ³	0,370	- 0,396		
	10 ³ - 10 ²	0,730	- 0,500		
	10 ² - 10	0,498	- 0,656		
	< 10	1,550	- 0,667		
Quadrado	10 ⁵ - 10 ⁴	0,370	- 0,395	1,187	0,370
	10 ⁴ - 10 ³	0,107	- 0,266		
	10 ³ - 10 ²	0,408	- 0,460		
	10 ² - 10	0,900	- 0,631		
	< 10	0,970	- 0,667		

$$Sm = L3 \left[(D1 - d3) + \left(\frac{d3 - d2}{P1} \right) (P1 - d2) \right] \quad (4.18.a)$$

Para arranjo quadrado rotacionado, Sm é dada por:

$$Sm = L3 \left[(D1 - d3) + \frac{(d3 - d2)}{Pn} (P1 - d2) \right] \quad (4.18.b)$$

onde:

- L3 é o espaçamento entre as chicanas;
- D1 é o diâmetro interno do casco;
- d3 é o diâmetro do feixe de tubos.

Para o cálculo dos fatores de correção, deve-se levar em consideração que o efeito destes fatores combinados para um trocador bem projetado é da ordem de 0,6. Isto quer dizer que o coeficiente de transferência de calor para o lado do casco corresponde a cerca de 60% daquele calculado supondo que todo o escoamento cruzasse o feixe de tubos ideal.

O fator de correção J_c é uma função da fração de tubos do trocador entre as extremidades de duas chicanas adjacentes. Quando o trocador não apresenta tubos nas janelas, J_c tem valor unitário. Para cortes de chicana pequenos, o valor de J_c pode chegar a 1,5 e para cortes de chicana elevados pode chegar a 0,52. Para um trocador bem projetado, J_c deve ser próximo de 1. J_c é dado por:

$$J_c = 0,55 + 0,72.F_c \quad (4.19)$$

Nesta equação, F_c é a fração do número total de tubos que estão em escoamento cruzado entre as extremidades de duas chicanas adjacentes, sendo dada por:

$$F_c = 1 - 2.F_w \quad (4.20)$$

Nesta equação F_w é a fração de tubos em uma janela, que pode ser encontrada por:

$$F_w = \frac{\alpha - \text{sen } \alpha}{2\pi} \quad (4.21)$$

onde:

$$\alpha = 2 \cos^{-1} \left(\frac{D_1 - 2 C_{chi}}{d_3} \right) \quad (4.22)$$

sendo C_{chi} o corte das chicanas.

O fator J_l é uma função de r_m , a razão entre a seção de vazamento de uma chicana e a área de escoamento cruzado entre chicanas adjacentes, e r_s , a razão da área de seção de vazamento entre os tubos e as chicanas. Se as chicanas estiverem muito próximas, J_l vai considerar mais o vazamento entre o casco e as chicanas do que entre os tubos e as chicanas, pois aumenta a proporção de escoamento nos vazamentos relativos ao escoamento cruzado. Para um trocador bem projetado, J_l se encontra entre 0,7 e 0,8. Este fator é calculado por:

$$J_l = 0,44 (1 - r_s) + [1 - 0,44 (1 - r_s)] \exp(-2,2 r_m) \quad (4.23)$$

onde:

$$r_s = \frac{S_{sb}}{S_{sb} + S_{tb}} \quad (4.24)$$

e:

$$r_m = \frac{S_{sb} + S_{tb}}{S_m} \quad (4.25)$$

S_{sb} é a área da seção de vazamento entre o casco e as chicanas, dada por:

$$S_{sb} = \pi D I \frac{\delta_{sb}}{2} \left(1 - \frac{\theta}{2\pi} \right) \quad (4.26)$$

em que:

$$\delta_{sb} = D I - D_{chi} \quad (4.27)$$

e:

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - \frac{2 C_{chi}}{D I} \right) \quad (4.28)$$

onde D_{chi} é o diâmetro da chicana.

S_{tb} é a área da seção de vazamento entre os tubos e as chicanas, dada por:

$$S_{tb} = \frac{1 + F_c}{2} N_t \frac{\pi}{4} \left[(d_2 + \delta_{tb})^2 - d_2^2 \right] \quad (4.29)$$

onde: N_t é o número de tubos no trocador;

e: $\delta_{tb} = 0,973750$ mm para $2.L3 < 914,4$ mm

ou: $\delta_{tb} = 0,396875$ mm para $2.L3 > 914,4$ mm

O fator de correção J_b leva em consideração as diferenças de construção. J_b pode ser obtido pela equação:

$$J_b = \exp \left[- C_b \cdot F_{sbp} \left(1 - \sqrt[3]{2 \cdot r_b} \right) \right] \quad (4.30)$$

com $J_b = 1$ para $r_b > 0,5$

A constante C_b apresenta os seguintes valores:

$C_b = 1,35$ para $Re_c < 100$

$C_b = 1,25$ para $Re_c \geq 100$

O termo F_{sbp} é dado por:

$$F_{sbp} = \frac{S_b}{S_m} \quad (4.31)$$

onde S_b é a área da seção onde escoa a fração desviada do escoamento, dada por:

$$S_b = (D_1 - d_3) L_3 + N_p \frac{d_2}{2} L_3 \quad (4.32)$$

N_p é o número de espaços existentes no feixe de tubos devido às divisórias para mais de uma passagem nos cabeçotes do trocador. Usualmente, admitimos $N_p = 0$.

O parâmetro r_b é dado por:

$$r_b = \frac{N_{ss}}{N_c} \quad (4.33)$$

onde N_{ss} é o número de pares de tiras selantes e N_c o número de fileiras de tubos cruzados entre duas chicanas, dado por:

$$N_c = \frac{D_1 - 2C_{chi}}{pp} \quad (4.34)$$

em que:

$$pp = \frac{P_1 \cotg 30}{2} \quad (4.35)$$

O fator J_r para $Re_c < 20$ pode ser dado por:

$$J_r = J_r^* = \left(\frac{10}{N_{ct}} \right)^{0,18} \quad (4.36)$$

onde N_{ct} é o número de fileiras de tubos cruzados ao longo de todo o trocador, dado por:

$$N_{ct} = (N_b + 1) (N_c + N_{cw}) \quad (4.37)$$

sendo N_{cw} o número de fileiras de tubos cruzados em cada janela e N_b o número de chicanas.

Se $Rec > 100$, considera-se $Jr = 1$, e se $20 < Rec < 100$, temos que:

$$Jr = Jr^* + \frac{Rec - 20}{80} (1 - Jr^*) \quad (4.38)$$

O número de chicanas pode ser obtido por:

$$Nb = \frac{L1 - l1 - l2}{L3} + \quad (4.39)$$

onde $L1$ é o comprimento entre as superfícies internas dos espelhos, dada por:

$$L1 = L - 2.et \quad (4.40)$$

em que et é a espessura de um espelho, dada por:

$$et = 0,1.D1 \quad (4.41)$$

Os valores $l1$ e $l2$ são os espaçamentos entre as chicanas mais extremas e os espelhos de entrada e saída, respectivamente.

Ncw é calculado por:

$$Ncw = \frac{2.hj}{pp} \quad (4.42)$$

onde :

$$hj = 0,4 \left[Cchi - \left(\frac{D1 - d3}{2} \right) \right] \quad (4.43)$$

O fator de correção Js varia entre 0,85 e 1,0, e pode ser calculado por:

$$Js = \frac{(Nb - 1) + (l1^*)^{1-n} + (l2^*)^{1-n}}{(Nb - 1) + l1^* + l2^*} \quad (4.44)$$

onde:

$$l1^* = \frac{l1}{L3} \quad (4.45)$$

e:

$$12^* = \frac{12}{L3} \quad (4.46)$$

Sendo que: $n = 0,6$ para $Rec > 100$
 $n = 1/3$ para $Rec < 100$

4.4.1.2 Perda de Carga

A queda de pressão para o lado do casco, através do método de Bell-Delaware é dado por:

$$\Delta P_c = \Delta P_{cr} + \Delta P_w + \Delta P_e \quad (4.47)$$

onde:

- ΔP_{cr} é a perda de carga no escoamento cruzado entre duas chicanas consecutivas;
- ΔP_w é a perda de carga no escoamento pelas janelas;
- ΔP_e é a perda de carga nas regiões de entrada e saída do casco.

O termo ΔP_{cr} é calculado por:

$$\Delta P_{cr} = \Delta P_{bi} \cdot (N_b - 1) \cdot R_b \cdot R_l \quad (4.48)$$

onde:

- ΔP_{bi} é a perda de carga para um feixe de tubos ideal;
- R_b é o fator de correção para o desvio devido à folga existente entre o feixe de tubos e o casco;
- R_l é o fator de correção para os vazamentos entre os tubos e as chicanas e entre o casco e as chicanas.

A perda de carga num feixe de tubos ideal correspondente a uma seção de escoamento cruzado é dada por:

$$\Delta P_{bi} = 4 \cdot f_{id} \cdot N_c \cdot \frac{(W_c / S_m)^2}{2 \rho_c} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_{WC}} \right)^{0,14} \quad (4.49)$$

Nesta equação, ρ_c é a densidade do fluido escoando no casco.

O coeficiente de atrito f_{id} é dado por:

$$fid = b1 \cdot \left(\frac{1,33}{p1/d2} \right)^b \cdot (Rec)^{b2} \quad (4.50)$$

sendo que:

$$b = \frac{b3}{1 + 0,14 (Rec)^{b4}} \quad (4.51)$$

As constantes b1, b2, b3 e b4 são dadas na Tabela 4.2.

O fator de correção Rb faz o mesmo tipo de correção que Jb, porém com magnitude diferente. Rb varia entre 0,5 e 0,8, e pode ser calculado por:

$$Rb = \exp [-cp \cdot Fsbp \cdot (1 - 2 \cdot rb)] \quad (4.52)$$

sendo que Rb = 1 para rb > 0,5

A constante cp apresenta os seguintes valores:

$$cp = 4,5 \text{ para } Rec < 100$$

$$cp = 3,7 \text{ para } Rec \geq 100$$

O fator de correção Rl também tem definição análoga à do fator Jl, porém com magnitude diferente. Rl varia entre 0,4 e 0,5, podendo ser encontrado por:

$$Rl = \exp [-1,33 \cdot (1 + rs) \cdot (rm)^{pib}] \quad (4.53)$$

onde:

$$pib = -0,15 \cdot (1 + rs) + 0,8 \quad (4.54)$$

A queda de pressão no escoamento pelas janelas é dada por:

$$\Delta Pw = Nb \cdot \Delta Pwi \cdot Rl \quad (4.55)$$

onde ΔPwi é a perda de carga em uma janela onde não ocorrem vazamentos ou desvios. ΔPwi pode ser calculado por:

$$\Delta Pwi = (2 + 0,6 \cdot Ncw) \frac{Gw^2}{2 \cdot \rho c} \quad \text{para } Rec > 100 \quad (4.56)$$

ou:

Tabela 4.2 - Coeficientes para o cálculo de fid para a equação 4.50

Arranjo	Rec	b1	b2	b3	b4
Triangular	$10^5 - 10^4$	0,372	- 0,123	7,000	0,500
	$10^4 - 10^3$	0,486	- 0,152		
	$10^3 - 10^2$	0,570	- 0,476		
	$10^2 - 10$	45,100	- 0,973		
	< 10	48,000	- 1,000		
Quadrado Rotacionado	$10^5 - 10^4$	0,303	- 0,126	6,590	0,520
	$10^4 - 10^3$	0,333	- 0,136		
	$10^3 - 10^2$	3,500	- 0,476		
	$10^2 - 10$	26,200	- 0,913		
	< 10	32,000	- 1,000		
Quadrado	$10^5 - 10^4$	0,391	- 0,148	6,300	0,378
	$10^4 - 10^3$	0,082	0,022		
	$10^3 - 10^2$	6,090	- 0,602		
	$10^2 - 10$	32,100	- 0,963		
	< 10	35,000	- 1,000		

$$\Delta P_{wi} = 26 \cdot \left(\frac{N_{cw}}{PI - d_2} + \frac{L_3}{Dw^2} \right) \cdot \frac{\mu c \cdot Gw}{\rho c} + \frac{2 \cdot Gw^2}{2 \cdot \rho c} \quad \text{para Rec} < 100 \quad (4.57)$$

onde Gw é o fluxo de massa baseado na média geométrica da área do escoamento cruzado Sm e pela área da seção de escoamento por uma janela Sw , dado por:

$$Gw = \frac{Wc}{(Sm \cdot Sw)^{1/2}} \quad (4.58)$$

em que:

$$Sw = Swg - Swt \quad (4.59)$$

Swg é a área total da janela, dada por:

$$S_{wg} = 0,5 \cdot \left(\frac{D1}{2} \right)^2 \cdot (\theta - \text{sen } \theta) \quad (4.60)$$

S_{wt} é a área da janela ocupada pelos tubos, dada por:

$$S_{wt} = \frac{1 - Fc}{2} \cdot Nt \cdot \frac{\pi \cdot d2^2}{4} \quad (4.61)$$

D_w é o diâmetro hidráulico da janela, dado por:

$$D_w = 4 \cdot \frac{S_w}{\left(\frac{1 - Fc}{2} \right) \cdot NN \cdot \pi \cdot d2 + \theta \cdot D1} \quad (4.62)$$

A perda de carga nas regiões de entrada e saída do casco é dada por:

$$\Delta P_e = \Delta P_{bi} \cdot \left(1 + \frac{N_{cw}}{N_c} \right) \cdot R_b \cdot R_s \quad (4.63)$$

onde R_s é o fator de correção que considera a diferença entre os espaçamentos das chicanas de entrada e saída, sendo dado por:

$$R_s = (11^*)^{-m} + (12^*)^{-m} \quad (4.64)$$

com: $m = 0,6$ para $Rec > 100$

$m = 1,0$ para $Rec < 100$

Uma vez determinados os coeficientes de película e as perdas de carga nos lados dos tubos e do casco, o dimensionamento termohidráulico do equipamento está terminado. Apresentamos a seguir duas sistemáticas de cálculo para o dimensionamento dos trocadores como um todo.

4.5 O CÁLCULO DOS TROCADORES PELO MÉTODO DAS DIFERENÇAS DE TEMPERATURA

Para o projeto completo de trocadores de calor, poucas metodologias estão disponíveis na literatura. A primeira sistemática de cálculo detalhado de um trocador de calor foi proposta por Kern (1950). Kern considerou o problema do projeto do trocador casco e tubo como um todo, levando em conta as considerações de construção, escoamento no lado dos tubos, formação de depósitos, diferença média de temperaturas e o escoamento no lado da carcaça.

Ao considerar todos estes fatores, Kern propôs uma sistemática de cálculo muito simples, baseado nas diferenças de temperaturas, sendo até hoje o método mais divulgado na literatura aberta. Esta sistemática pode ser aplicada, qualquer que seja o método para o cálculo dos coeficientes de película e das perdas de carga. A Figura 4.2 apresenta o algoritmo proposto por Kern na forma de um diagrama de blocos, podendo ser facilmente implementado computacionalmente.

Esta sistemática, no entanto, apresenta alguns problemas quando da sua aplicação, pois é baseada em tentativa e erro, dependendo em muito da experiência do projetista. Alguns pontos são bastante questionáveis, como por exemplo o arbitramento de um coeficiente global de troca térmica. Este valor é encontrado de forma tabelado na literatura, e em alguns casos, a faixa de utilização deste valor é muito grande, causando certas dificuldades no momento da escolha, podendo levar a valores muito diferentes do real. Outro ponto bastante questionável é que se deve inicialmente partir de uma configuração de trocador, e à medida que a perda de carga para o lado dos tubos não é satisfeita, por exemplo, o projetista deve modificar algumas variáveis, como por exemplo o número de passagens nos tubos. Acontece que esta sistemática não propõe nenhuma forma sequenciada de fazer estas alterações, deixando totalmente a critério do projetista as escolhas a serem feitas. O mesmo ocorre em relação à perda de carga no lado do casco. Quando este valor não é satisfeito, devem ser feitas, por exemplo, modificações no espaçamento entre as chicanas. Por fim, tem-se ainda o problema do fator de incrustação, que também tem um limite a ser respeitado.

Desta forma, embora seja de fácil aplicação, esta sistemática é altamente dependente da experiência do projetista, não garantindo que o trocador calculado, ainda que satisfazendo todas as restrições de perda de carga e incrustação seja o melhor para as condições de operação do problema.

Uma sistemática de cálculo alternativa, com um sequenciamento melhor definido na tomada das decisões é apresentado a seguir.

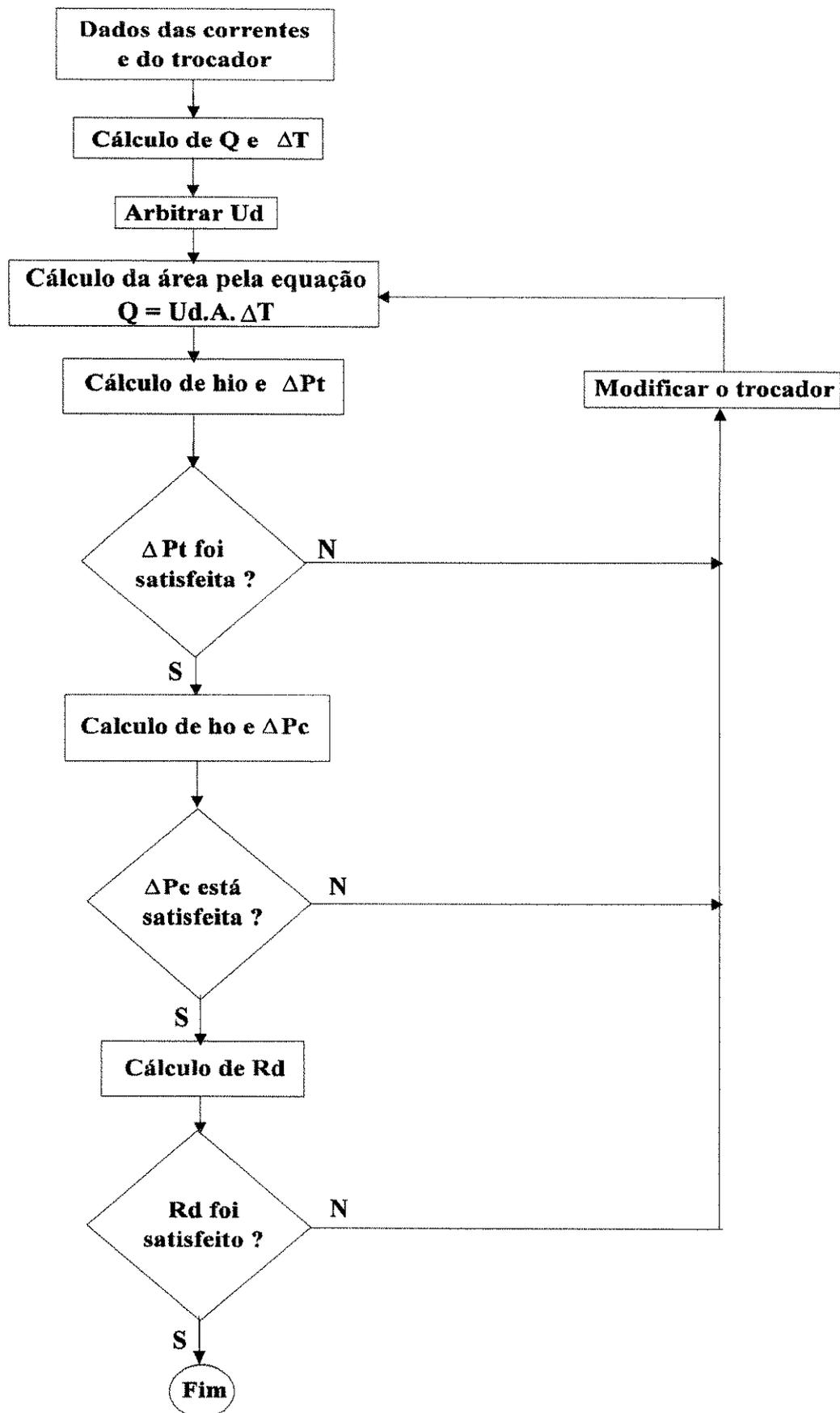


Figura 4.2 - Método das diferenças de temperatura

4.6 UMA SISTEMÁTICA ALTERNATIVA

Uma metodologia alternativa à apresentada por Kern foi por nós proposta em Ravagnani (1989), e pode ser verificada na forma de diagrama de blocos na Figura 4.3.

Esta sistemática traz algumas alterações à proposta por Kern. Primeiramente, o coeficiente global de transferência de calor é sempre calculado, evitando-se o arbitramento inicial. Para que isto não ocorra, é necessário que se parta de um trocador pré-estabelecido. Isto é conseguido utilizando-se uma tabela padrão, fornecida pelos fabricantes de trocadores de calor, dada em TEMA (1978) e apresentada na Tabela 4.3. Para esta tabela, definidos o comprimento e o diâmetro dos tubos, o espaçamento entre centros de tubos adjacentes ou "pitch" e a disposição geométrica dos mesmos, o primeiro trocador é testado, com um diâmetro de carcaça igual a 205 mm. A fim de que a perda de carga disponível nos tubos seja bem utilizada, propõe-se que o trocador tenha o máximo número de passagens nos tubos, ou seja, para esta tabela, igual a 8.

Calcula-se a área e o coeficiente global de troca térmica para este trocador. A seguir, o coeficiente de película e a perda de carga para o lado dos tubos são calculados. Se a perda de carga não for satisfeita, diminui-se o número de passagens nos tubos e repete-se o procedimento. Se o número de passagens for 2 e a perda de carga ainda não tiver sido satisfeita, deve-se aumentar o tamanho do trocador, e o trocador com o diâmetro imediatamente superior será testado. O número de passagens mínimo é 2 porque na maioria dos casos trabalhamos com trocadores do tipo 1-2.

Quando a perda de carga nos tubos tiver sido satisfeita, passa-se para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga no lado do casco. Neste caso, inicia-se com o mínimo espaçamento entre as chicanas, com a finalidade de aproveitar ao máximo a perda de carga permitida. De acordo com TEMA (1978), este espaçamento pode variar entre D_1 e $D_1/5$. Se a perda de carga não tiver sido satisfeita, aumenta-se o espaçamento entre as chicanas. Se este valor chegar ao seu limite máximo e a queda de pressão ainda não estiver satisfeita, o trocador deve ser aumentado e o procedimento todo se repete.

Por fim, o fator de incrustação é calculado. Se este valor for menor que o permitido, deve-se aumentar o trocador, pois o mesmo está subdimensionado. O procedimento se repete até que o fator de incrustação seja satisfeito.

Com o trocador dimensionado, tem-se a certeza de que este foi o menor trocador a satisfazer as condições de operação.

Este procedimento possui um sequenciamento bem definido, sendo muito útil para aplicação computacional, pois evita a interação excessiva do projetista com a máquina.

Por fim, tem-se sempre o menor trocador a satisfazer as condições de processo, com o coeficiente global de troca térmica calculado ao invés de arbitrado.

Tabela 4.3 - Padronização dos trocadores

D1(mm)	d3(mm)	d2(mm)	Arranjo	P1(mm)	Número de passagens nos tubos				
					1	2	4	6	8
205,00	173,25	19,05	△	23,79	38	32	26	24	18
		19,05	□	25,40	32	26	20	20	
		19,05	△	25,40	37	30	24	16	
		25,40	□	31,75	21	16	16	14	
		25,40	△	31,75	22	18	16	14	
254,31	222,76	19,05	△	23,79	62	56	47	42	36
		19,05	□	25,40	52	52	40	36	
		19,05	△	25,40	61	52	48	48	
		25,40	□	31,75	32	32	26	24	
		25,40	△	31,75	37	32	28	28	
304,80	260,35	19,05	△	23,79	109	98	86	82	60
		19,05	□	25,40	80	72	68	68	
		19,05	△	25,40	90	84	72	70	
		25,40	□	31,75	48	44	40	38	
		25,40	△	31,75	57	52	44	42	
336,55	304,80	19,05	△	23,79	127	114	96	90	86
		19,05	□	25,40	95	90	81	77	
		19,05	△	25,40	110	101	90	88	
		25,40	□	31,75	60	56	51	46	
		25,40	△	31,75	67	63	56	54	
387,35	355,60	19,05	△	23,79	170	160	140	136	128
		19,05	□	25,40	138	132	116	112	
		19,05	△	25,40	163	152	136	133	
		25,40	□	31,75	88	82	75	70	
		25,40	△	31,75	96	92	86	84	
438,15	406,40	19,05	△	23,79	239	224	194	188	178
		19,05	□	25,40	188	178	168	164	
		19,05	△	25,40	211	201	181	176	
		25,40	□	31,75	112	110	102	98	
		25,40	△	31,75	130	124	116	110	
488,95	457,20	19,05	△	23,79	301	282	252	244	234
		19,05	□	25,40	236	224	216	208	
		19,05	△	25,40	273	256	242	236	
		25,40	□	31,75	148	142	136	129	
		25,40	△	31,75	172	162	152	148	
533,40	488,95	19,05	△	23,79	361	342	314	306	290
		19,05	□	25,40	276	264	246	240	
		19,05	△	25,40	318	308	279	269	
		25,40	□	31,75	170	168	157	150	
		25,40	△	31,75	199	188	170	164	

Tabela 4.3 - (Cont.) Padronização dos trocadores

D1(mm)	d3(mm)	d2(mm)	Arranjo	P1(mm)	Número de passagens nos tubos				
					1	2	4	6	8
590,55	546,10	19,05	△	23,79	442	420	386	378	364
		19,05	□	25,40	341	321	308	296	292
		19,05	△	25,40	381	369	349	326	328
		25,40	□	31,75	210	199	197	186	184
		25,40	△	31,75	247	230	216	208	202
635,00	593,73	19,05	△	23,79	531	506	468	446	434
		19,05	□	25,40	397	391	370	360	343
		19,05	△	25,40	470	452	422	394	382
		25,40	□	31,75	250	248	224	216	210
		25,40	△	31,75	294	282	256	252	242
685,80	644,53	19,05	△	23,79	637	602	550	536	524
		19,05	□	25,40	465	452	427	418	408
		19,05	△	25,40	559	534	488	474	464
		25,40	□	31,75	286	275	267	257	250
		25,40	△	31,75	349	334	302	296	286
736,60	695,33	19,05	△	23,79	721	692	640	620	594
		19,05	□	25,40	554	542	525	509	500
		19,05	△	25,40	630	604	556	538	508
		25,40	□	31,75	348	340	322	314	313
		25,40	△	31,75	397	376	354	334	316
787,40	746,13	19,05	△	23,79	847	822	766	722	720
		19,05	□	25,40	633	616	590	586	570
		19,05	△	25,40	745	728	678	666	640
		25,40	□	31,75	402	390	366	360	348
		25,40	△	31,75	472	454	430	420	400
838,20	796,23	19,05	△	23,79	974	938	872	852	826
		19,05	□	25,40	742	713	687	683	672
		19,05	△	25,40	856	830	774	760	732
		25,40	□	31,75	460	453	430	420	414
		25,40	△	31,75	538	522	486	470	454
889,00	847,73	19,05	△	23,79	1102	1068	1004	988	958
		19,05	□	25,40	827	811	773	762	756
		19,05	△	25,40	970	938	882	864	848
		25,40	□	31,75	517	513	487	486	480
		25,40	△	31,75	608	592	566	546	532
939,80	895,35	19,05	△	23,79	1142	1200	1144	1104	1078
		19,05	□	25,40	929	902	880	870	852
		19,05	△	25,40	1090	1042	982	966	958
		25,40	□	31,75	588	580	555	544	538
		25,40	△	31,75	678	664	632	614	598

Tabela 4.3 - (Cont.) Padronização dos trocadores

D1(mm)	d3(mm)	d2(mm)	Arranjo	P1(mm)	Número de passagens nos tubos				
					1	2	4	6	8
990,60	946,15	19,05	△	23,79	1377	1330	1258	1248	1212
		19,05	□	25,40	1025	1012	984	964	952
		19,05	△	25,40	1206	1176	1128	1100	1078
		25,40	□	31,75	645	637	619	610	605
		25,40	△	31,75	766	736	700	688	672
1066,80	1022,35	19,05	△	23,79	1611	1580	1498	1464	1456
		19,05	□	25,40	1201	1171	1144	1109	1087
		19,05	△	25,40	1409	1378	1314	1296	1280
		25,40	□	31,75	745	728	708	686	680
		25,40	△	31,75	890	878	834	808	800
1117,60	1073,15	19,05	△	23,79	1782	1738	1650	1624	1592
		19,05	□	25,40	1349	1327	1286	1270	1252
		19,05	△	25,40	1562	1535	1464	1422	1394
		25,40	□	31,75	856	837	809	778	763
		25,40	△	31,75	990	966	921	888	871
1219,20	1168,40	19,05	△	23,79	1965	1908	1834	1801	1766
		19,05	□	25,40	1620	1598	1553	1535	1505
		19,05	△	25,40	1827	1845	1766	1724	1690
		25,40	□	31,75	1029	1010	975	959	940
		25,40	△	31,75	1188	1163	1098	1076	1055
1320,00	1270,00	19,05	△	23,79	2347	2273	2178	2152	2110
		19,05	□	25,40	1918	1890	1848	1826	1790
		19,05	△	25,40	2212	2183	2092	2050	2010
		25,40	□	31,75	1216	1196	1167	1132	1110
		25,40	△	31,75	1405	1375	1323	1287	1262
1422,40	1371,60	19,05	△	23,79	2704	2660	2556	2526	2489
		19,05	□	25,40	2241	2214	2167	2142	2110
		19,05	△	25,40	2588	2545	2446	2409	2373
		25,40	□	31,75	1420	1400	1371	1333	1307
		25,40	△	31,75	1638	1605	1549	1501	1472
1524,00	1473,00	19,05	△	23,79	3399	3343	3232	3195	3162
		19,05	□	25,40	2587	2556	2510	2485	2460
		19,05	△	25,40	2987	2945	2827	2798	2770
		25,40	□	31,75	1639	1615	1587	1553	1522
		25,40	△	31,75	1889	1851	1797	1761	1726

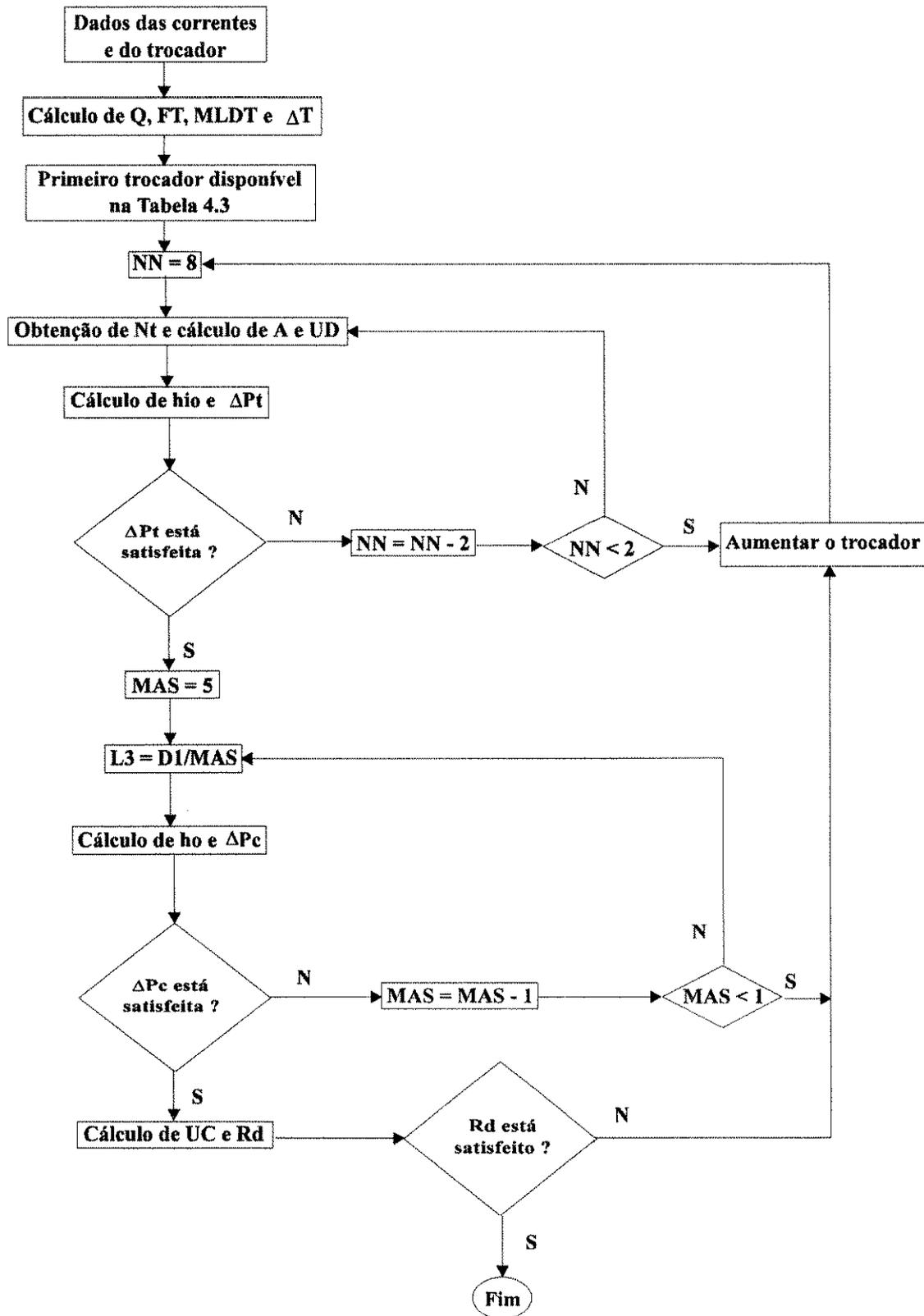


Figura 4.3 - Sistemática alternativa à de Kern

4.7 CONCLUSÕES

Neste capítulo apresentamos de forma sequenciada as equações para o dimensionamento termohidráulico de trocadores de calor do tipo casco e tubo.

Inicialmente, mostrou-se a diferença entre os tipos de escoamento, para os lados dos tubos e do casco. Evidentemente, o escoamento do lado do casco é o que apresenta as maiores complicações, devido a sua natureza. De acordo com a literatura, o método de Bell-Delaware é o mais recomendado para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga para o fluido escoando no lado da carcaça sem mudança de fase.

Por fim, apresentamos a sistemática de cálculo do trocador como um todo, proposta por Kern (1950) e ainda bastante utilizada, e a sistemática alternativa por nós proposta em Ravagnani (1989). A segunda metodologia é mais interessante do ponto de vista computacional, pois apresenta um sequenciamento das tarefas mais bem definido com relação às decisões a serem tomadas durante o projeto do trocador. Além disso, apresenta sempre a vantagem do cálculo do coeficiente global de troca térmica, ao invés do arbitramento, o que poderia levar a valores muito distantes do real, garantindo ainda que o trocador a satisfazer as condições do processo é o menor disponível dentro da padronização existente.

CAPÍTULO 5

INCORPORAÇÃO DO DIMENSIONAMENTO TERMOHIDRÁULICO À SÍNTESE DE RTC

5.1 INTRODUÇÃO

Os procedimentos existentes para síntese de RTC envolvem o uso de coeficientes de película arbitrados no início do projeto. No entanto, depois da rede sintetizada, os coeficientes de película para os fluidos escoando nos lados dos tubos e do casco podem ser muito diferentes dos arbitrados inicialmente. Além disso, variáveis muito importantes como as perdas de carga e as incrustações, as quais são fatores importantes no dimensionamento dos trocadores, não são consideradas. Isto pode levar a grandes diferenças entre os resultados relativos a custo e tamanho do trocador obtido pelo projetista da rede e pelo projetista do trocador.

Consequentemente, estas diferenças estarão refletidas na otimização realizada antes da síntese da rede com relação aos custos de capital e energia.

Os primeiros trabalhos desenvolvidos mostrando a preocupação de incorporar à síntese da RTC o dimensionamento detalhado dos equipamentos foram apresentados por Polley e Panjeh Shahi (1991) e Panjeh Shahi (1992). A seguir apresentaremos de forma sucinta o procedimento desenvolvido por estes autores.

5.2 A FIXAÇÃO DA PERDA DE CARGA

Panjeh Shahi (1992) apresentou uma metodologia para a síntese de redes levando em consideração a perda de carga nos trocadores. Todo o seu trabalho está baseado nas equações propostas por Jejede (1990), relacionando a área de transferência de calor, o coeficiente de película e a perda de carga para os lados dos tubos e do casco. A correlação para o lado do casco foi desenvolvida baseando-se nas equações propostas por Kern (1950).

Utilizando o método de Bell-Delaware, Panjeh Shahi (1992) propôs um novo algoritmo para o dimensionamento dos trocadores. O método consiste em resolver simultaneamente as seguintes equações abaixo, e foi apresentado em Polley et al. (1991):

$$\Delta P_t = K_t \cdot A \cdot ht^{3,5} \quad (5.1)$$

$$\Delta P_c = (K_{c1} \cdot A + K_{c2}) \cdot hc^2 \quad (5.2)$$

$$A = \frac{Q}{FT \cdot MLDT} \cdot \left[\frac{1}{hc} + R_{dc} + \left(\frac{1}{ht} + R_{dt} \right) \cdot \left(\frac{d_2}{d_1} \right) \right] \quad (5.3)$$

onde:

- K_t é uma constante que depende da vazão e das propriedades físicas do fluido escoando nos tubos;
- K_{c1} e K_{c2} são funções complexas envolvendo as propriedades físicas, a geometria do casco, o fator de atrito e o fator de Colburn ideais para o método de Bell-Delaware;
- R_{dc} e R_{dt} são os fatores de incrustação para os lados do casco e dos tubos, respectivamente
- d_2 e d_1 são os diâmetros externo e interno do tubo, respectivamente.

A resolução simultânea das equações (5.1) a (5.3) fornece os coeficientes de película e a área de troca térmica. Com estes valores, os detalhes mecânicos do trocador podem ser obtidos .

A partir deste modelo para o dimensionamento dos trocadores, Panjeh Shahi propõe um novo algoritmo para o cálculo da área mínima da RTC antes de sua síntese, e, conseqüentemente, um novo procedimento para a síntese de RTC.

5.2.1 Cálculo da Área Mínima

Comumente se utiliza o arbitramento dos coeficientes de película para a determinação da área mínima na etapa da pré-análise, antes da síntese da RTC, e posteriormente estes coeficientes são utilizados durante a síntese. O trabalho de Panjeh Shahi (1992) trouxe uma contribuição interessante no sentido de substituir o arbitramento dos coeficientes de película pela fixação das perdas de carga para os lados do casco e dos tubos. Desta forma, os coeficientes de película podem ser calculados, evitando-se as grandes diferenças entre os valores arbitrados e os valores reais para os fluidos escoando nos trocadores.

Neste sentido, Panjeh Shahi (1992) apresentou novas equações que incorporavam a perda de carga no cálculo da área mínima. Segundo o autor, a equação (3.1) pode ser escrita na seguinte forma:

$$A_{min} = \sum_{j=1}^J A_j \quad (5.4)$$

onde:

$$A_j = \sum_{i=1}^I \left(\frac{q_{ji}}{\Delta T_{LM,i}} \right) \left(\frac{1}{h_j} \right) \quad (5.5)$$

A_j é denominado contribuição de área da corrente j . O mesmo ocorre com as equações que relacionam a perda de carga e o coeficiente de película:

$$\Delta P_j = K_j \cdot A_{c,j} \cdot (h_{c,j})^m \quad (5.6)$$

onde:

- ΔP_j é a perda de carga especificada para a corrente j ;
- K_j é a constante K relativa à corrente j ;
- $A_{c,j}$ é a área instalada (área de contato) na corrente j ;
- $h_{c,j}$ é o coeficiente de película sem levar em consideração a incrustação na corrente j .

A área de contato na corrente j é dada por:

$$A_{c,j} = \sum_{i=1}^I \left(\frac{q_{ji}}{\Delta T_{LM,i}} \right) \left(\frac{1}{h_j} + R_{opp,j} \right)_i \quad (5.7)$$

e:

$$R_{opp,j} = \sum_{k=1}^K \left(\frac{CP_k}{\sum_{k=1}^K CP_k} \right) \frac{1}{hk} \quad (5.8)$$

onde:

- $R_{opp,j}$ é a resistência das correntes opostas (correntes com as quais a corrente j pode trocar calor no intervalo) à corrente j ;
- k é o número de correntes oposta à corrente j ;
- CP_k é a capacidade térmica da corrente k ;
- hk é o coeficiente de película da corrente k .

A área mínima de transferência de calor em termos das áreas de contato das correntes é dado por:

$$A_{min} = \frac{1}{2} \cdot \sum_{j=1}^J Ac_j \quad (5.9)$$

O coeficiente de película levando em consideração a incrustação das correntes é dado por:

$$h_j = \frac{hc_j}{1 + Rd_j \cdot hc_j} \quad (5.10)$$

onde Rd_j é o fator de incrustação da corrente j .

Com estas equações Panjeh Shahi propôs um algoritmo para determinação da área mínima levando em consideração a fixação das perdas de carga ao invés do arbitramento dos coeficientes de película. O seu algoritmo consiste em resolver a equação (5.6) juntamente com as J (número total de correntes) equações para área de contato (5.4) e as J equações (5.3) para perda de carga. Com a resolução destas equações obtém-se a área mínima de transferência de calor, as J áreas de contato e os J coeficientes de película, num sistema de $2J+1$ equações e $2J+1$ variáveis.

Utilizando este algoritmo é possível obter a área mínima de troca térmica antes da síntese da RTC através da especificação das perdas de carga das correntes, dispensando o arbitramento inicial dos coeficientes de película.

O passo seguinte é a síntese da rede.

5.2.2 Síntese de RTC

A síntese da RTC utilizando o algoritmo proposto por Panjeh Shahi também segue três etapas distintas, como nos procedimentos convencionais em síntese de redes, utilizando coeficientes de película arbitrados. A diferença está no estágio da pré-análise, onde ao invés de se arbitrar valores para os coeficientes de película, fixa-se a perda de carga para cada corrente. Utilizando-se o algoritmo proposto calcula-se a área mínima de troca térmica e os valores dos coeficientes de película. Com estes valores a rede é sintetizada utilizando-se o MPE e depois sofre um refinamento, com a finalidade de reduzir o número de equipamentos e readequar os trocadores na rede, obtendo assim a configuração final da mesma.

5.2.3 Dimensionamento Detalhado dos Trocadores

Uma vez obtida a rede final, os trocadores são dimensionados de forma detalhada. É importante salientar que Panjeh Shahi (1992) prevê apenas o dimensionamento térmico dos trocadores, ou seja, o cálculo dos coeficientes de película, uma vez que as perdas de carga são fixadas no início do projeto para cada corrente de processo. Quando uma corrente passa por mais de um trocador, a sua perda de carga inicial é dividida proporcionalmente de forma linear de acordo com a área pré-estabelecida para os trocadores da rede. Este trabalho é realizado para todos os trocadores, de forma que cada um tenha as suas perdas de carga definidas.

O dimensionamento térmico dos trocadores é realizado, calculando-se primeiramente os coeficientes de película. Em seguida os detalhes mecânicos dos trocadores são calculados, como os comprimentos dos tubos e os cortes para as chicanas. Por este motivo, os trocadores obtidos com a aplicação deste algoritmo não seguem a padronização existente proposta pela TEMA (1978), uma vez que nestes casos os comprimentos e os cortes para as chicanas obtidos são valores muito diferentes dos padronizados.

A seguir, apresentamos uma metodologia alternativa, onde o dimensionamento termohidráulico dos trocadores é realizado baseado na padronização da TEMA (1978).

5.3 INCORPORANDO O DIMENSIONAMENTO À SÍNTESE DE RTC

No presente trabalho, propomos uma sistemática para a incorporação do dimensionamento termohidráulico à rede sintetizada.

A síntese da RTC é realizada utilizando-se os procedimentos convencionais e o MPE. Inicialmente os coeficientes de película são arbitrados. A partir destes valores e dos demais dados das correntes de processo, são realizadas as etapas de pré-análise e síntese. Depois da rede sintetizada, a mesma é evoluída, e utilizando a padronização existente, faz-se o dimensionamento termohidráulico dos trocadores, seguindo a metodologia apresentada no Capítulo 4.

A grande diferença entre esta metodologia e a proposta por Panjeh Shahi (1992) é que, além do cálculo dos coeficientes de película, as perdas de carga também são calculadas, ao invés de simplesmente fixadas, supondo que os trocadores vão operar com aquela perda de carga a eles atribuída.

O cálculo das perdas de carga é realizado fixando-se valores limites permissíveis para as mesmas nos lados da carcaça e dos tubos. Estes valores limites para as perdas de carga em cada trocador são determinados fazendo-se uma distribuição linear da perda de carga disponível nas correntes em relação ao calor trocado em cada equipamento. Esta escolha foi feita em função de que a área calculada na etapa da síntese da RTC não leva em conta as perdas de carga nem as incrustações, além de se trabalhar com coeficientes de película arbitrados. Desta forma, ela serve apenas como uma estimativa inicial para que se obtenha a quantidade de calor trocado no equipamento. Com a quantidade de calor para cada trocador obtida depois da rede sintetizada e evoluída, parte-se para o cálculo da área de troca térmica, dos coeficientes de película e do coeficiente global de transferência de calor, das perdas de carga e das incrustações para as correntes escoando nos lados da carcaça e dos tubos.

Com o algoritmo proposto no Capítulo 4, temos a garantia de que os trocadores obtidos são sempre os menores a satisfazer as condições de operação das correntes do processo, além de seguirem a padronização existente na literatura.

Utilizando-se este algoritmo, um programa computacional foi desenvolvido, sendo apresentado no Capítulo 6 deste trabalho.

5.4 - CONCLUSÕES

Neste capítulo foi apresentada a importância de se incorporar a perda de carga no cálculo de redes de trocadores de calor. Por ser um assunto recente, poucos trabalhos versando sobre o assunto estão disponíveis na literatura.

O trabalho de Panjeh Shahi (1992) substitui o arbitramento inicial dos coeficientes de película pela fixação das perdas de carga para cada trocador. Um novo algoritmo para o cálculo da área mínima da rede na etapa da pré-análise é proposto. Uma vez sintetizada a rede utilizando-se o MPE, a rede é evoluída e os trocadores são termicamente dimensionados.

Neste trabalho, propõe-se alternativamente ao trabalho de Panjeh Shahi (1992) o dimensionamento termohidráulico dos trocadores. Isto é feito tomando como estimativa inicial o arbitramento dos coeficientes de película. Depois da rede sintetizada e evoluída, os seus trocadores tem os limites de perda de carga para cada corrente definidos proporcionalmente à quantidade de calor trocado. Em seguida, utilizando-se a sistemática proposta no Capítulo 4, os trocadores são dimensionados, levando em consideração as perdas de carga e incrustações e seguindo a padronização existente na literatura.

A metodologia por nós proposta é, portanto, mais abrangente, uma vez que as perdas de carga não são simplesmente fixadas, mas calculadas. Além disso, os trocadores calculados são os de menor tamanho com o máximo aproveitamento das perdas de carga disponíveis e incrustações permitidas, levando a resultados que satisfazem a condições de operação reais.

CAPÍTULO 6

PROGRAMA DESENVOLVIDO

6.1 INTRODUÇÃO

Utilizando-se dos algoritmos apresentados nos Capítulos 3, 4 e 5, um programa computacional foi desenvolvido visando obter uma rede ótima com a MRE, o NMU, com o custo global mínimo e com o dimensionamento termohidráulico dos trocadores da rede.

O programa foi desenvolvido na forma modular, composto por um programa principal e diversos módulos, cada um deles desenvolvendo uma tarefa específica.

Neste capítulo serão apresentados e discutidos os diagramas de bloco referentes ao programa principal e aos módulos de cálculo a ele associados, desenvolvidos neste trabalho. Alguns exemplos de cálculo serão também apresentados à medida que o desenvolvimento dos módulos for sendo descrito.

Inicialmente, será apresentado o diagrama de blocos referente ao programa principal. Em seguida, cada um dos módulos desenvolvidos será apresentado, com a aplicação de um exemplo a fim de ilustrar sua utilização. Finalmente um problema industrial será resolvido utilizando-se o programa desenvolvido.

6.2 - PROGRAMA PRINCIPAL

O programa desenvolvido neste trabalho foi organizado na forma modular, sendo composto pelo programa principal e seis módulos de cálculo gerenciados por ele. O programa foi desenvolvido em linguagem FORTRAN, podendo ser utilizado em microcomputadores do tipo 386 ou superiores.

A Figura 6.1 apresenta o diagrama de blocos referente ao programa desenvolvido. O programa é executado seguindo uma seqüência de cálculos. Inicialmente o programa principal chama o módulo Entrada de Dados. Em seguida, o módulo Otimização do ΔT_{min} e o Síntese da Rede são acionados, nesta ordem. Logo após, os módulos Evolução da Rede, Dimensionamento dos Equipamentos e Saída de Resultados são utilizados, seqüencialmente.

Para um perfeito entendimento, os módulos de cálculo serão apresentados individualmente e na seqüência de suas utilizações, de acordo com a lógica do programa.

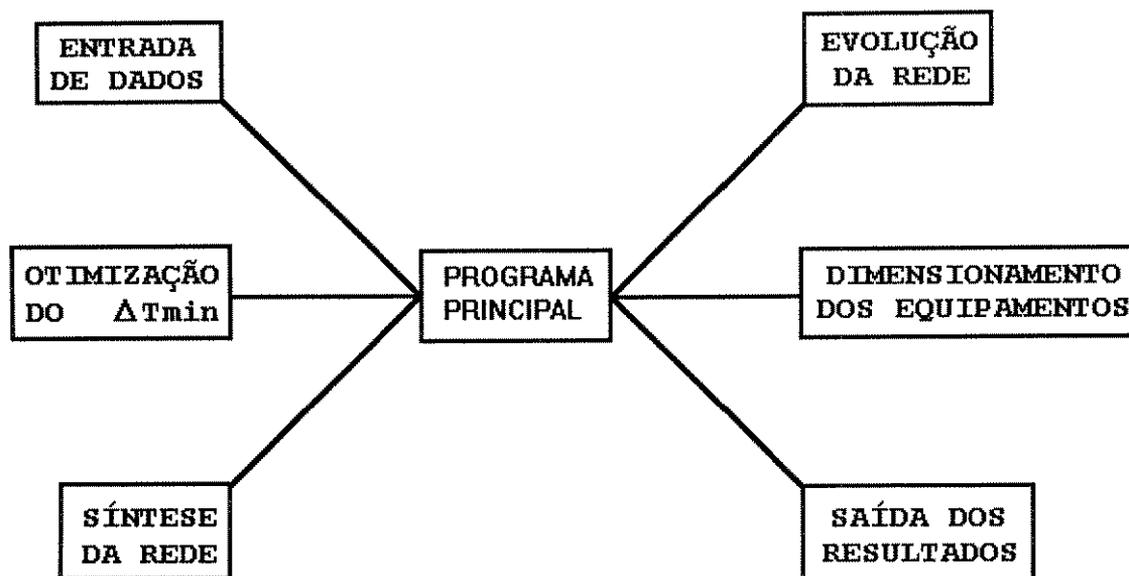


Figura 6.1 - Diagrama de blocos para o programa desenvolvido

6.3 - MÓDULO ENTRADA DE DADOS

Neste módulo, os dados referentes às correntes de processo e aos custos da rede são inseridos no programa, juntamente com as características mecânicas dos trocadores.

Para as correntes de processo devem ser inseridos:

- temperaturas de entrada e saída em °C;
- produto entre vazão mássica e C_p em $W/°C$;
- coeficiente de película em $W/m^2°C$;
- capacidade calorífica em $W/Kg°C$;
- viscosidade em $Kg/m.h$;
- condutividade térmica em $W/m°C$;
- densidade em Kg/m^3 ;
- fator de incrustação permitido em $m^2°C/W$;
- quedas de pressão permitidas em KPa .

Todas as propriedades físicas devem ser fornecidas na temperatura média aritmética entre as temperaturas de entrada e de saída das correntes de processo.

Também deverão ser inseridos as propriedades físicas, as temperaturas e os custos anuais das utilidades.

O custo global anual é calculado somando-se o custo energético, representado pelo custo anual das utilidades em US/ano e o custo de capital anualizado, que neste programa é representado pela Equação (3.6).

As constantes a , b e c desta equação também devem ser inseridas no início do programa.

Com relação aos trocadores, devem ser inseridos os diâmetros externo e interno assim como o "pitch" ou espaçamento entre centros de tubos adjacentes em mm , e o tipo de arranjo geométrico entre os tubos. Com relação às regiões de escoamento dos fluidos será considerado que os fluidos frios sempre irão escoar no interior dos tubos, com exceção dos aquecedores, onde o fluido quente, se for vapor d'água, irá escoar nos tubos.

Inseridos estes dados, o programa principal irá acionar o segundo módulo, que é o Otimização do ΔT_{min} .

6.4 - MÓDULO OTIMIZAÇÃO DO ΔT_{min}

Neste módulo, a partir dos dados de entrada, o valor ótimo para ΔT_{min} é obtido. O diagrama de blocos referente a este módulo pode ser visto na Figura 6.2.

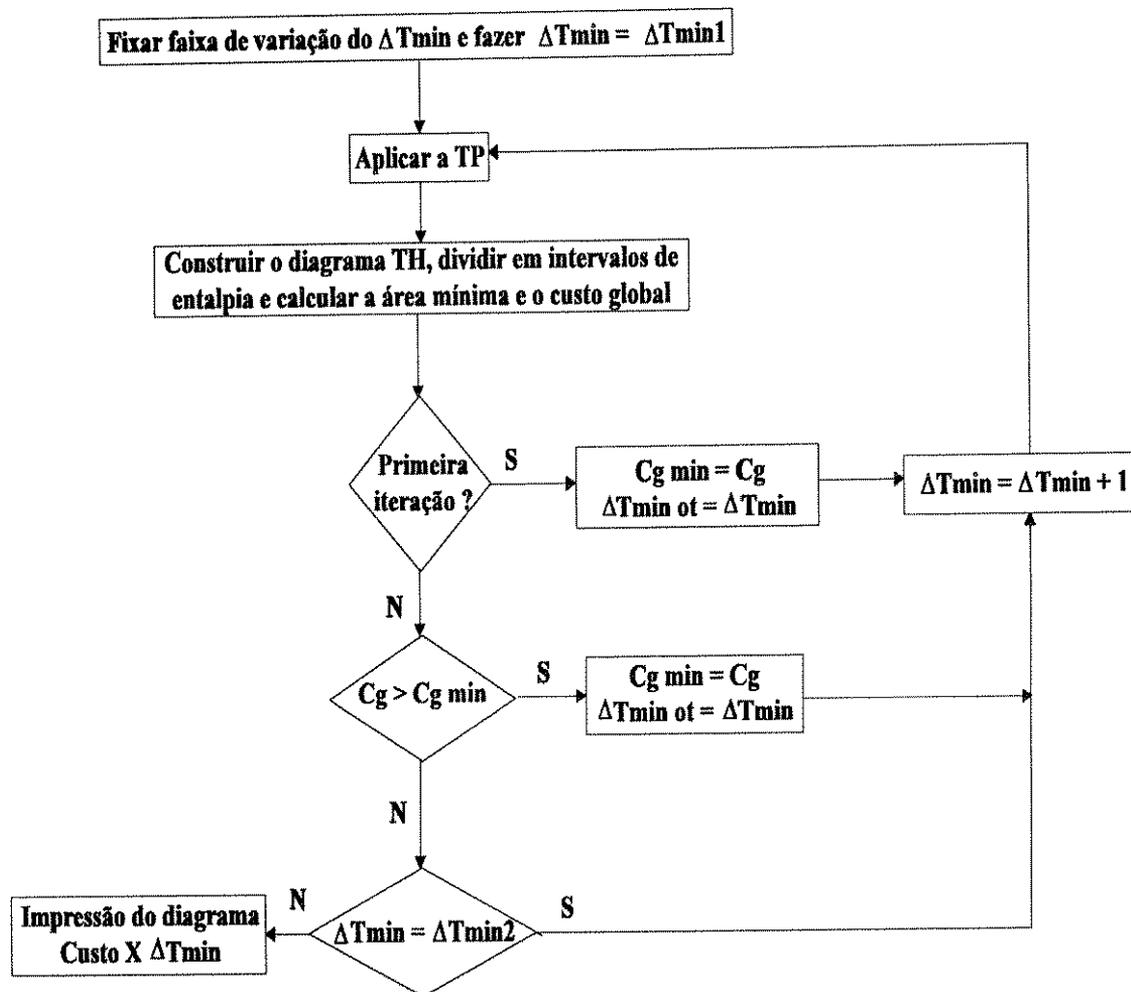


Figura 6.2 - Diagrama de blocos para o módulo Otimização do ΔT_{min}

Inicialmente deve-se definir a faixa de variação para o ΔT_{min} , dentro da qual se encontra o custo global mínimo. Definidos estes valores, faz-se uma varredura nesta faixa, iniciando-se com o menor valor. Aplica-se a TP para identificar o PEE e as demandas de utilidades. O diagrama TH é construído e subdividido em intervalos de entalpia. As temperaturas correspondentes às curvas compostas para cada intervalo, são encontradas através da equação das retas correspondentes a cada segmento de reta, nestes intervalos. As correntes pertencentes a cada um destes intervalos são identificadas por comparação entre as suas temperaturas de entrada e saída e as temperaturas de cada intervalo.

A partir daí a área de troca térmica mínima e o custo global anual são calculados. Na primeira iteração é atribuído ao custo global mínimo o valor do custo global anual calculado, e ao ΔT_{\min} ótimo, o valor de ΔT_{\min} calculado. Este valor é aumentado em uma unidade e volta-se à aplicação da TP. O procedimento é repetido e o programa irá perguntar se o valor para o custo agora calculado é menor que o mínimo. Se sim, faz-se o custo mínimo assumir o valor deste custo global calculado. O mesmo ocorre com o valor de ΔT_{\min} ótimo. Se o custo calculado não for menor que o mínimo, o programa perguntará se a faixa de ΔT_{\min} foi totalmente varrida, ou seja, se este valor corresponde ao limite superior fixado anteriormente para sua variação.

Caso os valores não sejam iguais, o procedimento é repetido até que este valor seja atingido. Por fim, o diagrama Custo x ΔT_{\min} é construído, e os valores do custo global anual mínimo e ΔT_{\min} ótimo serão utilizados pelo programa principal para a síntese da rede.

Para exemplificar a aplicação deste procedimento, escolhemos um problema apresentado na literatura por Linnhoff e Ahmad (1990), o qual será por nós referido como Exemplo 1. Trata-se de um problema com quatro correntes de processo quentes e cinco frias. As utilidades são óleo quente e água fria. Os coeficientes de película para as correntes são diferentes e a equação proposta para o custo global é linear. Os dados são apresentados na Tabela 6.1 e no Quadro 6.1. As Figuras 6.3 e 6.4 apresentam, respectivamente, o diagrama Custo x ΔT_{\min} , e o diagrama TH.

Tabela 6.1 - Dados das correntes para o Exemplo 1

Corrente	CP(MW/°C)	Ten(°C)	Tsai(°C)	h(MW/m ² °C)
1 (quente)	0,10	327	40	0,50.10 ⁻³
2 (quente)	0,16	220	160	0,40.10 ⁻³
3 (quente)	0,06	220	60	0,14.10 ⁻³
4 (quente)	0,40	160	45	0,30.10 ⁻³
5 (fria)	0,10	100	300	0,35.10 ⁻³
6 (fria)	0,07	35	164	0,70.10 ⁻³
7 (fria)	0,35	85	138	0,50.10 ⁻³
8 (fria)	0,06	60	170	0,14.10 ⁻³
9 (fria)	0,20	140	300	0,60.10 ⁻³

Uma comparação entre os resultados obtidos na aplicação deste programa e os obtidos por Linnhoff e Ahmad (1990) é apresentada na Tabela 6.2.

Quadro 6.1 - Dados das utilidades e de custo para o Exemplo 1

<u>Utilidade Quente (Óleo quente):</u>	
	$T_{en} = 330 \text{ }^\circ\text{C}$
	$T_{sai} = 250 \text{ }^\circ\text{C}$
	$h = 500 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
<u>Utilidade Fria (Água):</u>	
	$T_{en} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$
	$T_{sai} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
	$h = 500 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$
<u>Dados de Custo :</u>	
	Capital = $10000 + 350.A(\text{m}^2)$ US
	Tempo de vida da planta = 5 anos
	Taxa de retorno = 0%
	Custo anual do óleo quente = 60000 US/ano
	Custo anual da água = 6000 US/ano

Como pode ser observado nesta tabela, o valor encontrado para o ΔT_{min} é o mesmo obtido por Linnhoff e Ahmad (1990). O custo mínimo, a área de troca térmica e a demanda de utilidades quentes são muito próximos, o que garante a confiabilidade nos resultados obtidos pelo programa.

Devemos ressaltar que este ΔT_{min} ótimo obtido depende da forma da Equação (3.6), que neste nosso caso era linear. Qualquer variação nesta equação leva a diferentes valores para o ΔT_{min} ótimo.

Tabela 6.2 - Comparação dos resultados do Exemplo 1

	Este trabalho	Linnhoff e Ahmad(1990)
ΔT_{min} otimizado ($^\circ\text{C}$)	26,0	26,0
Custo mínimo (US/ano)	2892617,0	2890000,0
Área de troca (m^2)	17023,7	16894,0
Utilidade Quente (W)	$25,04 \cdot 10^6$	$25,04 \cdot 10^6$

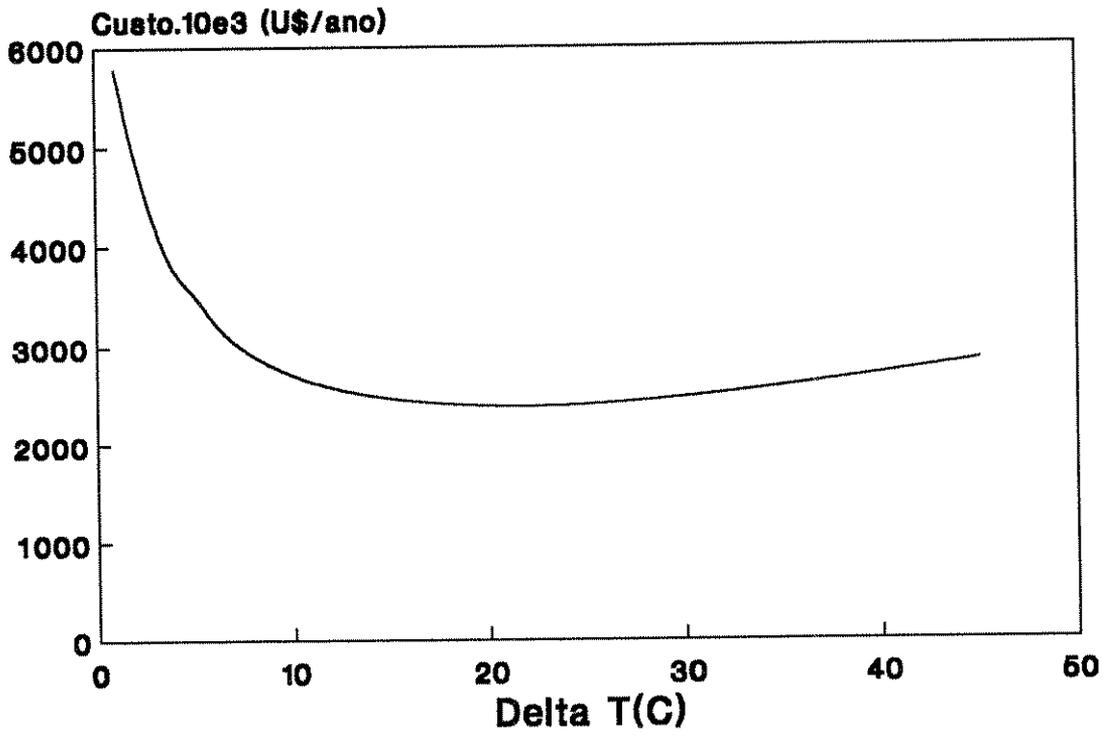


Figura 6.3 - Diagrama Custo x ΔT_{min} para o Exemplo 1

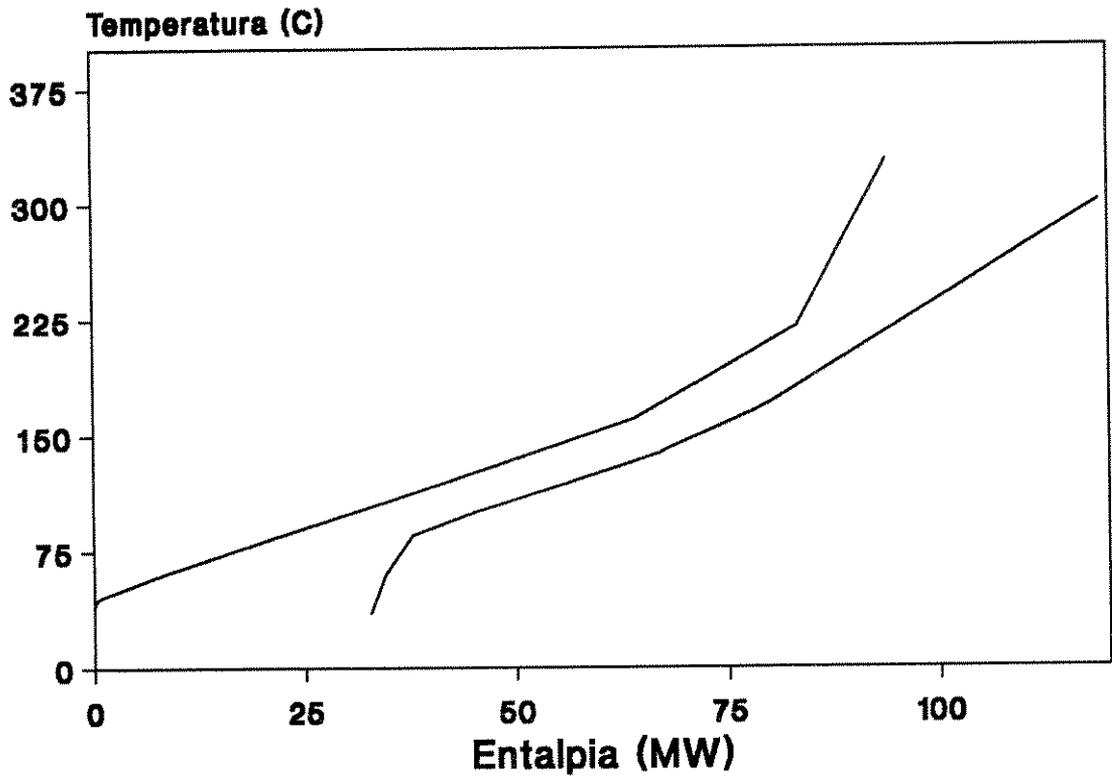


Figura 6.4 - Diagrama TH para o Exemplo 1

6.5 - MÓDULO SÍNTESE DA REDE

Neste módulo a rede é sintetizada a partir dos dados de entrada e do ΔT_{min} ótimo obtido no módulo anterior. Quando da aplicação da TP, pode surgir mais do que um PEE. Neste caso, uma abordagem diferenciada deve ser feita. Ambos os casos serão analisados aqui.

6.5.1 - Um único PEE

Este é o caso tradicional, presente na maioria dos problemas. Para a sua resolução, nosso programa utiliza o MPE, conforme já dito anteriormente. O problema é dividido em duas regiões, uma acima e outra abaixo do PEE. O procedimento para a síntese da rede é aplicado acima e abaixo do mesmo. As Figuras 6.5.a e 6.5.b apresentam o diagrama de blocos para este módulo do programa, acima e abaixo do PEE, respectivamente.

Acima do PEE, o programa pergunta se o número de correntes frias é maior ou igual ao número de correntes quentes. Se não for, uma corrente fria deve ser dividida. O processo se repete até que o número de correntes quentes e frias seja igual.

A seguir, a escolha das correntes quente e fria para alocar o primeiro trocador é feita, de acordo com a experiência do projetista, visando sempre que possível eliminar as correntes quentes. As correntes quente e fria escolhidas devem pertencer ao PEE. Feita a escolha, o programa irá verificar se o valor de CP para a corrente fria é maior que o da corrente quente. Se isto não ocorrer, a corrente quente deve ser dividida. Além disso, se o somatório dos CP das correntes frias restantes é maior do que o das correntes quentes, a corrente fria deve ser dividida. Cada vez que uma corrente é dividida, um trocador é alocado e retorna-se ao início do módulo. Caso não exista a necessidade de divisão de correntes, o programa segue até que todas as correntes quentes sejam eliminadas. As correntes frias restantes são então satisfeitas termicamente com a(s) utilidade(s) quente(s).

Abaixo do PEE, segue-se um procedimento análogo ao anteriormente descrito, com a diferença que agora o objetivo é eliminar as correntes frias.

Inicialmente o programa indaga se o número de correntes quentes é maior ou igual ao número de correntes frias. Se não for, uma corrente quente deve ser dividida. O procedimento se repete até que o número de correntes quentes e frias seja igual.

A seguir, dentre as correntes pertencentes ao PEE escolhe-se as que farão a troca térmica. O programa irá verificar se o CP da corrente quente é maior que o da corrente fria. Se isto não ocorrer, a corrente fria é dividida. O mesmo ocorrerá com o somatório dos CP entre as correntes quentes e frias restantes. Caso o CP das correntes quentes não

seja maior, a corrente quente deve ser dividida. O trocador é alocado e o procedimento repete-se até que todas as correntes frias sejam eliminadas. As correntes quentes restantes são satisfeitas termicamente com a(s) utilidade(s) fria(s).

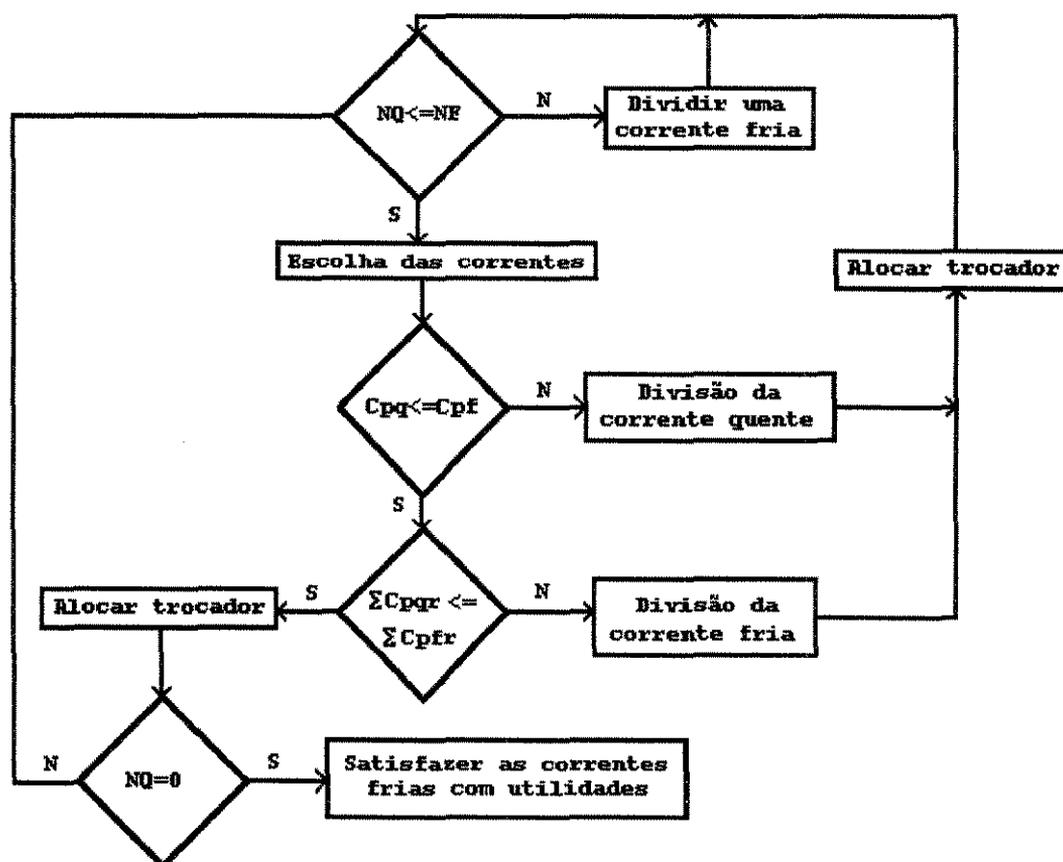


Figura 6.5.a - Diagrama de blocos para síntese acima do PEE

Este procedimento de cálculo nos garante a MRE.

Para exemplificar a aplicação do MPE à síntese de uma RTC um problema bastante conhecido na literatura, proposto por Lee et al. (1970) e denominado pelos autores 4SP1 foi escolhido. Este problema apresenta quatro correntes de processo, sendo duas quentes e duas frias. As utilidades são vapor saturado e água de resfriamento. Os dados referentes a estas correntes são apresentados na Tabela 6.3. Este exemplo será por nós denominado Exemplo 2.

O valor escolhido para ΔT_{min} é $10\text{ }^{\circ}\text{C}$. Uma vez determinado este valor, antes da síntese da rede devem ser definidas as necessidades de energia e o número mínimo de unidades de troca térmica para o problema, assim como os pontos de estrangulamento energético, ou PEE.

Neste problema temos duas correntes de processo quentes, duas frias e uma utilidade quente e uma utilidade fria. O NMU é 5.

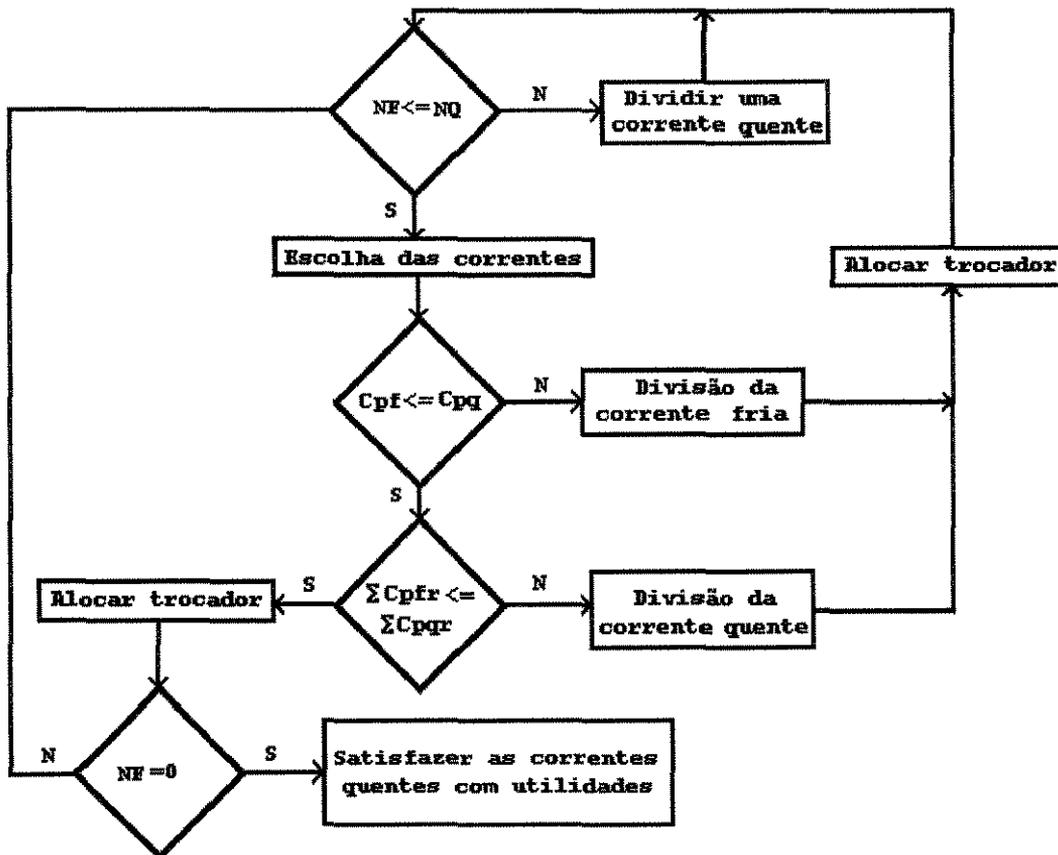


Figura 6.5.b - Diagrama de blocos para síntese abaixo do PEE

Tabela 6.3 - Dados para o Exemplo 2

Correntes	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)
1	160,0	93,0	8,79
2	249,0	138,0	10,55
3	60,0	160,0	7,62
4	116,0	260,0	6,08
Vapor	270,0	270,0	
Água	38,0	82,0	

Aplicando-se a TP encontramos um único PEE na temperatura de 249 °C para as correntes quentes, ou 239 °C para as correntes frias. Isto pode ser verificado na sétima coluna da Tabela 6.4. Nesta tabela encontramos o calor residual que é transferido do intervalo de temperatura superior para o imediatamente inferior. Quando este valor for igual a zero, encontra-se ali o PEE. A construção do diagrama TH nos permite identificar o PEE, que é o ponto onde as curvas compostas quente e fria estão o mais próximas possível. A Figura 6.6 apresenta o diagrama TH para este caso. Podemos

identificar o PEE no ponto mais elevado para as correntes quentes, ou seja 249 °C, confirmando o resultado obtido pela aplicação da TP.

Tabela 6.4 - Aplicação da TP ao Exemplo 2

T (°C)		"Deficit" (KW)	Acumulado (KW)		Transferido (KW)	
quentes	frias		entra	sai	entra	sai
270,0	260,0					
249,0	239,0	127,68	0,00	-127,68	127,68	0,00
170,0	160,0	-353,13	-127,68	225,45	0,00	353,13
160,0	150,0	31,50	225,45	193,95	353,13	321,63
137,8	127,8	-124,08	193,95	318,03	321,63	445,71
125,6	115,6	58,92	318,03	259,11	445,71	386,79
93,0	83,0	-38,61	259,11	297,72	386,79	425,40
70,0	60,0	175,26	297,72	122,46	425,40	250,14

Além do PEE, a Tabela 6.4 apresenta também a demanda mínima de utilidades. Para a utilidade quente este valor encontra-se na segunda linha da sexta coluna, e para a utilidade fria na última linha da sétima coluna. Podemos verificar que estes valores neste problema são 127,68 KW para o vapor e 250,14 KW para a água de resfriamento. Uma vez fixados estes valores, podemos passar à aplicação do MPE.

Inicialmente o problema é subdividido em duas regiões, uma acima e outra abaixo do PEE. O MPE deve ser aplicado a cada uma delas.

Acima do PEE:

Nesta região temos somente a corrente 4, e nenhuma corrente quente, como pode ser visto na Tabela 6.5. A corrente 4 deve então ser aquecida com vapor. Para fazer com que a corrente fria atinja a temperatura de 260 °C, devem ser fornecidos 127,68 KW de energia pelo vapor. Tendo satisfeito a necessidade térmica da corrente 4, passamos à região abaixo do PEE.

Abaixo do PEE:

Nesta região temos duas correntes quentes e duas frias. As correntes pertencentes a esta região estão apresentadas na Tabela 6.6, juntamente com a água de resfriamento.

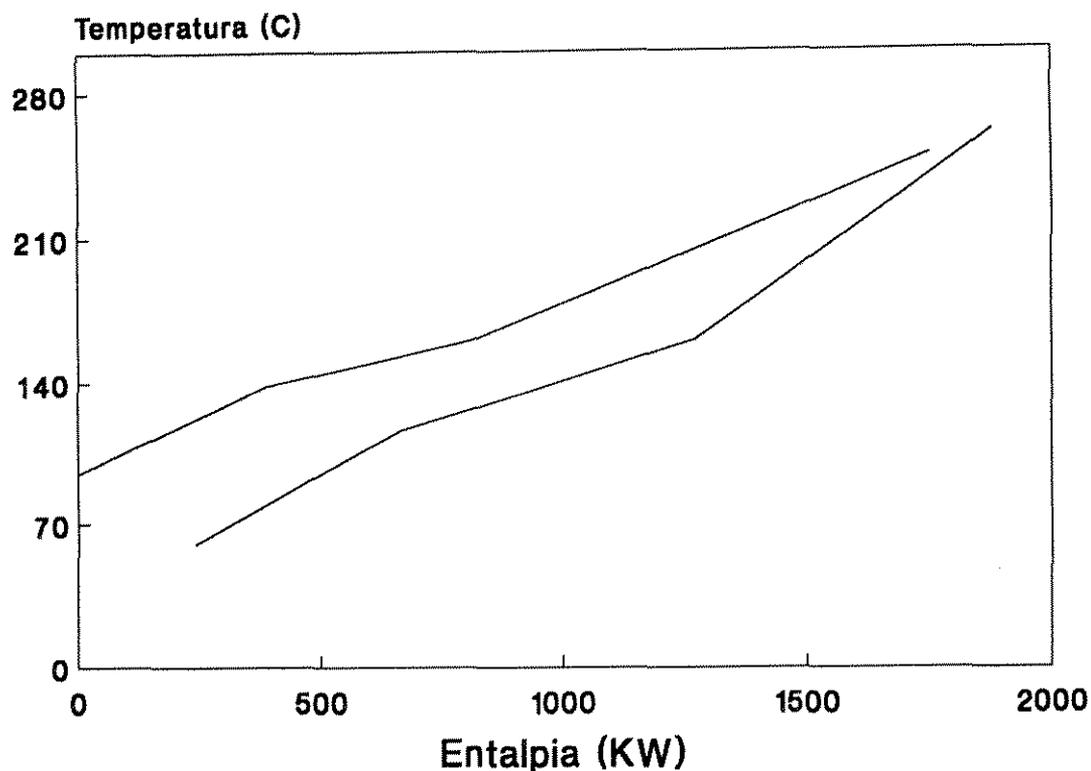


Figura 6.6 - Diagrama TH para o Exemplo 2

Tabela 6.5 - Correntes acima do PEE para o Exemplo 2

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)	Q(KW)
4	239	260	6,08	127,68
Vapor	270	270		

Somente as correntes 2 e 4 encontram-se no PEE. Desta forma, de acordo com o MPE, o primeiro cruzamento deve ser entre estas duas correntes. Como o CP da corrente quente é maior que o da corrente fria, o cruzamento é viável. A corrente 4 é eliminada, com uma troca de 747,84 KW, e a corrente 2 deixa o trocador a uma temperatura de 178,11 °C. A situação das correntes restantes é apresentada na Tabela 6.7.

Como não existem mais correntes no PEE, temos duas opções de troca, da corrente 1 com a 3 ou da 2 com a 3, sendo ambas viáveis. Vamos apresentar a solução para as duas opções.

No primeiro caso, a corrente 1 trocará calor com a corrente 3. A corrente 1 é eliminada, e a corrente 3 irá sair do trocador com uma temperatura de 137,29 °C, com 588,93 KW trocados. As correntes restantes são apresentadas na Tabela 6.8.

Tabela 6.6 - Correntes abaixo do PEE para o Exemplo 2

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)	Q(KW)
1	160	93	8,79	588,93
2	249	138	10,55	1171,05
3	60	160	7,62	762,00
4	116	239	6,08	747,84
Água	38	82		

Tabela 6.7 - Correntes restantes abaixo do PEE para o Exemplo 2

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)	Q(KW)
1	160,00	93,00	8,79	588,93
2	178,11	138,00	10,55	423,21
3	60	160	7,62	762,00
Água	38	82		

A próxima troca deve ser entre as correntes 2 e 3, com 173,05 KW e a eliminação da corrente 3. A corrente quente deixa o trocador com 161,71 °C e deve ser resfriada com água, a fim de atingir a temperatura de 138 °C, trocando os seus 250,14 KW restantes, uma vez que não existem mais correntes frias. A rede sintetizada para este caso é apresentada na Figura 6.7.

Tabela 6.8 - Correntes restantes abaixo do PEE para o Exemplo 2

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)	Q(KW)
2	178,11	138,00	10,55	423,21
3	137,29	160,00	7,62	173,05
Água	38	82		

Voltando à Tabela 6.7, vamos analisar a segunda possibilidade de troca, que é entre as correntes 2 e 3. Neste caso, teríamos a eliminação da corrente 2. O calor trocado é 432,21 KW, e a corrente fria deixa o trocador com 104,46 °C. A situação das correntes remanescentes é apresentada na Tabela 6.9.

Como pode ser observado na Tabela 6.9, restam somente as correntes 1 e 3. Esta troca é viável e a corrente 3 é eliminada, com 338,79 KW. A corrente 1 deixa o trocador a 121,46 °C, e como não existem mais correntes frias, a utilidade fria é utilizada para

levar a corrente quente à sua temperatura desejada de 93 °C. O calor trocado neste resfriador é 250,14 KW. A rede sintetizada por esta segunda opção é apresentada na Figura 6.8.

Tabela 6.9 - Correntes restantes abaixo do PEE para o Exemplo 2

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)	Q(KW)
1	160,00	93,00	8,79	588,93
3	60,00	104,46	7,62	338,79
Água	38,00	82,00		

As duas redes apresentam o número mínimo de unidades de troca térmica (NMU) e a máxima recuperação de energia (MRE), ou seja, 5 trocadores e 250,14 KW para a água e 127,68 KW para o vapor. Estes valores mostram que as duas redes são ótimas no tocante ao número de unidades de troca térmica e ao uso de utilidades. A diferença entre elas está na forma como os trocadores estão dispostos dentro das redes.

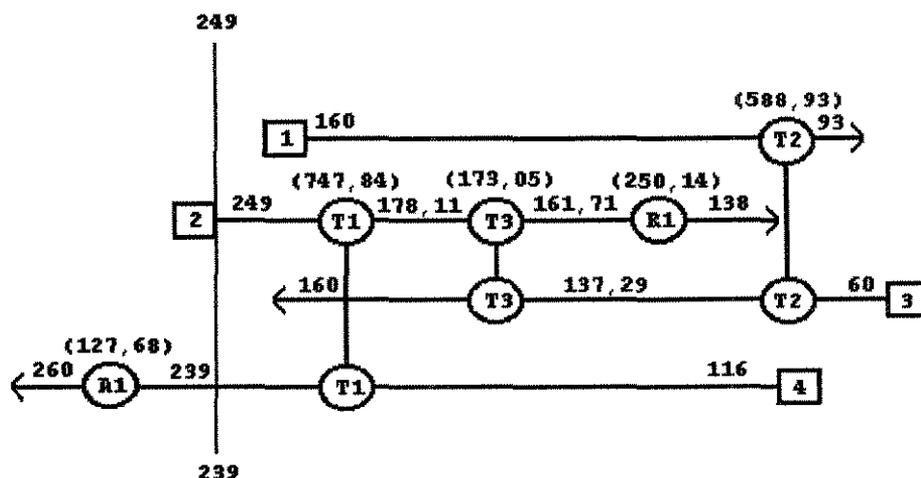


Figura 6.7 - Primeira rede sintetizada para o Exemplo 2

Nestas figuras, as temperaturas das correntes são apresentadas em °C e a quantidade de calor trocado em KW, entre parêntese acima de cada equipamento. Este tipo de representação será adotado para todas as redes representadas neste trabalho.

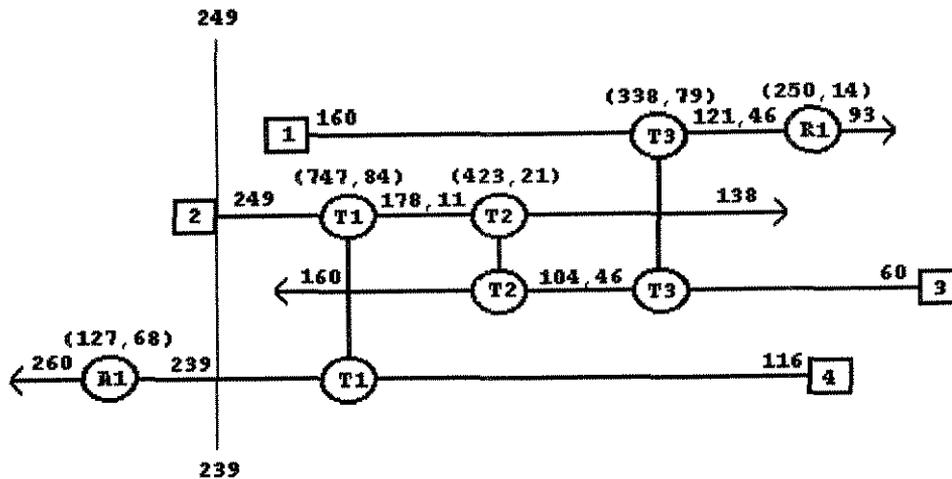


Figura 6.8 - Segunda rede sintetizada para o Exemplo 2

6.5.2 - Mais de um PEE

Poucos trabalhos foram publicados abordando problemas com múltiplos PEE utilizando-se o MPE. Isto ocorre porque quando Linnhoff e Hindmarsh (1983) apresentaram o MPE, o problema de múltiplos PEE não foi abordado. Desta forma, o MPE não deixa muito claro a forma de abordar este tipo de problema. Isto porque os casos onde se tem mais de um PEE se apresentam de forma mais complexa. Se tivermos, por exemplo, um problema com dois PEE, teremos que considerar três regiões distintas. Teremos uma região abaixo do primeiro PEE, uma região acima do segundo PEE e uma região intermediária entre eles. A grande dúvida é por onde iniciar a síntese da rede.

Buscando resolver o problema, Trivedi et al. (1989) apresentaram um procedimento, baseado na identificação do $\Delta T_{\text{máx.}}$, como pode ser observado na Figura 6.9, para um problema com dois PEE. Nesta figura podemos perceber que entre os dois PEE existe um ponto onde as curvas compostas estão mais afastadas. Este ponto, denominado pelos autores "pinch inverso", foi utilizado para dividir o problema em dois subproblemas independentes. Cada subproblema contém um único PEE, e o MPE pode ser aplicado para cada um deles. As redes finais são acopladas, formando uma única rede, que deve ser evoluída.

Mais recentemente Jezowski (1992) apresentou um trabalho onde o MPE era aplicado simultaneamente a partir dos dois PEE. Este procedimento evita a divisão do problema em dois subproblemas e chega a redes com MRE. Como no trabalho de Linnhoff e Hindmarsh (1983), o autor também não deixa claro como utilizar o MPE simultaneamente.

Por este motivo, quando são identificados dois ou mais PEE depois da aplicação da TP, um procedimento alternativo foi por nós desenvolvido para a síntese da RTC. O

diagrama de blocos correspondente é apresentado na Figura 6.10 e está baseado no trabalho de Trivedi et al. (1989).

O diagrama TH é construído para que sejam verificados os PEE. Os dois primeiros PEE são escolhidos e a região entre eles é dividida em intervalos de entalpia. Estes intervalos são definidos quando existe mudança de inclinação nas curvas compostas quente e fria. Para cada intervalo é calculada a diferença de temperatura entre as curvas compostas. Estas temperaturas são encontradas a partir das equações das retas correspondentes aos segmentos de reta que compõem as curvas compostas. O maior valor dentre estas diferenças de temperatura corresponde ao ΔT_{max} .

Quando o ΔT_{max} é encontrado, o problema é subdividido em dois a partir deste valor. Cada subproblema contém um PEE. Aplica-se então o MPE para cada um dos subproblemas, acima e abaixo de cada PEE. As redes obtidas são depois acopladas.

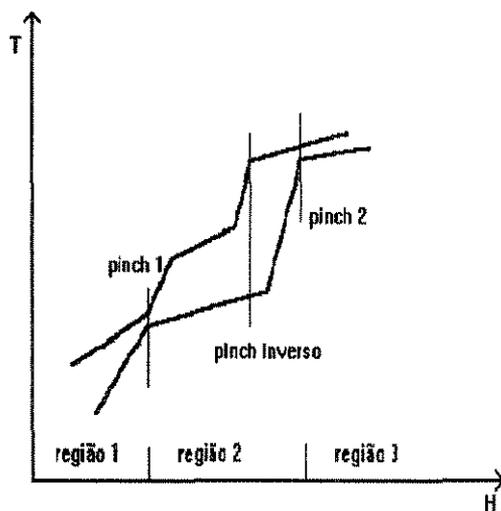


Figura 6.9 - Diagrama TH com dois PEE

Se existir mais algum PEE, o processo é repetido. Isto é feito isolando-se um PEE através do ΔT_{max} entre eles. Este procedimento é seguido até que se tenha tantos subproblemas quantos forem os PEE. Por fim, a rede é evoluída.

Um exemplo da literatura foi escolhido para exemplificar a utilização deste módulo com dois PEE. O exemplo escolhido para ser estudado neste caso é o apresentado por Trivedi et al. (1989), cujos dados se encontram na Tabela 6.10, para um ΔT_{min} de 20°C . Este caso será por nós denominado Exemplo 3. Trata-se de um problema industrial contendo 15 correntes de processo, 10 quentes e cinco frias. As utilidades quente e fria são, respectivamente, vapor saturado e água de resfriamento.

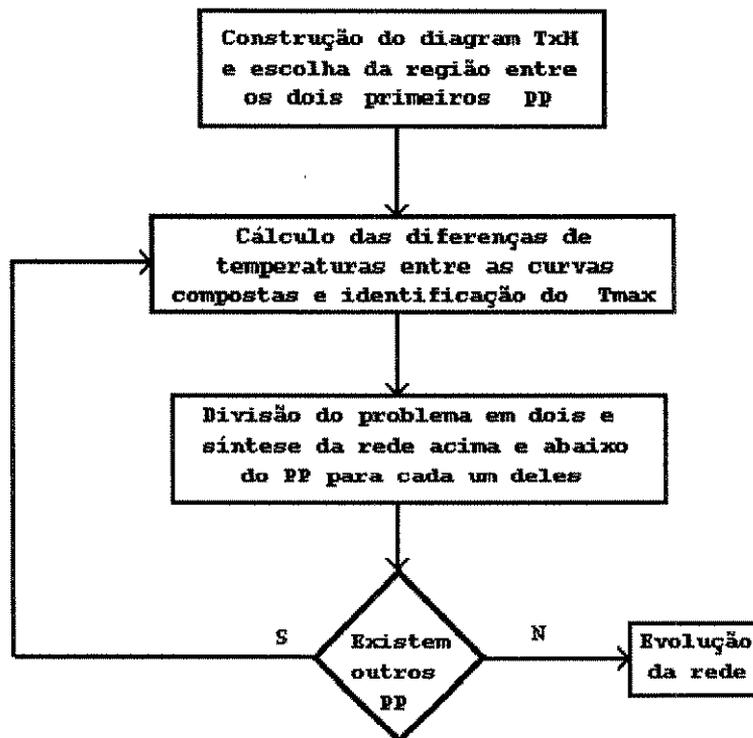


Figura 6.10 - Diagrama de blocos para síntese com múltiplos PEE

Tabela 6.10 - Dados iniciais para o Exemplo 3

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(MW/°C)
1	217,0	150,0	0,14842
2	97,0	50,0	0,02732
3	135,0	50,0	0,11125
4	155,0	50,0	0,07901
5	180,0	50,0	0,04292
6	210,0	50,0	0,02166
7	155,5	154,5	28,50000
8	97,5	96,5	45,90000
9	97,5	96,5	11,80000
10	120,0	50,0	0,11786
11	40,0	65,0	0,28080
12	65,0	150,0	0,71633
13	149,5	150,5	12,70000
14	164,5	165,5	26,50000
15	30,0	100,0	0,10711

Aplicando-se a estes dados a TP de Linnhoff e Flower (1978), são identificados dois PEE, para as temperaturas de 155,5°C e 97,5°C, considerando a curva composta quente, como pode ser visto na Tabela 6.11 e na Figura 6.11.

Percebemos na Tabela 6.11 que o segundo PEE, correspondente a 97,5 °C para as correntes quentes, ainda apresenta uma quantidade de energia trocada no valor de 457 KW. Segundo Linnhoff e Flower(1978), este valor deve ser igual a zero. Porém, como ele é proporcionalmente muito inferior aos demais, podemos considerá-lo como um PEE. Entre estes dois PEE existe um ponto onde as duas curvas compostas estão mais afastadas. Neste ponto temos um $\Delta T_{max.}$, ao qual corresponde o "Pinch inverso". O procedimento adotado na identificação deste valor é baseado na obtenção da equação da reta de cada segmento de reta que compõe as curvas compostas quente e fria entre os dois PEE.

Tabela 6.11 - Aplicação da TP ao Exemplo 3

T(°C)	"deficit" (MW)	acúmulo ent.(MW)	acúmulo saída(MW)	máx. per. ent.(MW)	máx. per. saída(MW)
210,0	-1,0360	0,0000	1,0360	38,2518	39,2878
185,5	-4,1552	1,0360	5,1912	39,2827	43,4430
184,5	26,3304	5,1912	-21,1392	43,4430	17,1126
180,0	-0,7632	-21,1392	-20,3760	17,1126	17,8758
170,5	-2,0188	-20,3760	-18,3573	17,8758	19,8945
170,0	6,2438	-18,3573	-24,6010	19,8945	13,6508
169,5	6,6018	-24,6010	-31,2027	13,6508	7,0490
155,5	7,0490	-31,2027	-38,2518	7,0490	0,0000
155,0	-13,9983	-38,2518	-24,2535	0,0000	13,9983
154,5	-14,0378	-24,2535	-10,2158	13,9983	28,0360
150,0	1,9103	-10,2158	-12,1260	28,0360	26,1258
135,0	8,5875	-12,1260	-20,7135	26,1258	17,5382
120,0	6,9225	-20,7135	-27,6360	17,5382	10,6157
97,5	10,1587	-27,6360	-37,7948	10,6157	0,4570
97,0	-28,6243	-37,7948	-9,1705	0,4570	29,0812
96,5	-28,6379	-9,1705	19,4674	29,0812	57,7191
85,0	4,8783	19,4674	14,5891	57,7191	52,8408
60,0	-0,2950	14,5891	14,8841	52,8408	53,1358
50,0	-2,9180	14,8841	17,8021	53,1358	56,0538

Com as equações das retas é possível calcular a temperatura em qualquer ponto nas curvas compostas. A diferença de temperatura entre as curvas é encontrada, e por comparação o valor máximo é obtido. A este valor corresponde o $\Delta T_{\text{máx}}$. e, conseqüentemente, o "Pinch inverso". A partir daí, o problema é dividido em dois subproblemas, um acima e outro abaixo deste ponto. O MPE é aplicado para cada um destes subproblemas, obtendo-se duas subredes, cada uma com seu PEE.

A Figura 6.12 apresenta a rede sintetizada aplicando-se o MPE para os dois subproblemas. Acima de cada equipamento entre parênteses está a quantidade de energia trocada em MW.

As três linhas que cortam verticalmente a rede são o primeiro e o segundo PEE, com 155,5 °C e 97,5 °C para as correntes quentes e 135,5 °C e 77,5 °C para as correntes frias e o "pinch inverso", com 154,5 °C para as correntes quentes e 95,9 °C para as correntes frias, correspondendo a um ΔT_{max} de 58,6 °C.

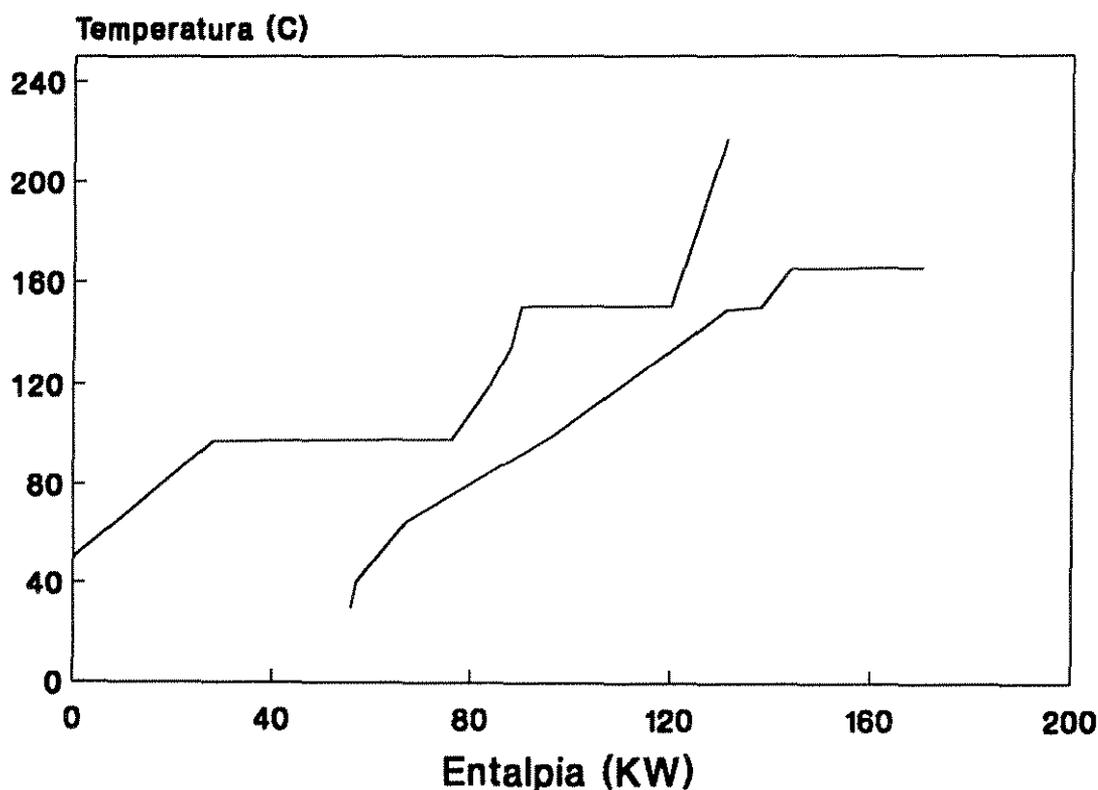


Figura 6.11 - Diagrama TH para o Exemplo 3

Pode-se perceber que a rede apresenta um número de trocadores muito maior que o NMU. Desta forma, a malha precisa ser evoluída, para se chegar a resultados mais próximos do ótimo. Aplicando-se a técnica utilizada no Exemplo 4 para identificar e quebrar os "loops" existentes, a rede é evoluída, sem que seja necessário acrescentar energia às utilidades para satisfazer as condições de operação da rede. Este

procedimento evolutivo será apresentado em detalhes no item 6.6 deste trabalho. A Figura 6.13 apresenta a malha evoluída, com os mesmos 38,23 MW de energia para as utilidades quentes e 55,83 MW para as utilidades frias, porém com quatro trocadores e um resfriador a menos que a malha anterior.

Com relação aos resultados obtidos para o caso estudado, percebemos que a dificuldade levantada por Jezowski (1992) em aplicar o MPE para dois problemas diferentes não existe, uma vez que a técnica desenvolvida permite que a mesma seja aplicada computacionalmente.

O "Pinch inverso", ao qual corresponde o $\Delta T_{max.}$, é encontrado facilmente a partir das equações das retas de cada segmento de reta que compõe as curvas compostas.

Observando-se a Tabela 6.11, pode-se perceber que o "pinch inverso" poderia ser identificado fazendo-se apenas uma comparação entre as quantidades de energia trocadas. Para a temperatura de 154,5 °C encontra-se uma quantidade de calor igual a 28,036 MW, que é a maior entre todos os intervalos de temperatura. A esta quantidade de energia corresponde evidentemente o $\Delta T_{max.}$

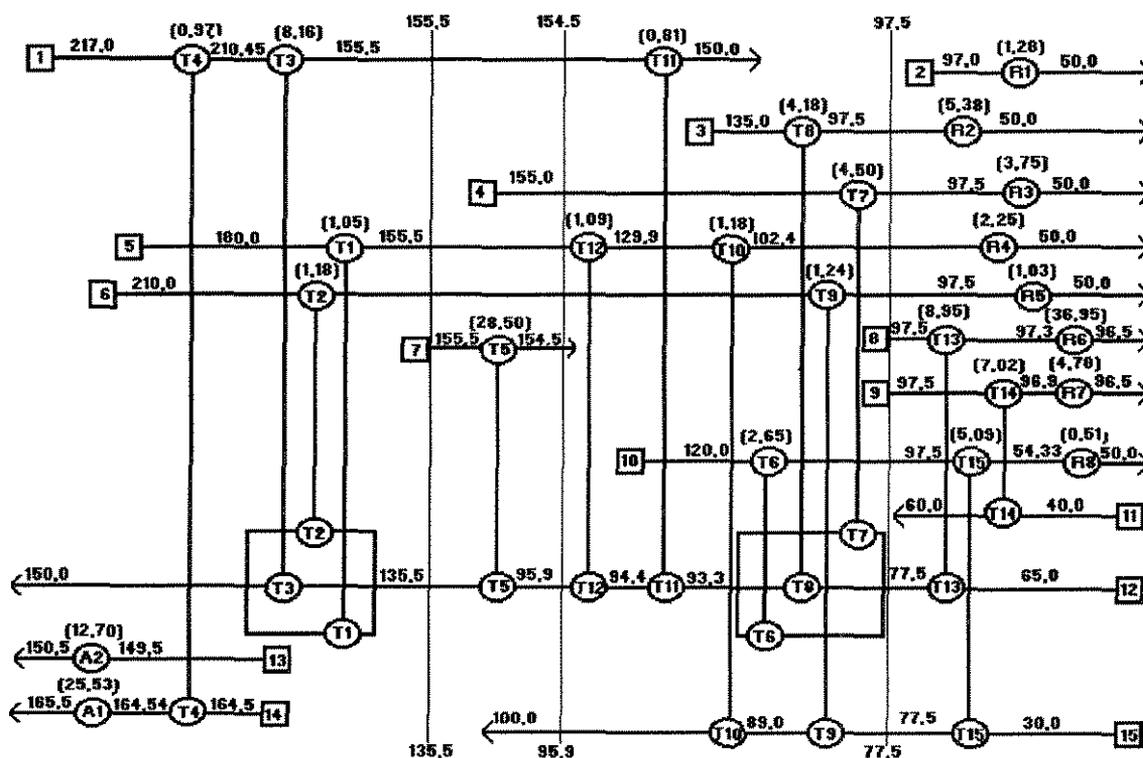


Figura 6.12 - Rede sintetizada para o Exemplo 3

O caso estudado apresenta apenas dois PEE, mas o procedimento pode ser aplicado para um número maior deles.

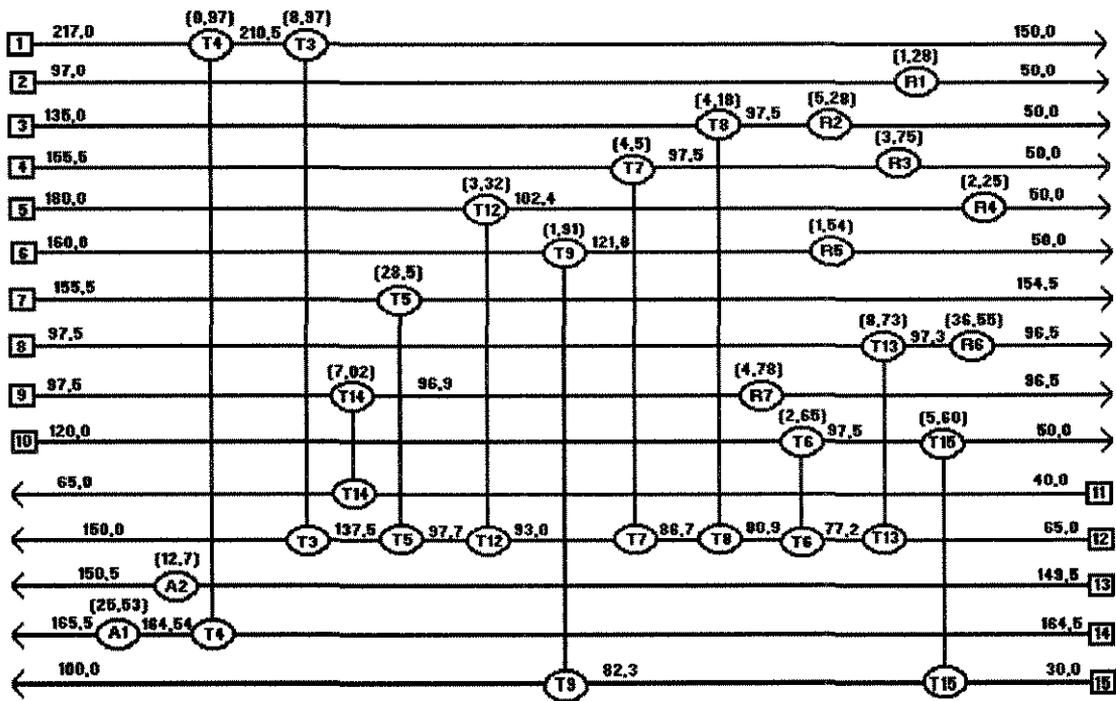


Figura 6.13 - Rede evoluída para o Exemplo 3

6.6 - MÓDULO EVOLUÇÃO DA REDE

Com relação à evolução da rede, Linnhoff et al. (1982) apresentaram um procedimento para identificação dos laços e redução dos trocadores. Trata-se da definição de caminhos ou "path" entre uma utilidade quente e uma fria, passando pelo trocador a ser eliminado. Com a eliminação do trocador existe uma penalidade, que é o acréscimo na demanda das utilidades quente e fria. Desta forma, uma análise deve ser feita com relação ao custo global da rede, a fim de se optar pela malha mais econômica, avaliando-se a possibilidade de se ter uma rede com mais trocadores e menor demanda energética das utilidades ou vice-versa.

Su e Motard (1984) apresentaram uma técnica algorítmica-evolutiva para a síntese da rede baseada na identificação e quebra de todos os laços de troca térmica da rede inicial, inclusive prevendo a possibilidade de divisão de correntes, se necessário. O método permite que o número de trocadores seja reduzido sem que se aumente o consumo de utilidades. Isto é feito distribuindo-se a quantidade de energia do trocador a ser eliminado para os demais trocadores que compõe o laço. Para a identificação dos laços, os autores sugerem o critério dos níveis de laços. Um laço de nível n é aquele que envolve n correntes quentes e n correntes frias. Desta forma, um laço de nível 1 envolve uma corrente quente e uma corrente fria, um laço de nível 2 duas correntes quentes e duas frias, e assim sucessivamente. O nível máximo para os laços em uma rede é o menor valor entre o número de correntes quentes e frias.

Pethe et al. (1989) utilizaram para a identificação dos laços a 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 aquecedores e resfriadores. Cada equipamento é identificado na matriz por +1 para a corrente quente e -1 para a corrente fria. Os demais elementos da coluna são nulos. A partir daí um tratamento matricial é utilizado para identificar todos os laços presentes na malha.

Neste trabalho, utilizando-se a matriz incidência proposta por Pethe et al. (1989) juntamente com o critério dos níveis de laços de Su e Motard (1984), um novo procedimento foi desenvolvido para a identificação e quebra dos laços em síntese de RTC, sem que as demandas das utilidades sejam alteradas. Este procedimento se encontra no programa principal na forma de um módulo. O diagrama de blocos correspondente a este módulo é apresentado na Figura 6.14.

O primeiro passo é a construção da matriz incidência a partir da rede inicialmente proposta e que deve ser evoluída. Esta matriz é montada de forma que as linhas representam as correntes de processo, incluindo as utilidades, e as colunas representam os trocadores de calor, incluindo os aquecedores e resfriadores. Cada equipamento é

identificado na matriz pelo símbolo +1 para a corrente quente e -1 para a corrente fria. Os demais elementos da coluna são nulos. Uma vez construída a matriz, parte-se para o segundo passo, que é a identificação dos laços.

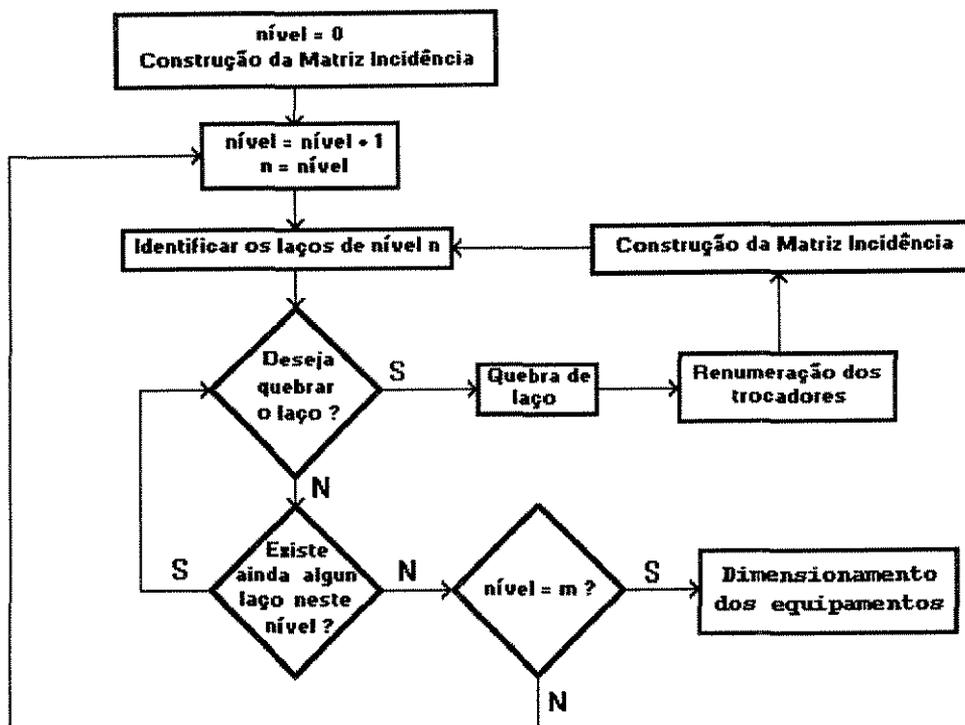


Figura 6.14 - Diagrama de blocos para o módulo Evolução da Rede

Inicia-se a busca pelos laços de nível 1 a partir do trocador número 1, ou seja, da primeira coluna da matriz. Para este trocador a corrente quente é identificada, assim como a corrente fria. Partindo-se para o segundo trocador, identifica-se também suas correntes. Se sua corrente fria for a mesma do trocador 1, ou seja, se os dois trocadores tiverem em uma mesma linha o símbolo -1, testa-se a corrente quente. Sendo a corrente quente e a corrente fria comuns aos dois trocadores, existe um laço de energia entre os dois equipamentos. Identificado o laço, este deve ser rompido, eliminando-se o trocador com menor quantidade de energia trocada, sendo esta quantidade transferida ao outro trocador pertencente ao laço. Os trocadores são renumerados e uma nova matriz incidência é construída, repetindo-se o procedimento de identificação dos laços. Deve-se verificar, no entanto, se não existem impossibilidades termodinâmicas, como por exemplo diferenças de temperatura negativas nos terminais do trocador. Se existirem, o laço não pode ser rompido.

Se não existir nenhum laço para o primeiro trocador, passa-se ao segundo, e assim sucessivamente, até que todos os trocadores tenham sido testados. A partir daí, laços de nível dois devem ser procurados. O procedimento é análogo, considerando que agora os laços são compostos por quatro trocadores.

À medida em que o nível vai sendo aumentado, a complexidade de busca também aumenta, pois cada vez mais trocadores vão sendo envolvidos. Isto é feito até que se atinja o nível m , que é o máximo possível, sendo dado pelo menor valor entre o número de correntes quentes e frias. Quando se atinge o nível máximo, o programa passa ao próximo módulo, pois a rede já está evoluída ao seu limite, ainda que não esteja com o NMU, pois não estamos trabalhando com a hipótese de alterar a carga térmica das utilidades. Além disso, pode ocorrer alguma impossibilidade termodinâmica na quebra de um laço qualquer.

Um caso da literatura foi escolhido para exemplificar a utilização deste módulo no programa.

O caso escolhido para aplicar o procedimento desenvolvido para a evolução da rede foi o apresentado por Pethe et al. (1989), e encontra-se na Tabela 6.12, para um valor de ΔT_{min} igual a 20 °C. Vamos nos referir a este caso como Exemplo 4.

Aplicando-se a regra ($N - 1$), o NMU para este problema é oito, já que temos cinco correntes de processo, três quentes e duas frias, além de três utilidades frias diferentes e um fluido destinado ao aquecimento.

Tabela 6.12 - Dados iniciais para o Exemplo 4

Corrente	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW)
1	159,0	77,0	22,85
2	267,0	88,0	2,04
3	343,0	90,0	5,35
4	26,0	127,0	9,33
5	118,0	265,0	19,61
Refrigerante 1	15,0	30,0	
Refrigerante 2	15,0	30,0	
Refrigerante 3	15,0	30,0	
Aquecimento	300,0	300,0	

A rede inicial proposta por Pethe et al. (1989) é apresentada na Figura 6.15, e sua matriz incidência na Figura 6.16.

Como pode ser verificado na Figura 6.15, o primeiro laço de nível 1 encontrado é entre os trocadores (T1,T3). Como o trocador T3 tem uma carga térmica de 312,0 KW, menor do que a de 677,9 KW do trocador T1, T3 deve ser eliminado.

A nova rede sem o trocador T3 e os trocadores renumerados é apresentada na Figura 6.17, e sua matriz incidência na Figura 6.18.

Como não existem mais laços de nível 1, o próximo laço encontrado é de nível 2, entre os trocadores (T1,T2,T4,T5). O trocador a ser eliminado é T4, por trocar a menor quantidade de energia entre os quatro. Os trocadores são renumerados, e a nova rede e sua matriz incidência estão nas Figuras 6.19 e 6.20, respectivamente.

O próximo laço identificado é entre os trocadores (T1,T3,T5,T4). O trocador a ser eliminado é T4. Acontece, no entanto, que existe aí uma impossibilidade termodinâmica, já que o trocador T1 teria a temperatura de saída da corrente quente menor que a temperatura de entrada da corrente fria, causando um ΔT_{min} negativo. Para este laço o procedimento não pode ser aplicado. Deve-se partir para novos laços.

Como não existem novos laços, o procedimento se encerra por aí.

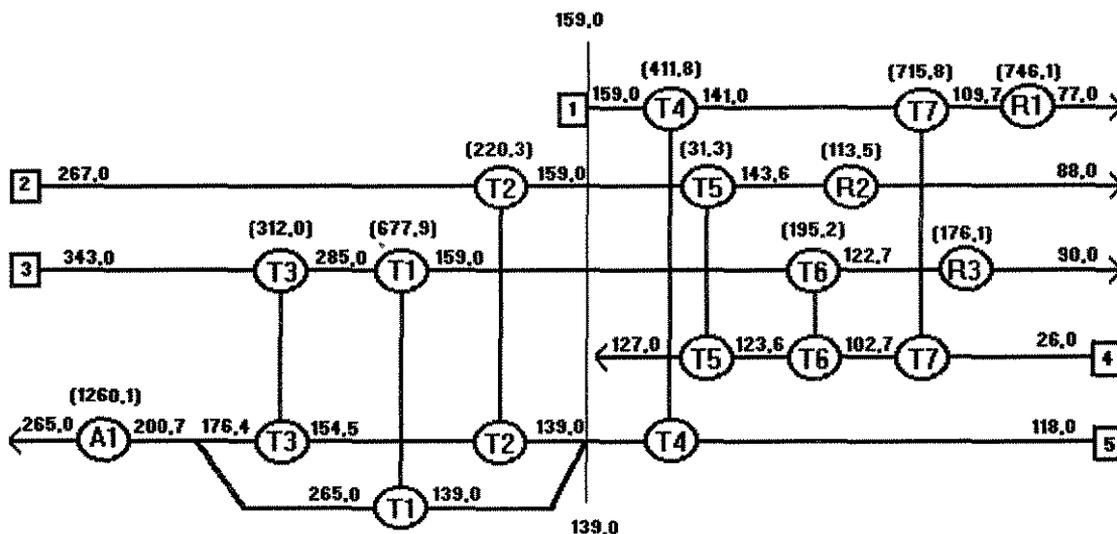


Figura 6.15 - Rede inicial para o Exemplo 4

A rede final apresenta nove equipamentos, como pode ser visto na Figura 6.19. Isto porque um laço não pode ser rompido, devido a uma impossibilidade termodinâmica. Assim, teremos um elemento a mais que o NMU.

A aplicação do procedimento desenvolvido consegue reduzir o número de unidades sem alterar a quantidade inicial de utilidades quentes e frias, como pode ser verificado nas Figuras 6.15 e 6.19, onde as demandas são de 1260,6 KW para a utilidade quente e 1035,7 KW para as utilidades frias. Isto certamente pode levar a uma redução no custo global da rede.

	T1	T2	T3	T4	T5	T6	T7	R1	R2	R3	A1
1	0	0	0	+1	0	0	+1	+1	0	0	0
2	0	+1	0	0	+1	0	0	0	+1	0	0
3	+1	0	+1	0	0	+1	0	0	0	+1	0
4	0	0	0	0	-1	-1	-1	0	0	0	0
5	-1	-1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	-1
Refrigerante 1	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0
Refrigerante 2	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0
Refrigerante 3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0
Aquecimento	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	+1

Figura 6.16 - Matriz incidência para a rede da Figura 6.15

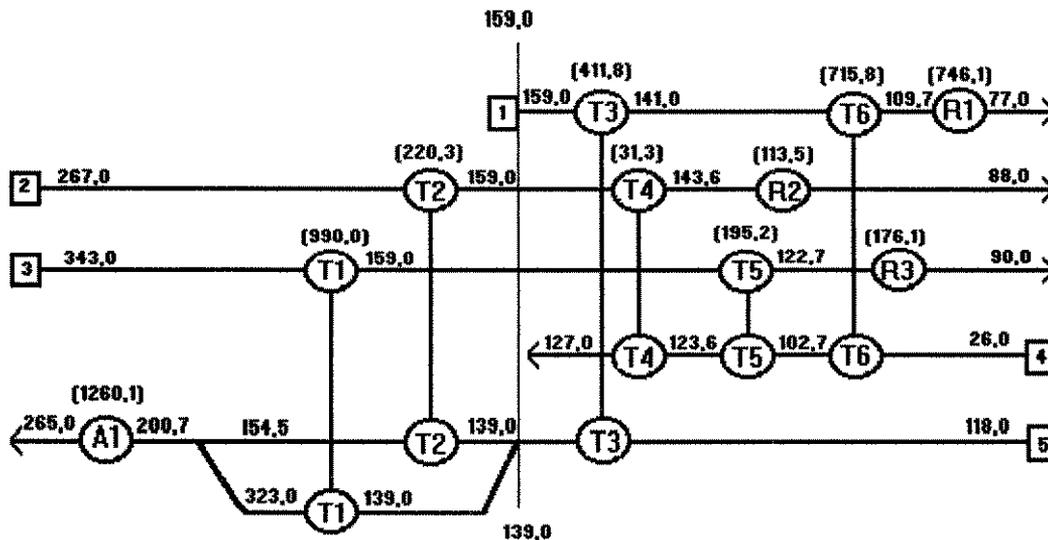


Figura 6.17 - Nova rede com a eliminação de 1 trocador

	T1	T2	T3	T4	T5	T6	R1	R2	R3	A1
1	0	0	+1	0	0	+1	+1	0	0	0
2	0	+1	0	+1	0	0	0	+1	0	0
3	+1	0	0	0	+1	0	0	0	+1	0
4	0	0	0	-1	-1	-1	0	0	0	0
5	-1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	-1
Refrigerante 1	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0
Refrigerante 2	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0
Refrigerante 3	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0
Aquecimento	0	0	0	0	0	0	0	0	0	+1

Figura 6.18 - Matriz incidência para a rede da Figura 6.17

No caso estudado não puderam ser identificados laços entre aquecedores e resfriadores, uma vez que havia somente um aquecedor e três utilidades frias diferentes. Se neste caso existisse somente um fluido refrigerante, teríamos certamente mais dois laços de nível 2, e, conseqüentemente, uma rede final com duas unidades a menos.

O fato de se quebrar o laço assim que ele é identificado evita que se tenha laços dependentes, como ocorre nos outros procedimentos que identificam todos os laços antes de quebrá-los.

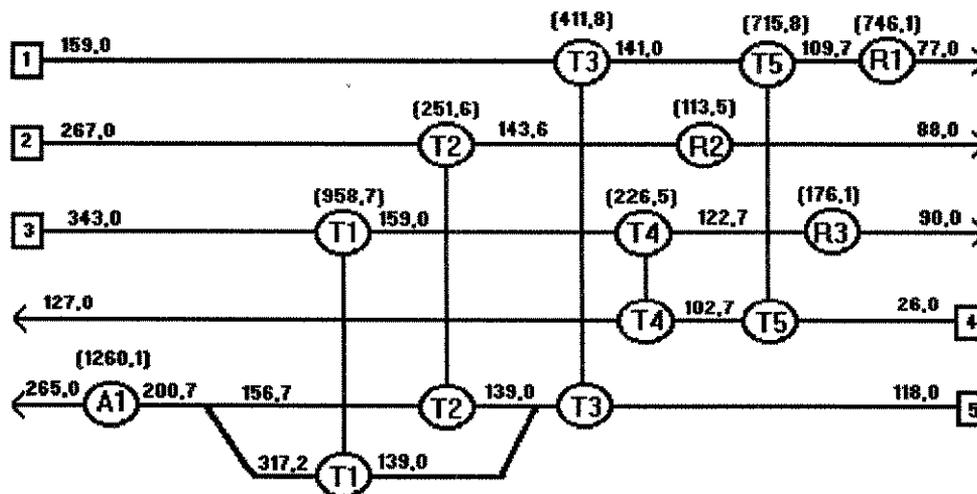


Figura 6.19 - Nova rede com a eliminação de 2 trocadores

	T1	T2	T3	T4	T5	R1	R2	R3	A1
1	0	0	+1	0	+1	+1	0	0	0
2	0	+1	0	0	0	0	+1	0	0
3	+1	0	0	+1	0	0	0	+1	0
4	0	0	0	-1	-1	0	0	0	0
5	-1	-1	-1	0	0	0	0	0	-1
Refrigerante 1	0	0	0	0	0	0	-1	0	0
Refrigerante 2	0	0	0	0	0	0	0	-1	0
Refrigerante 3	0	0	0	0	0	0	0	0	-1
Aquecimento	0	0	0	0	0	0	0	0	+1

Figura 6.20 - Matriz incidência para a Figura 6.19

6.7 - MÓDULO DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

Neste módulo a rede depois de sintetizada e evoluída tem seus equipamentos dimensionados, levando em conta as perdas de carga disponíveis e o fator de incrustação permitido.

O método utilizado, conforme discutido anteriormente é o de Bell-Delaware, seguindo a sistemática de cálculo proposta em Ravagnani (1989). O diagrama de blocos correspondente a este módulo encontra-se na Figura 6.21.

Inicialmente calcula-se o fator de correção FT da MLDT, a média logarítmica das diferenças de temperaturas. Nesta etapa sabe-se quantas carcaças deverão ser agrupadas em série para o trocador.

O segundo passo é o cálculo da área de troca térmica, partindo-se do menor trocador possível disponível, conforme discutido no Capítulo 4 deste trabalho. Este trocador apresenta o máximo número de passagens nos tubos, a fim de que a queda de pressão disponível seja aproveitada, ou seja, esteja o mais próxima possível do limite permitido.

Com a área, o calor trocado e a verdadeira diferença de temperaturas calcula-se o coeficiente global de troca térmica levando em conta a incrustação.

O passo seguinte é o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga para o lado dos tubos. Se a queda de pressão for menor que o valor permitido, o procedimento segue adiante, para o cálculo do lado da carcaça. Caso contrário, tenta-se diminuir o número de passagens nos tubos NN para não aumentar o diâmetro do trocador, e volta-se ao cálculo da área. Se o número de passagens nos tubos for mínimo e a queda de pressão não tiver sido satisfeita, deve-se então aumentar o trocador.

Para o lado do casco, os valores do coeficiente de película e da perda de carga são calculados. Neste caso, parte-se sempre do mínimo espaçamento possível entre as chicanas a fim de se aproveitar ao máximo a perda de carga permitida. Se a queda de pressão for satisfeita, parte-se para o cálculo do fator de incrustação. Se isto não ocorrer, aumenta-se o espaçamento entre as chicanas L3, com a finalidade de evitar o aumento no diâmetro do trocador, e volta-se ao cálculo da área. Se o espaçamento entre as chicanas já for o máximo possível e ainda assim a perda de carga não tiver sido satisfeita, o trocador deve então ser aumentado.

O passo seguinte é o cálculo do fator de incrustação Rd, que é feito utilizando-se o coeficiente global de troca térmica UD, calculado a partir da área de transferência de calor e do coeficiente global de troca térmica sem levar em conta a incrustação UC, calculado a partir dos coeficientes de película dos fluidos escoando no casco e nos tubos. Se o valor calculado for maior ou igual ao permitido, o trocador está dimensionado. Caso contrário, o trocador deve ser aumentado, pois não resta outra alternativa. Quando

o fator de incrustação estiver satisfeito, passa-se à impressão dos resultados. O procedimento é realizado para todos os equipamentos da malha.

Um caso da literatura é utilizado para exemplificar a aplicação deste módulo do programa.

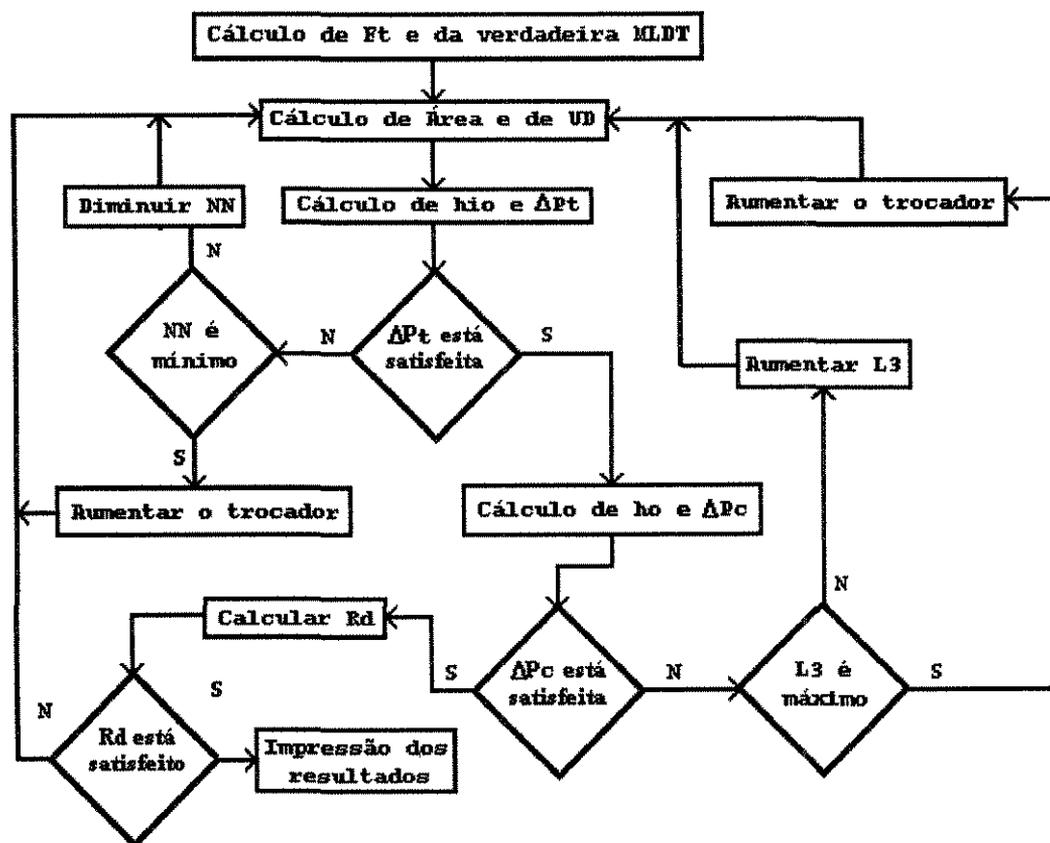


Figura 6.21 - Diagrama de blocos para o módulo Dimensionamento dos Equipamentos

O caso estudado aqui apresenta quatro correntes de processo, duas quentes e duas frias, e uma utilidade quente e uma fria. Este problema foi proposto por Polley e Panjeh Shahi (1991), e é uma modificação do problema inicialmente proposto por Linnhoff e Hindmarsh (1983). A modificação realizada foi a introdução das propriedades físicas, das perdas de carga e das incrustações permitidas para cada corrente. Os dados correspondentes a estas correntes encontram-se nas Tabelas 6.13 e 6.14. O ΔT_{min} a ser utilizado é 20 °C. Este problema será denominado Exemplo 5.

A aplicação da TP nos apresenta o PEE em 90 °C para as correntes quentes e a quantidade mínima de energia para as utilidades de 400 KW para a água e 1075 KW para o vapor.

Aplicando-se a regra (N - 1), o NMU obtido é 5.

Utilizando-se o MPE, obtém-se a rede apresentada na Figura 6.22. Esta rede apresenta cinco trocadores, dois resfriadores e um aquecedor, ou seja, três equipamentos

além do NMU. É necessário que a mesma seja evoluída. A evolução desta, com a redução do número de equipamentos nos leva à rede da Figura 6.23.

Tabela 6.13 - Temperaturas e CP das correntes para o Exemplo 5

Correntes	Ten(°C)	Tsai(°C)	CP(KW/°C)
1	150	60	20
2	90	60	80
3	20	125	25
4	25	100	30
Vapor	180	180	
Água	10	15	

Tabela 6.14 - Propriedades físicas, ΔP e R_d para as correntes do Exemplo 5

Corrente	ρ (Kg/m ³)	Cp(Wh/Kg°C)	μ (Kg/hm)	κ (W/m°C)	Rd(m ² °C/W)	ΔP (KPa)
1	800,00	0,722	1,800	0,12	0,00018	20,0
2	800,00	0,722	1,800	0,12	0,00018	30,0
3	800,00	0,722	1,800	0,12	0,00018	10,0
4	800,00	0,722	1,800	0,12	0,00018	60,0
Vapor	0,49	0,550	0,055	0,03	0,00018	13,8
Água	1000,00	1,165	4,684	0,58	0,00018	68,9

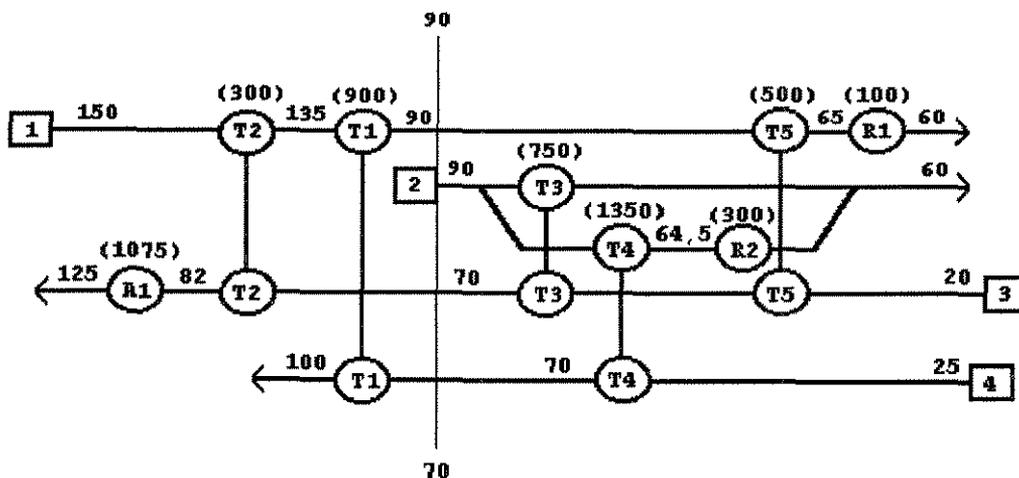


Figura 6.22 - Rede sintetizada para o Exemplo 5

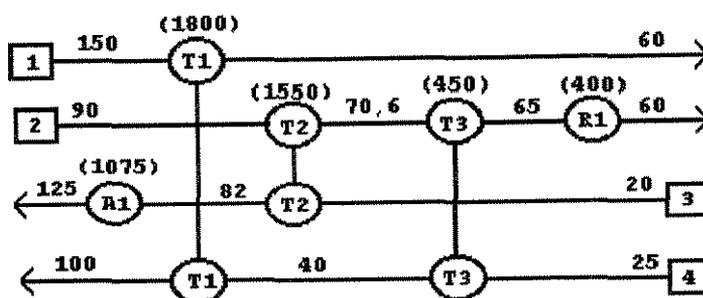


Figura 6.23 - Rede evoluída para o Exemplo 5

Esta rede é semelhante à obtida por Polley e Panjeh Shahi (1991), embora não se possa fazer nenhuma comparação com relação à aplicação da sua metodologia. Isto porque os autores fazem apenas o dimensionamento térmico dos trocadores, partindo de perdas de carga fixas para os trocadores.

Como pode ser observado, o NMU foi obtido sem acréscimo de utilidades. Segundo a análise feita por Polley e Panjeh Shahi (1991) esta rede é a mais econômica para este problema depois da aplicação do dimensionamento dos equipamentos. Os resultados obtidos pelos autores são apresentados na Tabela 6.15. Nesta tabela nc é o número de carcaças, $D1$ o diâmetro da carcaça, nt o número de tubos no interior do trocador, NN o número de passagens nos tubos, $Comp$ o comprimento dos tubos, $Cchi$ o corte das chicanas, $Nchi$ o número de chicanas, hio e ho os coeficientes de película nos lados dos tubos e do casco, UC o coeficiente global de troca e ΔPt e ΔPc as perdas de carga para os lados dos tubos e do casco. Foram utilizados tubos com 19,1 mm de diâmetro externo, 15,4 mm de diâmetro interno e com distância entre centros de tubos adjacentes (Pitch) de 24,5 mm.

Aplicando-se o programa desenvolvido no presente trabalho, os equipamentos obtidos na rede da Figura 6.23 também foram dimensionados utilizando-se o método de Bell-Delaware, como fizeram os autores citados. Porém, em nosso caso, partimos de coeficientes de película arbitrados para uma estimativa inicial da rede. Depois de sintetizada, os trocadores da rede foram dimensionados, tendo seus coeficientes de película, perdas de carga e incrustações calculadas. Utilizando-se as mesmas medidas para os diâmetros externo e interno dos tubos e para o "Pitch" entre eles, os resultados por nós obtidos são apresentados na Tabela 6.16.

Comparando as Tabelas 6.15 e 6.16 podemos observar que o comprimento dos tubos e o corte das chicanas foi diferente entre elas. Além disso, especificamos variáveis de projeto importantes e que foram omitidas pelos autores citados, como o espaçamento entre as chicanas $L3$, o coeficiente global de transferência de calor UD e o fator de incrustação calculado para todos os trocadores. Além disso, para o aquecedor são

fornecidos todos os outros resultados junto com a área de troca térmica e o número de cascos associados em série.

Tabela 6.15 - Dimensionamento dos equipamentos segundo Polley e Panjeh Shahi (1991)

Trocador	T1	T2	T3	R1	A1
Área(m ²)	122,2	180,3	23,3	13,1	26,1
nc	3	2	1	1	1
D1(mm)	360,1	670,5	612,5	386,2	
nt	104	403	315	133	
NN	2	4	6	1	
Comp(mm)	6492	3735	1233	1639	
Cchi	0,237	0,258	0,425	0,369	
Nchi	29	12	3	5	
hio(W/m ² °C)	1085,7	627,7	1079,7	1626,6	
ho(W/m ² °C)	912,3	1233,3	1150,5	980,3	
UC(W/m ² °C)	497,8	416,0	557,0	611,7	
ΔPt(KPa)	50,60	8,46	9,40	0,90	
ΔPc(KPa)	20,0	25,22	3,22	1,56	

Analisando as duas tabelas, verificamos que as áreas de troca são próximas, embora em alguns casos o comprimento dos tubos seja muito diferente. Isto faz com que os diâmetros do casco também sejam diferentes. Com relação ao número de cascos e ao número de passagens nos tubos, os resultados são os mesmos, com exceção do trocador T3. As áreas obtidas na Tabela 6.15 são sempre menores do que as apresentadas na Tabela 6.16. Isto se deve ao fato de que os autores Polley e Panjeh Shahi (1991) quando propuseram a perda de carga para cada corrente, como mostrado na Tabela 6.14, fizeram a suposição de que toda a perda de carga seria utilizada. Quando havia mais do que um trocador em uma corrente, a queda de pressão suposta era distribuída entre os trocadores de forma linear com relação à área de troca. Desta forma, estas perdas de carga não foram calculadas, mas atribuídas aos trocadores. No nosso caso, a distribuição das perdas de carga foi com relação à quantidade de calor trocado. As perdas de carga foram calculadas, e evidentemente, obtivemos valores menores que os fixados, o que leva a trocadores maiores. Estas perdas de carga são também apresentadas na Tabela 6.16, onde ΔPtd e ΔPcd são as perdas de carga disponíveis para os lados dos tubos e da carcaça e ΔPtc e ΔPtc as perdas de carga calculadas. No entanto, temos a garantia de que os trocadores da Tabela 6.16 são os menores possíveis e apresentam o

aproveitamento máximo para a perda de carga e a incrustação permitidas nos trocadores para estas condições de operação.

Tabela 6.16 - Dimensionamento dos equipamentos neste trabalho

Trocador	T1	T2	T3	R1	A1
Área(m ²)	144,4	250,6	25,2	13,1	122,4
nc	3	2	1	1	1
D1(mm)	387,4	833,2	590,6	438,2	590,6
nt	132	687	308	188	341
NN	2	4	4	1	1
Comp(mm)	6096	3048	1372	1160	6000
Cchi	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Nchi	30	12	3	2	48
L3(mm)	196,3	208,3	295,3	438,2	118,1
hio(W/m ² °C)	1358,7	546,4	1201,1	1887,1	8500,0
ho(W/m ² °C)	832,3	1214,8	1322,9	1398,1	132,6
UC(W/m ² °C)	516,1	376,9	629,5	803,1	130,6
UD(W/m ² °C)	423,9	300,6	510,9	614,1	117,9
Rdc(m ² °C/W)	0,000422	0,000674	0,000368	0,000383	0,000656
ΔPtd (KPa)	47,9	5,9	12,0	10,0	1,0
ΔPtc (KPa)	45,1	4,6	9,7	0,4	0,5
ΔPcd (KPa)	20,0	19,3	5,6	5,0	1,0
ΔPcc (KPa)	18,2	19,1	3,3	2,3	0,1

6.8 - MÓDULO IMPRESSÃO DOS RESULTADOS

Neste módulo estão as saídas dos resultados obtidos na forma de relatório.

São impressos o diagrama TH, o diagrama Custo x ΔT_{min} , a rede evoluída, contendo as temperaturas de entrada e saída e o calor trocador para cada trocador além do dimensionamento dos mesmos. Por fim, são impressos o custo das utilidades, o custo fixo e o custo global da rede com o dimensionamento dos equipamentos, finalizando a aplicação do programa.

A seguir, um caso foi escolhido para a aplicação do programa, seguindo o diagrama de blocos apresentado na Figura 6.1.

6.9 - APLICAÇÃO DO PROGRAMA DESENVOLVIDO

Para a aplicação do programa desenvolvido envolvendo todas as etapas descritas anteriormente, desde a otimização do ΔT_{min} , a síntese da rede, a evolução da mesma e com o dimensionamento dos equipamentos, foi escolhido um problema de tamanho industrial apresentado inicialmente por Linnhoff et al. (1982), e utilizado posteriormente por Linnhoff e Ahmad (1989) para demonstrar como a Tecnologia Pinch poderia ser utilizada para obter malhas próximas da ótima. Trata-se de uma planta de aromáticos, que aqui será referenciado como Exemplo 6, e tem os dados apresentados nas Tabelas 6.17 e 6.18.

Tabela 6.17 - Dados das correntes para o Exemplo 6

Corrente	CP(MW/°C)	Ten(°C)	Tsai(°C)	h(KW/m ² °C)
1 (quente)	0,10	327	40	$0,5 \cdot 10^{-3}$
2 (quente)	0,16	220	160	$0,5 \cdot 10^{-3}$
3 (quente)	0,06	220	60	$0,5 \cdot 10^{-3}$
4 (quente)	0,40	160	45	$0,5 \cdot 10^{-3}$
5 (fria)	0,10	100	300	$0,5 \cdot 10^{-3}$
6 (fria)	0,07	35	164	$0,5 \cdot 10^{-3}$
7 (fria)	0,35	85	138	$0,5 \cdot 10^{-3}$
8 (fria)	0,06	60	170	$0,5 \cdot 10^{-3}$
9 (fria)	0,20	140	300	$0,5 \cdot 10^{-3}$
Óleo		330	230	$1,0 \cdot 10^{-3}$
Água		10	30	$2,5 \cdot 10^{-3}$

Dados de Custo :

$$\text{Capital} = 10000 + 350 \cdot A(\text{m}^2) \text{ US}$$

$$\text{Tempo de vida da planta} = 5 \text{ anos}$$

$$\text{Taxa de retorno} = 0\%$$

$$\text{Custo anual do óleo quente} = 60000 \text{ US/ano}$$

$$\text{Custo anual da água} = 6000 \text{ US/ano}$$

Podemos observar que os dados de temperaturas e produtos entre vazão mássica e Cp são os mesmos do Exemplo 1. Porém, os coeficientes de película das correntes são iguais para todas elas. Isto porque o objetivo deste Exemplo é o de, além de apresentar a aplicação do programa desenvolvido, apresentar também a diferença entre os coeficientes individuais arbitrados e os calculados pelo programa.

Tabela 6.18 - Propriedades físicas, incrustações e perdas de carga para o Exemplo 6

Corrente	$\rho(\text{Kg/m}^3)$	$C_p(\text{Wh/Kg}^\circ\text{C})$	$\mu(\text{Kg/mh})$	$\kappa(\text{W/m}^\circ\text{C})$	$R_d(\text{m}^2\text{ }^\circ\text{C/W})$	$\Delta P(\text{KPa})$
1	500	0,550	0,900	0,110	0,00018	120
2	55	0,608	0,036	0,026	0,00014	80
3	676	0,521	1,000	0,110	0,00018	90
4	697	1,520	1,116	0,110	0,00018	60
5	464	0,550	0,576	0,110	0,00018	20
6	570	0,440	1,080	0,110	0,00018	20
7	1	2,780	0,036	0,170	0,00014	30
8	685	0,440	0,972	0,110	0,00018	15
9	667	0,760	0,756	0,110	0,00018	80

Com relação aos dados de custo, estes não foram especificados por Linnhoff et al. (1982). Porém, com a finalidade de evidenciar a influência dos coeficientes de película na otimização do ΔT_{\min} , foram atribuídos os valores constantes na Tabela 6.17.

Fazendo-se a otimização do ΔT_{\min} para este caso, obtemos o valor de 22°C , para um custo mínimo de $2,3889 \cdot 10^6$ US\$/ano e área de $11939,8 \text{ m}^2$. A Figura 6.24 apresenta o diagrama Custo x ΔT_{\min} .

Definido o ΔT_{\min} , aplicamos a TP, identificando o PEE em 122°C para as correntes quentes. A demanda de utilidades é $22,8 \text{ MW}$ de aquecimento e $30,52 \text{ MW}$ de resfriamento. A Figura 6.25 apresenta o diagrama TH para este valor de ΔT_{\min} .

Partimos então para a síntese da rede, utilizando-se o MPE. A rede obtida é apresentada na Figura 6.26. Esta rede, como pode ser observado, apresenta alguns laços que podem ser rompidos com o objetivo de diminuir o número de equipamentos. Fazendo-se a evolução da rede, sem que sejam acrescidas as utilidades, temos a redução de quatro trocadores, como pode ser observado na Figura 6.27.

A rede evoluída apresenta uma área total de $13316,76 \text{ m}^2$. Esta área vai representar um custo de equipamentos igual a $943173 \text{ US}/\text{ano}$. Os custos das utilidades quente e fria são $1368000 \text{ US}/\text{ano}$ e $183120 \text{ US}/\text{ano}$, respectivamente. Isto nos leva a um custo global igual a $2485300 \text{ US}/\text{ano}$.

Para o dimensionamento dos equipamentos foi utilizado o método de Bell-Delaware, com a finalidade de se obter valores mais reais para o custo global da malha.

Foram utilizados tubos com $19,05 \text{ mm}$ de diâmetro externo, $15,74 \text{ mm}$ de diâmetro interno e $25,4 \text{ mm}$ de "pitch", ou distância entre centros de tubos adjacentes. O corte das chicanas foi de 25% para todos os trocadores. Os resultados encontram-se na Tabela 6.19.

A perda de carga disponível para cada corrente foi distribuída ao longo de todos os trocadores que se utilizaram destas correntes. A distribuição foi feita levando-se em consideração a quantidade de calor transferida em cada trocador. Estes valores podem ser observados na tabela, onde ΔP_{td} representa a perda de carga disponível para o

escoamento no lado dos tubos, e ΔP_{tc} a perda de carga calculada pelo programa. O mesmo ocorre com os valores de ΔP_{cd} e ΔP_{cc} , que representam a perda de carga disponível e a calculada no lado da carcaça, respectivamente. Pode-se perceber que os resultados calculados encontram-se sempre próximos dos disponíveis. Isto se dá porque o programa busca sempre utilizar a máxima perda de carga disponível no trocador.

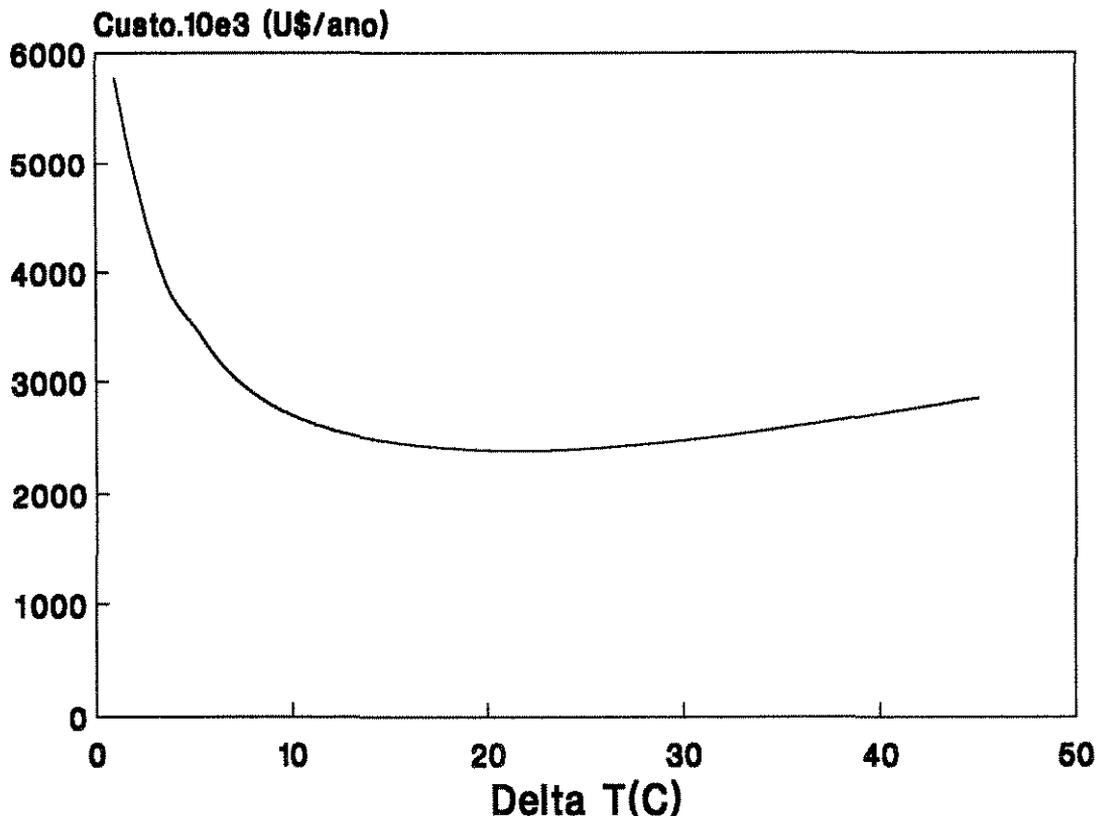


Figura 6.24 - Diagrama Custo x ΔT_{min} para o Exemplo 6

Os resultados encontrados na primeira linha da Tabela 6.19 correspondem ao valor da área de troca sem o dimensionamento dos equipamentos, designada A_{esp} . Pode-se perceber que em alguns trocadores a área real é até 50% menor do que a esperada. A área total é 8501,79 m². O custo global da rede para esta área é 2148245 U\$/ano. Uma comparação destes resultados com os da síntese e os da pré-análise é apresentada na Tabela 6.20.

O custo global da rede com o dimensionamento é 15,7% menor do que o da rede sintetizada. Nesta diferença está o fato de que os coeficientes individuais e globais de troca térmica foram calculados, acarretando no caso uma diminuição na área dos trocadores. É necessário destacar também o papel das perdas de carga e da incrustação. Os trocadores foram calculados respeitando-se os valores fixados anteriormente. Além disso, variáveis de projeto importantes dos trocadores são agora conhecidos.

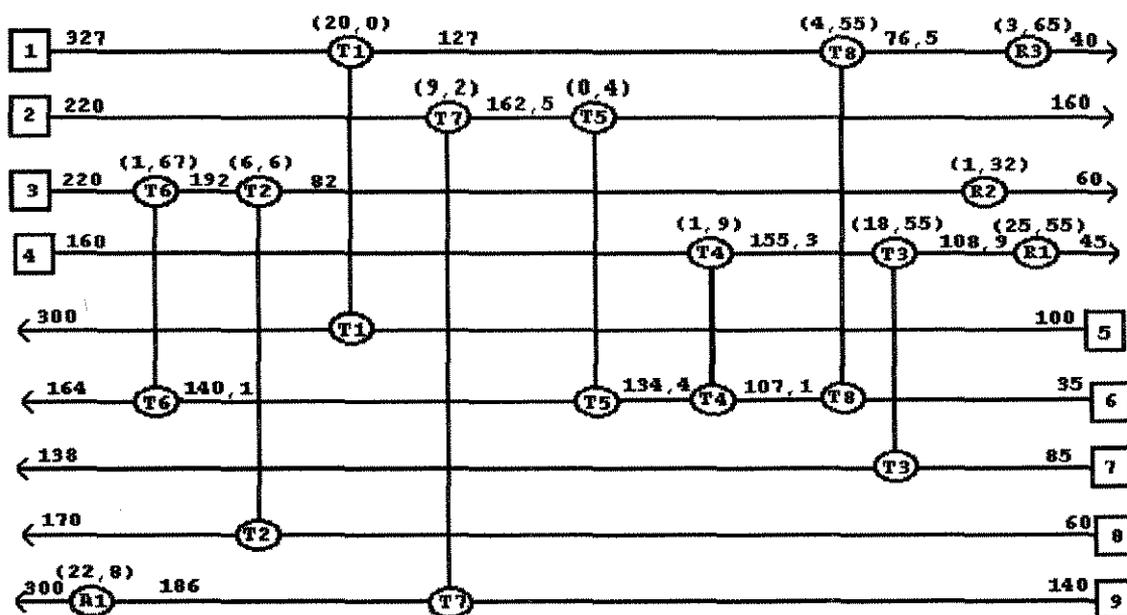


Figura 6.27 - Rede evoluída para o Exemplo 6

Tabela 6.19 - Dimensionamento para o Exemplo 6

Trocador	T1	T2	T3	T4	T5	T6
Aesp(m ²)	2962,96	1200,00	3640,82	213,08	66,85	123,93
Área(m ²)	2098,26	986,98	1800,00	110,93	66,92	73,95
nc	8	5	3	1	1	1
D1(mm)	1219,2	939,80	1520,00	889,0	1219,2	889,0
nt	1598	902	2987	811	1598	811
NN	2	2	1	2	2	2
Comp	2743,2	3657,6	1200,0	2286,0	700,0	1524,0
Nchi	7	13	3	2	-	6
L3(mm)	304,80	234,95	304,00	889,0	-	117,8
hio(W/m ² °C)	886,82	808,72	1935,59	947,97	551,00	947,97
ho(W/m ² °C)	1166,40	1112,67	1299,44	1645,71	1099,97	1286,46
UC(W/m ² °C)	503,79	468,33	777,48	601,49	367,11	545,79
UD(W/m ² °C)	422,48	378,93	575,26	488,83	250,76	438,83
ΔPtd(KPa)	20,00	15,00	30,00	4,46	0,94	3,92
ΔPtc(KPa)	15,97	14,55	30,98	4,43	0,77	3,68
ΔPcd(KPa)	70,18	61,68	24,19	2,47	3,33	15,67
ΔPcc(KPa)	67,27	43,45	22,97	1,84	2,70	7,51
Rdc(m ² °C/W)	0,000382	0,000504	0,000452	0,000383	0,001264	0,000447

Tabela 6.19 - Dimensionamento para o Exemplo 6 (Cont.)

Trocador	T7	T8	R1	R2	R3	A1
Aesp(m ²)	1321,1	619,83	1002,20	62,13	232,67	1871,19
Área(m ²)	869,72	498,30	629,61	51,65	203,31	1112,16
nc	2	3	1	1	1	3
D1(mm)	1524,0	990,6	1320,8	488,9	939,8	1320,9
nt	2510	1012	1918	236	929	1848
NN	4	2	1	1	1	4
Comp	2895,6	2743,2	5486,4	3657,6	3657,6	3352,8
Nchi	2	4	18	6	13	3
L3(mm)	762,00	495,30	264,18	488,95	234,95	660,44
hio(W/m ² °C)	1416,08	794,09	3113,05	1554,73	1172,05	1809,11
ho(W/m ² °C)	880,42	1266,53	1904,19	1417,98	1641,98	2226,94
UC(W/m ² °C)	542,89	488,08	1181,50	741,60	683,89	958,19
UD(W/m ² °C)	454,08	376,86	817,63	516,11	526,17	699,53
ΔPtd(KPa)	23,00	10,68	10,00	10,00	10,00	10,00
ΔPtc(KPa)	18,72	9,65	3,95	0,58	0,39	8,51
ΔPcd(KPa)	76,67	15,96	33,33	12,38	33,86	57,00
ΔPcc(KPa)	33,95	14,24	28,03	8,28	29,17	54,45
Rdc(m ² °C/W)	0,000359	0,000605	0,000377	0,000589	0,000438	0,000428

Com relação aos coeficientes individuais de troca térmica, pode-se perceber a diferença entre os valores arbitrados na etapa da pré-análise e os calculados. Além de diferentes dos valores arbitrados, os valores calculados são muito diferentes entre si, levando-nos à conclusão de que o arbitramento de coeficientes de película iguais para todas as correntes é uma hipótese que leva a resultados distantes dos reais.

Tabela 6.20 - Comparação de custos para o Exemplo 6

	Pré-análise	Síntese	Dimensionamento
Área(m ²)	11939,80	13316,76	8501,79
Custo fixo(US\$/ano)	837783	943173	597125
Óleo quente(US\$/ano)	1368000	1368000	1368000
Água(US\$/ano)	183120	183120	183120
Custo global(US\$/ano)	2388903	2485300	2148245

6.10 CONCLUSÕES

O desenvolvimento do programa trouxe três contribuições aos trabalhos apresentados na área. A primeira delas é que foi apresentada uma nova abordagem para o problema com mais de um PEE, com o desenvolvimento de um algoritmo de simples aplicação para a identificação do $\Delta T_{\text{máx.}}$, ao qual corresponde o "pinch inverso".

A segunda contribuição foi o desenvolvimento de um algoritmo para a evolução da rede, minimizando o número de equipamentos sem alterar a demanda de utilidades.

A terceira e mais importante contribuição no desenvolvimento do programa foi a incorporação do dimensionamento termohidráulico dos trocadores à síntese da rede, levando a resultados bastante diferentes dos obtidos sem esta abordagem.

Por fim, os resultados obtidos para a aplicação de cada um dos módulos desenvolvidos no programa nos permitem dizer que o programa desenvolvido é bastante amplo e leva a resultados mais realísticos do ponto de vista da aplicabilidade industrial, uma vez que o dimensionamento dos trocadores é realizado de forma mais completa que os demais trabalhos apresentados na literatura.

CAPÍTULO 7
CONCLUSÕES

7.1 CONCLUSÕES GERAIS

Através do desenvolvimento deste trabalho, foi possível chegar a um certo número de conclusões. Algumas destas conclusões têm 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 a que chegamos com este trabalho é que a escolha da utilização da Tecnologia Pinch para a síntese de RTC foi bastante acertada, uma vez que se conseguiu desenvolver um programa computacional de fácil utilização e de forma interativa, fazendo com que o usuário perceba o que está ocorrendo no processo, permitindo-lhe a tomada de decisões. 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 desenvolvido um programa com pouca ou nenhuma interação com o usuário, o que poderia levar a soluções totalmente alheias à realidade do processo ao qual está inserido o problema.

Outra conclusão geral que podemos tirar é que toda a análise feita em torno do custo da rede, como por exemplo a etapa da otimização do ΔT_{min} ou mesmo no cálculo do custo global é amplamente dependente da função custo que se tem no processo. Devido à forma suposta como genérica na Equação (3.6), qualquer variação em alguma daquelas constantes pode levar a valores muito diferentes para o ΔT_{min} ótimo, e, conseqüentemente, para o custo global mínimo da rede.

Portanto, deve-se abordar de forma cautelosa o tratamento dado aos métodos que otimizam o custo global da rede, uma vez que existe uma incerteza relativamente grande na escolha dos parâmetros pertencentes à função custo de capital, 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 consideramos a grande contribuição do trabalho desenvolvido, é que ficou claramente demonstrado que as perdas de carga e as incrustações são fatores muito importantes para serem desconsiderados durante a síntese de uma RTC. Isto está comprovado através da diferença existente entre os trocadores dimensionados sem levar em consideração estes fatores e quando eles são considerados. Para o caso estudado no Exemplo 6, os resultados mostraram-se bastante discrepantes.

Além disso, certamente as redes sintetizadas considerando as perdas de carga e incrustações nas correntes escoando dentro dos trocadores certamente levarão a resultados mais realísticos do que as redes sem o dimensionamento.

7.2 CONCLUSÕES ESPECÍFICAS

As metodologias desenvolvidas no presente trabalho para a síntese de RTC trouxeram algumas contribuições significativas, e como consequência demonstraram a grande aplicabilidade do programa implementado.

Primeiramente, uma nova metodologia para a síntese de RTC com múltiplos PEE foi desenvolvida, tratando o problema de forma simples através da divisão do mesmo em subproblemas, de acordo com o número de PEE. Os resultados obtidos para a aplicação do método comprovam a sua fácil e rápida utilização.

Outra contribuição importante foi o desenvolvimento de uma nova metodologia para a evolução da rede. Esta metodologia, que está baseada na redução do número de trocadores da rede sem que as demandas das utilidades sejam alteradas evita as grandes dificuldades que estão implícitas na descoberta dos caminhos ("path") entre as utilidades quentes e frias, passando pelos trocadores para poder restaurar o ΔT_{min} violado. Certamente, a metodologia proposta neste trabalho irá levar a violações no ΔT_{min} , mas que podem muito bem ser administradas graças à interação que o usuário tem com o programa, levando-o à opção de aceitar ou não a violação no ΔT_{min} .

Devemos destacar a inclusão do algoritmo para o dimensionamento termohidráulico dos trocadores à síntese da rede. Isto não só faz com que se chegue a resultados mais reais do ponto de vista do dimensionamento dos trocadores, como também garante sempre que o trocador dimensionado será sempre o menor a satisfazer as condições de operação do processo e a padronização existente (TEMA).

Por fim, utilizando-se os conceitos da Tecnologia Pinch temos um programa computacional que apresenta a obtenção da rede ótima, com ΔT_{min} ótimo, a MRE, o NMU, a área de troca térmica mínima e o custo global mínimo, além do dimensionamento dos equipamentos.

7.3 SUGESTÕES

Evidentemente o trabalho desenvolvido não tem a pretensão de esgotar o assunto. Muitos pontos importantes ligados à síntese de RTC não foram abordados neste trabalho, ou o foram e necessitam ainda serem aperfeiçoados.

Um dos pontos que certamente precisam ser aperfeiçoados é o módulo de evolução da rede. Talvez a utilização de técnicas matemáticas combinadas com os conceitos utilizados no desenvolvimento deste módulo viesse a melhorá-lo no sentido de se chegar com mais rapidez à rede evoluída.

Outro ponto que se poderia incluir é o algoritmo de Panjeh Shahi (1992) para obtenção da área mínima de troca térmica antes da síntese da rede. Poder-se-ia fazer um estudo mais aprofundado sobre o assunto, embora o próprio autor concorde que seu algoritmo seja apenas uma inversão do arbitramento dos coeficientes de película pela fixação das perdas de carga, com a diferença que a indústria possui padrões para perdas de carga disponíveis nos trocadores, o que não ocorre com os coeficientes de transferência de calor convectivos.

Finalmente, sugerimos como uma importante extensão do trabalho aqui desenvolvido a utilização do programa com vistas à síntese total de uma planta, como descrito por Linnhoff (1993) e Linnhoff (1994).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ahmad, S., "Heat Exchanger Networks: Cost Trade-Offs in Energy and Capital", *Ph. D. Thesis, UMIST* (1985).
- Ahmad, S. e Linnhoff, B., "Supertarget: Optimization of a Chemical Solvents Plant - Different Process Structures for Different Economics", *ASME Winter Meeting*, Anaheim, December (1986).
- Ahmad, S. e Hui, D. C. W., "Heat Recovery Between Areas of Integrity", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 15, n° 12, pp. 809-832 (1992).
- Ahmad, S., Linnhoff, B. e Smith, R., "Design of Multipass Heat Exchanger: An Alternative Approach", *Transactions of the ASME*, Vol. 110, pp. 304-309 (1988).
- Ahmad, S., Linnhoff, B. e Smith, R., "Cost Optimum Heat Exchanger Networks - 2. Targets and Design for Detailed Capital Cost Models", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 7, pp. 751-767 (1990).
- Ahmad, S. e Smith, R., "Targets and Design for Minimum Number of Shells in Heat Exchanger Networks", *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 67, pp. 481-493 (1989).
- Blackwell, W. W. e Haydu, L., "Calculating the Correct LMDT in Shell-and-Tube Heat Exchangers", *Chemical Engineering*, pp. 101-106, August (1981).
- Boland, D. e Linnhoff, B., "The Preliminary Design of Networks for Heat Exchange by Systematic Methods", *The Chemical Engineer*, pp. 222-228, April (1979).
- Carvalho, S. H. V., "Otimização Energética de um Processo em Operação", *Tese de Mestrado - COPPE/UFRJ* (1990).
- Cena, V., Mustachi, C. e Natali, F., "Synthesis of Heat Exchange Networks: A Non-Iterative Approach", *Chemical Engineering Science*, Vol. 32, pp. 1227-1231 (1977).
- Cerda, J., Westerberg, A. W., "Synthesizing Heat Exchanger Networks Having Restricted Stream/Stream Match Using Transportation Problem Formulations", *Chemical Engineering Science*, Vol. 38, pp. 1723-1740 (1983).
- Cerda, J., Westerberg, A. W., Mason, D. e Linnhoff, B., "Minimum Utility Usage in Heat Exchanger Network Synthesis - A Transportation Problem", *Chemical Engineering Science*, Vol. 38, n° 3, pp. 373-387 (1983).
- Ciric, A. R. e Floudas, C. A., "A Retrofit Approach for Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 13, n° 6, pp. 703-715 (1989).
- Ciric, A. R. e Floudas, C. A., "Application of The Simultaneous Match-Network Optimization Approach to the Pseudo-Pinch Problem", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 3, pp. 241-250 (1990).

- Ciric, A. R. e Floudas, C. A., "Heat Exchanger Network Synthesis Without Decomposition", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 15, n° 6, pp. 385-396 (1991).
- Colberg, R. D. e Morari, M., "Area and Capital Cost Targets for Heat Exchanger Networks Synthesis With Constrained Matches and Unequal Heat Transfer Coefficients", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 1, pp. 1-22 (1990).
- Dolan, W. B., Cummings, P. T. e Le Van, M. D., "Algorithmic Efficiency of Simulated Annealing for Heat Exchanger Network Design", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 10, pp. 1039-1050 (1990).
- Duran, M. A. e Grossmann, I. E., "Simultaneous Optimization and Heat Integration of Chemical Process", *AIChE Journal*, Vol. 32, pp. 123-138 (1986).
- Engel, P. e Morari, M., "Limitations of the Preliminary Loop-Breaking Method for Synthesis of Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 12, n° 4, pp. 307-310 (1988).
- Elshout, R. V. e Hohmann, E. C., "The Heat Exchanger Networks Simulator", *Chemical Engineering Progress*, pp. 72-77, March (1979).
- Ferner, H., Moser, F. e Schnitzer, H., "An Object Oriented Development System for Heat Exchanger Networks", (1991).
- Floudas, C. A., Aggarwal, A. e Ciric, A. R., "Global Optimum Search for Nonconvex NLP and MINLP Problems", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 13, n° 10, pp. 1117-1132 (1989).
- Floudas, C. A. e Ciric, A. R., "Strategies for Overcomin Uncertanties in Heat Exchanger Network Synthesis", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 13, n° 10, pp. 1133-1152 (1989).
- Flower, J. e Linnhoff, B., "A Thermodynamic Combinatorial Approach to The Design of Optimal Heat Exchanger Networks", *AIChE Journal*, Vol. 26, pp. 1-9 (1980).
- Fraser, D. M., "The Use of Minimum Flux Instead of Minimum Approach Temperature as a Design Specification for Heat Exchanger Networks", *Chemical Engineering Science*, Vol. 44, n° 5, pp. 1121-1127 (1989).
- Grossmann, I. E. e Sargent, R. W. H., "Optimum Design of Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 2, pp. 1-7 (1978).
- Gundersen, T. e Grossmann, I. E., "Improved Optimization Strategies for Automated Heat Exchanger Network Synthesis Through Physical Insights", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 9, pp. 925-944 (1990).
- Gundersen, T. e Naess, L., "The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks - An Industrial Review of The State of the Art", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 12, n° 6, pp. 503-530 (1988).

- Hall, S. G., Ahmad, S. e Smith, R., "Capital Cost Targets for Heat Exchanger Networks Comprising Mixed Materials of Construction, Pressure Ratings and Exchanger Types", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 3, pp. 319-335 (1990).
- Hendry, J. E., Rudd, D. F. e Seader, J. D., "Synthesis in the Design of Chemical Process", *AIChE Journal*, Vol. 19, n° 1, pp. 1-15 (1973).
- Hlavacek, K. V., "Journal Review-Synthesis in the Design for Chemical Process", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 2, pp. 67-75 (1978).
- Hohmann, E. C., "Optimum Networks for Heat Exchange", *Ph.D. Thesis, University of Southern California* (1971), em Gundersen e Naess (1988).
- Hwa, C. S., "Mathematical Formulation and Optimization of Heat Exchanger Network Using Separable Programming", *AIChE - International Chemical Engineering Symposium Series*, n° 4, pp. 101-106 (1965), em Gundersen e Naess (1988).
- Irazoqui, H. A., "Optimal Thermodynamic Synthesis of Thermal Energy Recovery Systems", *Chemical Engineering Science*, Vol. 41, pp. 1243-1255 (1986).
- Jejede, F. O., "Power, Capital and Energy Costs Trade-Offs in Heat Exchanger Networks", *Ph. D. Thesis - UMIST* (1990)
- Jezowski, J., "The Pinch Design Method for Tasks With Multiple Pinches", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 16, n° 2, pp. 129-131 (1992).
- Jezowski, J., "SYNHEN - Microcomputer Directed Package of Programs for Heat Exchanger Network Synthesis", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 16, n° 7, pp. 691-706 (1992).
- Jezowski, J., "A Note on the Use of Dual Temperature Approach in Heat Exchanger Network Synthesis", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 15, n° 5, pp. 305-312 (1992).
- Jezowski, J. e Hahne, E., "Heat Exchanger Network Synthesis by a Depth First Method. A Case Study", *Chemical Engineering Science*, Vol. 41, pp. 2989-2997 (1986).
- Kelahan, R. C. e Gaddy, J. L., "Synthesis of Heat Exchange Networks by Mixed Integer Optimization", *AIChE Journal*, Vol. 23, n° 6, pp. 816-822 (1977).
- Kern, D. Q., "Process Heat Transfer", McGraw Hill (1950).
- Kobayashi, S., Umeda, T. e Ichikawa, A., "Synthesis of Optimal Heat Exchange Systems - An Approach by the Optimal Assignment Problem in Linear Programming", *Chemical Engineering Science*, Vol. 26, pp. 1367-1380 (1971).
- Kotjabasakis, E. e Linnhoff, B., "Better System Design Reduces Heat Exchanger Fouling Costs", *Oil & Gas Journal*, Vol. 28, pp. , Setembro (1987).
- Lambert, A. J. D., "Minimization of Number of Units in Heat Exchanger Networks Using a Lumped Approach", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 18, n° 1, pp. 71-74 (1994).

- Lee, K. F., Masso, A. H. e Rudd, D. F., "Branch and Bound Synthesis of Integrated Process Designs", *Industrial Engineering Chemical Fundamentals*, n° 9, pp. 48-58 (1970).
- Linnhoff, B. e Ahmad, S., "Cost Optimum Heat Exchanger Networks - 1. Minimum Energy and Capital Using Simple Models for Capital Cost", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 7, pp. 729-750 (1990).
- Linnhoff, B. e Eastwood, A. R., "Overall Site Optimization by Pinch Technology", *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 65, pp. 408-414, Setember (1987).
- Linnhoff, B. e Flower, J., "Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Networks", *AIChE Journal*, Vol. 24, n° 4, pp. 633-642 (1978).
- Linnhoff, B. e Hindmarsh, E., "The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks", *Chemical Engineering Science*, Vol. 38, pp. 745-763 (1983).
- Linnhoff, B., Mason, D. R. e Wardle, I., "Understanding Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 3, pp. 295-302 (1979).
- Linnhoff, B., Townsend, D. W., Boland, D., Hewitt, G. F., Thomas, B. E. A., Guy, A. R. e Marsland, R. H., "A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy", *The Institute Of Chemical Engineers*, U.K. (1982).
- Linnhoff, B. e Turner, J. A., "Simple Concepts in Process Synthesis Give Energy Saving and Elegant Designs", *The Chemical Engineer*, pp. 742-746, December (1980).
- Linnhoff, B. e Turner, J. A., "Heat Recovery Networks: New Insights Yield Big Savings", *Chemical Engineering*, Vol. 88, pp. 56-70 (1981).
- Linnhoff, B. e Vredeveld, D. R., "Pinch Technology has Come of Age", *Chemical Engineering Progress*, pp. 33-40, July (1984).
- Linnhoff, B. e Witherell, W. D., "Pinch Technology Guides Retrofit", *Oil & Gas Journal*, pp. 54-65, April (1986).
- Linnhoff, B., "Pinch Analysis - A State-of-the-Art Overview", *Transactions of the IChemE*, Vol. 71, Part A, pp.503-522, September (1993).
- Linnhoff, B., "Use Pinch Analysis to Knock Down Capital Costs and Emissions", *Chemical Engineering Progress*, pp. 32-57, August (1994).
- Liu, Y. A., Pehler, F. A. e Cahela, D. R., "Studies in Chemical Process Desing and Synthesis. Part VII: Systematic Synthesis of Multipass Heat Exchanger Networks", *AIChE Journal*, Vol. 31, n° 3, pp. 487-491 (1985).
- Masso, A. H. e Rudd, D. F., "The Synthesis of System Designs: II - Heuristic Structuring", *AIChE Journal*, n° 15, pp. 10-17 (1969).

- Menzies, M. A. e Johnson, A. I., "Synthesis of Optimal Energy Recovery Networks Using Discrete Methods", *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 50, pp. 290-296 (1972).
- Muraki, M. e Hayakawa, T., "Practical Synthesis Method for Heat Exchanger Network", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 15, n° 2, pp. 136-141 (1982).
- Nishida, N., Kobayashi, S. e Ichikawa, A., "Optimal Synthesis of Heat Exchange Systems. Necessary Conditions for Minimum Heat Transfer Area and Their Application to Systems Synthesis", *Chemical Engineering Science*, Vol. 26, pp. 1841-1856 (1971).
- Nishida, N., Liu, Y. A. e Lapidus, L., "Studies in Chemical Process Design and Synthesis: III. A Simple and Practical Approach to the Optimal Synthesis of Heat Exchanger Networks", *AIChE Journal*, Vol. 23, n° 1, pp. 77-93 (1977).
- Nishida, N., Stephanopoulos, G. e Westerberg, A. W., "A Review of Process Synthesis", *AIChE Journal*, Vol. 27, n° 3, pp. 321-351 (1981).
- O'Young, D. L., Jenkins, D. M. e Linnhoff, B., "The Constrained Problem Table for Heat Exchanger Networks", *ICHEME Symposium "Understanding Process Integration II"*, UMIST, U.K. (1988).
- O'Young, D. L. e Linnhoff, B., "Degrees of Freedom Analysis and a Systematic Procedure for the Design and Evolution of Constrained Heat Exchanger Networks", *AIChE Spring Meeting, Houston*, April (1989).
- Panjeh Shahi, M. H., "Pressure Drop Consideration in Process Integration", *Ph. D. Thesis - UMIST* (1992).
- Papoulias, S. A. e Grossmann, I. E., "A Structural Optimization Approach in Process Synthesis - II. Heat Recovery Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 7, n° 6, pp. 707-721 (1983).
- Pethe, S., Singh, R. e Knopf, F. C., "A Simple Technique for Locating Loops in Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 13, n° 7, pp. 859-860 (1989).
- Pho, T. K. e Lapidus, L., "Topics in Computer Aided Design: II. Synthesis of Optimal Heat Exchanger Networks by Tree Searching Algorithms", *AIChE Journal*, Vol. 19, pp. 1182-1189 (1973).
- Polley, G. T. e Panjeh Shahi, M. H., "Interfacing Heat Exchanger Network Synthesis and Detailed Heat Exchanger Design", *Transactions of the ICHEME*, Vol. 69, Part A, pp. 445-457, November (1991).
- Polley, G. T., Panjeh Shahi, M. H. e Jegede, F. O., "Pressure Drop Considerations in the Retrofit of Heat Exchanger Networks", *Transactions of the ICHEME*, Vol. 68, Part A, pp. 211-220 (1990).

- Polley, G. T., Panjeh Shahi, M. H. e Nuñez, M. P., "Rapid Design Algorithms for Shell-and-Tube and Compact Heat Exchangers", *Trans. IChemE.*, Vol. 69, Part A, pp. 435-444 (1991).
- Ponton, J. W. e Donaldson, R. A. B., "A Fast Method for the Synthesis of Heat Exchanger Networks", *Chemical Engineering Science*, Vol. 29, pp. 2375-2377 (1974).
- Rev, E. e Fonyo, Z., "Hidden and Pseudo Pinch Phenomena and Relaxation in the Synthesis of Heat Exchange Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 10, nº 6, pp. 601-607 (1986).
- Rev, E. e Fonyo, Z., "Diverse Pinch Concept for Heat Exchanger Network Synthesis: The Case of Different Heat Transfer Conditions", *Chemical Engineering Science*, Vol. 46, nº 7, pp. 1623-1634 (1991).
- Shah, J. V. e Westerberg, A. W., "EROS: A Program for Quick Evaluation of Energy Recovery Systems", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 4, pp. 21-32 (1980).
- Ravagnani, M. A. S. S., "Projeto de Trocadores de Calor Multitubulares Incluindo Processos com Mudança de Fase", *Tese de Mestrado - FEC/UNICAMP* (1989).
- Ribeiro, C. M. C., "Comparação de Métodos de Cálculo Termo-Hidráulico para Trocadores de Calor Casco e Tubo sem Mudança de Fase", *Tese de Mestrado - FEC/UNICAMP* (1984).
- Sieder, E. N. e Tate, C. E., "Heat Transfer and Pressure Drop of Liquids in Tubes", *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 28, pp. 1429-1433, December (1936).
- Silveira, C. S., "Síntese de Redes de Trocadores de Calor por Algoritmo de Transbordo e Modelo de Programação por Metas", *Tese de Mestrado - COPPE/UFRJ* (1986).
- Su, J. e Motard, R. L., "Evolutionary Synthesis of Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 8, nº 2, pp. 67-80 (1984).
- Taborek, J., "Shell-and-Tube Heat Exchangers", Section 3.3, *Heat Exchanger Design Handbook*, Hemisphere (1983).
- TEMA, "Standards of Tubular Exchangers Manufactures Association", 6th Edn., New York (1978).
- Tjoe, T. N. e Linnhoff, B., "Using Pinch Technology for Process Retrofit", *Chemical Engineering*, Vol. 93, pp. 47-60 (1986).
- Towsend, D. W. e Linnhoff, B., "Surface Area for Heat Exchanger Networks", *IChemE Annual Re. Mtg.*, Bath (1984)

- Trivedi, K. K., O'Neill, B. K. e Roach, J. R., "Synthesis of Heat Exchanger Networks Featuring Multiple Pinch Points", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 13, n° 3, pp. 291-294 (1989a).
- Trivedi, K. K., O'Neill, B. K., Roach, J. R. e Wood, R. M., "A New Dual-Temperature Design Method for the Synthesis of Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 13, n° 6, pp. 667-685 (1989b).
- Trivedi, K. K., O'Neill, B. K., Roach, J. R. e Wood, R. M., "Systematic Energy Relaxation in MER Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 6, pp. 601-611 (1990).
- Trivedi, K. K., Roach, J. R. e O'Neill, B. K., "Shell Targeting in Heat Exchanger Networks", *AIChE Journal*, Vol. 33, n° 12, pp. 2087-2090 (1987).
- Umeda, T., Itoh, J. e Shiroko, K., "Heat Exchange System Synthesis", *Chemical Engineering Progress*, Vol. 74, pp. 70-76 (1978).
- Umeda, T., Harada, T. e Shiroko, K., "A Thermodynamic Approach to Synthesis of Heat Integration Systems in Chemical Process", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 3, pp. 273-282 (1979a).
- Umeda, T., Niida, K. e Shiroko, K., "A Thermodynamic Approach to Heat Integration in Distillation Systems in Chemical Process", *AIChE Journal*, Vol. 25, n° 3, pp. 423-429 (1979b).
- Vallecillo, A. L., "Síntese de Redes de Trocadores de Calor", *Tese de Mestrado*, ITA - São José dos Campos (1989).
- Wells, G. e Hodgkinson, M., "The Heat Content Diagram Way to Heat Exchanger Networks", *Processing Engineer*, pp. 59-67, August (1977).
- Wood, R. N., Wilcox, R. J. e Grossmann, I. E., "A Note on The Minimum Number of Units for Heat Exchanger Networks Synthesis", *Chemical Engineering Communication*, Vol. 39, pp. 371-380 (1985).
- Yee, T. F. e Grossmann, I. E., "Simultaneous Optimization Models for Heat Integration - II. Heat Exchanger Network Synthesis", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 10, pp. 1165-1184 (1990).
- Yee, T. F., Grossmann, I. E. e Kravanja, Z., "Simultaneous Optimization Models for Heat Integration - I. Area and Energy Targeting and Modeling of Multi-Stream Exchangers", *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 14, n° 10, pp. 1151-1154 (1990).