



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

**DESENVOLVIMENTO DE SOFTWARE PARA SÍNTESE DE
REDE DE TROCADORES DE CALOR CONSIDERANDO
PROJETO DETALHADO E FLEXIBILIDADE DO SISTEMA**

Marcia Cristina Roque

Orientadora: Prof. Dra. Liliane Maria Ferrareso Lona

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Campinas – São Paulo

Setembro - 2000



**UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE**

200101583

| | |
|----------|-------------------------------------|
| NUMERO | 002 |
| CHAMADA: | F/UNICAMP |
| | R.685d |
| Ex. | |
| DMBO BC/ | 43521 |
| ROC. | 16-392101 |
| C | <input type="checkbox"/> |
| D | <input checked="" type="checkbox"/> |
| REC@ | R\$ 11,00 |
| ATA | 31/01/01 |
| CPD | |

II

CM-00153433-3

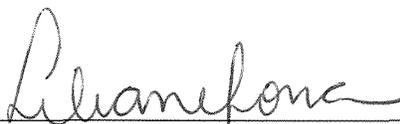
FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

R685d Roque, Marcia Cristina
Desenvolvimento de software para a síntese de rede de trocadores de calor considerando projeto detalhado e a flexibilidade do sistema / Marcia Cristina Roque.-- Campinas, SP: [s.n.], 2000.

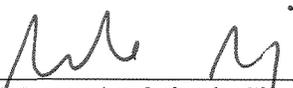
Orientadora: Liliane Maria Ferrareso Lona
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Calor - Transmissão. 2. Análise econômico-financeira. 3. Projeto auxiliado por computador. I. Lona, Liliane Maria Ferrareso. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Dissertação de Mestrado defendida por Marcia Cristina Roque e aprovada em 28/09/2000 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Professora Dra. Liliane Maria Ferrareso Lona

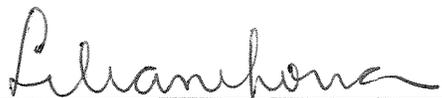


Prof. Dr. Mauro Antônio da Silva Sá Ravagnani



Prof. Dr. Roger Josef Zemp

Esta versão corresponde a redação final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pela Engenheira Marcia Cristina Roque e aprovada pela comissão julgadora em 28 de Setembro de 2000.



Professora Dra. Liliane Maria Ferrareso Lona
Orientadora

Esta tese é dedicada à duas pessoas que amo muito:

Ao meu marido Manuel por seu apoio e incentivo e por acreditar que eu era capaz de terminar e vencer esta batalha, e à minha mãe Luzia por ser a mãe que perdoou as minhas falhas e que sempre esteve ao meu lado, mesmo que longe fisicamente.

AGRADECIMENTOS

Agradeço em primeiro lugar à minha orientadora, Professora Dra. Liliane Maria Ferrareso Lona, por em momento algum colocar em dúvida minha capacidade profissional e por sua compreensão e incentivo as minhas decisões pessoais.

Aos meus colegas de laboratório, Fabiano, Pauline, André, Luciano e Scheila pela descontração nos finais de tarde.

Ao meu marido Manuel por seu amor e compreensão.

À minha mãe Luzia e aos meus irmãos e sobrinhos pelo sorriso e pelo orgulho que sempre demonstraram pelas minhas conquistas.

Aos amigos que foram amigos até o fim e nas horas que mais precisei: Samantha e Lucimara.

Aos meus sogros Orocindo e Maria Olinda por me fazerem sentir parte de sua família.

À FAPESP pelo apoio financeiro sem o qual este projeto não seria realizado.

SUCCESS

To laugh often and love much,
to win the respect of intelligent people and the affection of children,
to earn the appreciation of honest critics and endure the betrayal of false friends,
to appreciate beauty,
to find the best in others,
to give of one's self,
to leave the world a little better, whether by a healthy child,
a garden patch,
or a redeemed social condition,
to have played and laughed with enthusiasm and sung with exultation,
to know even one life has breathed easier,
this is to have succeeded.

Ralph Waldo Emerson

Resumo

Dentro do contexto de minimização de custos e máximo retorno econômico aliado ao atual interesse pela preservação ambiental, a minimização energética em uma indústria química vem ao encontro as principais tendências do mercado.

Ao minimizar o gasto energético (fontes de aquecimento e resfriamento), a indústria estará reduzindo o custo de produção e conseqüentemente alterando diretamente o custo do produto final. Além disso, a empresa estará diminuindo o impacto ambiental causado pelos processos de geração de energia (caldeiras e torres de resfriamento).

Contudo, em plantas já existentes, qualquer alteração implica em custo e no caso de projetos ainda não implantados, o custo pode advir da implantação de novas unidades de troca térmica e tubulações, bem como de bombas e compressores, além de instrumentação.

Neste contexto, o presente trabalho visa a elaboração de um “software” que gere a configuração da uma rede de trocadores de calor (RTC) que possa atender os requisitos energéticos com o mínimo custo possível através da otimização do número de unidades de transferência de calor e da área de troca térmica requerida por estes equipamentos. Isto será feito utilizando-se técnicas de análise técnico econômica, que se valem de correlações de custo que calculem o custo das unidades. As técnicas de otimização visam a redução da área de troca térmica e dos custos de implantação da RTC em conjunto.

Para a síntese de uma RTC, existem métodos baseados em heurísticas e em modelos de otimização. No presente trabalho, visa-se a integração dos métodos heurísticos, a fim de se aproveitar os pontos fortes dos métodos isolados.

Outro ponto relativo aos trabalhos realizados até a atualidade é que o projeto dos trocadores de calor nem sempre é levado a cabo durante a síntese da RTC, o que pode levar a inviabilidade da implantação da rede devido a elevadas quedas de pressão nos equipamentos de troca térmica. No presente trabalho, serão levadas em consideração a queda de pressão dos trocadores e a redução na quantidade de calor realmente trocada por estes equipamentos em virtude de incrustações nos equipamentos. O cálculo dos coeficientes de troca térmica será efetuado pelos métodos de Bell Delaware e de Kern, a

fim de facilitar uma comparação entre os resultados fornecidos por estes dois métodos e o projeto dos trocadores será efetuado em paralelo com a síntese da RTC.

Com o projeto da RTC podem aparecer “laços” após a síntese, que seriam “caminhos” com trocadores que podem ser eliminados sem prejudicar a troca térmica efetiva da RTC e que caso não sejam retirados podem afetar o custo anual total da RTC. Neste trabalho, será utilizado um algoritmo para quebra de laços baseado na construção da “Matriz de Incidência” proposta por Pethe et al. (1989).

Levando-se em consideração os múltiplos períodos de operação de um único processo químico, será efetuada uma análise de flexibilidade segundo a metodologia proposta por Ravagnani e Módenes (1996).

Abstract

In the context of cost minimization and maximum profit bond to the actual interest on environment preservation, the minimization of energy consumption in a chemical industry is close to the main market trends.

When reducing energy consumption (heating and cooling sources), the industry will be reducing its production costs and consequently changing the product final cost. Besides this, the company will be reducing the environmental impact due to the energy generation processes (boilers and coolers).

However, in existing plants, any change leads to costs and in case of not implemented projects, the cost increase can be due to the installation of new heat exchange units and pipes, as well as pumps and compressors and also instruments .

In this context, the present work builds a software that generates the best setting for a heat exchanger network (HEN) that fits the energy requirements with the minimum possible cost through the optimization of the number of heat exchange units and the heat exchange required by these equipment. This is done by using some techniques of economical analysis, that use a set of cost correlation which calculate the costs of the heat exchange units. The optimization techniques try to reduce the heat exchange area and the costs of implementing the HEN altogether.

For the HEN synthesis, there are methods based on heuristics and in optimization models. In the present work, it is sought the integration of these heuristic techniques in order to rescue the best of each of them.

Another point relative to the works developed up to now is that the project of the heat exchange units are not always taken into account during the synthesis, what can lead to the impossibility of implementing the HEN due to high pressure drops in the heat exchange equipment. The calculation of the heat transfer coefficient is done by the Bell Delaware and Kern methods in order to make it possible to establish a comparison between the results given by these two methods and the project of the heat exchange unit will be done in parallel with the synthesis.

While the project of the HEN is ongoing, there may appear “loops”, that would be paths formed by heat exchangers that can be eliminated without any harm to the effective heat exchange of the network and in case they are not removed, they may affect the annual cost of the HEN. In this work, it will be used a method based on the Incidence Matrix proposed by Pethe et al. (1989).

Taking into account the multiple periods of operation of a single chemical process, the flexibility analysis will be done according to the methodology proposed by Ravagnani e Módenes (1996).

Índice

| Ítem | Página |
|---|---------------|
| Listagem de Figuras | XIX |
| Listagem de Tabelas | XXI |
| Lista de Variáveis | XXV |
| | |
| Capítulo 1: Introdução | 1 |
| Capítulo 2: Revisão de Literatura | 5 |
| Capítulo 3: Conceitos da Tecnologia Pinch | 9 |
| 3.1 – Conceitos de Integração Energética através da Tecnologia Pinch e Temperatura Pinch | 9 |
| 3.2 – Método gráfico para visualização da Temperatura Pinch e utilidades | 16 |
| 3.3 – Projeto da Rede de Trocadores de Calor | 22 |
| Capítulo 4: Síntese de RTC: aspectos gerais | 27 |
| <hr/> | |
| Capítulo 5: Cálculo da Temperatura Pinch e demanda mínima de utilidades pela Tabela do Problema | 35 |
| Capítulo 6: Divisão de Correntes | 39 |
| 6.1 – Metodologia de Polley (1995) para a divisão de correntes baseada no conceito da troca vertical de calor | 40 |
| 6.2 – Princípio do esgotamento das correntes | 49 |
| Capítulo 7: Identificação e quebra de laços | 55 |
| 7.1 – Matriz de Incidência | 55 |

| | |
|---|-----|
| Capítulo 8 : Análise de Custos | 59 |
| 8.1 – Cálculo da área mínima de troca térmica | 61 |
| 8.2 – Correlações de custo | 66 |
| Capítulo 9: Projeto dos Trocadores de Calor | 67 |
| 9.1 – Método de Kern | 70 |
| 9.2 – Método de Bell Delaware | 75 |
| 9.2.1 – Cálculo do coeficiente de película | 76 |
| 9.2.2 – Queda de pressão | 82 |
| Capítulo 10: Redes de Trocadores de Calor Flexíveis | 87 |
| 10.1 – Programação Linear | 88 |
| 10.2 – Programação Inteira Linear Mista | 89 |
| 10.3 – Extensão dos modelos para as redes flexíveis | 90 |
| 10.4 – Análise de Flexibilidade | 91 |
| Capítulo 11: Resultados | 95 |
| Capítulo 12: Considerações Finais | 119 |
| Referências Bibliográficas | 123 |

Listagem de Figuras

| Figura | Descrição | Página |
|---------------|--|---------------|
| 1.1 | Diagrama Cebola | 02 |
| 3.1.1 | Intervalos de Temperatura | 11 |
| 3.1.2 | Transferência de calor de e para utilidades em cada subintervalo de temperatura | 13 |
| 3.1.3 | Diagrama em cascata | 14 |
| 3.2.1 | Curva composta das correntes quentes | 18 |
| 3.2.2 | Curva composta das correntes frias | 20 |
| 3.2.3 | Curva composta das correntes quentes e frias | 21 |
| 3.2.4 | Grande curva composta | 22 |
| 3.3.1 | Distribuição da carga térmica entre as correntes acima e abaixo do Pinch | 24 |
| 6.2.1 | Fluxograma da técnica matricial para divisão de correntes | 52 |
| 8.1 | Digrama custo global (custo de capital mais custo de operação) versus ΔT_{min} | 57 |
| 8.1.1 | Modelos de transferência de calor | 58 |
| 8.1.2 | Divisão dos intervalos de entalpia | 59 |
| 10.4.1 | Fluxograma para análise de flexibilidade | 90 |
| 11.1 | Arranjo da RTC para o problema proposto sem considerar a divisão de corrente | 107 |
| 11.2 | Arranjo da RTC para o problema proposto com divisão de corrente | 108 |
| 11.2.1 | Arranjo da RTC para o período 1 | 112 |

| | | |
|--------|---------------------------------|-----|
| 11.2.2 | Arranjo da RTC para o período 2 | 112 |
| 11.2.3 | Arranjo da RTC para o período 3 | 113 |

Listagem de Tabelas

| Tabelas | Descrição | Página |
|----------------|--|---------------|
| 3.1.1 | Dados do Problema | 9 |
| 3.1.2 | Quantidades de calor disponíveis em cada subintervalo | 12 |
| 3.2.1 | Dados de entalpia para as correntes quentes | 17 |
| 3.2.2 | Dados de entalpia para as correntes frias | 20 |
| 5.1 | Dados para o caso de estudo 1 | 33 |
| 5.2 | Tabela do Problema | 34 |
| 6.1.1 | Capacidades caloríficas das correntes do processo | 40 |
| 6.1.2 | Matriz δ | 41 |
| 6.1.3 | Matriz “d” | 42 |
| 6.1.4 | Matriz “d” modificada | 43 |
| 6.1.5 | Matriz “D” | 44 |
| 6.1.6 | Matriz δ modificada | 45 |
| 6.1.7 | Matriz “d” modificada | 46 |
| 6.2.1 | Capacidades caloríficas e cargas térmicas das correntes quentes e frias do processo | 48 |
| 6.2.2. | Matriz de distribuição de cargas térmicas | 49 |
| 6.2.3 | Matriz de carga térmica modificada | 50 |
| 7.1.1 | Matriz de incidência | 54 |
| 7.1.2 | Identificação dos laços | 55 |
| 8.2.1 | Correlações de custo para trocadores de calor tipo carcaça e tubos para diferentes materiais de construção | 63 |

| | | |
|-------|--|-----|
| 8.2.2 | Correlações de custo para trocadores de calor do tipo carcaça e tubos para diferentes taxas de queda de pressão. | 63 |
| 11.1 | Dados das correntes fornecidos como entrada do programa | 93 |
| 11.2 | Tabela do Problema | 94 |
| 11.3 | Balances de calor das correntes do processo | 95 |
| 11.4 | Casamentos possíveis entre as correntes | 96 |
| 11.5 | Combinações possíveis abaixo do ponto Pinch | 97 |
| 11.6 | Melhor arranjo para a rede | 99 |
| 11.7 | Matriz δ | 100 |
| 11.8 | Matriz "d" | 101 |
| 11.9 | Matriz D | 102 |
| 11.10 | Posicionamento dos trocadores, área de troca térmica e custo | 103 |
| 11.11 | Posicionamento dos trocadores, custo e área de troca térmica desconsiderando a divisão de correntes | 104 |
| 11.12 | Dados dos trocadores de calor para as correntes divididas | 105 |
| 11.13 | Posicionamento e custos dos trocadores para as correntes divididas | 106 |
| 11.14 | Matriz de incidência | 110 |
| 11.15 | Dados das correntes no período 1 | 111 |
| 11.16 | Dados das correntes no período 2 | 111 |
| 11.17 | Dados das correntes no período 3 | 112 |
| 11.18 | Áreas e custos dos trocadores para o período 1 | 114 |
| 11.19 | Áreas e custos dos trocadores para o período 2 | 115 |
| 11.20 | Áreas e custos dos trocadores para o período 3 | 115 |
| 11.21 | Áreas e custos dos trocadores para a RTC flexível | 116 |

| | | |
|-------|---|-----|
| 11.22 | Dados obtidos por Polley e Panjeh Shahi (1991) para o caso de estudo em questão | 116 |
| 11.23 | Dados finais obtidos para a rede flexível obtidos por Silva (1995) | 117 |

Lista de Variáveis

Letras Latinas

A = área de troca térmica

a'' = área externa de troca térmica dos tubos do trocador

a_t'' = área de escoamento por tubo

c = capacidade calorífica

D = diâmetro interno do tubo

f = fator de atrito

FCp = fluxo vezes a capacidade calorífica da corrente (fluxo térmico)

G = vazão mássica da corrente

H = entalpia da corrente

h = coeficiente de troca térmica

k = condutividade térmica

L = comprimento do trocador

LD = colunas da matriz de incidências linearmente dependentes

LI = colunas da matriz de incidência linearmente independentes

N = número de correntes do processo

N_t = número de tubos do trocador

n = número de passagens do fluido pelos tubos ou pela carcaça (projeto do trocador)

n = número de colunas da matriz de incidência (quebra de laços)

NL = Número de laços

P = pressão

Q = calor da corrente

Re = número de Reynolds

s = densidade relativa do fluido

T = temperatura

U = coeficiente global de troca térmica

U_D = coeficiente global de projeto

U_{min} = número mínimo de trocadores de calor

V = velocidade do fluido

W = vazão mássica

Nota: Letras maiúsculas se referem às correntes quentes e letras minúsculas se referem às correntes frias

Letras Gregas

α = constante numérica diferente de zero

δ = diferença ideal entre as capacidades caloríficas das correntes

Δ = diferença entre as condições inicial e final de uma propriedade física

ϕ = fator de correção da viscosidade do fluido

μ = viscosidade do fluido

Subscritos

1 = refere-se à condição inicial da corrente

2 = refere-se à condição final da corrente

c = refere-se a corrente fria

entrada = refere-se à condição inicial da corrente

fria = referente às correntes frias

h = refere-se a corrente quente

i = refere-se ao número de subintervalos

j = refere-se ao número de correntes

Pinch = referente à uma propriedade no ponto Pinch

quente = referente às correntes quentes

r = referente às perdas pelo contorno dos tubos em suas diversas passagens

saída = refere-se à condição final da corrente

t = referente ao lado dos tubos

Xx = propriedade do composito gerado pelo cruzamento de uma corrente quente X com uma corrente fria x.

Capítulo 1: Introdução

O desenvolvimento de processos químicos consiste de várias etapas, onde o objetivo principal é transformar matérias primas em produtos de valor comercial. Estas etapas vão desde o estudo de localização da unidade até a construção e operação da planta.

A elaboração do projeto do processo exerce papel muito importante no desenvolvimento do processo químico, pois envolve uma série de fatores que são fundamentais para a sua viabilidade. Tais aspectos tornam a fase de projeto bastante complicada. Para contornar este problema divide-se o projeto em três etapas: a análise, a síntese e a otimização do processo. A síntese é a etapa mais importante para o sucesso do projeto e a mais difícil de ser resolvida. Trata-se de uma etapa intuitiva, geralmente baseada no conhecimento de projetistas experientes.

Para projetar uma indústria química, é necessário tomar várias decisões, ou seja, precisa-se definir que tipo de unidade de processo será utilizada, como estas unidades serão conectadas, quais as temperaturas, fluxos, pressões requeridas, etc.. A definição destas decisões leva em conta aspectos de custo, segurança e meio ambiente, entre outros e a conservação de energia vem sendo amplamente estudada nas duas últimas décadas, levando em conta novos conceitos de integração energética.

Uma indústria pode ser considerada como um sistema composto por vários subsistemas (de separação, de reação, etc.), com seus componentes ou equipamentos relacionados a estes subsistemas. Estes componentes devem ser integrados simultaneamente, pois as interações entre os mesmos afetam a eficiência energética global do processo e conseqüentemente, os custos fixos e operacionais da planta. Portanto, encontrar a melhor configuração integrada de um processo não é tarefa simples.

Tradicionalmente, segue-se uma hierarquia para o projeto de um processo, conforme representado no diagrama da figura 1.1, conhecido como diagrama “cebola”.

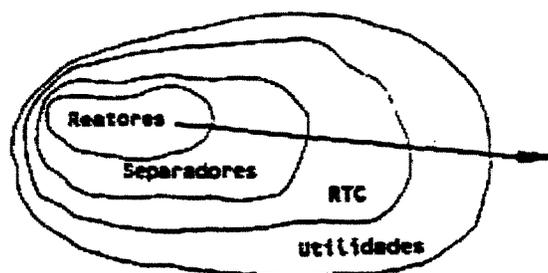


Figura 1.1 - Diagrama “Cebola” (Rossi, 1995).

O diagrama da figura (1.1) pode ser traduzido nos seguintes passos:

- Começa-se com o projeto dos reatores (centro da “cebola”);
- Conhecidas as alimentações, produtos, concentrações, ciclos, etc., projetam-se os sistemas de separação;
- A partir dos balanços de massa e energia do processo, projeta-se a rede de trocadores de calor (RTC);
- Com as necessidades de utilidades estabelecidas, parte-se para o projeto do sistema de utilidades.

Desconsiderando-se itens e acessórios como válvulas, bombas, compressores, tanques, etc., muitos processos químicos típicos são compostos por mais de 50 equipamentos ou processos unitários. Se por exemplo, existirem 3 configurações diferentes para cada um destes equipamentos, existirão cerca de 3×10^{50} configurações para o processo em estudo.

Portanto, seguindo esta hierarquia, em cada estágio, um grande número de opções são disponíveis. Uma decisão equivocada no início afeta todas as etapas subsequentes e a

otimização do fluxograma final não garante um processo ótimo, se a estrutura básica não for a melhor.

As pesquisas sobre síntese de processo estão divididas em ramos específicos que tratam de problemas particulares, como por exemplo, a síntese de sistemas de recuperação de energia, a síntese de sistemas de separação, a síntese de sistemas de controle, etc. Das subdivisões existentes, a síntese de redes de trocadores de calor exerce um papel muito importante do ponto de vista econômico (Silva, 1995).

As técnicas de racionalização energética estão hoje para as indústrias de processos da Europa e EUA, assim como as técnicas de produção (KanBan, Just-in-Time, etc.) estiveram para o Japão nas duas últimas décadas: quem as domina está mais próximo de alcançar a vantagem estratégica dos líderes. Uma destas técnicas de racionalização energética é a *Análise Pinch* e apesar de o Brasil possuir em seu território um número bastante grande de indústrias de processo, pouco se faz uso desta estratégia.

O conceito da análise *Pinch* se enquadra neste novo cenário na forma de ferramenta para definição da menor quantidade de utilidades quentes e frias, bem como do menor número de trocadores de calor a serem utilizados numa planta, promovendo a melhor forma de contato entre correntes quentes e frias do processo, aproveitando assim, a energia do próprio processo para as diversas operações de troca térmica que este venha a requerer.

Isto se faz através da localização do ponto de estrangulamento energético do processo (PEE), o ponto *Pinch*. As heurísticas da *Análise Pinch*, estabelecem que este é um ponto dentro do processo químico, através do qual não se deve haver transferência de calor, a fim de se obter a máxima recuperação energética dentro do processo. Desta forma, somente se adicionaria calor acima deste ponto e esta energia deve ser consumida dentro desta própria região, enquanto que a retirada de calor deve ser feita abaixo do ponto *Pinch*, efetuando-se assim o cascadeamento da energia dentro do processo, existindo uma região onde não há transferência de energia.

Linnhoff (1979) mostrou um conjunto de conceitos termodinâmicos que permitem “descer” com um único passo um degrau significativo na redução de custos associados com energia. Estes conceitos se transformaram nos pilares da *Análise Pinch*, a qual consiste de um procedimento que permite que as decisões de projeto sejam avaliadas sob um

contexto energético global do processo. Com a *Análise Pinch* é possível se deslocar no sentido de fora para dentro do diagrama de decisões, isto é, partir das utilidades e redes de trocadores de calor para as alterações do processo (separadores e reatores) para favorecer sua eficiência global.

A *Análise Pinch* tem sido, em nível mundial, amplamente utilizada em refinarias de petróleo e processos petroquímicos, manufaturas de matérias primas, refino de açúcar, moinhos de farinha e processamento de alimentos.

A fim de obter a máxima produtividade e paralelamente diminuir os impactos ambientais, as companhias do setor químico estão olhando com outros olhos o projeto básico de suas plantas e a *Análise Pinch* está se tornando uma importante ferramenta de análise da eficiência de processos do ponto de vista energético.

Neste contexto, o presente trabalho visa o desenvolvimento de um “software” para a síntese de uma rede de trocadores de calor que leve em conta as necessidades econômicas e energéticas do processo, bem como a sua flexibilidade em relação a possíveis variações no processo.

Para o projeto dos trocadores de calor será utilizado o método de Bell Delaware para o cálculo do coeficiente de película e será analisada a queda de pressão nos equipamentos, visando-se assim um resultado abrangente no que diz respeito às principais evoluções no tema.

Capítulo 2 : Revisão da Literatura

A síntese de processos começou a ser estudada em meados dos anos 60. Contudo, foi na década de 70, com a crise mundial de energia, que a síntese energética começou a despertar o interesse dos pesquisadores e a partir daí se transformou no ramo da síntese de processos com maior enfoque e estudos sobre o tema.

Em 1970, Lee et al. adaptaram a técnica de otimização por busca em árvore para a síntese de RTC. Este foi o primeiro trabalho realizado incluindo a otimização matemática das redes de trocadores de calor, mas este método não previa a divisão de correntes, não garantindo a geração de redes ótimas. Em 1971, Kobayashi, et al. formularam o problema de síntese de RTC como um caso de otimização de uma função de custo através da utilização de programação linear.

Em meados da década de 70 Nishida et al. (1977) propuseram uma série de critérios para a minimização da área do sistema proposto. De acordo com este trabalho, seria possível gerar redes com custo mínimo desde que a área de troca térmica fosse mínima.

Contudo, até o presente momento, o aspecto termodinâmico não era levado em consideração na síntese da RTC. Flower e Linnhoff (1978) apresentaram então uma metodologia para síntese de RTC baseada nos critérios termodinâmicos, o que representou um marco na síntese de RTC. Esta metodologia mostrava a utilização do conceito da tabela do problema e da divisão do problema da síntese de uma RTC em subintervalos de temperatura, que foram então denominados subredes. Posteriormente Flower e Linnhoff (1979) acoplaram a análise da síntese da RTC através da primeira e segunda leis da termodinâmica.

Estes conceitos foram então utilizados nos trabalhos de Linnhoff e Hindmarsh (1983), que utilizando o conceito da tabela do problema, dividiram o problema em duas regiões: acima e baixo do Pinch e resolveram-no como dois problemas independentes.

As técnicas matemáticas para resolução da RTC foram evoluindo em conjunto com as teorias sobre o assunto, a fim de facilitar a sua aplicação.

Grossmann e Sargent (1978) foram os primeiros a propor a utilização de programação não linear inteira mista (MINLP), a programação não linear (NLP) e a programação inteira não linear (INLP) baseados em pesquisa operacional.

Grossmann (1985) propôs a utilização de programação mista para a solução de problemas de síntese de rede e Papoulias e Grossmann (1983) propuseram um método de programação matemática baseado exclusivamente no conhecimento operacional e adaptaram o modelo do transbordo (*transshipment model*) ao problema de síntese. Seu trabalho consistia em determinar os intervalos de temperatura, localização do ponto Pinch e da carga necessária de utilidades pelo método de programação linear e minimização do número de unidades por um método MILP (Método da Programação Linear Inteira Mista).

Outro ponto que começou a merecer atenção foi a minimização dos custos e Linnhoff e Ahmad (1990) propuseram equações para o cálculo da área mínima de troca térmica e modelos de equações de custo, além de introduzir os conceitos da Regra dos CP's, do diagrama das forças motrizes e da análise do problema remanescente. Contudo, suas equações de custo baseavam-se em assumir que todos os trocadores de calor eram feitos do mesmo material, que tinham a mesma especificação e que operavam sob a mesma pressão. Hall et al. (1990) propuseram novas equações de custo levando em consideração estas diferenças entre os equipamentos e utilizando as correlações apresentadas por Kumana (1984) e Purohit (1983).

Começaram então, os trabalhos de revisão sobre os métodos existentes numa tentativa de junção das várias técnicas até então disponíveis. Linnhoff (1993) mostrou as várias aplicações da tecnologia Pinch e chamou-a de “importante ferramenta na análise energética”. Gundersen e Naess (1988) apresentaram, no entanto, uma revisão onde ressaltaram a importância dos métodos heurísticos e matemáticos e também mostraram vários ‘pacotes’ computacionais desenvolvidos com estes métodos.

Para a divisão de correntes, Polley (1995) apresentou uma metodologia baseada em matrizes, que mostram a necessidade de divisão de correntes, bem como quais correntes devem ser divididas e a extensão desta divisão.

Com a síntese da RTC, aparecem também laços, ou seja caminhos entre as correntes onde existem unidades de troca térmica excedentes, que podem ser retiradas do

processo. Este é um ponto bastante importante dentro do contexto da análise econômica do processo, uma vez que a retirada destas unidades pode diminuir o custo de capital do projeto, mas também pode aumentar os gastos com utilidades.

Com a evolução das técnicas para a síntese de RTC e o acoplamento das técnicas para divisão das correntes do processo, tornou-se cada vez mais difícil a visualização dos laços formados após a síntese. Pethe et al. (1989) apresentaram uma técnica matricial para a localização dos laços formados após a síntese.

No caso das redes flexíveis, este é um trabalho ainda pouco desenvolvido. Floudas e Grossmann (1986) propuseram uma extensão dos modelos de programação linear e do modelo MILP para o caso de redes multiperiódicas, onde as condições de processo podem variar e a RTC precisa se manter viável. Posteriormente, Floudas e Grossmann (1987) propuseram um método para a geração automática de RTC flexíveis baseado em programação não linear e considerando *bypass* nos trocadores para a flexibilização da rede. Em 1996, Ravagnani e Módenes desenvolveram uma metodologia mais simplificada para a análise de flexibilidade da RTC com múltiplos períodos de operação.

No trabalho de Hasan e Zemp (1998) foi calculada uma RTC, cuja queda de pressão foi acoplada à otimização do custo. Contudo, seu método de cálculo para perda de carga nos trocadores foi o de Kern (1950). Polley et al. (1990) apresentaram uma série de correlações para o cálculo da queda de pressão, também tendo como base o método de Kern, e Jegede e Polley (1992) mostraram em seu trabalho uma metodologia para a determinação da queda de pressão nos trocadores, de modo a obter um valor ótimo para a operação dos equipamentos.

Liporace et al. (1999) apresentaram a síntese da RTC com o projeto do trocador de calor utilizando a técnica matricial de Pethe et al. (1989) para a identificação e quebra de laços.

Bell (1963) desenvolveu um procedimento para o cálculo da queda de pressão e do coeficiente de troca térmica (h) para o lado do casco levando em consideração vazamentos dentro do trocador de calor. Polley e Panjeh Shahi (1991) apresentaram um trabalho onde foi efetuada a interface da síntese da RTC com o projeto detalhado do trocador de calor e em 2000, Roque e Lona fazem uma comparação entre os custos obtidos

com o projeto do trocador utilizando o coeficiente de troca térmica calculado por Bell Delaware e pelo método de Kern dentro da síntese de redes de trocadores de calor, considerando diversos aspectos de influência, tais como a divisão de correntes e a quebra de laços.

Conforme visto, existem duas correntes importantes na síntese de redes de trocadores de calor: a heurística e a matemática. Com conceitos filosóficos diferentes, os métodos matemáticos não abrem mão do rigor matemático para a obtenção de resultados ótimos, mesmo que isto implique em aumentar a complexidade do problema, enquanto que os métodos heurísticos ganham em simplicidade, fornecendo uma melhor visualização do problema, embora com resultados não tão precisos quanto os obtidos pelos métodos matemáticos.

O presente trabalho visa a junção de algumas técnicas (métodos heurísticos e de otimização), a fim de fazer a síntese de uma RTC, levando em consideração a análise técnico econômica no processo de otimização da rede e o projeto dos trocadores de calor, considerando o coeficiente de troca térmica calculado pelo método de Bell Delaware e levando em consideração as quedas de pressão nestes equipamentos, além de considerar a flexibilidade do sistema.

Capítulo 3: Conceitos da Tecnologia Pinch

Neste trabalho, o “software” que será desenvolvido para a síntese da rede levará em conta os conceitos da Tecnologia Pinch. Desta forma, este capítulo introduz os conceitos de integração energética e temperatura Pinch, fazendo uso de um exemplo simplificado (Douglas, 1988).

3.1 - Conceitos de Integração Energética através da Tecnologia Pinch e Temperatura Pinch

Considere um sistema composto por duas correntes quentes que precisam ser resfriadas e duas correntes frias que precisam ser aquecidas conforme mostra a tabela 3.1.1

Tabela 3.1.1 - Dados do Problema (Douglas, 1988).

| Corrente | Condição | FC_P (Btu/(h ⁰ F)) | $T_{entrada}$ | $T_{saída}$ | $Q_{disponível}$ 10^3 Btu / h |
|----------|----------|--------------------------------------|---------------|-------------|------------------------------------|
| 1 | Quente | 1000 | 250 | 120 | 130 |
| 2 | Quente | 4000 | 200 | 100 | 400 |
| 3 | Fria | 3000 | 90 | 150 | -180 |
| 4 | Fria | 6000 | 130 | 190 | -360 |

Os dados de temperaturas de entrada e saída, bem como os produtos dos valores de vazão e capacidade calorífica ($F \cdot C_P$), são dados de entrada do processo. A quantidade de calor disponível em cada corrente é dada pela equação a seguir:

$$Q = F C_P \Delta T \quad (3.1.1)$$

onde o valor de ΔT é dado pela diferença entre as temperaturas de entrada e saída da corrente no processo.

Na tabela 3.1.1, o sinal negativo em “Q” foi adotado por convenção para referenciar a quantidade de calor necessária nas correntes frias.

De acordo com a *Primeira Lei da Termodinâmica*, uma simples somatória das quantidades de calor disponíveis ou requeridas em cada uma das correntes, forneceria a quantidade líquida de calor a ser adicionada ou removida do processo por meio de utilidades quentes ou frias, respectivamente.

No caso do exemplo que está sendo desenvolvido, ter-se-ia a seguinte situação:

$$\sum_4 Q_i = 130 + 400 - 180 - 360 = -10$$

Portanto, o processo precisaria da adição de 10000 Btu / h, no caso de não haver restrições de gradientes de temperatura entre as correntes.

Contudo, a *Primeira Lei da Termodinâmica* não considera o fato de que somente é possível a transferência de calor de uma corrente quente para uma corrente fria, caso a temperatura da corrente quente exceda à da corrente fria (*Segunda Lei da Termodinâmica*). Desta forma, qualquer rede de trocadores de calor proposta deve obedecer tanto aos princípios da *Primeira Lei* quanto aos da *Segunda*.

Uma maneira de se introduzir os conceitos da *Segunda Lei da Termodinâmica* é a escolha de um gradiente de temperatura mínimo (ΔT_{\min}) entre os terminais do trocador. O método de escolha desta diferença de temperatura e suas influências no projeto da RTC serão discutidos posteriormente.

Seja então, para o problema em questão, adotado o ΔT_{\min} de 10⁰F. A partir desta escolha, pode-se estabelecer duas escalas de temperaturas em um gráfico, uma para as correntes quentes e outra para as correntes frias, sendo que estas duas escalas estarão defasadas em 10⁰F entre si (valor do ΔT_{\min}). Depois de estabelecidas as escalas de temperaturas, definem-se então, intervalos de temperatura com o auxílio de flechas, cujas

pontas representam as temperaturas de saída das correntes e cujo início corresponde as temperaturas de entrada das correntes. A figura 3.1.1 mostra esta construção gráfica.

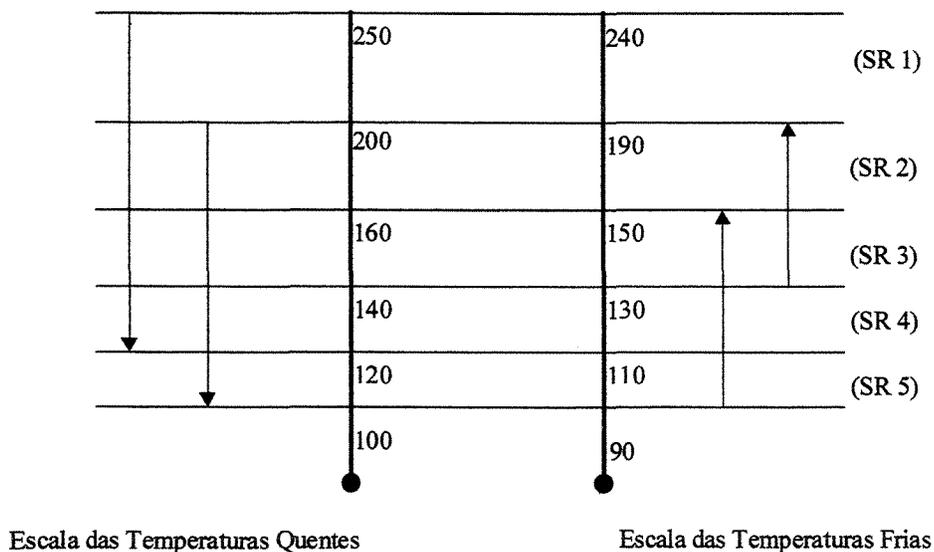


Figura 3.1.1 - Intervalos de temperatura.

Em cada intervalo de temperatura, pode-se transferir calor de uma corrente quente para uma corrente fria, pelo fato de ter sido garantida uma força motriz adequada e pela existência do ΔT_{\min} . Pode-se mesmo transferir energia de quaisquer correntes quentes, situadas em níveis de temperaturas mais altos, para correntes frias em níveis mais baixos de temperatura.

Entretanto, de acordo com a metodologia proposta por Flower e Linnhoff (1978), deve-se ter como ponto de partida, a transferência de calor dentro de cada subintervalo separadamente. Para o cálculo das energias a serem transferidas dentro de cada subintervalo, a seguinte metodologia é adotada:

1.) Sub-intervalo 1

$$- \Delta T = 250 - 200 = 50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Número de correntes que estão compreendidas neste sub-intervalo: 1

- Valor (es) do produto FC_p das correntes que estão compreendidas neste sub-intervalo:
1000 Btu / h $^\circ\text{F}$

$$Q_1 = 1000 (250 - 200) = 50 \times 10^3 \text{ Btu / h } ^\circ\text{F}$$

2.) Sub-intervalo 2

$$- \Delta T = 200 - 160 = 40 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Número de correntes que estão compreendidas neste sub-intervalo: 3

- Valor (es) do produto FC_p das correntes que estão compreendidas neste sub-intervalo:
1000 Btu / h $^\circ\text{F}$, 4000 Btu / h $^\circ\text{F}$, - 6000 Btu / h $^\circ\text{F}$.

$$Q_2 = (1000 + 4000 - 6000) (200 - 160) = -40 \times 10^3 \text{ Btu / h } ^\circ\text{F}$$

Os mesmos tipos de cálculo são feitos para os outros três subintervalos, e a tabela

a seguir agrupa os resultados obtidos:

Tabela 3.1.2 - Quantidades de calor disponíveis em cada sub-intervalo.

| Sub-intervalo | $Q \times 10^3 (\text{ Btu / h } ^\circ\text{F})$ |
|---------------|---|
| 1 | 50 |
| 2 | -40 |
| 3 | -80 |
| 4 | 40 |
| 5 | 20 |

Vale ressaltar que os cálculos também poderiam ter sido efetuados utilizando-se a escala de temperatura das correntes frias.

Uma forma que pode satisfazer as necessidades de resfriamento e aquecimento de cada sub-intervalo de temperatura deste processo é a simples retirada do calor excedente ($50 + 40 + 20 = 110 \times 10^3 \text{ Btu} / \text{h} \text{ } ^\circ\text{F}$) por meio de uma utilidade fria (torre de resfriamento, chiller, etc.) e a adição de calor ($-40 - 80 = -120 \text{ Btu} / \text{h} \text{ } ^\circ\text{F}$) por meio de uma utilidade quente (caldeira de vapor, caldeira de óleo térmico, etc.). A diferença entre as quantidades de calor a serem adicionadas e removidas é novamente $10 \text{ Btu} / \text{h} \text{ } ^\circ\text{F}$, que corresponde ao valor previsto pela *Primeira Lei da Termodinâmica*.

A figura 3.1.2 ilustra esta situação:

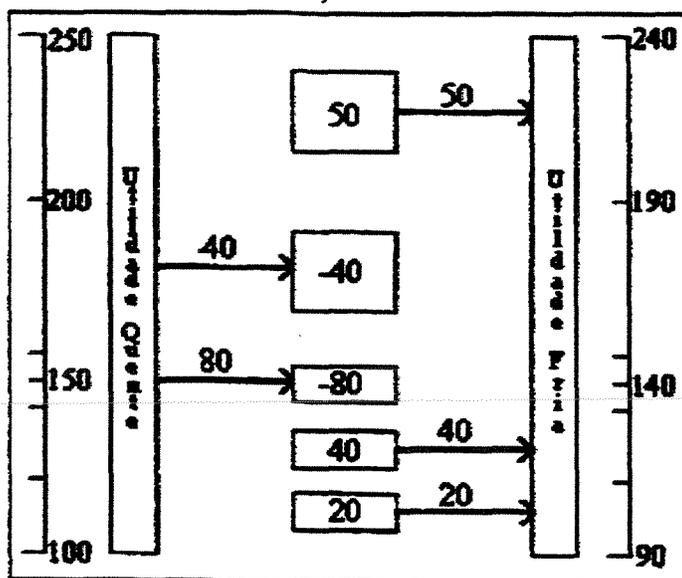


Figura 3.1.2 - Transferência de calor de e para utilidades em cada subintervalo de temperatura.

Contudo, esta é uma solução bastante pobre do ponto de vista da síntese de uma RTC, uma vez que se está transferindo calor do mais alto intervalo de temperatura diretamente para uma utilidade fria, ao invés de se utilizar este calor disponível para suprir as necessidades de calor de um subintervalo de temperatura mais baixo. Desta forma, ao

invés de se adotar o procedimento observado na figura 3.1.2, transfere-se todo o calor disponível no mais alto intervalo de temperatura (250 a 200 °F) para o intervalo seguinte e de mais baixa temperatura (200 a 160 °F), conforme mostra a figura 3.1.3 (diagrama em cascata).

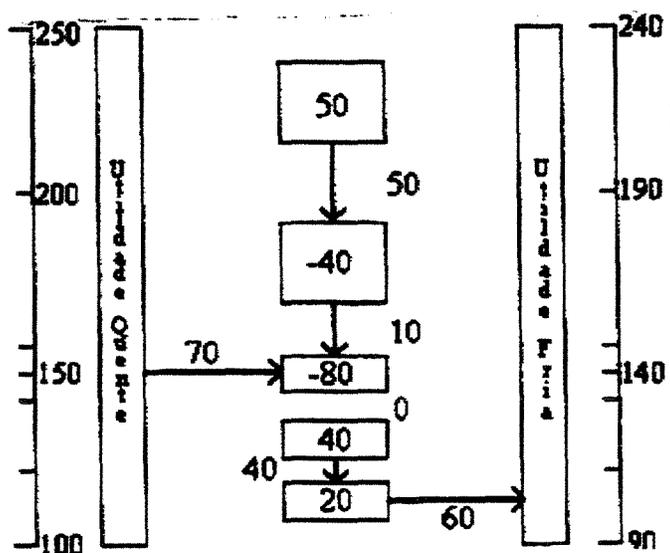


Figura 3.1.3- Diagrama em cascata.

Uma vez que se está transferindo calor do intervalo de temperatura mais alto para o mais baixo, a *Segunda Lei da Termodinâmica* continua sendo satisfeita. A análise da figura 3.1.3 mostra que a necessidade de calor do segundo subintervalo é completamente satisfeita com o calor excedente no primeiro subintervalo de temperatura. Contudo, é necessário suprir 70 Btu / h °F de uma utilidade quente ao terceiro subintervalo, porque todo o calor disponível no primeiro e mais alto subintervalo foi transferido para o segundo subintervalo e os 10 Btu / h °F excedentes passaram para o terceiro. Desta forma, não haverá transferência de calor entre o terceiro e quarto subintervalos. Os 60 Btu / h °F excedentes nos dois últimos subintervalos são transferidos para uma utilidade fria. Com o diagrama em cascata, consegue-se uma economia nas utilidades de 120 Btu / h °F para 70 Btu / h °F para as utilidades quentes e de 110 Btu / h °F para 60 Btu / h °F para as utilidades frias.

Vê-se que a diferença entre as quantidades de calor a serem retiradas e adicionadas permanece como sendo de 10 Btu / h^oF, ou seja, a *Primeira Lei da Termodinâmica* continua sendo satisfeita.

Com este exemplo consegue-se mostrar as primeiras vantagens da integração energética na síntese da RTC.

Analisando-se a figura 3.1.3 vê-se claramente a existência de uma região, entre o terceiro e quarto subintervalos, através da qual não há transferência de calor. A temperatura referente a este intervalo, onde não há transferência de calor chama-se *Temperatura Pinch*. O valor mais alto do intervalo (140 ^oF) corresponde a *Temperatura Pinch* das correntes quentes e o valor mais baixo (130 ^oF) é a *Temperatura Pinch* das correntes frias.

A grosso modo, pode-se definir a *Temperatura Pinch* como sendo a temperatura de estrangulamento do processo. O ponto Pinch divide o processo em duas regiões: uma quente e outra fria. A região quente (acima do ponto Pinch) corresponde às correntes, ou parte delas, com temperaturas mais altas que a temperatura Pinch. Desta forma, nesta parte só há troca entre as correntes e adição de calor. A região fria (abaixo do ponto Pinch) compreende as correntes, ou parte delas, com temperaturas inferiores à temperatura Pinch e requer somente troca entre elas e resfriamento.

Em relação ao ponto Pinch pode-se mencionar cinco heurísticas válidas sempre que uma síntese de RTC estiver sendo feita com base na Tecnologia Pinch.

-
1. Não transfira calor através do Pinch !!!
 2. Adicione calor apenas acima do Pinch !!!
 3. Resfrie (retire calor) apenas abaixo do Pinch !!!
 4. Sempre adicione calor ao menor nível possível de temperatura relativo ao ponto Pinch do processo !!!
 5. Sempre retire calor do mais alto nível possível de temperatura relativo ao ponto Pinch do processo

Estas heurísticas farão parte de todo o processo de cálculo da RTC desenvolvido neste trabalho.

3.2 – Método gráfico para visualização da Temperatura Pinch e utilidades

Douglas (1988) também apresenta um método gráfico, através do qual se pode visualizar com facilidade a temperatura Pinch e a quantidade mínima de utilidades necessárias.

3.2.1 – Diagrama entalpia - temperatura

Para construir um diagrama entalpia-temperatura, primeiro é preciso que se calcule as quantidades de calor disponíveis em cada sub-intervalo, conforme foi feito anteriormente. Então, define-se a entalpia correspondente a mais fria das correntes quentes como sendo zero, $H = 0$. Após este passo, calculam-se as entalpias cumulativas de cada sub-intervalo como mostrado a seguir:

Cálculo para as correntes quentes:

1.) Em $T = 100^{\circ}\text{F} \rightarrow H_0 = 0 \text{ Btu} / \text{h}$ (temperatura mais baixa das correntes quentes)

2.) Em $T = 120^{\circ}\text{F}$

- $\Delta T = 120 - 100 = 20^{\circ}\text{F}$

- Correntes concentradas neste intervalo de temperatura: 1

- Valor (es) do produto FC_P de cada uma da (s) corrente (s) concentradas neste intervalo de temperatura: $4000 \text{ Btu} / \text{h}^{\circ}\text{F}$.

$$H_1 = 4000 (120 - 100) = 80000 \text{ Btu / h}$$

$$H_{\text{acumulada}} = 80000 \text{ Btu / h}$$

3.) Em $T = 140 \text{ }^{\circ}\text{F}$

- $\Delta T = 140 - 120 = 20 \text{ }^{\circ}\text{F}$

- Correntes concentradas neste intervalo de temperatura: 2

- Valor (es) do produto FC_p de cada uma da (s) corrente (s) concentradas neste intervalo de temperatura: $1000 \text{ Btu / h }^{\circ}\text{F}$ e $4000 \text{ Btu / h }^{\circ}\text{F}$.

$$H_2 = (1000 + 4000) (140 - 120) = 100000 \text{ Btu / h}$$

$$H_{\text{acumulada}} = 180000 \text{ Btu / h}$$

Cálculos análogos são feitos para os outros três subintervalos e a tabela a seguir agrupa os resultados obtidos:

Tabela 3.2.1 - Dados de entalpia para as correntes quentes.

| $T (\text{ }^{\circ}\text{F})$ | $H_i (\text{ Btu / h })$ | $H_{\text{acumulada}} (\text{ Btu / h })$ |
|----------------------------------|----------------------------|---|
| 100 | 0 | 0 |
| 120 | 80000 | 80000 |
| 140 | 100000 | 180000 |
| 160 | 100000 | 280000 |
| 200 | 200000 | 480000 |
| 250 | 50000 | 530000 |

Com estes dados em mãos, é possível construir a curva $H_{\text{acumulada}}$ versus Temperatura, que é a chamada curva composta das correntes quentes. Esta curva é mostrada na figura 3.2.1.

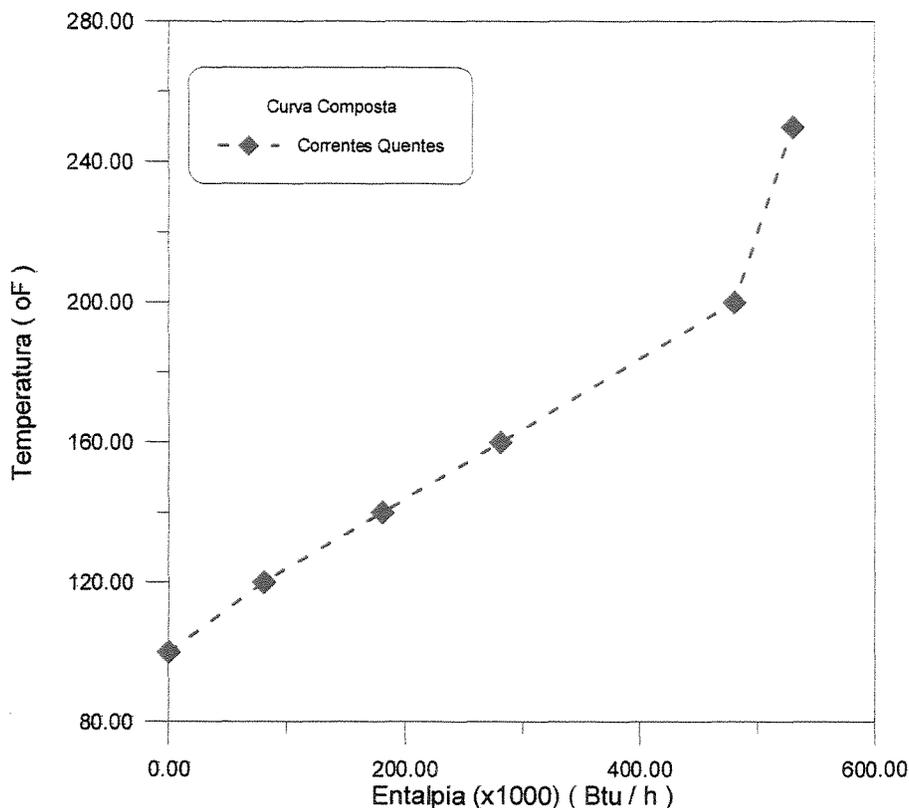


Figura 3.2.1- Curva composta das correntes quentes.

Para as correntes frias adota-se o mesmo procedimento. Contudo, neste caso, define-se a entalpia correspondente à mais baixa das temperaturas frias como sendo a quantidade de utilidade fria necessária no sistema (H_0). No caso do exemplo que está sendo desenvolvido, têm-se a seguinte situação:

- 1.) Em $T = 90^{\circ}\text{F} \rightarrow H_0 = 60000 \text{ Btu/h}$ (temperatura mais baixa das correntes frias)

2.) Em $T = 110^{\circ}\text{F}$

$$-\Delta T = 110 - 90 = 20^{\circ}\text{F}$$

- Correntes concentradas neste intervalo de temperatura: 1

- Valor (es) do produto FC_P de cada uma da (s) corrente (s) concentradas neste intervalo de temperatura: $3000 \text{ Btu} / \text{h}^{\circ}\text{F}$.

$$H_1 = 3000 (110 - 90) = 60000 \text{ Btu} / \text{h}$$

$$H_{\text{acumulada}} = 120000 \text{ Btu} / \text{h}$$

3.) Em $T = 130^{\circ}\text{F}$

$$-\Delta T = 130 - 110 = 20^{\circ}\text{F}$$

- Correntes concentradas neste intervalo de temperatura: 1

- Valor (es) do produto FC_P de cada uma da (s) corrente (s) concentradas neste intervalo de temperatura: $3000 \text{ Btu} / \text{h}^{\circ}\text{F}$.

$$H_2 = 3000 (130 - 110) = 60000 \text{ Btu} / \text{h}$$

$$H_{\text{acumulada}} = 180000 \text{ Btu} / \text{h}$$

Novamente, cálculos análogos serão realizados para os outros três subintervalos e os resultados obtidos são mostrados na tabela a seguir:

Tabela 3.2.2 - Dados de entalpia para as correntes frias.

| T (°F) | H _i (Btu / h) | H _{acumulada} (Btu / h) |
|--------|--------------------------|----------------------------------|
| 90 | 60000 | 60000 |
| 110 | 60000 | 120000 |
| 130 | 60000 | 180000 |
| 150 | 180000 | 360000 |
| 190 | 240000 | 600000 |

Com estes dados é possível construir a curva H_{acumulada} versus Temperatura, que é a chamada curva composta das correntes frias. Esta curva é mostrada na figura 3.2.2 .

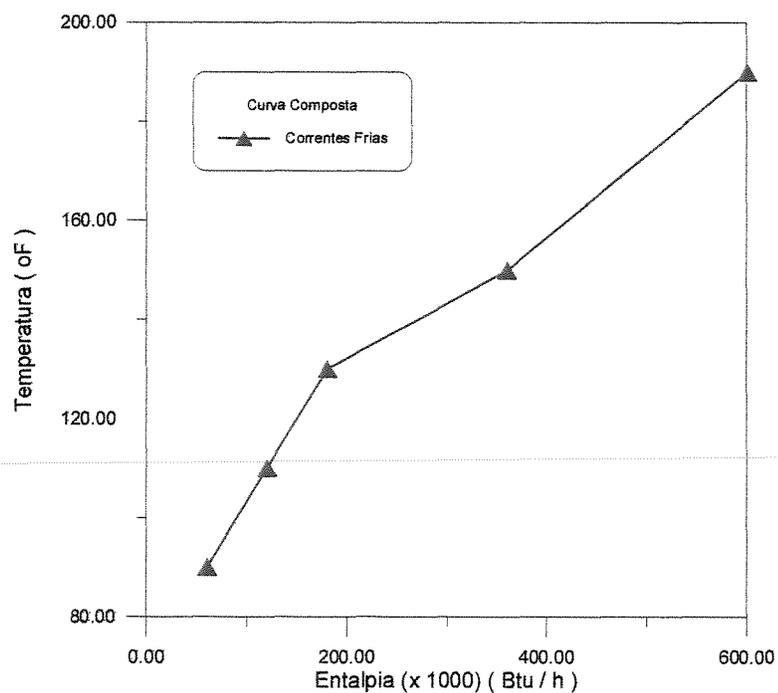


Figura 3.2.2 - Curva composta das correntes frias.

A figura 3.2.3 mostra as duas curvas compostas em um só diagrama.

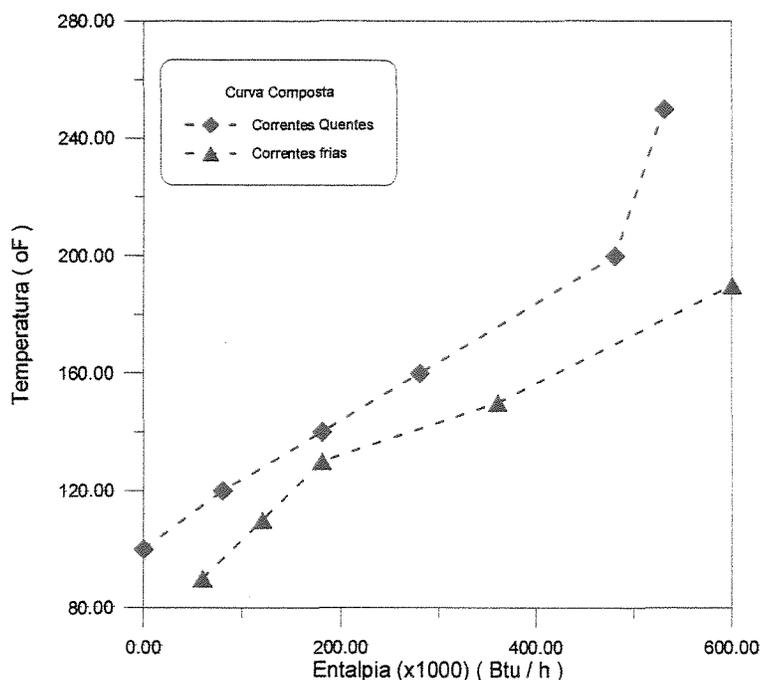


Figura 3.2.3 - Curva Composta das correntes quentes e frias.

A figura 3.2.3 permite a visualização da temperatura Pinch (ponto onde as duas curvas compostas estão mais próximas) e da mínima quantidade de utilidades necessária (região onde as curvas não se sobrepõem: utilidade fria na parte inferior do gráfico e quente na superior).

Verifica-se que o ponto onde as duas curvas mais se aproximam corresponde a temperaturas de 140 °F para as correntes quentes e 130 °F para as correntes frias. Sendo este o ponto de estrangulamento do processo e estas as suas *Temperaturas Pinch*.

Um outro diagrama bastante útil é a chamada *Grande Curva Composta*, que é a representação gráfica do calor sendo transferido através dos intervalos de temperatura na forma de cascata. Este diagrama é obtido plotando-se no diagrama temperatura - entalpia os resultados obtidos na aplicação da temperatura *Pinch* para cada intervalo de temperatura. No ponto onde a Grande Curva Composta toca o eixo das ordenadas, identifica-se o *Ponto de Estrangulamento Energético (PEE)*. É possível verificar também a quantidade mínima de utilidades quentes e frias através dos pontos 1 e 2 respectivamente. Para o exemplo que vem sendo desenvolvido, a Grande Curva Composta é mostrada na figura a seguir:

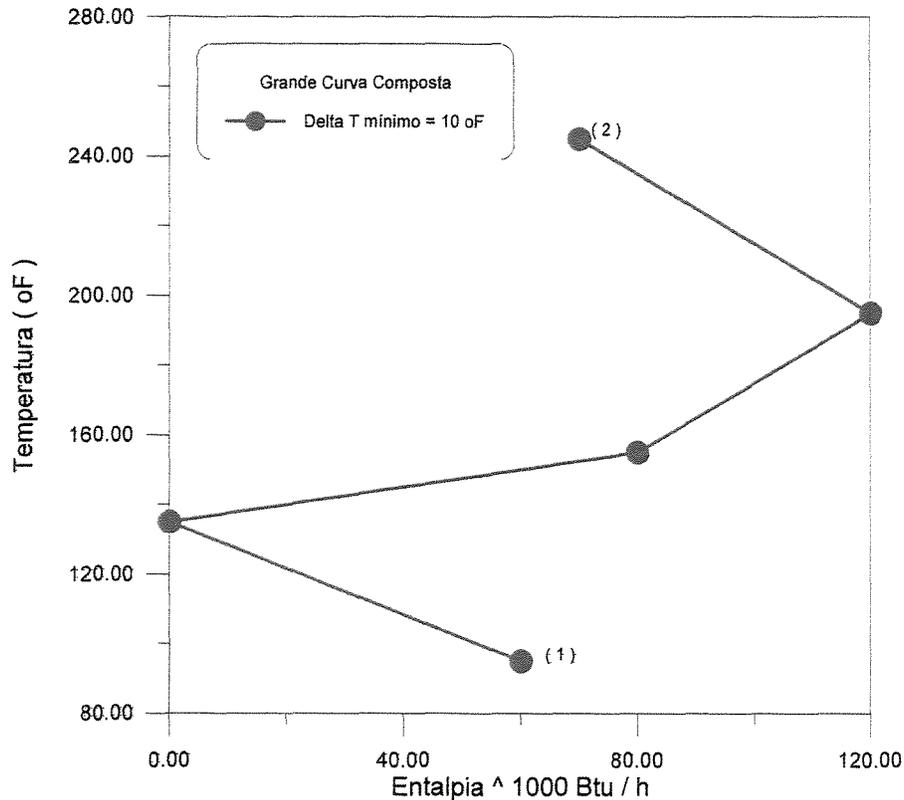


Figura 3.2.4 - Grande Curva Composta.

No trabalho aqui desenvolvido, este método gráfico não foi utilizado. Apesar de elucidativo, este método não tem uma aplicação prática muito grande no que tange à sua implementação computacional. A visualização do ponto Pinch e das quantidades de utilidades fica prejudicada sem o apoio gráfico e desta forma, optou-se por um método que fornecesse estes dados sem a recorrência aos gráficos, tal como o método da Tabela do Problema apresentado por Flower e Linnhoff (1978) e apresentado no capítulo 5.

3.3 - Projeto da Rede de Trocadores de Calor

Os objetivos da performance da rede são focados não só no mínimo consumo de utilidades, mas também no mínimo número de unidades de troca térmica (trocadores de calor de processo e de utilidades) e a mínima área de troca térmica.

O mais importante num primeiro estágio do projeto da RTC, é a identificação do número mínimo de unidades. Um número de unidades de troca térmica em excesso requer

mais fundações, tubulações, instrumentação, manutenção, etc. e levam a um aumento significativo do custo de capital.

Segundo Linnhoff e Hindmarsh (1983), o número mínimo de trocadores de calor é dado por:

$$U_{\min} = \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{correntes} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{Utilidades} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{laços} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{sistemas} \end{array} \right) - 1 \quad (3.3.1)$$

onde N é o número de correntes do processo e de correntes de utilidades.

Em geral, o mínimo custo da rede é fruto do grau correto de recuperação de energia associado ao mínimo número de unidades.

O método de síntese de uma RTC pela análise Pinch começa pelo cálculo da temperatura Pinch. A partir daí, divide-se o problema em duas partes: abaixo e acima do ponto Pinch. Calcula-se então as quantidades de calor requeridas e disponíveis entre cada extremo de temperatura e a temperatura Pinch. Será utilizado como exemplo, o problema apresentado na seção 3.1, cujos dados encontram-se na tabela 3.1.1. A figura 3.3.1 mostra a divisão do problema acima e abaixo do ponto Pinch.

-Cálculo do calor disponível nas correntes acima do ponto Pinch

$$Q_1 = F_1 C_{P1} (T_{\text{entrada}} - T_{\text{pich quente}}) = 1000 (250 - 140) = 110 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_2 = 4000 (200 - 140) = 240 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_3 = F_3 C_{P3} (T_{\text{pich fria}} - T_{\text{saída}}) = 3000 (130 - 150) = -150 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_4 = 6000 (130 - 190) = -360 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_{\text{TOTAL}} = 110 + 240 - 60 - 360 = 70 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

- Cálculo do calor disponível nas correntes Abaixo do ponto Pinch

$$Q_1 = F_1 C_{P1} (T_{\text{pinch quente}} - T_{\text{saída}}) = 1000 (140 - 120) = 20 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_2 = 4000 (140 - 100) = 160 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_3 = F_3 C_{P3} (T_{\text{entrada}} - T_{\text{pinch fria}}) = 3000 (90 - 130) = -120 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

$$Q_4 = 6000 (0) = 0 \text{ Btu / h}$$

$$Q_{\text{TOTAL}} = 20 + 160 - 120 = 60 \times 10^3 \text{ Btu / h}$$

A figura (3.3.1) mostra também a distribuição de carga térmica.

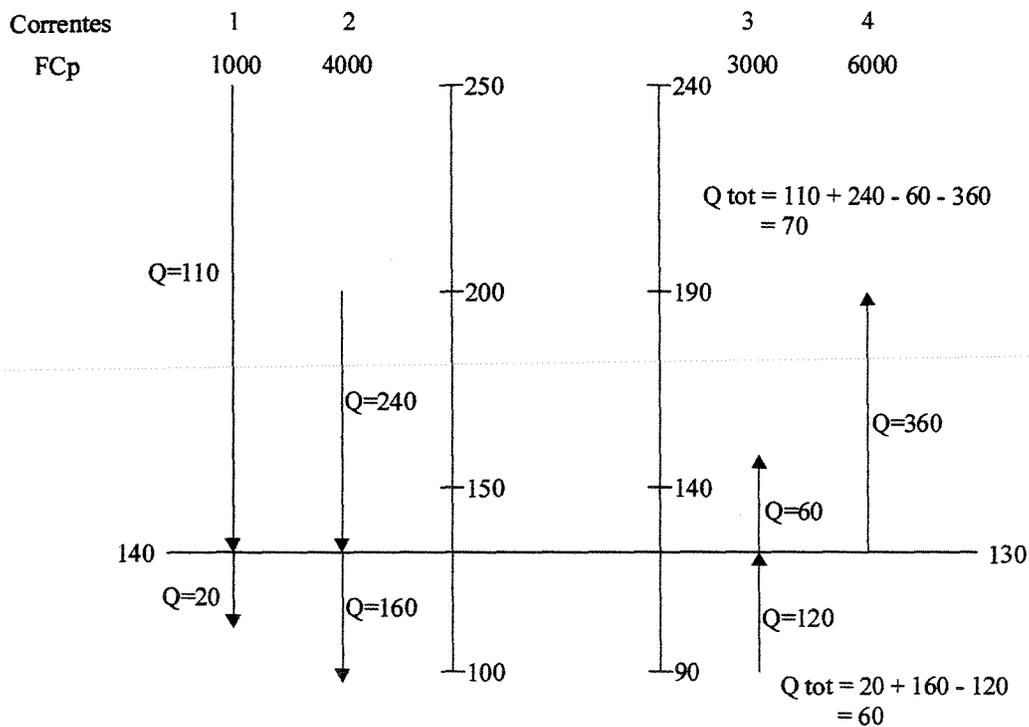


Figura 3.3.1 - Distribuição da carga térmica entre as correntes acima e abaixo do Pinch (Douglas, 1988).

Além das heurísticas já mencionadas, mais duas serão introduzidas neste ponto e elas se relacionam com a possibilidade de se cruzar duas correntes para que possa haver troca térmica. São elas:

Acima do Pinch: $F_{\text{quente}}C_{P\text{quente}} < F_{\text{fria}}C_{P\text{fria}} \rightarrow$ Casamento possível

Abaixo do Pinch: $F_{\text{fria}}C_{P\text{fria}} < F_{\text{quente}}C_{P\text{quente}} \rightarrow$ Casamento possível

Obedecendo a estas heurísticas, tem-se os cruzamentos possíveis acima e abaixo do Pinch e pode-se então dar início aos cruzamentos entre as correntes.

Entretanto, utilizando este procedimento, várias configurações diferentes de RTC serão possíveis, e a escolha da melhor configuração não é tarefa fácil.

No próximo capítulo, serão vistos vários aspectos que devem ser considerados para a obtenção da síntese de redes de trocadores de calor.

Capítulo 4 – Síntese de RTC: Aspectos Gerais

Diversos aspectos devem ser levados em consideração durante a síntese de uma rede de trocadores de calor. Este capítulo irá ilustrar esta problemática e os capítulos seguintes mostrarão as ferramentas e metodologias de cálculo que podem ser utilizadas quando se deseja fazer a síntese de uma RTC.

A primeira etapa na síntese de uma RTC é a localização do Ponto Pinch. Neste trabalho utilizou-se a Tabela do Problema (Capítulo 5), por ser esta uma ferramenta de fácil implementação computacional. Com este dado em mãos, pode-se então calcular os balanços de calor em cada uma das correntes acima e abaixo do Pinch e calcular as quantidades de calor que precisam ser supridas via utilidades.

É preciso levar em conta que um ΔT_{\min} ótimo é aquele que leva a um custo global mínimo, sendo considerados os preços relativos de energia e dos equipamentos, bem como a forma das curvas compostas e as condições de transferência de calor na região do ponto de estrangulamento energético do processo.

Desta forma, diferentes ΔT_{\min} podem levar a diferentes localizações para o ponto de estrangulamento energético, causando dificuldades na determinação da RTC.

Para assegurar que os cruzamentos entre as correntes do processo sejam compatíveis com uma configuração que seja a de menor consumo energético, deve existir um cruzamento ideal para cada corrente (Linnhoff e Hindmarsh, 1983). Desta forma, acima do Pinch tem-se a seguinte heurística:

$$\text{Número de correntes quentes} \leq \text{Número de correntes frias}$$

E para que isto seja válido, pode ser necessária a divisão das correntes. Isto é feito para evitar resfriamento acima do Pinch. O mesmo vale para as correntes frias abaixo do Pinch, onde:

$$\text{Número de correntes quentes} \geq \text{Número de correntes frias}$$

a fim de evitar aquecimento abaixo do Pinch.

Na análise Pinch, a regra dos CP's tem sempre que ser mantida (Linnhoff e Hindmarsh, 1983) e ela é definida como :

$$\Delta C_p \text{ do cruzamento} < \Delta C_p \text{ global}$$

Onde, o ΔC_p do cruzamento corresponde à diferença das capacidades caloríficas das correntes cruzadas e ΔC_p global corresponde à diferença entre as somatórias das capacidades caloríficas das correntes quentes e frias.

Caso essa regra seja violada, se faz necessária a divisão das correntes, a fim de se remanejar as capacidades caloríficas das correntes.

Do ponto de vista da simplicidade da rede de tubulações e do controle do processo, a divisão de correntes deve ser evitada sempre que possível, uma vez que implica em complicações para o sistema em estudo.

Outro conceito bastante utilizado na análise Pinch é o do esgotamento térmico das correntes (*tick off*). A equação que prevê o número mínimo de trocadores de calor é satisfeita se toda combinação conseguir trazer pelo menos uma das duas correntes envolvidas para a sua temperatura objetivo ou se uma corrente de utilidades for exaurida, não necessitando mais ser considerada parte do problema. Uma consequência disto é o fato de que pode-se acabar por exaurir uma força motriz que seja essencial ao processo, acarretando assim, num excesso energético (de utilidades) no processo.

O projetista pode escolher:

- reduzir a carga do cruzamento “infrator” e correr o risco de necessitar de mais do que o objetivo fixado para o consumo mínimo de utilidades;
- utilizar outra configuração, de modo a evitar que alguma fonte energética se esgote (ocorrência de *tick off*).

Basicamente o problema da síntese da RTC pela análise Pinch se resume em:

- divisão do processo em duas partes pelo ponto Pinch;
- projeto das duas partes do processo em separado, sendo que o projeto é desenvolvido das temperaturas mais próximas ao Pinch e se move para longe desta;
- verificação dos cruzamentos essenciais e possibilidade de efetuar estes cruzamentos;
- verificação da necessidade da divisão das correntes;
- nesta etapa são definidas as cargas dos trocadores, que podem ser determinadas utilizando-se o conceito de *tick off*. No caso de exaustão de uma fonte, uma configuração diferente pode ser escolhida ou o cruzamento infrator pode ter suas correntes divididas;
- colocação e projeto dos trocadores de calor;
- relaxação da RTC através da análise do engenheiro, onde deve ser levado em conta se o critério de máxima recuperação energética deve ser cem por cento cumprido, ou se alguns trocadores podem ter suas cargas térmicas remanejadas, a fim de diminuir o número de unidades e a área de troca térmica. Isto pode ser feito via processos de otimização, onde o custo global da RTC é colocado como parâmetro limitante. Nesta etapa, o mais importante é a relação custo / benefício e é onde o projetista deve verificar a necessidade ou não de se violar as heurísticas da análise Pinch.

Para se relaxar uma rede, deve-se verificar a existência de laços e caminhos.

Em toda rede, quando há uma unidade a mais do que U_{min} (número mínimo de unidades de troca térmica), existe um laço e isto significa que a carga térmica de uma delas (geralmente a menor) pode ser transferida para outra.

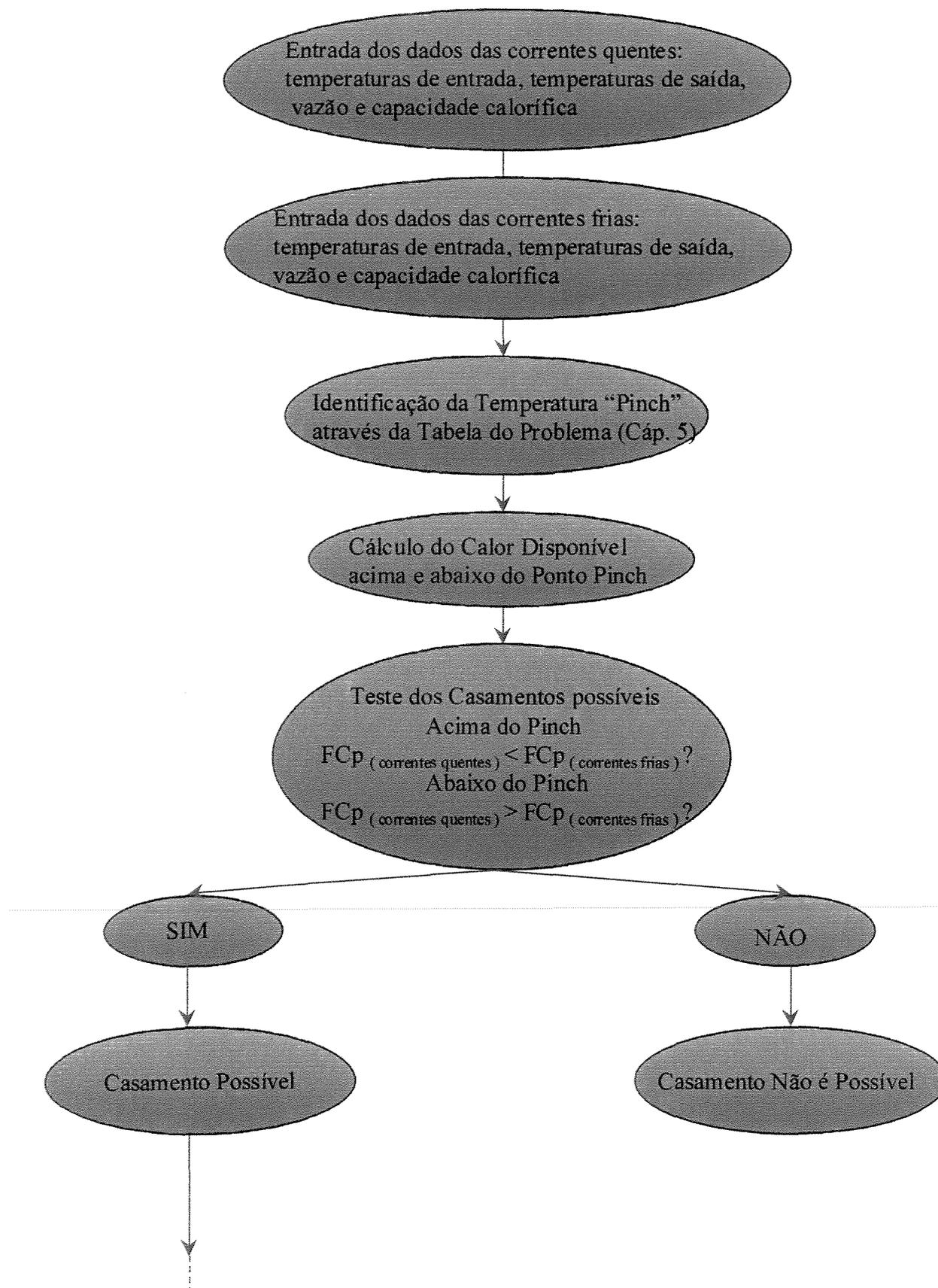
Os caminhos são conexões contínuas entre um aquecedor, trocadores de calor e um resfriador. A retirada de uma unidade pode acarretar em infração do ΔT_{min} . Este pode ser reestabelecido transferindo-se parte da carga do trocador para o aquecedor ou resfriador. Transferir simplesmente toda a carga para o aquecedor ou para o resfriador acarretaria num aumento do custo e do consumo de utilidades. Neste caso, entra a necessidade da avaliação econômica do engenheiro, a fim de verificar a viabilidade da relaxação da RTC (relaxar no que diz respeito aos critérios estabelecidos para que se alcance a máxima recuperação energética).

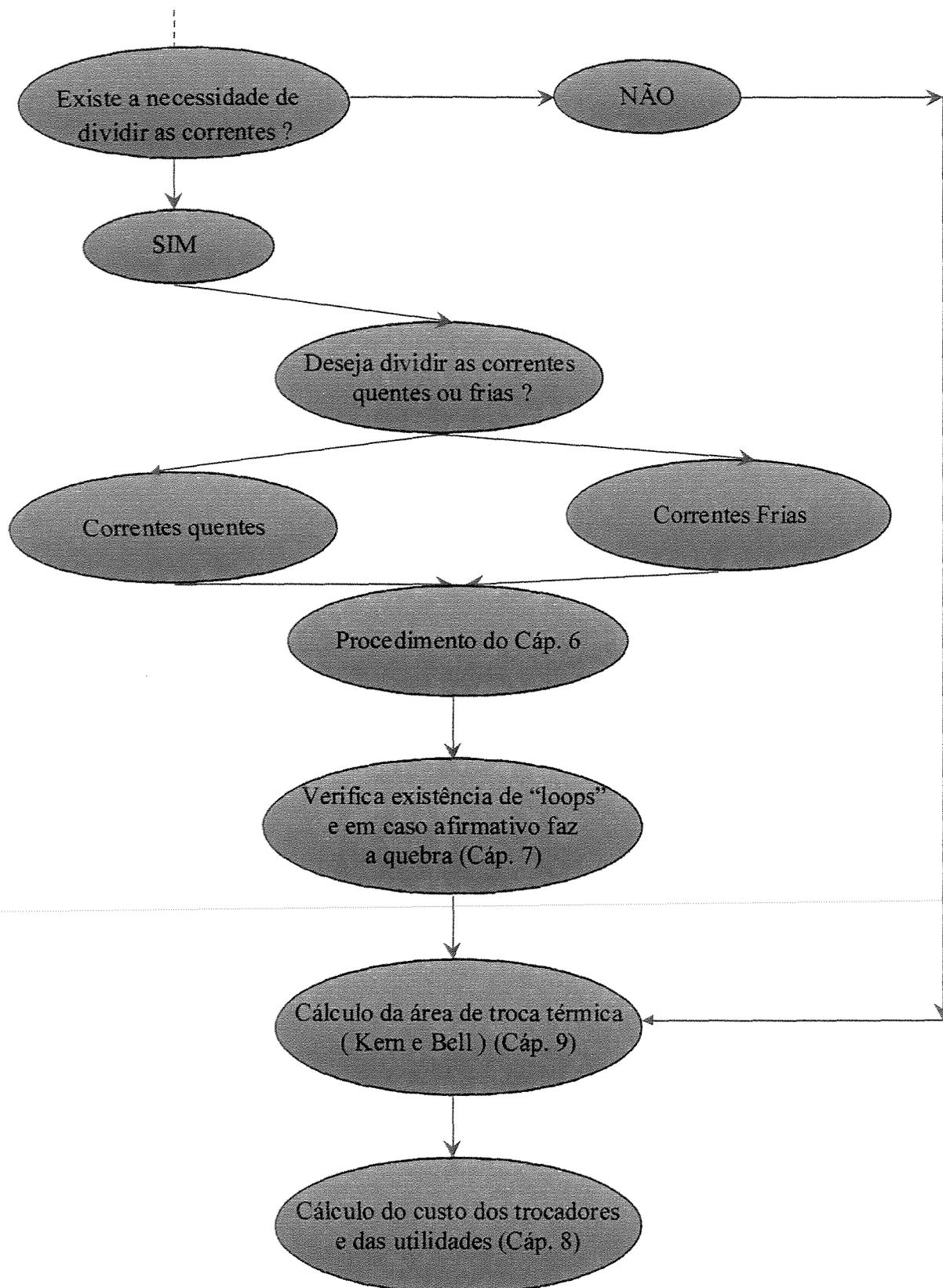
Serão discutidas nos próximos capítulos as metodologias encontradas na literatura para execução destas etapas e que serão utilizadas no presente trabalho.

Com a RTC otimizada pode-se então dar início ao projeto dos trocadores para as três situações (rede não otimizada, com divisão de correntes e não relaxada e completamente otimizada), que podem ser calculados utilizando-se coeficientes de troca térmica calculados pelos métodos de Kern e Bell Delaware em paralelo a fim de se fazer uma comparação dos métodos.

Ao final dos cálculos, calcula-se os custos dos trocadores e dos gastos com utilidades antes e depois da síntese para que se compare a relação custo / benefício da implantação da RTC.

O fluxograma a seguir mostra estes passos.





O capítulo 5 traz o conceito da tabela do problema para o cálculo do Pinch e consumo mínimo de utilidades. No capítulo 6 discute-se um procedimento para a verificação da necessidade de divisão de correntes e uma análise quantitativa desta divisão. No capítulo 7, apresenta-se a metodologia para a identificação e quebra de laços.

A análise de custos e as correlações utilizadas para o cálculo do custo de equipamentos de troca térmica considerando diferentes materiais, tipos de equipamentos e pressões de operação é apresentada no capítulo 8.

No capítulo 9, são introduzidas as correlações para o projeto dos trocadores de calor segundo o método de Bell Delaware, e a metodologia empregada para o cálculo da queda de pressão nos equipamentos e finalmente no capítulo 10, apresentam-se os principais modelos para a síntese de redes flexíveis de trocadores de calor.

Capítulo 5: Cálculo da Temperatura Pinch e demanda mínima de utilidades pela Tabela do Problema

Será apresentado aqui um método para se calcular o ponto Pinch e a demanda mínima de utilidades, baseado nos trabalhos de Flower e Linnhoff (1978) e que foi implementado no software.

A tabela do problema consiste numa visualização dos fluxos de calor ao longo de toda a rede. Inicialmente, divide-se o problema em subintervalos de temperatura. Estes subintervalos são delimitados pelas temperaturas de entrada e saída das correntes, sendo que estas são colocadas em ordem crescente, analogamente ao que foi feito no capítulo 3.

Depois da divisão dos intervalos, pode-se considerar cada subintervalo como sendo uma subdivisão da rede (subrede).

Nos intervalos de temperatura, o calor é transportado da k-ésima subrede para a próxima, mas apenas após todas as correntes frias da k-ésima subrede serem providas do calor de que necessitam.

Este processo nada mais é do que uma redistribuição da carga térmica dentro do próprio processo e da RTC, a fim de eliminar unidades de troca desnecessárias dentro do projeto.

Seja na tabela a seguir o caso de estudo 1 proposto por Flower e Linnhoff (1978):

Tabela 5.1- Dados para o caso de estudo 1 (Flower e Linnhoff ,1978)

| Correntes | F Cp (kW / °C) | Temp. entrada (°C) | Temp. saída (°C) | Carga Térmica (kW) |
|--------------|-------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------|
| Fria (1) | 3.0 | 60 | 180 | -360 |
| Quente (2) | 2.0 | 180 | 40 | 280 |
| Fria (3) | 2.6 | 30 | 105 | -195 |
| Quente (4) | 4.0 | 150 | 40 | 440 |

A tabela do problema para este caso de estudo é apresentada a seguir:

Tabela 5.2 - Tabela do Problema (Flower e Linnhoff, 1978)

| | Correntes | | Correntes | Déficit | Acúmulo | | Máx. Perm. | | |
|-----|-----------|-----|-----------|---------|---------|-----|------------|------|------|
| | Quentes | | | | Frias | E | S | E | S |
| | | | | (1) | (2) | (3) | (4) | (5) | |
| SN1 | | 180 | ↑ | 30 | 0 | -30 | +60 | +30 | |
| SN2 | | 180 | 170 | ↑ | 30 | -30 | -60 | +30 | 0 |
| SN3 | | 150 | 140 | ↑ | -105 | -60 | +45 | 0 | +105 |
| SN4 | | 115 | 105 | ↑ | -18 | +45 | +63 | +105 | +123 |
| SN5 | ↓ ↓ | 70 | 60 | ↑ | -102 | +63 | +165 | +123 | +225 |
| | | 40 | 30 | | | | | | |

onde:

- SN: subrede;
- E: entrada
- S: saída

Procedimento para construção da tabela

- 1.) Identificar as temperaturas limites das SN's
- 2.) Cálculo do déficit (D_k – coluna 1) para cada SN

$$D_K = I_K - O_K = (T_K - T_{K+1})(\sum C_{p_{frias}} - \sum C_{p_{quentes}}) \quad (5.1)$$

onde k corresponde ao número do subintervalo.

3.) As colunas (2) e (3) são calculadas assumindo-se $E_1 = 0$, então:

$$\begin{aligned} E_{K+1} &= S_K \\ S_{K+1} &= S_K - D_{K+1} \end{aligned} \quad (5.2)$$

4.) As colunas (4) e (5) são calculadas tomando-se o valor mais negativo da coluna (3) como valor de entrada no primeiro elemento a coluna (4), utilizando-se este valor com sinal positivo na coluna (4).

Caso não haja valores negativos na coluna (3), as colunas (4) e (5) serão idênticas às colunas (3) e (4). Caso contrário, o primeiro elemento da coluna (5) é calculado como sendo:

$$\begin{aligned} S_K &= E_K - D_K \\ E_{K+1} &= S_K \end{aligned} \quad (5.3)$$

Significado físico da tabela do problema

Se não houver adição de calor através de utilidades a nenhuma subrede e todo o calor excedente das combinações entre as correntes em uma rede for transmitido para a próxima, o “input” (entrada) em cada subrede será dado pela coluna (2) e o “output” pela coluna (3). Se algum desses valores for negativo, como é o caso de SN 1 e SN 2, isto quer dizer que há a necessidade de introduzir calor ao processo por meio de utilidades, a fim de elevar este valor a zero. A adição de calor deve ser feita na maior temperatura disponível, isto é SN1, e depois repassada para as subredes subsequentes. Desta forma, a quantidade de

calor disponível nas subredes interligadas é aumentada, a fim de maximizar a escolha dos arranjos possíveis.

As colunas (4) e (5) representam os fluxos de calor entrando e saindo das subredes e é por isto que o calor mínimo requerido para o processo (valor mais negativo) é adicionado como primeiro valor de entrada (input) na coluna (4). Eles mostram os valores máximos permissíveis para aquecimento ou resfriamento por utilidades.

A última linha da coluna (3) demonstra a taxa líquida de resfriamento para todo o problema conforme o balanço de entalpia. A primeira linha da coluna (4) é a necessidade mínima de aquecimento do processo e a última linha da coluna (5) é o correspondente ao resfriamento do processo.

Por esta tabela pode-se verificar se a carga térmica trocada entre as correntes excede os limites máximos permissíveis ou não. Caso isto ocorra, pode-se verificar a necessidade de uma divisão de correntes, assunto que será discutido mais adiante, onde será descrita a metodologia a ser adotada neste trabalho para a identificação e execução das divisões.

Além disso, nas colunas (4) e (5), as linhas que assumem valores nulos representam os pontos do processo onde o fluxo de calor de uma subrede para a próxima é nulo, ou seja a localização do ponto Pinch do processo.

Pode-se diminuir o gasto com utilidades simplesmente pela substituição do tipo de utilidade que está sendo utilizada no processo. Isto consiste em diminuir a carga de utilidades de alta capacidade energética (vapor de alta pressão) ou fluido refrigerante. Isto é feito através da inserção de utilidades com capacidades caloríficas mais baixas (vapor de baixa ou torres de resfriamento) deixando que as utilidades de alta sejam utilizadas somente nos extremos quente e frio do processo, criando assim um novo ponto de estrangulamento (divisão) no processo, chamado Pinch das utilidades.

Capítulo 6: Divisão de Correntes

O método de projeto de redes de trocadores de calor, segundo a tecnologia Pinch, é baseado no entendimento de que, para obter a máxima recuperação de energia em um processo associada ao conceito de diferença de temperatura mínima global, não se pode transferir calor através do ponto de estrangulamento do processo (ponto Pinch). Isto significa que toda a carga térmica das correntes que entram no subintervalo precisa ser consumida por aquelas deixando o subintervalo. Em resumo, isso significa que haverá a necessidade de divisão de correntes se:

$$N_{\text{correntes quentes}} \geq N_{\text{correntes frias}} \text{ (abaixo do Pinch)}$$

$$N_{\text{correntes quentes}} \leq N_{\text{correntes frias}} \text{ (acima do Pinch)}$$

(6.1)

onde:

N = número de correntes.

Considera-se as correntes quentes como sendo as correntes de entrada no ponto Pinch e as correntes frias como sendo as de saída.

Contudo, não é só o número de correntes que importa. O conceito de ΔT_{min} entre os cruzamentos deve ser observado no Pinch e um meio de se garantir isto é:

$$mCp_{\text{corrente quente}} \geq mCp_{\text{corrente fria}} \text{ (abaixo do Pinch)}$$

$$mCp_{\text{correntes quente}} \leq mCp_{\text{correntes fria}} \text{ (acima do Pinch)}$$

(6.2)

onde:

m = fluxo mássico da corrente

C_p = Capacidade calorífica da corrente

Se esta regra não puder ser observada para todos os casamentos, então é necessário fazer a divisão das correntes.

Neste trabalho, será utilizada para a localização e cálculo da divisão das corrente a metodologia apresentada por Polley (1995).

6.1 – Metodologia de Polley (1995) para a divisão de correntes baseada no conceito da troca vertical de calor

A área de troca térmica é minimizada quando os cruzamentos forem verticais e quando os coeficientes de troca térmica forem constantes, portanto, quando houver a necessidade de fazer a divisão de correntes, deve-se tentar dividir primeiro aquelas que não puderem ser bem alinhadas a fim de se tentar o alinhamento. O conceito de troca vertical de calor será explicado mais adiante, no capítulo 7.

Os cruzamentos entre as correntes estão verticalmente alinhados quando a razão entre as somas das capacidades caloríficas das correntes envolvidas for igual a Δ , que corresponde a:

$$\Delta = \Sigma (mC_p)_{\text{quentes}} / \Sigma (mC_p)_{\text{frias}} \text{ (acima do Pinch)} \quad (6.1.1)$$

ou seja, o valor médio para a diferença das capacidades caloríficas ao longo de toda a curva composta, que é considerado como o ideal.

Isto fornece a seguinte equação para a diferença entre as capacidades caloríficas das correntes formando uma combinação considerada ideal δ_{Xx} (X representando a corrente quente envolvida no cruzamento e x a corrente fria).

$$\delta_{Xx} = (1 - 1/\Delta) (m_{Cp})_{\text{quente}} \quad (6.1.2)$$

A seguir será mostrada uma técnica para a localização das correntes que devem ser divididas baseada na análise das capacidades caloríficas dos cruzamentos, de suas médias e de seus desvios em relação ao valores considerados ideais (valores obtidos em cruzamentos verticais). Estes dados estão dispostos na forma de matrizes para facilitar a visualização do usuário do programa computacional aqui desenvolvido. Pela análise dos valores da matriz, é possível identificar as correntes com carga térmica superior ao valor ideal e que, portanto devem ser divididas, bem como se identificar quantitativamente como estas correntes deverão ser divididas. As definições dos elementos destas matrizes são:

- Matriz δ : os elementos desta matriz mostram a razão entre as diferenças das capacidades caloríficas das correntes combinadas e o valor obtido como ideal. Boas combinações são geralmente aquelas que fornecem valores próximos da unidade;
- Matriz d : os elementos mostram o quanto a diferença entre as capacidades caloríficas das correntes combinadas diferem do valor ideal. Elementos cujos valores são próximos de zero são considerados indicadores de boas combinações e o mais importante: a magnitude dos elementos mostra o caminho para eventuais correções (divisões nas correntes);
- Matriz D : os elementos mostram a diferença aritmética simples entre as capacidades caloríficas das correntes combinadas e quanto mais estes valores se aproximarem de zero, melhor é considerado o cruzamento.

Seja a seguir um exemplo desta metodologia de cálculo. A tabela (6.1.1) mostra os valores das capacidades caloríficas das correntes envolvidas no processo:

Tabela 6.1.1 - Capacidades caloríficas das correntes do processo (Polley, 1995).

| Correntes quentes | Número de correntes = 6 |
|-------------------------|--------------------------|
| Correntes | F • Cp (kW/°C) |
| A | 16,54 |
| B | 10,13 |
| C | 9,20 |
| D | 5,41 |
| E | 3,10 |
| F | 1,27 |
| $\Sigma (F \bullet Cp)$ | 45,65 |
| Correntes frias | Números de correntes = 5 |
| Correntes | F • Cp (kW/°C) |
| a | 13,42 |
| b | 11,56 |
| c | 7,80 |
| d | 4,60 |
| e | 1,79 |
| f | --- |
| $\Sigma (F \bullet Cp)$ | 39,17 |
| $\Delta = 1,165$ | |

Conforme pode-se perceber, a regra da desigualdade do número da correntes acima do Pinch prevista pela equação (6.1) não foi obedecida devido a não existência da

corrente f, o que indica a necessidade da criação desta corrente via divisão de uma outra que irá ser identificada ao longo deste procedimento.

A matriz δ para este problema é dada a seguir:

Tabela 6.1.2 - Matriz δ (Polley, 1995).

| | | Corrente | a | b | c | d | e | f |
|----------|-------|---------------|-------|-------|------|------|------|-----|
| | | Cp | 13,42 | 11,56 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | --- |
| Corrente | Cp | δ_{xx} | | | | | | |
| A | 16,54 | 2,34 | 1,33 | 2,13 | 3,73 | 5,10 | 4,67 | X |
| B | 10,13 | 1,44 | | (-) | 1,62 | 3,84 | 5,79 | X |
| C | 9,20 | 1,29 | | | 1,09 | 3,57 | 5,74 | X |
| D | 5,41 | 0,76 | | | | 1,07 | 4,77 | X |
| E | 3,10 | 0,44 | | | | | 2,98 | X |
| F | 1,27 | 0,18 | | | | | | X |

Cada elemento desta matriz é calculado conforme o exemplo das correntes “A” e “a” que segue:

$$\text{Elemento: } \frac{Cp_A - Cp_a}{\delta_{Aa}} \quad (6.1.3)$$

Segundo Polley (1995), os elementos a serem levados em consideração são os da diagonal (que representam transferência vertical de calor). Em seu trabalho, foram desprezados todos os elementos fora da diagonal, uma vez que se estava analisando o cruzamento vertical das correntes. Analisando-se a diagonal, pode-se verificar, pelo aparecimento de um número negativo nesta, que haverá a necessidade de divisão de correntes (Polley, 1995). Também pode-se verificar pela análise desta matriz, quais

combinações podem ser consideradas como boas. No caso, C/c e D/d e provavelmente A/a (são aquelas que apresentam valores próximos da unidade). Sabe-se que deve-se dividir uma das correntes de entrada (em menor número) e a matriz anterior sugere que esta corrente seja “b” devido a aparição do número negativo na diagonal.

Agora, é necessário certificar-se sobre qual será a corrente a ser dividida e para tanto construiu-se a matriz “d”, apresentada a seguir:

Tabela 6.1.3 - Matriz “d” (Polley, 1995).

| | | Corrente | a | b | c | d | e | f |
|----------|-------|---------------|-------------|-------|-------------|-------------|------|--------|
| | | Cp | 13,42 | 11,56 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | --- |
| Corrente | Cp | δ_{xx} | | | | | | |
| A | 16,54 | 2,34 | <u>0,78</u> | | | | | |
| B | 10,13 | 1,44 | | -2,87 | | | | |
| C | 9,20 | 1,29 | | | <u>0,11</u> | | | |
| D | 5,41 | 0,76 | | | | <u>0,05</u> | | |
| E | 3,10 | 0,44 | | | | | 1,01 | |
| F | 1,27 | 0,18 | | | | | | (1,09) |

Esta matriz é construída conforme o exemplo a seguir para o cruzamento entre as correntes “A” e “a”:

$$\text{Elemento da matriz } d = (C_pA - C_{pa}) - \delta_{xx} \quad (6.1.4)$$

Os cruzamentos considerados bons têm seus valores sublinhados e nesta matriz, os valores são considerados bons quando estiverem próximos de zero. Onde um cruzamento é necessário, mas não há corrente de entrada disponível, o valor ideal para o cruzamento é apresentado. Este valor é dado por:

$$\text{Valor ideal} = C_{pf} - \delta_{xx} \quad (6.1.5)$$

Esta matriz sugere que uma nova corrente de entrada com capacidade calorífica de 1,09 forneceria um bom cruzamento com a até então não combinada corrente F. Desta forma, divide-se a corrente problemática “b” em “b1” com capacidade calorífica igual a 10,47 e b2 com capacidade calorífica de 1,09, a fim de se esgotar as correntes cruzadas. A matriz “d” fica então da forma apresentada a seguir:

Tabela 6.1.4 - Matriz “d” modificada (Polley, 1995)

| | | | Corrente | a | b1 | c | d | e | b2 |
|----------|-------|---------------|-------------|-------|-------------|-------------|------|------|------------|
| | | | Cp | 13,42 | 10,47 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | 1,09 |
| Corrente | Cp | δ_{xx} | | | | | | | |
| A | 16,54 | 2,34 | <u>0,78</u> | | | | | | |
| B | 10,13 | 1,44 | | -1,78 | | | | | |
| C | 9,20 | 1,29 | | | <u>0,11</u> | | | | |
| D | 5,41 | 0,76 | | | | <u>0,05</u> | | | |
| E | 3,10 | 0,44 | | | | | 1,01 | | |
| F | 1,27 | 0,18 | | | | | | | <u>0,0</u> |

Mesmo após este arranjo, verifica-se que a corrente “b1” ainda tem uma capacidade de troca térmica muito grande (seu valor na matriz ainda está muito distante de zero), o que indica que há a necessidade de divisões posteriores de correntes no problema em questão.

Observando-se a matriz, verifica-se que a corrente “E” faz um cruzamento não muito bom com a corrente “e” (também com valor na matriz muito acima de zero). Para

verificar se seria uma alternativa razoável a divisão desta corrente, recorre-se a matriz “D”, mostrada a seguir:

Tabela 6.1.5 - Matriz “D” (Polley, 1995).

| Corrente | a | b1 | c | d | e | b2 |
|----------|-------|-------|------|------|------|------|
| Cp | 13,42 | 10,47 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | 1,09 |
| Corrente | Cp | | | | | |
| A | 16,54 | 3,12 | | | | |
| B | 10,13 | -0,34 | | | | |
| C | 9,20 | | 1,40 | | | |
| D | 5,41 | | | 0,81 | | |
| E | 3,10 | | | | 1,31 | |
| F | 1,27 | | | | | 0,18 |

Esta matriz mostra as diferenças aritméticas simples entre as capacidades caloríficas das duas correntes combinadas.

Então, analisando-se esta matriz e de acordo com o método proposto, verifica-se a necessidade de se eliminar o valor negativo em “Bb1”. Para tanto, pode-se usar o excesso de energia da corrente “E” (esta apresenta um excesso de energia, uma vez que o valor ideal para esta diferença é o dado por $\Delta = 1,165$ conforme mostrado na tabela 6.1.1). Após estas divisões, a matriz δ resultante é dada na tabela a seguir, onde se vê configuração considerada mais próxima da idealidade no que se refere a recuperação energética do sistema, razão pela qual os valores encontram-se grifados:

E a matriz d é:

Tabela 6.1.7 - Matriz "d" modificada (Polley, 1995)

| | Corrente | a | b1 | c | d | e | b2 | b3 |
|----------|----------|---------------|-------------|--------------|-------------|-------------|------------|------------|
| | Cp | 13,42 | 9,6 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | 1,09 | 0,87 |
| Corrente | Cp | δ_{xx} | | | | | | |
| A | 16,54 | 2,34 | <u>0,78</u> | | | | | |
| B | 10,13 | 1,44 | | <u>-0,91</u> | | | | |
| C | 9,20 | 1,29 | | | <u>0,11</u> | | | |
| D | 5,41 | 0,76 | | | | <u>0,05</u> | | |
| E1 | 2,09 | 0,30 | | | | | <u>0,0</u> | |
| F | 1,27 | 0,18 | | | | | | <u>0,0</u> |
| E2 | 1,01 | 0,143 | | | | | | <u>0,0</u> |

Analisando-se esta matriz, verifica-se que a maioria dos cruzamento obtidos estão próximos daqueles que o método prevê como ideal (valores da matriz "d" próximos de zero). Se a rede resultante das divisões de corrente propostas até o momento é ou não provável de ser efetuada é um ponto que foge do escopo da metodologia proposta por Polley, 1995, cujo objetivo é determinar uma configuração que seja eficiente do ponto de vista energético. Questões como custo e controle devem ser levadas em consideração num estágio posterior da síntese.

Obviamente há outras soluções possíveis para a configuração da rede, diferentes da apresentada anteriormente. Cabe ao engenheiro analisar estas possibilidades, lembrando-se sempre que a soma final das capacidades caloríficas das correntes de saída não pode superar o valor estabelecido para as correntes de entrada (Linnhoff e Hindmarsh, 1983).

6.2 – Princípio do esgotamento das correntes

No projeto de redes de trocadores de calor, pode-se obter o número mínimo de unidades de troca térmica utilizando-se uma ferramenta auxiliar conhecida como regra do “tick off” (esgotamento da corrente), (Linnhoff e Hindmarsh, 1983).

A divisão de correntes não significa prejuízo ao número mínimo de unidades de troca térmica. Contudo, a magnitude dos fluxos térmicos destas correntes (correntes com fluxos térmicos muito elevados requerem equipamentos maiores) pode prejudicar a rede, bem como a seleção errônea das correntes a serem divididas.

Ao se aplicar o método do esgotamento das correntes, pode-se garantir que o cruzamento seja realmente efetivo, esgotando toda a capacidade de troca térmica de uma corrente e melhorando desta forma a recuperação energética do sistema. Isto torna o sistema atraente do ponto de vista econômico. Neste ponto, pode-se utilizar as seguintes regras para o projeto propostas por Polley (1995):

- a) Quando se fizer o cruzamento de uma corrente dividida com uma não dividida deve-se tentar esgotar a corrente não dividida;
- b.) Quando isto não for possível, deve-se assegurar que todos os fluxos térmicos das correntes divididas envolvidas no cruzamento estão esgotados;
- c.) Quando duas correntes cruzadas forem provenientes da divisão de correntes anteriores, deve-se assegurar o esgotamento de pelo menos uma delas.

Uma maneira simples de se verificar se os cruzamentos propostos podem ou não promover o esgotamento das correntes é utilizar a matriz de carga térmica, que mostra em seus elementos a diferença aritmética entre as capacidades caloríficas das correntes entrando e saindo do subintervalo.

Um sinal negativo nesta matriz indica que a corrente de entrada pode ser esgotada e um sinal positivo indica que a corrente de saída pode ser esgotada. Esta matriz deve ser

utilizada em conjunto com os passos apresentadas na seção 6.1, a fim de que não se desvie o projeto do objetivo do número de unidades.

Considere-se o exemplo tratado até o momento, a tabela a seguir mostra as cargas térmicas envolvidas no processo:

Tabela 6.2.1 - Capacidades caloríficas e cargas térmicas das correntes quentes e frias do processo (Polley, 1995).

| Correntes Quentes | F • Cp (kW/°C) | Carga térmica (kW) | Correntes Frias | F • Cp (kW/°C) | Carga térmica (kW) |
|-------------------|----------------|--------------------|-----------------|----------------|--------------------|
| A | 16,54 | 1510 | a | 13,42 | 960 |
| B | 10,13 | 720 | b | 11,56 | 980 |
| C | 9,20 | 300 | c | 7,80 | 450 |
| D | 5,41 | 300 | d | 4,60 | 500 |
| E | 3,10 | 250 | e | 1,79 | 320 |
| F | 1,27 | 200 | | | |

A seguir, tem-se a matriz de carga térmica para este exemplo:

Tabela 6.2.2 - Matriz de distribuição de carga térmica (Polley, 1995).

| | | a | b1 | c | d | e | b2 | b3 |
|----|--------------|--------------|------|------|------|-------|-------------|-------------|
| | | <u>13,42</u> | 9,60 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | <u>1,09</u> | <u>0,87</u> |
| A | 16,54 | -550 | | | | | | |
| B | <u>10,13</u> | | 93,8 | | | | | |
| C | <u>9,20</u> | | | 150 | | | | |
| D | <u>5,41</u> | | | | 200 | | | |
| E1 | <u>2,09</u> | | | | | 151,5 | | |
| F | 1,27 | | | | | | -107,6 | |
| E2 | 1,01 | | | | | | | -7,7 |

A partir desta matriz, verifica-se que foram encontradas as seguintes condições:

- E1 / e: elemento positivo e a corrente E1 foi esgotada
- E2 / b3: elemento negativo e a corrente b3 foi esgotada.

Considera-se esgotada a corrente que tiver toda a sua carga térmica consumida pela outra corrente presente no cruzamento. Sendo assim, apenas um dos ramos da corrente E foi esgotado e desta forma, a segunda regra foi violada. A solução para esta violação é fácil, basta reexaminar os fluxos térmicos das correntes, a fim de esgotar totalmente a corrente E. Como opções tem-se:

a) reduzir a corrente E2 de 1,01 para 0,91 (o cruzamento obtido ainda é possível uma vez que $0,91 \geq 0,87$)

b.) aumentar a corrente b3 de 0,87 para 0,96 (o cruzamento obtido também é possível uma vez que $1,01 \geq 0,96$)

Destas soluções, a primeira é a melhor, pois é a que fornece o melhor cruzamento em termos de alinhamento na curva composta (verificando os valores da matriz que estão mais próximos do considerado ideal). A matriz de carga térmica revisada é dada a seguir:

Tabela 6.2.3 - Matriz de carga térmica modificada (Polley, 1995).

| | | a | b1 | c | d | e | b2 | b3 |
|----|--------------|--------------|------|------|------|-------|-------------|-------------|
| | | <u>13,42</u> | 9,60 | 7,80 | 4,60 | 1,79 | <u>1,09</u> | <u>0,87</u> |
| A | 16,54 | -550 | | | | | | |
| B | <u>10,13</u> | | 93,8 | | | | | |
| C | <u>9,20</u> | | | 150 | | | | |
| D | <u>5,41</u> | | | | 200 | | | |
| E1 | <u>2,185</u> | | | | | 143,8 | | |
| F | 1,27 | | | | | | -107,6 | |
| E2 | 0,91 | | | | | | | 0 |

Agora considere-se a corrente “b”. Verifica-se que:

- B/b1: elemento positivo e a corrente “B” foi esgotada
- F / b2: elemento negativo e a corrente “b2” foi esgotada
- E2 / b3: elemento zerado e ambas as correntes foram esgotadas.

Verifica-se que apenas dois ramos da corrente “b” foram esgotados e desta forma a segunda regra foi violada.

Nem sempre é possível obter-se a combinação entre a perfeita obediência do princípio da demanda mínima de energia (correntes esgotadas) e do número mínimo de unidades. Cabe ao engenheiro analisar economicamente qual das duas possibilidades é melhor para o processo em questão. O objetivo desta técnica é prover um ponto de partida considerado bom para dar-se início à otimização da rede.

O fluxograma a seguir mostra o resumo da técnica descrita neste capítulo.

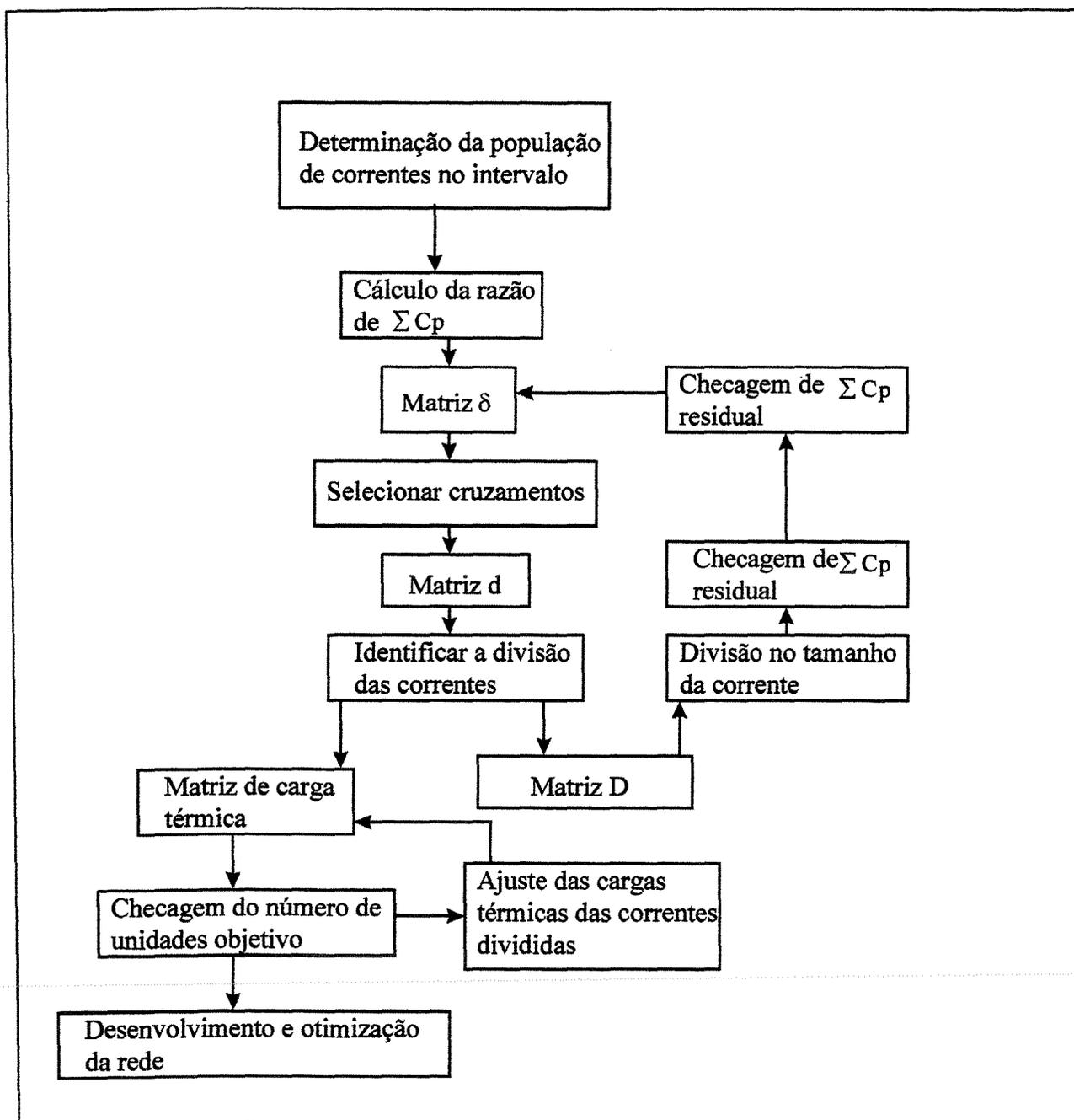


Figura 6.2.1 - Fluxograma da técnica matricial para divisão de correntes (Polley, 1995).

Capítulo 7: Identificação e quebra de laços

7.1 – Matriz de Incidência

O método de quebra e identificação de laços é baseado no trabalho apresentado por Pethe et al. (1989). A idéia básica deste método é a de que cada trocador seja considerado um caminho de troca térmica entre uma corrente quente e uma fria. Supondo-se que existam “n” equipamentos de troca térmica (trocadores de calor, aquecedores e resfriadores) e “m” correntes (incluindo as correntes provenientes das utilidades quentes e frias) na RTC obtida após a síntese, esta rede pode ser representada como uma matriz de incidência $n \times m$. Nesta matriz, demonstra-se a entrada de uma corrente quente em um trocador por (+1) e a entrada de uma corrente fria no trocador por (-1). Quando não se verifica a entrada de uma corrente específica no trocador, a matriz recebe (0) nesta posição. Na realidade, esta matriz representa uma sistema linear de equações onde os trocadores representam as equações e as correntes representam as variáveis.

O número de laços existentes na RTC é obtido através da seguinte equação:

$$NL = n - p_{(n \times m)} \quad (7.1.1)$$

Onde:

NL = número de laços;

n = número de colunas da matriz de incidência;

$p_{(n \times m)}$ = ordem da matriz, que é dada pelo número de colunas linearmente independentes.

Para exemplificar, na tabela 7.1.1 é mostrada uma matriz de incidência para um processo apresentado em Liporace et al. (1999), onde existem 9 trocadores de calor, 4 correntes de processo e 2 de utilidades.

Tabela 7.1.1 – Matriz de incidência (Liporace et al., 1999)

| | Trocadores | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|------------------|------------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| Correntes | | | | | | | | | | |
| 1 | | 0 | -1 | -1 | -1 | 0 | -1 | -1 | -1 | 0 |
| 2 | | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 1 | 1 | 0 | 0 |
| 3 | | -1 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 4 | | 0 | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 1 |
| Utilidade Quente | | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Utilidade Fria | | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 |

Esta matriz possui cinco colunas linearmente independentes e quatro linearmente dependentes. A independência linear é facilmente identificada através do cálculo dos determinantes da matriz.

Det \neq 0 \rightarrow colunas linearmente independentes

Det = 0 \rightarrow colunas linearmente dependentes

As colunas linearmente independentes deste problema são: 1, 2, 3, 6 e 9 e as colunas linearmente dependentes são: 4, 5, 7 e 8.

Pode existir mais de uma opção para a escolha da ordem das correntes linearmente independentes e esta escolha pode influenciar a determinação dos laços. A maneira mais usual de se fazer esta escolha é randomicamente.

Os “loops” são identificados pela resolução da equação a seguir:

$$LD = \sum_{i=1}^n \alpha_i \cdot LI$$

(7.1.2)

Onde:

LI = coluna linearmente independente

LD = coluna linearmente dependente

α_i = constante numérica $\neq 0$

A ordem determinada randomicamente para o problema analisado foi: 2, 1, 6, 3 e 9 para as colunas LI e 4, 5, 8 e 9 para as colunas LD (Liporace, et al. 1999) e desta forma, foram encontrados quatro laços:

Tabela 7.1.2 – Identificação dos laços (Liporace, et al., 1999)

| | |
|--------|-------|
| Loop 1 | 4 – 2 |
| Loop 2 | 5 – 1 |
| Loop 3 | 7 – 6 |
| Loop 4 | 8 – 2 |

Existe uma hierarquia para a quebra destes laços: Primeiro são quebrados os laços totalmente acima do ponto “*Pinch*”, em seguida são quebrados os laços totalmente abaixo do ponto “*Pinch*” e finalmente são quebrados os laços formados por cruzamentos situados no ponto “*Pinch*”.

Outro ponto importante a ser observado é de que quando um trocador é eliminado num laço a carga térmica trocada anteriormente pelo trocador eliminado será transferida para o trocador remanescente.

Após a eliminação do trocador, é necessário que se faça uma simulação da RTC obtida para verificar se as correntes continuam atingindo sua temperatura objetivo e se houve violação do Princípio da Mínima Diferença de Temperatura. Outro ponto importante a ser verificado é o fator econômico, pois a eliminação dos trocadores causa uma redução nos custos de implantação da RTC.

A quebra dos laços segue sendo efetuada até que não existam mais laços a serem quebrados que influenciem o custo final da RTC.

Capítulo 8: Análise de Custos

Os procedimentos atuais de síntese de RTC tendem a primeiro identificar as configurações de menor consumo energético. O custo total (de capital e energético) é posteriormente reduzido através de evoluções e otimizações contínuas. A desvantagem deste método é que o ponto ótimo é obtido apenas para as estruturas examinadas, pontual e localmente. Até 1990 não havia nenhuma técnica que generalizasse a predição do custo global ótimo de uma rede de trocadores de calor, permitindo a interação do usuário com a estrutura da rede.

O método que será adotado neste trabalho é baseado nos trabalhos de Linnhoff e Ahmad (1990) e Hall et al. (1990) e consiste em estabelecer os objetivos de custo total e otimizar este objetivo em paralelo ao projeto da rede. Esta metodologia permite a comparação (relação custo / benefício) entre custo e energia.

A *tecnologia Pinch* permite o cálculo do mínimo requerimento de utilidades diretamente a partir dos dados característicos das correntes do processo (temperaturas de entrada e saída, capacidades caloríficas e vazões), assumindo-se uma mínima diferença de temperatura (ΔT_{\min}) entre os terminais do trocador.

Este conceito de ΔT_{\min} já foi amplamente estudado no que diz respeito à sua influência no comportamento de uma rede de trocadores de calor com relação ao seu consumo de energia. Sabe-se por exemplo, que quando o ΔT_{\min} aumenta, as curvas compostas se afastam, aumentando a demanda de energia e o custo de utilidades. Por outro lado, o aumento de ΔT_{\min} faz com que as diferenças de temperaturas ao longo do trocador aumentem, resultando na diminuição da área de troca térmica do mesmo e conseqüentemente no custo de capital do equipamento instalado. Portanto, o custo global e de implantação da rede é diretamente influenciado pela escolha do ΔT_{\min} .

A variação deste custo global com ΔT_{\min} é obtida pela combinação das curvas de custo de capital versus ΔT_{\min} e custo de operação (com utilidades) versus ΔT_{\min} , como pode ser visto na figura 8.1. A este conceito de se fixar os objetivos de energia e capital, a fim de se encontrar um valor ótimo para o ΔT_{\min} e para o custo global mínimo, se dá o nome de *Supertargeting* (Ravagnani, 1994).

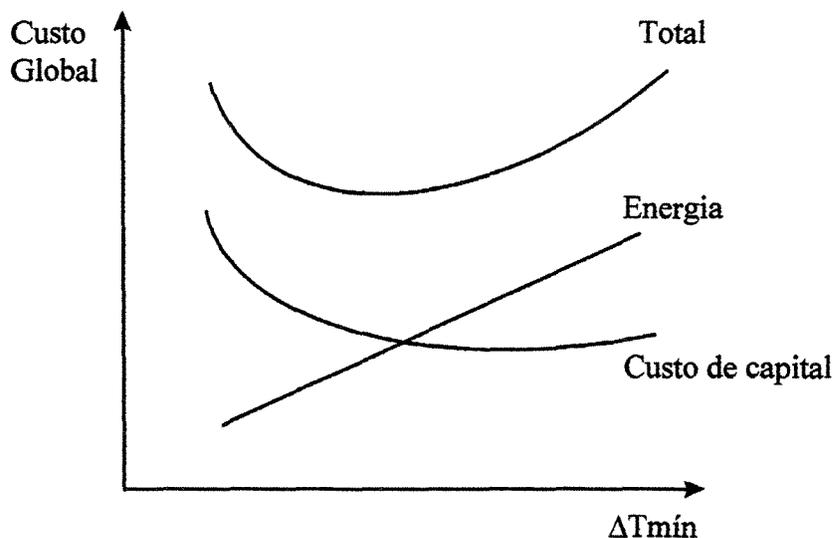


Figura 8.1 - Diagrama custo global (custo de capital mais custo de operação) versus ΔT_{\min} .

O número mínimo de trocadores de calor também pode variar com ΔT_{\min} . O custo de capital é afetado pela estrutura da rede assim como o tamanho dos trocadores. Geralmente se faz uma comparação entre o consumo mínimo de energia da rede, a área global de troca térmica e o número de unidades, sendo que os projetos consideram várias alternativas de configurações e fazem a otimização contínua de cada uma delas, o que dificulta muito o trabalho. O resultado disto, é que dificilmente há certeza com relação ao custo ótimo do projeto final.

A pré-definição do valor tido como objetivo de custo na síntese da rede simplifica o projeto, uma vez que deixa de ser necessária a otimização para redução de custos (o custo objetivo é pré-definido e configurações que violem este critério podem ser descartadas previamente). Além disso é mais fácil analisar a influência de materiais e opções por diferentes fontes de utilidades sabendo-se o seu impacto no custo final da rede.

8.1 - Cálculo da área mínima de troca térmica

Para se calcular o custo de uma RTC é necessário conhecer o número de trocadores existentes na rede e a área total de troca térmica.

Para o cálculo da área mínima de troca térmica, neste trabalho, será utilizada a metodologia proposta por Hall et al. (1990), a qual considera a existência de dois modelos de transferência de calor mostrados na figura a seguir:

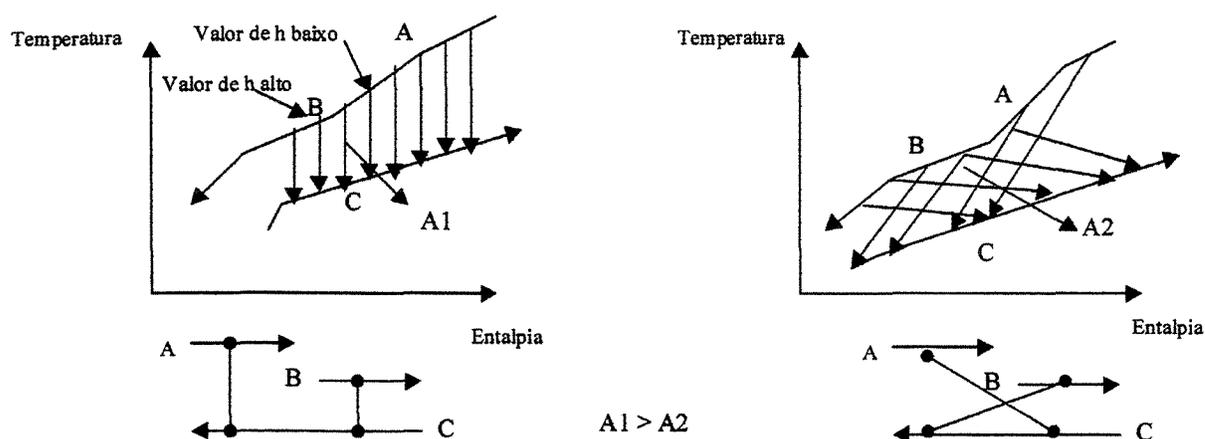


Figura 8.1.1 - Modelos de transferência de calor (Hall et al., 1990).

A figura (a) mostra o modelo de transferência vertical de calor, onde as correntes de mesma entalpia acumulada são cruzadas e a figura (b) mostra o modelo de transferência de calor não vertical (*criss crossed*).

A metodologia apresentada por Hall et al. (1990) considera transferência vertical de calor e calcula a área mínima de troca térmica total pela soma de todas as áreas de todos os trocadores de calor dos intervalos de entalpia. Os intervalos são divididos conforme mostrado na figura a seguir:

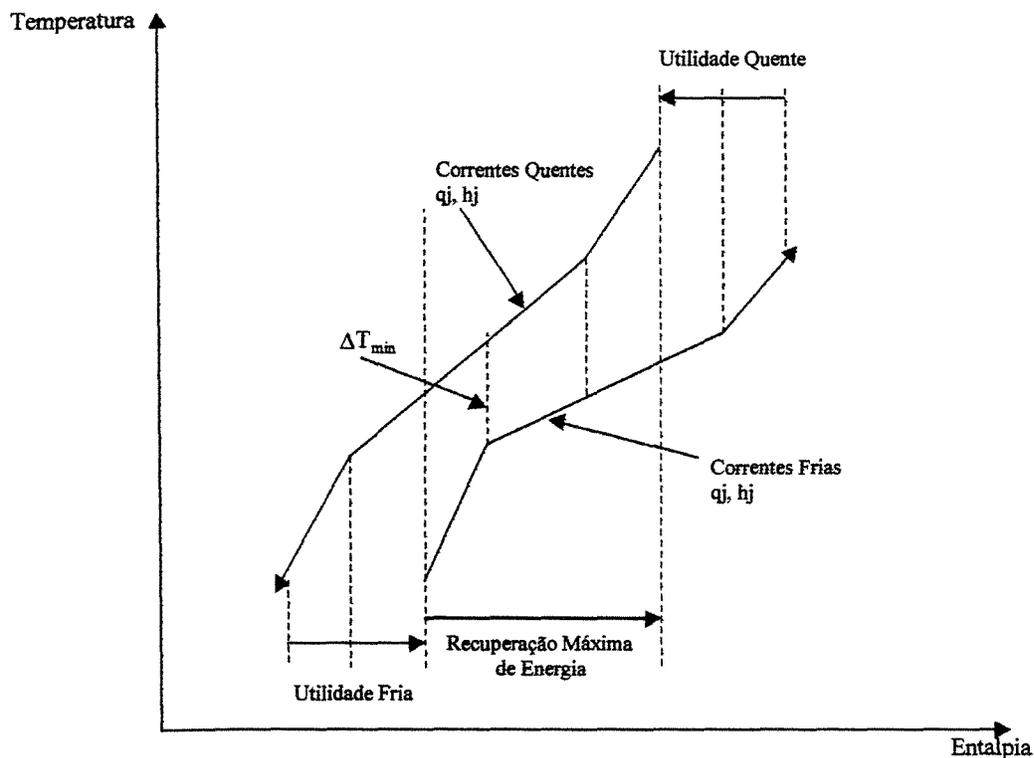


Figura 8.1.2 - Divisão dos intervalos de entalpia (Hall et al., 1990).

Cada corrente quente é dividida em um número de ramos tal que este número seja o mesmo observado para as correntes frias. Nota-se que $n_H \cdot n_C$ (n_H : número de correntes quentes e n_C = número das correntes frias) combinações são feitas em cada intervalo de entalpia e geralmente um número mínimo de $n_H + n_C - 1$ combinações é necessário para que haja transferência vertical de calor.

Assumindo-se o coeficiente global de troca térmica (U) constante, num intervalo "i" tem-se que:

$$A_i = \frac{\Delta H_i}{U \cdot \Delta T_{MLi}} \quad (8.1.1)$$

onde:

A_i = área de troca térmica no intervalo i

ΔH_i = variação de entalpia no intervalo i

ΔT_{MLi} = média logarítmica das diferenças de temperatura no intervalo “ i ”.

A área total com U constante é:

$$A_{\min} = \frac{1}{U} \sum_i^{\text{intervalos}} \frac{\Delta H_i}{\Delta T_{MLi}} \quad (8.1.2)$$

No caso de U variável, considere-se um exemplo com 5 correntes (2 quentes e 3 frias). Tem-se então que para cada sub-intervalo i :

$$A_i = \left(\frac{1}{\Delta T_{MLi}} \right) \left(\frac{Q_{13}}{U_{13}} + \frac{Q_{14}}{U_{14}} + \frac{Q_{15}}{U_{15}} + \frac{Q_{23}}{U_{23}} + \frac{Q_{24}}{U_{24}} + \frac{Q_{25}}{U_{25}} \right) \quad (8.1.3)$$

sendo:

Q_{jk} = carga térmica da combinação entre a corrente quente j e a corrente fria k .

Os coeficientes globais de troca térmica podem ser reescritos como:

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_{13}} &= \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_3} & \frac{1}{U_{23}} &= \frac{1}{h_2} + \frac{1}{h_3} \\ \frac{1}{U_{14}} &= \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_4} & \frac{1}{U_{24}} &= \frac{1}{h_2} + \frac{1}{h_4} \\ \frac{1}{U_{15}} &= \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_5} & \frac{1}{U_{25}} &= \frac{1}{h_2} + \frac{1}{h_5} \end{aligned}$$

(8.1.4)

onde:

h_j = coeficiente de troca térmica da corrente j (incluindo as resistências do filme, parede e incrustação).

A equação (8.1.3) pode ser reescrita como:

$$A_i = \left(\frac{1}{\Delta T_{MLi}} \right) \left(\frac{Q_{13}}{h_1} + \frac{Q_{13}}{h_3} + \frac{Q_{14}}{h_1} + \frac{Q_{14}}{h_4} + \frac{Q_{15}}{h_1} + \frac{Q_{15}}{h_5} + \frac{Q_{23}}{h_2} + \frac{Q_{23}}{h_3} + \frac{Q_{24}}{h_2} + \frac{Q_{24}}{h_4} + \frac{Q_{25}}{h_2} + \frac{Q_{25}}{h_5} \right) \quad (8.1.5)$$

Rearranjando-se os termos:

$$A_i = \left(\frac{1}{\Delta T_{MLi}} \right) \left(\frac{1}{h_1} (Q_{13} + Q_{14} + Q_{15}) + \frac{1}{h_3} (Q_{13} + Q_{23}) + \frac{1}{h_4} (Q_{14} + Q_{24}) + \frac{1}{h_2} (Q_{23} + Q_{24} + Q_{25}) + \frac{1}{h_5} (Q_{15} + Q_{25}) \right) \quad (8.1.6)$$

Contudo, tem-se que:

$$Q_{13} + Q_{14} + Q_{15} = (q_1)_i \quad (8.1.7)$$

$$Q_{23} + Q_{24} + Q_{25} = (q_2)_i \quad (8.1.8)$$

$$Q_{13} + Q_{23} = (q_3)_i \quad (8.1.9)$$

$$Q_{14} + Q_{24} = (q_4)_i \quad (8.1.10)$$

$$Q_{15} + Q_{25} = (q_5)_i \quad (8.1.11)$$

onde:

$(q_j)_i$ = mudança de entalpia da corrente j no intervalo i .

Desta forma a equação final para mínima área de troca térmica da rede de trocadores de calor é:

$$A_i = \frac{1}{\Delta T_{MLi}} \left(\frac{(q_1)_i}{h_1} + \frac{(q_2)_i}{h_2} + \frac{(q_3)_i}{h_3} + \frac{(q_4)_i}{h_4} + \frac{(q_5)_i}{h_5} \right) \quad (8.1.12)$$

Ou adotando a forma generalizada apresentada por Linnhoff e Ahmad (1990):

$$A_{min} = \sum_i^{int \text{ervalos}} \left(\frac{1}{\Delta T_{MLi}} \right) \sum_j^{correntes} \left(\frac{q_j}{h_j} \right)_i \quad (8.1.13)$$

No caso da equação (8.1.13), esta é obtida assumindo-se transferência vertical de calor e coeficiente de troca térmica (h) idênticos. Desta forma, a área predita por esta equação é um mínimo exato. Quando os valores de “ h ” variam, pode-se provocar a transferência de calor não vertical para explorar as forças motrizes (ΔT 's), para se obter áreas menores do que as preditas por esta equação. Se os valores de “ h ” variarem menos do que uma ordem de magnitude, os valores preditos por esta equação ficam a até 10% do valor mínimo real.

Existem métodos computacionais baseados em programação não linear que exploram os valores de “ h ” variáveis, a fim de prever área de troca térmica menores do que aquelas obtidas pelo modelo de transferência vertical de calor. A validade da utilização destes modelos deve ser avaliada pelo engenheiro antes de se optar pelo método de otimização da rede a ser implementado.

O efeito dos valores de ΔT_{min} sobre o custo sofrem pouca alteração independente do método de cálculo da mínima área de troca térmica empregado.

8.2 – Correlações de Custo

Hall et al. (1990) apresentaram várias correlações de custo para diferentes materiais de construção e diferentes quedas de pressão. Estas correlações são apresentadas a seguir:

Tabela 8.2.1. - Correlações de custo para trocadores de calor do tipo carcaça e tubos para diferentes materiais de construção (Hall et al., 1990).

| Material | Correlação ($A = m^2$; \$ = US\$) |
|--------------------|---|
| Aço Carbono (AC) | Custo (\$) = $30.800 + 750 \cdot A^{0,81}$ |
| Aço Inox (AI) | Custo (\$) = $30.800 + 1644 \cdot A^{0,81}$ |
| AC / AI ou AI / AC | Custo (\$) = $30.800 + 1339 \cdot A^{0,81}$ |
| Titânio (TIT) | Custo (\$) = $30.800 + 4407 \cdot A^{0,81}$ |
| AC / TIT | Custo (\$) = $30.800 + 3349 \cdot A^{0,81}$ |
| AI / TIT | Custo (\$) = $30.800 + 3749 \cdot A^{0,81}$ |

Tabela 8.2.2. - Correlações de custo para trocadores de calor do tipo carcaça e tubos para diferentes taxas de queda de pressão (Hall et al., 1990).

| Taxa de Queda de Pressão (tubo/casco) (psi) | Correlação ($A = m^2$; \$ = US\$) |
|---|---|
| 10/10 | Custo (\$) = $30.800 + 750 \cdot A^{0,81}$ |
| 10/35 | Custo (\$) = $30.800 + 890 \cdot A^{0,81}$ |
| 35/35 | Custo (\$) = $30.800 + 1089 \cdot A^{0,81}$ |
| 10/60 | Custo (\$) = $30.800 + 983 \cdot A^{0,81}$ |
| 60/60 | Custo (\$) = $30.800 + 1438 \cdot A^{0,81}$ |
| 35/60 | Custo (\$) = $30.800 + 1201 \cdot A^{0,81}$ |

Capítulo 9: Projeto dos Trocadores de Calor

Trocadores de calor são equipamentos que recuperam calor entre duas correntes do processo e podem ser classificados em uma primeira instância em: aquecedores, resfriadores, condensadores, refeedores e vaporizadores. Os trocadores de calor mais utilizados na indústria são do tipo bitubular ou multitubular. Para aumentar a troca de calor pode-se associar estes equipamentos em série. O tipo de trocador mais comum é o Trocador Carcaça e Tubos. Este tipo de trocador é utilizado quando se tem necessidade de grandes áreas para troca térmica. Consiste de um conjunto de tubos de pequeno diâmetro presos por placas denominadas espelhos, suportados por chicanas e envolvidos por um tubo grande denominado casco.

Um dos fluidos passa através do feixe de tubos no interior da carcaça enquanto o outro circula pelo interior do tubo do feixe. A localização dos fluidos no trocador é definida levando-se em consideração as condições do processo e fatores econômicos e de manutenção. Com base nessas premissas, opta-se geralmente por se colocar escoando no lado dos tubos água de resfriamento, vapores de água em condensação e fluidos operando em temperaturas e pressões elevadas, enquanto no lado casco, geralmente escoam fluidos de maior vazão e vapores de outras substâncias que não seja água. A troca térmica se dá na superfície externa dos tubos internos, não havendo portanto, contato entre os fluidos.

Os trocadores são classificados quanto ao número de passagens pela carcaça e pelos tubos respectivamente, sendo: trocadores 1 - 2 equipamentos com uma passagem pela carcaça e duas ou mais pelos tubos. São ainda utilizados trocadores 2 - 4, 3 - 6 e 4 - 8 com 2, 3 e 4 passagens pelo casco e 4, 6 e 8 passagens pelos tubos respectivamente. Quando uma área de troca térmica maior que a do trocador disponível se faz necessária, os trocadores são associados em série. Sendo assim, a obtenção de um trocador 2- 4 se faz através da associação de 2 trocadores 1-2 em série.

Outra forma de aumentar o número de passagens do fluido pela carcaça é através da utilização de chicanas longitudinais. Esta prática não é muito usual devido a ineficiência provocada pela troca térmica entre as porções quente e fria do fluido no casco e por constituir um ponto de vazamento a mais.

O número de passagens do fluido pelos tubos é determinado pelo número de chapas divisoras de passagem soldadas ao cabeçote. Existem diversos tipos de carcaça e cabeçote, cada um adequado a determinados processos de operação do equipamento. Informações detalhadas e padronizações dos componentes de trocadores de calor podem ser encontrados em (Tema Inc.)

Maiores coeficientes de película são obtidos com o arranjo triangular, porém este tipo de arranjo não é muito utilizado pois inviabiliza a limpeza mecânica do lado externo dos tubos.

A distância centro a centro dos tubos é denominada passo e é padronizada como sendo 1,25 vezes o diâmetro externo dos tubos . Para passo quadrado a folga mínima entre os tubos é de 1/4 in para permitir a limpeza mecânica externa. Para aumentar a superfície de troca térmica podem ser utilizados tubos aletados. Este recurso pode aumentar de 2 a 4 vezes a área de transferência de calor nos tubos.

Os espelhos tem como função fixar os tubos, sendo cortados de acordo com o arranjo dos mesmos, possuindo furos para fixação dos tirantes e ranhuras para encaixe de gaxetas. Os tubos podem ser fixados nos espelhos de diversas formas (expansão nos furos do espelho, expansão nos furos com ranhuras do espelho, expansão nos furos com ranhuras do espelho e posterior solda, e solda de resistência do tubo ao espelho). Indústrias químicas utilizam a expansão em duas ranhuras dos espelhos, para minimizar ao máximo vazamento e mistura dos fluidos. Quando a mistura dos fluidos é inadmissível, podem ser utilizados espelhos duplos.

Chicanas são chapas metálicas perfuradas para a passagem dos tubos, presas por tirantes e mantidas em sua posição por espaçadores. O espaçamento máximo é o menor valor entre o diâmetro da carcaça e metade do comprimento máximo do tubo não suportado. O espaçamento entre as chicanas extremas e os espelhos podem ser ou não iguais ao das chicanas intermediárias, dependendo do tipo de construção do equipamento. Além de suportar os tubos, as chicanas promovem maior turbulência do fluido, através do aumento da velocidade no casco, aumentando assim, o coeficiente de película. São conhecidos atualmente cinco tipos de chicanas sendo as segmentadas as mais utilizadas. Neste tipo de chicana, faz-se um corte na placa circular da chicana cuja a faixa varia de 20

a 30 % do diâmetro interno do casco, sendo 25 % geralmente utilizado. O segmento da chicana é denominado janela.

Os furos nas chicanas são ligeiramente maiores que o diâmetro externo dos tubos.

O diâmetro das chicanas não pode ser igual ao diâmetro interno do casco, para permitir a remoção do feixe de tubos para limpeza em trocadores de cabeçote flutuante. Os cabeçotes distribuem, redistribuem e coletam o fluxo dos tubos, orientando assim o escoamento através do feixe de tubos.

Para fixar o feixe de tubos à carcaça utilizam-se tiras selantes. Estas são colocadas entre o diâmetro externo do feixe de tubos e interno do casco na região entre o corte das chicanas. Sua função é diminuir a corrente que se desvia e contorna o feixe de tubos (“by-pass”). As tiras selantes são colocadas aos pares na seguinte proporção: 2 pares para cascos com diâmetros < 24 in e 4 pares para cascos com diâmetros \geq 24 in.

O projeto de um trocador de calor consiste em determinar a área requerida para uma determinada troca térmica. Parâmetros tais como diâmetro da carcaça, número de tubos no interior da carcaça, número de chicanas e outros são parâmetros de projeto do equipamento que dependem das variáveis do processo tais como temperatura de entrada e saída do fluidos, vazão mássica, perda de carga admissível, etc.

Para calcular um trocador de calor, além de se conhecer as variáveis de processo tais como temperaturas, viscosidade dos fluidos, entre outras, é necessário conhecer o modo de operação do equipamento utilizado e os parâmetros de projeto de maior relevância. Na literatura aberta existem vários métodos para o cálculo de trocadores de calor tipo carcaça e tubos. Dentre eles os mais divulgados são: Método de Kern, Método de Tinker e Método de Bell Delaware.

A pesquisa de trocadores de calor tipo carcaça e tubos é baseada no modelo de banco de tubos ideais, que consiste em um feixe retangular de tubos no qual o escoamento cruza a superfície de troca de calor em um único trajeto, tendo uma seção de escoamento bem definida, arranjada de tal modo que não ocorram desvios nem vazamentos.

O banco de tubos ideais trata-se entretanto de um modelo ideal. Na prática ocorrem desvios de fluxo e vazamentos entre a junção de peças mecânicas do equipamento. A

principal diferença entre os métodos de cálculo acima citados é o tratamento dado ao equipamento, levando ou não em consideração as correntes de vazamento do lado do casco.

No presente trabalho, será utilizado o método de Kern e o de Bell Delaware para o projeto dos trocadores de calor, a fim de comparar os resultados obtidos por estes métodos.

9.1 – Método de Kern

Para o cálculo de trocadores através do método de Kern são utilizados parâmetros de construção, parâmetros do escoamento através do feixe de tubos e através do casco, fatores de incrustação, etc. Trata-se do método mais divulgado em literatura aberta e o método mais utilizado, embora não considere as correntes de vazamento e desvio de fluxo no lado casco, o que pode acarretar em erros consideráveis levando a um superdimensionamento do equipamento. Entretanto o método é de simples compreensão e fácil aplicação o que colabora para sua grande aceitação, apesar de sua baixa precisão.

O método de Kern utiliza em seus cálculos muitos dados e parâmetros obtidos graficamente, os quais, neste trabalho foram substituídos por correlações igualmente válidas, a fim de viabilizar a implementação do programa computacional.

Num trocador carcaça e tubos, os principais fatores que influenciam o escoamento do lado da carcaça são: número de chicanas, tipo de passo (arranjo dos tubos), tamanho dos tubos, espaço livre e características do escoamento de fluido. A seguir o método Kern é descrito.

- **Balanco de Energia**

A quantidade de calor cedida para um sistema e recebida por ele pode ser representada por:

$$Q = MC_p\Delta T \quad (9.1.1)$$

onde:

M = vazão mássica

C_p = capacidade calorífica

ΔT = variação de temperatura no fluido

Num equipamento de troca térmica, o calor cedido pelo fluido quente deve ser igual ao calor absorvido pelo fluido frio, se forem desconsideradas as perdas para o ambiente. A equação (9.1.1) deverá satisfazer portanto a seguinte igualdade:

$$M_h C_{p_h} (T_1 - T_2) = M_c C_{p_c} (t_2 - t_1) \quad (9.1.2)$$

onde:

M_h = vazão mássica do fluido quente

C_{p_h} = capacidade calorífica do fluido quente

T_1 = temperatura inicial ou de entrada do fluido quente

T_2 = temperatura final ou de saída do fluido quente

M_c = vazão mássica do fluido frio

C_{p_c} = capacidade calorífica do fluido frio

t_1 = temperatura inicial ou de entrada do fluido frio

t_2 = temperatura final ou de saída do fluido frio

Para este balanço de energia, os C_p 's para cada um dos fluidos são utilizados na temperatura média.

• **Cálculo da verdadeira diferença de temperatura Δt**

Em trocadores de calor bitubulares e casco e tubos utiliza-se o conceito de MLDT (média logarítmica da diferença de temperatura), o qual é um valor representativo para todo o trocador. O cálculo da MLDT leva em consideração o tipo de escoamento no trocador (paralelo ou em contra corrente). Para o escoamento contra corrente, a MLDT é representada através da equação a seguir:

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} \quad (9.1.3)$$

No caso de trocadores de calor tipo carcaça e tubos, com mais de uma passagem nos tubos, existe dois tipos de escoamento (paralelo e contra-corrente). Sendo assim, faz-se uma correção para a MLDT que consiste em multiplicar o valor da MLDT obtida para o escoamento contra corrente por um fator de correção denominado F_T . Sendo assim:

$$\Delta T = F_T \cdot MLDT \quad (9.1.4)$$

O fator de correção F_T depende do modelo de trocador (1-2; 2-4; 3-6 ou outro) e para garantir uma boa troca térmica, estabelece-se o limite prático de 0,75 para trocadores 1-2; 0,85 para trocadores 2-4 e 0,90 para trocador 2-4 com chicana longitudinal removível (Kern, 1950). Existem duas formas de se calcular o valor de F_T , uma gráfica e uma algébrica.

- **Cálculo da área de troca térmica, número de tubos e diâmetro da carcaça.**

O valor de Δt é utilizado para o cálculo da área necessária para que ocorra a troca térmica, através da seguinte equação:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} \quad (9.1.5)$$

onde:

A = área de troca térmica

U_D = coeficiente global de projeto

O coeficiente global de projeto U_D leva em consideração a resistência a troca de calor devido aos fluidos, ao material de construção dos tubos e incrustação gerada na parte interna e externa dos tubos ao longo do tempo. Portanto, o valor de U_D depende dos tipos de fluidos utilizados nos equipamentos de troca térmica.

O procedimento do cálculo consiste em arbitrar U_D baseado em um valor médio, que pode ser obtido em tabelas (Kern, 1950), e através da equação (9.1.5) calcular a área. Com a área, é possível calcular o número de tubos através da equação a seguir:

$$N_t = A / La'' \quad (9.1.6)$$

onde:

L = comprimento do tubo

a'' = área externa de troca térmica nos tubos

Deve-se tomar o número de tubos mais próximo dos valores de trocadores de calor padronizados e recalculer a área e U_D para se determinar o diâmetro interno da carcaça, procurando também neste caso trabalhar com as dimensões padrão dos trocadores de calor.

Se a área obtida não for adequada, ou seja, se houver alguma restrição em relação à queda de pressão ou fator de incrustação, deve-se arbitrar um novo valor de U_D até que se obtenha uma área compatível com as condições de operação que se deseja. Existem valores padrão tabelados de a'' para vários tubos e BWG.

- **Cálculo da queda de pressão para os tubos**

A queda de pressão nos tubos é calculada como:

$$\Delta P = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D s \phi_t} \quad (9.1.7)$$

onde (no sistema britânico de unidades):

G_t = vazão mássica;

$G_t = W/a_t$

sendo:

a_t = área de escoamento dada por: $a_t = N_t a_t'' / 144n$

s = densidade relativa do fluido

n = número de passagens nos tubos

D = diâmetro interno do tubo

a_t'' = área de escoamento por tubo

ϕ_t = correção da viscosidade

f = fator de atrito

Ao fluir de uma passagem para outra, o fluido muda abruptamente de direção a 180° . Esta variação introduz uma queda de pressão ΔP_r denominada perda de retorno. As perdas de retorno para qualquer fluido serão:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'} \text{ (psi)} \quad (9.1.8)$$

onde:

V = velocidade

s = densidade relativa

g' = aceleração da gravidade

A queda de pressão total do lado do tubo ΔP_T será:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (9.1.9)$$

Caso a queda de pressão obtida seja maior que a permitida deve-se recalcular o trocador de calor.

9.2 – Método de Bell Delaware

A escolha deste método se deve ao fato de este apresentar dados mais preciso conforme foi constatado em Rodrigues e Batista (1997) e em diversos outros trabalhos na literatura tanto para o cálculo do coeficiente de película quanto para a queda de pressão.

Descrição do método de Bell Delaware

O método supõe que a transferência de calor no lado do casco e as características de queda de pressão são iguais às que se dão num feixe de tubos ideal, que corresponde às seções de escoamento cruzado do trocador, modificadas pela distorção no tipo de escoamento introduzida pelas chicanas, pela presença de vazamentos e contornos do fluxo através das várias folgas existentes pela construção mecânica.

9.2.1 - Cálculo do Coeficiente de Película (h_c)

O coeficiente de película do lado do casco h_c é dado por:

$$h_c = h_{ideal} \times J_c \times J_l \times J_b \times J_r \times J_s \quad (9.2.1.1)$$

onde:

h_{ideal} = coeficiente de película para o escoamento cruzado através de um feixe de tubos ideal

J_c = efeito dos escoamentos pela janela da chicana

J_l = efeito dos vazamentos chicana-casco e chicana-tubos

J_b = efeito do desvio pela folga existente entre o feixe de tubos e o casco

J_r = correção usada somente para escoamentos laminares. Aplicado somente quando

$Re < 100$, mas é bastante efetivo somente nos fluxos laminares com $Re < 20$.

J_s = efeito do espaçamento das chicanas nas seções de entrada e saída do casco.

O efeito de todas estas correções para um trocador razoavelmente bem projetado é da ordem de 0,6. Isto é, o coeficiente de transferência de calor para o trocador carcaça-tubos é 60% do calculado se todo o fluxo da carcaça cruzasse os tubos. Este valor tem sido usado como uma heurística.

- **Cálculo do coeficiente de Película ideal (h_{ideal})**

O coeficiente de película h_{ideal} é calculado admitindo que todo escoamento do casco cruza um feixe de tubos ideal, cujas dimensões são determinadas pela fileira central de tubos do trocador. A correlação para h_{ideal} é:

$$h_{\text{ideal}} = j_k \times \frac{c \times W}{S_m} \left(\frac{k}{c \times \mu} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \text{ (Btu / ft}^2\text{h}^\circ\text{F)} \quad (9.2.1.2)$$

onde:

j_k = fator em função do número de Reynolds, para três tipos de arranjos de tubos, tendo p/d_2 como parâmetro

μ = viscosidade do fluido da carcaça à temperatura média

k = condutividade térmica;

c = capacidade calorífica

μ_w = viscosidade do fluido à temperatura da parede.

W = vazão mássica

S_m = área de fluxo cruzado na linha central, e depende do arranjo dos tubos.

- Para arranjo triangular e quadrado:

$$S_m = l_3 \times \left[(d_1 - d_3) + \left(\frac{d_3 - d_2}{p} \right) \times (p - d_2) \right] \quad (9.2.1.3)$$

- Para arranjo quadrado rotacionado:

$$S_m = l_3 \times \left[(d_1 - d_3) + \left(\frac{d_3 - d_2}{p \times \text{sen } 45} \right) \times (p - d_2) \right] \quad (9.2.1.4)$$

sendo:

d_1 = diâmetro interno do casco

d_3 = diâmetro do feixe de tubos

p = passo

d_2 = diâmetro externo dos tubos.

l_3 = espaçamento entre as chicanas

O número de Reynolds no lado do casco, usado para o cálculo de j_k é calculado como:

$$Re = \frac{W \times d_2}{S_m \times \mu} \quad (9.2.1.5)$$

O fator j_k pode ser obtido também através da correlação a seguir:

$$j_k = a_1 \left(\frac{1,33}{p/d_2} \right)^a (Re)^{a_2} \quad (9.2.1.6)$$

onde:

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

- **Cálculo de J_c (efeito das janelas)**

J_c leva em conta que o escoamento no casco não é apenas cruzado, mas também ocorre através das janelas, permitindo o cálculo de um valor global médio válido para todo o trocador. J_c é basicamente uma função da fração dos tubos do trocador entre as extremidades de duas chicanas adjacentes, através dos quais há escoamento cruzado. A correção vale 1,0 para o trocador sem tubos na janela, aumenta até 1,5 para uma situação em que os cortes nas chicanas são pequenos e, conseqüentemente, a velocidade do escoamento através da janela é elevada. Decresce até 0,52 para valores altos do corte da chicana. Um valor típico para um trocador bem projetado com líquido escoando pelo casco é próximo de 1,0. O valor de J_c pode ser obtido através de gráfico ou correlações.

Para cortes de chicanas entre 45% e 15%, pode-se usar a seguinte correlação:

$$J_c = 0,55 + 0,72 F_c \quad (9.2.1.7)$$

onde:

F_c = fração do número total de tubos que está no escoamento cruzado puro, isto é, entre as extremidades de duas chicanas adjacentes.

• **Cálculo de J_1 (vazamento casco-chicana e tubos-chicana)**

J_1 é o fator de correção para o efeito dos vazamentos casco-chicana e tubos-chicana na transferência de calor. J_1 é uma função de r_m e r_s , sendo:

r_m = relação da seção total de vazamento em uma chicana pela área do escoamento cruzado.

$$r_m = \frac{S_{sb} + S_{tb}}{S_m} \quad (9.2.1.8)$$

onde:

S_{sb} = área da seção de vazamento casco-chicana

S_{tb} = área da seção de vazamento tubo-chicana

r_s = proporção da área da seção de vazamento casco-chicana, relativa à área da seção de vazamento total.

$$r_s = \frac{S_{sb}}{S_{sb} + S_{tb}} \quad (9.2.1.9)$$

O valor de J_1 pode ser obtido via gráfico ou correlação.

$$J_1 = 0,44 \times (1 - r_s) + [1 - 0,44 \times (1 - r_s)] \exp(-2,2 \times r_m) \quad (9.2.1.10)$$

- **Cálculo de J_b (vazamento feixe de tubos e casco)**

J_b é o fator de correção para o efeito dos desvios do escoamento cruzado principal através da folga entre o feixe de tubos e o casco. É obtido na forma gráfica ou através de correlação em função de F_{sbp} .

$$J_b = \exp[-C_b \times F_{sbp} \times (1 - \sqrt[3]{2rb})] \quad (9.2.1.11)$$

onde:

$$J_b = 1,0 \text{ para } rb \geq 0,5$$

$$C_b = 1,35 \text{ para escoamento laminar (Re < 100).}$$

$$C_b = 1,25 \text{ para transição e escoamento turbulento (Re } \geq 100\text{).}$$

F_{sbp} é definido como a fração da área da seção do escoamento cruzado em que pode ocorrer um desvio do feixe tubular, provocando redução do contato com a superfície de troca de calor.

$$F_{sbp} = \frac{S_b}{S_m} \quad (9.2.1.12)$$

onde:

S_b = área da seção por onde escoam a fração desviada do escoamento.

$$S_b = (d_i - d_3) \times l_3 \quad (9.2.1.13)$$

O parâmetro rb é dado por:

$$rb = \frac{N_{ss}}{N_c} \quad (9.2.1.14)$$

onde:

N_{ss} = número de pares de tiras selantes

N_c = número de fileiras de tubos cruzados entre as extremidades de duas chicanas adjacentes.

- **Cálculo de J_s (diferença nos espaçamentos entre chicanas extremas)**

J_s é o fator de correção que leva em conta o fato de que as chicanas de entrada e de saída podem estar espaçadas diferentemente das chicanas intermediárias, para poder acomodar os bocais de entrada e de saída do casco. Este fator de correção leva em conta a diminuição do coeficiente de película médio do lado do casco causada por estas velocidades do escoamento localmente mais baixas. J_s varia usualmente entre 0,85 e 1,0. J_s é obtido na forma gráfica ou pela correlação mostrada a seguir:

$$J_s = \frac{(N_b - 1) + (l_1^*)^{1-n} + (l_2^*)^{1-n}}{(N_b - 1) + l_1^* + l_2^*} \quad (9.2.1.15)$$

onde:

$$l_1^* = \frac{l_1}{l_3} \quad \text{e} \quad l_2^* = \frac{l_2}{l_3} \quad (9.2.1.16)$$

sendo

$n = 0,6$ para escoamento turbulento ($Re > 100$)

$n = 1/3$ para escoamento laminar ($Re < 100$)

N_b = número de chicanas

$$N_b = \frac{L - l_1 - l_2}{l_3} + 1 \quad (9.2.1.17)$$

Uma vez obtido todos os valores dos fatores de correção J, e o valor de h_{ideal} , pode-se calcular o coeficiente de troca h_c no casco.

9.2.2 – Queda de pressão

- **Cálculo da Queda de Pressão no Casco**

Segundo o método de Bell-Delaware, a queda de pressão na carcaça é dada por:

$$\Delta P_c = \Delta P_{cr} + \Delta P_w + \Delta P_e \quad (9.2.2.1)$$

Onde as várias parcelas correspondem aos escoamentos através das seções do casco. Sendo:

ΔP_c = queda de pressão na carcaça;

ΔP_{CR} = queda de pressão no escoamento cruzado, delimitado pelas extremidades de duas chicanas adjacentes;

ΔP_w = queda de pressão no escoamento entre as janelas;

ΔP_e = queda de pressão nas zonas de entrada e saída do casco.

- ΔP_{cr} pode ser representado por:

$$\Delta P_{cr} = \Delta P_{bi} \times (N_b - 1) \times Rb \times Rl \quad (9.2.2.2)$$

onde:

ΔP_{bi} = perda de carga num feixe de tubos ideal

$N_b - 1$ = número de escoamentos cruzados

Rb = fator de correção para corrigir o efeito do desvio pela folga feixe de tubos-casco

Rl = fator de correção para corrigir o efeito dos vazamentos chicana-casco e chicana-tubos.

- ΔP_w pode ser representado por:

$$\Delta P_w = N_b \times \Delta P_{wi} \times Rl \quad (9.2.2.3)$$

onde:

ΔP_{wi} = queda de pressão numa janela ideal

- ΔP_e pode ser representado por:

$$\Delta P_e = \Delta P_{bi} \times \left(1 + \frac{N_{cw}}{N_c}\right) \times Rb \times Rs \quad (9.2.2.4)$$

onde:

N_{cw} = número de fileiras de tubos na janela

N_c = número de fileiras de tubos entre as extremidades de duas chicanas adjacentes.

R_s = fator de correção para levar em conta o espaçamento das chicanas nas seções de entrada e de saída

- **Cálculo de ΔP_{bi}**

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

$$\Delta P_{bi} = 4 \times f \times N_c \times \frac{(W/Sm)^2}{2 \times \rho} \left(\frac{\mu_w}{\mu}\right)^{0,14} \quad (9.2.2.5)$$

Onde f é o coeficiente de atrito, e pode ser obtido via gráficos ou correlação na seguinte forma:

$$f = b_1 \left(\frac{1,33}{p/d_2}\right)^{b_2} (Re)^{b_2} \quad (9.2.2.6)$$

onde:

$$b = \frac{b_3}{1 + 0,14 \times (\text{Re})^{b_4}}$$

- **Cálculo de Rb (vazamento casco-feixe de tubos)**

Rb é o fator de correção para levar em conta o efeito na perda de carga do desvio do escoamento cruzado principal pela folga casco-feixe de tubos. É semelhante a Jb mas com magnitude diferente. Varia tipicamente entre 0,5 e 0,8,

A literatura apresenta valores de Rb em função dos parâmetros de rb e Fsbp na forma gráfica ou por correlação:

$$Rb = \exp[-Cp \times Fsbp \times (1 - \sqrt[3]{2 \times rb})] \quad (9.2.2.7)$$

Tem-se que:

$$Rb = 1 \text{ para } rb > 0,5$$

$$Cp = 4,5 \text{ para } Re < 100$$

$$Cp = 3,7 \text{ para } Re > 100$$

- **Cálculo de Rl (vazamento casco- chicanas e tubos chicanas)**

Rl é o fator que corrige os efeitos dos vazamentos casco-chicana e tubos-chicanas. Ele depende dos mesmos parâmetros r_s e r_m dos quais depende Jl. Rl difere de Jl em magnitude, variando tipicamente entre 0,4 e 0,5, com o menor valor ocorrendo no caso de chicanas pouco espaçadas seu valor pode ser obtido pela correlação a seguir:

$$Rl = \exp[-1,33 \times (1 + r_s) \times (r_m)^p] \quad (9.2.2.8)$$

onde:

$$p = -0,15 (1 + r_s) + 0,8$$

- **Cálculo de ΔP_{wi} (escoamento nas janelas)**

ΔP_{wi} é a perda de pressão numa janela onde não há vazamentos e desvios. O método de Bell-Delaware utiliza correlação que considera, para efeito de cálculo, um fluxo de massa baseado na média geométrica da área da seção de escoamento cruzado S_m , pela área de escoamento por uma janela S_w . A vazão na janela é dada por:

$$G_w = \frac{W}{\sqrt{S_m \times S_w}} \quad (9.2.2.9)$$

onde:

$$S_w = \text{área da seção de escoamento por uma janela} = S_{wg} - S_{wt}$$

sendo:

$$S_{wg} = \text{área total da janela}$$

$$S_{wt} = \text{área da janela ocupada pelos tubos.}$$

A expressão para a queda de pressão é dada por:

$$\Delta P_{wi} = (2 + 0,6 N_{cw}) \frac{G_w^2}{2\rho} \quad (9.2.2.10)$$

O fator 2 leva em conta a perda de pressão na mudança de direção do escoamento ao atravessar a janela, e $0,6 N_{cw}$ considera o efeito do atrito na fração dos tubos da janela pelos quais há escoamento cruzado.

- **Cálculo de ΔP_e (região de entrada e saída)**

A queda de pressão nas regiões de entrada e saída do casco é calculada como:

$$\Delta P_e = \Delta P_{bi} \times \left(1 + \frac{N_{cw}}{N_c}\right) \times R_s \times R_b \quad (9.2.2.11)$$

Os espaçamentos l_1 e l_2 geralmente diferem de l_3 , e um fator de correção R_s é considerado para levar em conta este efeito na queda de pressão.

$$R_s = (l_1^*)^{-m} + (l_2^*)^{-m} \quad (9.2.2.12)$$

onde:

$$m = 1,6 \text{ para } Re > 100$$

$$m = 1,0 \text{ para } Re < 100$$

$$l_1^* = \frac{l_1}{l_3} \quad l_2^* = \frac{l_2}{l_3} \quad (9.2.2.13)$$

Não há necessidade da correção quanto a vazamentos, pois na entrada os vazamentos ainda não se desenvolveram e na saída já se uniram ao escoamento principal.

Após os cálculos de ΔP_{cr} , ΔP_w , ΔP_e , pode-se calcular a queda de pressão total no lado do casco de um trocador carcaça e tubos usando o método de Bell-Delaware.

Capítulo 10: Redes de Trocadores de Calor Flexíveis

Plantas químicas em geral operam sob diferentes condições. Geralmente, a planta irá operar com diferentes taxas de alimentação ou alterando sua capacidade de produção, ao que usualmente se chama plantas multiperiódicas. Devido às interações entre a planta química e a RTC, as variações das condições operacionais irão influenciar diretamente as variações da RTC. Quando se utiliza a Análise Pinch na resolução deste tipo de problema, a melhor solução é trabalhar na região Pinch de cada período e buscar uma estrutura em comum. O nível de flexibilidade desejado é obtido através da instalação de *bypass* nos trocadores e da mudança de vazão nas correntes de utilidades.

Por exemplo (Floudas e Grossmann, 1986), uma planta que opere com vazões de alimentação *A*, pelos primeiros dois meses, terá como resultado um certo conjunto de valores para correntes e temperaturas da RTC. Se a operação mudar a vazão de alimentação para *B*, pelos próximos três meses subsequentes, isto normalmente resultará em valores diferentes de vazões e temperaturas das correntes da RTC.

Uma vez que condições operacionais diferentes resultarão em diferentes condições para a RTC, o problema de síntese de redes flexíveis de trocadores de calor reside em projetar uma rede que possa operar sob um conjunto de *N* condições de operação. Dado um certo conjunto *H* de correntes quentes que precisam ser resfriadas e um conjunto *C* de correntes frias que precisam ser aquecidas haverá um conjunto *N* de condições de operação (vazões e temperaturas de entrada e saída) e um conjunto *S* de utilidades quentes auxiliares e um conjunto *W* de utilidades frias. A RTC projetada para este conjunto de condições tem que permanecer viável para todo o conjunto *N* de condições operacionais e continuar seguindo os critérios de:

- Mínimo custo de utilidades em cada período de operação;
- Mínimo número de trocadores de calor.

Vale salientar que estes dois critérios citados são independentes da duração de cada período de operação. Desta forma, não há a necessidade de especificação para os

períodos. Entretanto, quando alguns períodos de operação têm duração muito pequena não se justifica o investimento para integração energética.

Floudas e Grossmann (1986) assumem, para a modelagem de uma RTC flexível (multiperiódica), que:

- A entalpia das correntes do processo variam linearmente com a temperatura;
- Exista um ΔT_{\min} para o processo;
- O efeito dinâmico das mudanças de fluxo e temperaturas de um período para outro, é desprezado.

Para a síntese da RTC flexível pode ser utilizada, uma extensão do modelo de programação linear (LP) e de programação linear inteira mista (MILP *transshipment model*) propostos por Papoulias e Grossmann (1983). Este procedimento leva em consideração as mudanças dos pontos Pinch em cada período de operação da RTC. O modelo MILP *transshipment* consegue determinar os cruzamentos requeridos e o calor que precisa ser transferido em cada combinação, em cada período de operação.

10.1 - Programação Linear

Este modelo proposto por Papoulias e Grossmann (1983) calcula o mínimo custo de utilidades e identifica os pontos Pinch para um dado conjunto de correntes quentes e frias. Seguindo a metodologia apresentada para a construção da tabela do problema (Flower e Linnhoff, 1978), divide-se o problema em “k” subintervalos. Aplica-se então um balanço de calor em cada subintervalo e pode-se expressar o custo de utilidades do problema como segue:

$$\min Z = \sum_{i \in S} (CS_i)(QS_i) + \sum_{j \in W} (CW_j)(QW_j) \quad (10.1.1)$$

onde:

QS_i = carga térmica das utilidades quentes;

QW_j = carga térmica das utilidades frias;

CS_i = unidade de custo das utilidades quentes;

CW_j = unidade de custo das utilidades frias;

S = número de unidades de utilidades quentes;

W = número de unidades de utilidades frias;

Z = mínimo custo de utilidades.

Esta é a função objetivo a ser minimizada.

10.2 - Programação Linear Mista com Inteiros (MILP)

Este modelo é utilizado para calcular o mínimo número de combinações possíveis dentro de um subintervalo, e conseqüentemente o mínimo número de unidades de troca térmica.

Com os dados da modelagem anterior em mãos, os subintervalos são definidos então como subredes e estas tem como temperaturas limites as temperaturas que dividem os subintervalos, além de não conterem pontos de estrangulamento (pontos Pinch). Além disso, as quantidades de calor fornecidas por utilidades quentes e frias definidas pela modelagem anterior, agora são encaradas como correntes quentes e frias adicionais, ou seja novo conjunto de correntes quentes e frias é definido (H_A e C_A) incluindo as correntes do processo e as utilidades.

Após este procedimento, define-se um modelo para cada subrede para determinar o número mínimo de combinações e o calor a ser trocado por cada uma destas combinações. Denota-se a possibilidade de combinações entre as correntes por variáveis binárias 0 e 1.

Finalmente a função objetivo envolve a minimização de uma soma ponderada do número de combinações que podem acontecer numa dada subrede. A configuração final da RTC é obtida pela junção das configurações de cada subrede obtidas pela resolução do modelo MILP

10.3 - Extensão dos modelos para as redes flexíveis

No caso da parte referente à programação linear, a extensão do modelo para as redes flexíveis é direta. O modelo é resolvido para este caso de maneira simples e para cada período isoladamente para identificar o mínimo referente ao custo e a localização do ponto Pinch para cada período (condições operacionais). Com estes dados em mãos, pode-se identificar a existência de subredes para cada período de operação.

No caso do modelo MILP, a tarefa não é tão fácil. Isto se deve ao fato de que, a princípio, a localização e o número de pontos Pinch de um período para outro podem mudar, o que implica na mudança das fronteiras e do número de subredes de um período para outro.

A questão principal neste ponto é como determinar os valores binários das subredes de cada período e como formular uma função objetivo que minimize o número de unidades, levando-se em consideração que estas unidades podem ser compartilhadas por diferentes períodos de operação.

Floudas e Grossmann (1986) assumiram os seguintes pontos para o projeto da RTC flexível utilizando o modelo MILP:

- cada unidade de troca térmica pode suportar diferentes cargas térmicas;
- cada unidade é designada para o mesmo par de correntes (quente e fria) em cada período de operação.
- quando um certo par de correntes trocarem calor em várias subredes num dado período de operação, será projetada uma unidade de troca para cada subrede (para o mesmo par “i, j”).

Do modelo da programação linear, têm-se a solução dos pontos Pinch para os diversos períodos de operação. A localização destes pontos Pinch é utilizada para a partição dos intervalos de temperatura em subredes para cada período. Desta forma, os pontos Pinch e as subredes correspondentes a cada período de operação são conhecidas antes do projeto da RTC.

Na formulação do modelo MILP para minimização da soma destas variáveis binárias sujeita às mesmas restrições impostas para rede uniperiódica para cada período de

operação, claramente se estaria formulando RTC's independentes para cada período. A razão para isto é que a função objetivo não reconhece que é melhor ter unidades que podem ser dispostas para as mesmas correntes em cada período.

De forma a resolver este problema, a função objetivo deve minimizar números de unidades de troca térmica diferentes dentro do problema.

Deve-se notar, contudo, que este procedimento não fornece a configuração final da RTC, mas somente após estes cálculos pode-se partir para a geração automática da RTC através da formulação de um modelo de programação não linear (Floudas e Grossmann, 1987) que envolve os seguintes passos:

- adição de *by-pass* ao redor de cada trocador de calor da estrutura;
- modificação do modelo não linear a fim de levar em consideração que todos os trocadores de calor precisam ter a mesma área em todos os períodos de operação.

10.4 – Análise de Flexibilidade

Como todo método de otimização matemática, o procedimento apresentado anteriormente envolve uma grande complexidade de operações matemáticas despendendo um grande tempo computacional. Ravagnani e Módenes (1996) propuseram um algoritmo para a análise de flexibilidade das RTC's conforme mostra a figura a seguir:

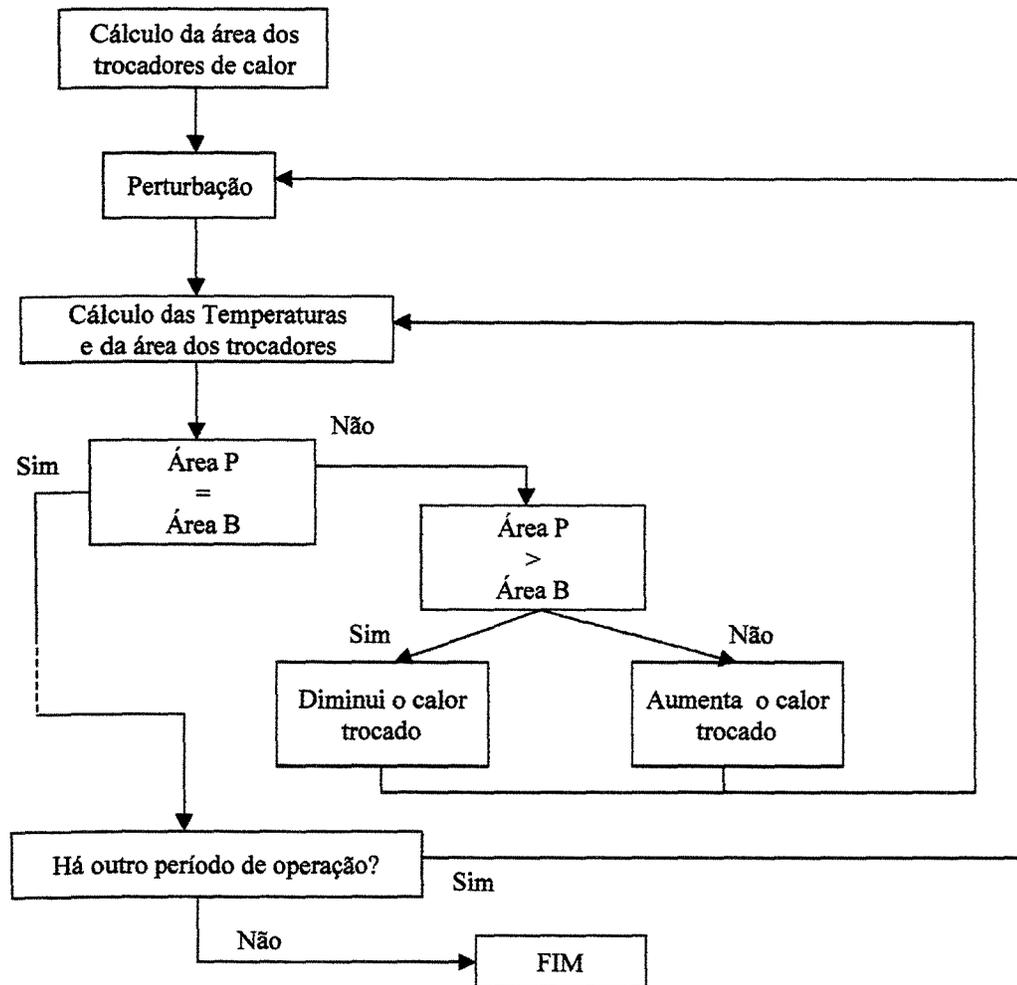


Figura 10.4.1 – Fluxograma para Análise de Flexibilidade (Ravagnani e Módenes, 1996)

Este tipo de análise indica qual das configurações fornece o menor custo global. Seu objetivo é adaptar um caso base aos outros períodos, sempre buscando o menor custo (em termos de energia e equipamentos), de forma a se chegar no final da síntese e ser possível uma análise de custo e benefício entre a recuperação de energia e os custos de implantação da rede levando em consideração todos os períodos de operação.

O algoritmo mostrado na figura 10.4.1 adota o seguinte procedimento: como primeiro passo se faz o cálculo da área de troca térmica de uma configuração (um período) tomado como base (área B). Depois, se insere uma perturbação no sistema e uma nova área (área P) é calculada. A área dos trocadores onde ocorre a perturbação é então comparada (áreas B e P) e se estas áreas não forem iguais para um dos trocadores, é necessário que se

determine o quanto uma área é maior ou menor do que a outra, para que a carga de troca térmica dos trocadores seja aumentada ou diminuída de acordo com a necessidade do sistema até que estas áreas sejam iguais.

Uma vez que se obteve a igualdade das áreas, segue-se então a verificação das temperaturas de saída dos trocadores e se estas não estiverem corretas, deve-se fazer um acerto, que quase sempre é feito com o auxílio de utilidades. Deve-se lembrar que o procedimento descrito anteriormente é válido somente para correntes onde a troca térmica seja feita promovendo-se o contato de duas correntes do processo e onde não haja o envolvimento de utilidades.

Após este procedimento, é necessário que se verifique qual das configurações obtidas é a que fornece o menor custo global e então buscar por novos períodos de operação.

Esta metodologia se apresenta de uma maneira mais fácil de ser entendida e de ser aplicada, constituindo-se numa ferramenta alternativa aos métodos matemáticos, sendo a metodologia que deverá ser utilizada neste trabalho.



Capítulo 11: Resultados

Foi elaborado um programa computacional que, dado um número genérico de correntes quentes e frias, suas temperaturas de entrada e saída, o ΔT_{\min} do processo e os fluxos e as capacidades caloríficas de cada corrente, calcula as quantidades de calor disponíveis em cada corrente acima e abaixo da região do Pinch. O ponto Pinch neste programa foi localizado utilizando-se o algoritmo da “Tabela do Problema”, apresentado no capítulo 5.

Através do método heurístico apresentado no capítulo 4, foram verificadas as combinações possíveis entre as correntes quentes e frias do processo.

A seguir, estas correntes foram cruzadas e divididas conforme o método proposto no capítulo 6 para a identificação dos trocadores de calor a serem colocados no sistema.

Para o cálculo da área de troca térmica utilizou-se o método de Kern e o método de Bell Delaware e estes resultados foram comparados e utilizados para o cálculo dos custos dos equipamentos segundo as correlações apresentadas no capítulo 8.

Estes dados foram então comparados com dados constantes na literatura (Polley e Panjeh Shahi (1991) e Hall et al. (1990)).

Os últimos passos foram a quebra de loops e a análise de flexibilidade para processos multiperiódicos.

A fim de testar a validade do programa desenvolvido, optou-se por realizar as simulações com um problema cujos resultados fossem conhecidos e publicados em literatura. A seguir os resultados obtidos para o problema escolhido serão apresentados.

Simulação

Os dados de entrada fornecidos ao programa constam na tabela (11.1) a seguir.

Tabela 11.1 - Dados das correntes fornecidos como entrada do programa (Linnhoff e Ahmad, 1990).

| Condição da corrente | Número da corrente | Temperatura de entrada ($^{\circ}\text{C}$) | Temperatura de Saída ($^{\circ}\text{C}$) | Vazão • Cp (MW / $^{\circ}\text{C}$) |
|----------------------|--------------------|---|---|---------------------------------------|
| Quente | 1 | 327 | 40 | 0,10 |
| Quente | 2 | 220 | 160 | 0,16 |
| Quente | 3 | 220 | 60 | 0,06 |
| Quente | 4 | 160 | 45 | 0,40 |
| Fria | 1 | 100 | 300 | 0,10 |
| Fria | 2 | 35 | 164 | 0,07 |
| Fria | 3 | 85 | 138 | 0,35 |
| Fria | 4 | 60 | 170 | 0,06 |
| Fria | 5 | 140 | 300 | 0,20 |

A partir destes dados, o programa calcula e devolve, como dados de saída, a Tabela do Problema (tabela 11.2) e as quantidades de calor das correntes acima e abaixo do ponto Pinch (tabela 11.3), esta tabela também mostra o balanço de energia global para cada corrente (calor líquido com o qual cada corrente entra no processo).

Tabela 11.2 – Tabela do Problema

| | Correntes | | Correntes | Acúmulo | Máx. Perm. | | | | |
|------|-----------|-----|-----------|---------|------------|--------|--------|-------|-------|
| | Quentes | | | | Frias | E | S | | |
| | | | | Déficit | E | S | E | S | |
| SN1 | | 327 | 317 | | -1700 | 0 | 1700 | 17280 | 18980 |
| SN2 | | 310 | 300 | ↑ | 18000 | 1700 | -16300 | 18980 | 980 |
| SN3 | ↓ | 220 | 210 | | -800 | -1600 | -15500 | 980 | 1780 |
| SN4 | ↓ | 180 | 170 | ↑ | 240 | -15500 | -15740 | 1780 | 1540 |
| SN5 | ↓ | 174 | 164 | ↑ | 1540 | -15740 | -17280 | 1540 | 0 |
| SN6 | | 160 | 150 | ↑ | -1300 | -17280 | -15980 | 0 | 1300 |
| SN7 | | 150 | 140 | ↑ | -660 | -15980 | -15320 | 1300 | 1960 |
| SN8 | ↓ | 148 | 138 | ↑ | 760 | -15320 | -16080 | 1960 | 1200 |
| SN9 | ↓ | 110 | 100 | ↑ | -1200 | -16080 | -14880 | 1200 | 2400 |
| SN10 | ↓ | 95 | 85 | | -10750 | -14880 | -4130 | 2400 | 13150 |
| SN11 | | 70 | 60 | | -4900 | -4130 | 770 | 13150 | 18050 |
| SN12 | ↓ | 60 | 50 | | -64650 | 770 | 7220 | 18050 | 24500 |
| SN13 | | 45 | 35 | | -500 | 7220 | 7720 | 24500 | 25000 |
| SN14 | | 40 | 30 | | | | | | |

Tabela 11.3 - Balanços de calor das correntes do processo.

| Número da corrente | Quantidade de calor acima da T_{pinch} (MW) | Quantidade de calor abaixo da T_{pinch} (MW) | Calor líquido da corrente (MW) |
|--------------------|---|--|-------------------------------------|
| 1 Quente | 15,7 | 13,0 | 2,7 |
| 2 Quente | 9,6 | 0 | 9,6 |
| 3 Quente | 3,0 | 6,6 | 9,6 |
| 4 Quente | 0 | 46 | 46 |
| 1 Fria | -14 | -6,0 | -20 |
| 2 Fria | -0,98 | -8,75 | -9,03 |
| 3 Fria | 0 | -18,55 | -18,55 |
| 4 Fria | -1,2 | -4,8 | -6,6 |
| 5 Fria | -28 | -4,0 | -32 |

Observa-se que do balanço do energia líquido (quantidade de calor total da corrente que deve ser consumido (correntes quentes) ou adicionado (correntes frias) de cada corrente, seria necessário utilizar as seguintes quantidades de utilidades quentes e frias no processos:

Calor a ser retirado (utilidade fria): 93,9 MW

Calor a ser fornecido (utilidade quente): 86,18 MW

Estes valores são obtidos supondo-se que não haja nenhum cruzamento entre as correntes e que todo o calor a ser suprido ou retirado do processo seja via utilidades.

Para este processo, assumiu-se o ΔT_{\min} de 10°C .

As temperaturas Pinch das correntes quentes e frias são: 174°C e 164°C respectivamente.

O programa registrou que os casamentos possíveis seriam entre as correntes mostradas na tabela a seguir:

Tabela 11.4 - Casamentos possíveis entre as correntes

| Casamentos Possíveis acima do ponto Pinch | Casamentos possíveis abaixo do ponto Pinch |
|---|--|
| 1 - 1 | 1 - 1 |
| 1 - 3 | 1 - 2 |
| 1 - 5 | 1 - 4 |
| 2 - 3 | 2 - 1 |
| 2 - 5 | 2 - 2 |
| 3 - 1 | 2 - 4 |
| 3 - 2 | 3 - 4 |
| 3 - 3 | 4 - 1 |
| 3 - 4 | 4 - 2 |
| 3 - 5 | 4 - 3 |
| | 4 - 4 |
| | 4 - 5 |

Entende-se por casamento entre as correntes, um par de corrente quente e fria, que pode trocar calor entre si de acordo com as heurísticas da Análise Pinch.

A tabela a seguir mostra as configurações possíveis para a região abaixo do Pinch.

Tabela 11.5 - Combinações possíveis abaixo do ponto Pinch.

| | Rede | Calor | Rede | Calor | Rede | Calor |
|------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 1 - 1 | 7 | 1 - 1 | 7 | 1 - 2 | 4,25 |
| | 2 - 2 | -8,75 | 2 - 2 | -8,75 | 2 - 1 | -6 |
| | 3 - 4 | 1,8 | 3 - 4 | 1,8 | 3 - 4 | 1,8 |
| | 4 - 3 | 27,45 | 4 - 5 | 42 | 4 - 3 | 27,45 |
| Q _{UTF} | | 36,25 | | 50,8 | | 33,5 |
| Q _{UTQ} | | 8,75 | | 8,75 | | 6 |

| | Rede | Calor | Rede | Calor | Rede | Calor |
|------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 1 - 2 | 4,25 | 1 - 4 | 8,2 | 1 - 4 | 8,2 |
| | 2 - 1 | -6 | 2 - 1 | -6 | 2 - 1 | -6 |
| | 3 - 4 | 1,8 | 4 - 2 | 37,25 | 4 - 3 | 27,45 |
| | 4 - 5 | 42 | | | | |
| Q _{UTF} | | 48,05 | | 45,45 | | 35,65 |
| Q _{UTQ} | | 6 | | 6 | | 6 |

| | Rede | Calor | Rede | Calor | Rede | Calor |
|------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 1 - 4 | 8,2 | 1 - 4 | 8,2 | 1 - 4 | 8,2 |
| | 2 - 1 | -6 | 2 - 2 | -8,75 | 2 - 2 | -8,75 |
| | 4 - 5 | 42 | 4 - 1 | 40 | 4 - 3 | 27,25 |
| | | | | | | |
| Q _{UTF} | | 50,2 | | 48,2 | | 35,45 |
| Q _{UTQ} | | 6 | | 8,75 | | 8,75 |

| | Rede | Calor | Rede | Calor | Rede | Calor |
|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 1 - 4 | 8,2 | 3 - 4 | 1,8 | 3 - 4 | 1,8 |
| | 2 - 2 | -8,75 | 2 - 1 | -6 | 2 - 1 | -6 |
| | 4 - 5 | 42 | 4 - 2 | 37,25 | 4 - 3 | 27,45 |
| | | | | | | |
| QUTF | | 50,2 | | 39,05 | | 29,25 |
| QUTQ | | 8,75 | | 6 | | 6 |

| | Rede | Calor | Rede | Calor | Rede | Calor |
|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 3 - 4 | 1,8 | 2 - 2 | -8,75 | 3 - 4 | 1,8 |
| | 2 - 1 | -6 | 3 - 4 | 1,8 | 2 - 2 | -8,75 |
| | 4 - 5 | 42 | 4 - 1 | 40 | 4 - 3 | 27,45 |
| | | | | | | |
| QUTF | | 43,8 | | 41,8 | | 29,25 |
| QUTQ | | 6 | | 8,75 | | 8,75 |

| | Rede | Calor |
|------|-------|-------|
| | 2 - 2 | -8,75 |
| | 3 - 4 | 1,8 |
| | 4 - 5 | 42 |
| | | |
| QUTF | | 43,8 |
| QUTQ | | 8,75 |

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Do conjunto obtido nesta análise chegou-se a conclusão de que o grupo de combinações possíveis ótimo do ponto de vista energético foi o que consta na tabela (11.6).

Tabela 11.6 - Melhor arranjo para a rede

| Combinação abaixo do Pinch |
|--------------------------------|
| 3 – 4 |
| 2 – 1 |
| 4 – 3 |
| |
| Calor a ser retirado: 26,25 MW |
| Calor a ser adicionado: 6 MW |

Nas tabelas 11.5 Q_{UTF} refere-se a quantidade de calor a ser retirado para uma utilidade fria e Q_{UTC} à quantidade de calor a ser adicionada por uma utilidade quente.

Vale ressaltar que as quantidades de calor expressas na tabela 11.6 são referentes somente às correntes que participam do arranjo. É importante lembrar que nem todas as correntes do processo podem ser cruzadas, uma vez que deve-se sempre respeitar as heurísticas do processo de síntese de uma RTC.

Outro ponto importante que vale lembrar é de que com este procedimento simplificado, existe a necessidade de injeção de calor abaixo do Pinch, o que viola uma das heurísticas apresentadas anteriormente. Isto comprova a necessidade da divisão de correntes a fim de aproveitar este calor dentro do próprio processo.

As tabelas a seguir mostram as matrizes resultantes das configurações finais da RTC.

Tabela 11.7 – Matriz δ

| | | | a1 | a2 | b1 | b2 | b3 | c |
|----|-------|------------|-------|-------|-------|-------|--------|------|
| | | MCp | 89,82 | 10,18 | 20 | 16,33 | 123,67 | 60 |
| | MCp | δ_i | | | | | | |
| A | 100 | 7,66 | 1,33 | 11,73 | 10,44 | 10,92 | XXX | 5,22 |
| B | 70 | 5,36 | XXX | 11,16 | 9,33 | 10,01 | XXX | 1,86 |
| D | 60 | 28,82 | XXX | 1,73 | 1,39 | 1,52 | XXX | 0 |
| E1 | 11,33 | 0,82 | XXX | 1,32 | XXX | XXX | XXX | XXX |
| E2 | 124 | 9,50 | 3,6 | 11,98 | 10,95 | 11,33 | 0,035 | 6,73 |
| E3 | 64,67 | 4,96 | XXX | 10,99 | 9 | 9,75 | XXX | 0,94 |

Tabela 11.8 – Matriz d

| | | | a1 | a2 | b1 | b2 | b3 | c |
|----|-------|------------|-------|--------|-------|-------|--------|--------|
| | | MCp | 89,82 | 10,18 | 20 | 16,33 | 123,67 | 60 |
| | MCp | δ_i | | | | | | |
| A | 100 | 7,66 | 2,52 | 82,16 | 72,34 | 76,01 | XXX | 32,34 |
| B | 70 | 5,36 | XXX | 54,46 | 44,64 | 48,31 | XXX | 4,64 |
| D | 60 | 28,82 | XXX | 21 | 11,48 | 14,85 | XXX | -28,82 |
| E1 | 11,33 | 0,82 | XXX | 0,28 | XXX | XXX | XXX | XXX |
| E2 | 124 | 9,50 | 14,5 | 104,32 | 94,5 | 98,17 | -9,17 | 54,5 |
| E3 | 64,67 | 4,96 | XXX | 49,53 | 39,71 | 43,38 | XXX | -0,29 |

Nas matrizes, o “X” indica os casamentos que não são possíveis por desobedecerem as heurísticas do processo de Análise *Pinch*. Desta forma, mesmo considerando-se a divisão de correntes e as regras para este procedimento, somente foram levados a cabo os

cruzamentos que não infringem a lei dos CP's, de forma a obter a configuração da RTC de melhor recuperação energética. Além de todos estes aspectos, ainda foi levada em consideração o princípio do esgotamento das correntes. Este princípio foi observado com o auxílio da matriz D apresentada a seguir na tabela 11.9

Tabela 11.9 – Matriz D

| | | | a1 | a2 | b1 | b2 | b3 | c |
|----|--------|-------|-------|------|------|-----|--------|-------|
| | | Q(KW) | 15000 | 1700 | 1200 | 980 | 7420 | 3600 |
| | Q (KW) | | | | | | | |
| A | 15000 | | CE | | | | | |
| B | 980 | | | | | CE | | |
| D | 1200 | | | | CE | | | |
| E1 | 1700 | | | CE | | | | |
| E2 | 18600 | | | | | | -11180 | |
| E3 | 9700 | | | | | | | -6100 |

Nesta matriz, CE corresponde a um cruzamento onde ambas as correntes foram esgotadas e os demais elementos desta matriz mostram a quantidade de calor restante após o cruzamento.

Várias configurações podem ser obtidas através deste procedimento e aqui é necessário a análise de custos e a viabilidade de cada um destes arranjos. Neste ponto, o conhecimento do processo produtivo se faz necessário.

Antes da síntese da RTC, as cargas de utilidades necessárias eram:

- Utilidade Fria: 93,9 MW
- Utilidade Quente: 86,18 MW

Após a síntese, mas sem a divisão de correntes, as cargas de utilidades necessárias eram:

- Utilidade Fria: 26,25 MW
- Utilidade Quente: 6 MW

Após a divisão de correntes é necessária a adição de 17,28 MW.

O custo dos trocadores alocados acima do ponto Pinch é apresentado nas tabelas 11.10 (custos considerando a divisão de correntes) e 11.11 (custos sem considerar a divisão de corrente) .

Para esta configuração os trocadores foram posicionados conforme a tabela 11.10 a seguir, onde as áreas de troca térmica foram calculadas pelo método de Kern..

Para estes cálculos foi utilizada a Lei de Custo apresentada por Hall et al. (1990) para trocadores de calor do tipo casco e tubos construídos em aço carbono apresentada na tabela 8.2.1.

$$\text{Custo (\$)} = 30.800 + 750 A^{0,81}$$

Tabela 11.10 – Posicionamento dos trocadores, área de troca térmica e custo

| Trocador | Correntes | Área de troca térmica (m ²) | Custo (US\$) |
|-------------|-----------|---|----------------|
| TC1 | A1 – a | 3506,72 | 588.539,17 |
| TC2 | A2 – e | 400 | 121.312,64 |
| TC3 | B3 – e2 | 2496 | 454.276,56 |
| TC4 | B1 – d | 192 | 83.831,66 |
| TC5 | B2 – d | 147,2 | 73.562,84 |
| TC6 | C – e3 | 672 | 177.095,30 |
| Área Total | | 7413,92 | |
| Custo Total | | | 1.498.618,17 |

Para este cálculo também considerou-se h constante para todas as correntes e com um valor de $0,5 \text{ kW} / \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, conforme dados de Polley e Panjeh Shahi (1990).

Após a implantação da rede, na região acima do ponto Pinch observou-se a necessidade de injeção de 17,28 MW de calor, o que representa uma economia considerável, se levado em conta o custo de operação e consumo de utilidades quentes e frias.

Para o caso em que não há a divisão de correntes, a configuração da rede de trocadores de calor acima do ponto Pinch, observando-se as heurísticas da Análise Pinch, ficaria conforme apresentado na tabela 11.11 a seguir:

Tabela 11.11 – Posicionamento dos trocadores, custo e área de troca térmica desconsiderando a divisão de correntes.

| Trocador | Correntes | Área de troca térmica (m^2) | Custo US(\$) |
|-------------|-----------|---|----------------|
| TC1 | A – a | 3506,72 | 588.539,17 |
| TC2 | B – e | 3229,60 | 552.561,15 |
| TC3 | C – d | 579,48 | 160.554,5 |
| | | | |
| Área Total | | 7315,8 | |
| Custo Total | | | 1.301.654,82 |

Verifica-se que não há uma grande redução no custo com os trocadores eliminando-se a divisão de correntes. Contudo, para esta configuração é necessária a injeção de apenas 17,28 MW de energia via utilidade quente. Cabe aqui, a intervenção do engenheiro de processos que após uma análise da relação custo / benefício poderá optar por uma ou outra configuração, dependendo do que mais benefícios trouxer ao processo.

Na tabela a seguir, encontram-se os resultados para o projeto dos trocadores de calor, calculando-se h de forma rigorosa pelo método de Bell Delaware:

Tabela 11.12 – Dados dos trocadores de calor para as correntes divididas.

| Trocador | TC1 | TC2 | TC3 | TC4 | TC5 | TC6 |
|---|---------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Área esperada (h por Bell) – m ² | 6276,15 | 431,99 | 364,9 | 392,45 | 96,08 | 672 |
| Área de Projeto – m ² | 2540,05 | 312,31 | 259,35 | 138,84 | 115,42 | 488,25 |
| Passagens na carcaça | 4 | 4 | 4 | 2 | 1 | 2 |
| Passagens nos tubos | 8 | 8 | 8 | 4 | 2 | 4 |
| Número de tubos | 2787 | 1078 | 888 | 488 | 396 | 837 |
| Diâmetro interno dos tubos – mm | 34,8 | 15,75 | 15,75 | 15,75 | 15,75 | 34,8 |
| Diâmetro externo dos tubos – mm | 38,1 | 19,1 | 19,1 | 19,1 | 19,1 | 38,1 |
| Comprimento dos tubos – m | 7,0 | 4,88 | 4,88 | 4,88 | 4,88 | 4,0 |
| Diâmetro da carcaça – m | 2,8 | 0,9906 | 0,9398 | 0,6858 | 0,59 | 1,8 |
| Passo dos tubos – mm | 47,625 | 25,4 | 25,4 | 25,4 | 25,4 | 47,625 |
| Número de chicanas | 10 | 6 | 6 | 6 | 6 | 6 |
| Corte das chicanas | 0,25 | 0,35 | 0,3 | 0,45 | 0,45 | 0,40 |
| h (Bell) – KW / m ² °C | 0,2 | 0,48 | 0,26 | 0,164 | 1,609 | 0,5 |

Tabela 11.12 (continuação) – Dados dos trocadores de calor para as correntes divididas.

| | | | | | | |
|---------------------------------|------|------|-------|------|------|-------|
| ΔP_{TUBOS} (kPa) | 1,4 | 14,8 | 5,3 | 5,9 | 2,5 | 15 |
| ΔP_{CASCO} (kPa) | 14,7 | 28 | 13,54 | 7,58 | 3,59 | 22,75 |

Na tabela anterior a área de projeto foi calculada pela equação de Fourier.

Os custos obtidos para estes trocadores são apresentados na tabela 11.13.

Tabela 11.13 – Posicionamento e custos dos trocadores para as correntes divididas.

| Trocador | Correntes | Custo (US\$) | Custo (US\$) |
|-------------|-----------|--------------|--------------|
| | | Projeto | h (Bell) |
| TC1 | A1 – a | 460,320.11 | 924,502.24 |
| TC2 | A2 – e1 | 109,445.85 | 127,058.75 |
| TC3 | B3 – e2 | 984,456.43 | 120,011.76 |
| TC4 | B1 – d | 109,445.85 | 125,429.51 |
| TC5 | B2 – b | 65,916.31 | 61,068.72 |
| TC6 | C – e3 | 143,743.56 | 177,095.30 |
| | | | |
| Custo Total | | 949,467.04 | 1,535,166.28 |

Pela tabela 11.13 verifica-se que o valor do custo obtido por Bell Delaware é muito maior do que o valor pré calculado pela equação de projeto proposta por Linnhoff e Ahmad (1990), levando à conclusão de que uma precisão maior nos cálculos pode levar a uma margem de erro menor no cálculo dos custos finais de implantação da rede e a uma posterior inviabilidade de sua implantação real.

Baseado em custos industriais para vapor superaquecido e água de resfriamento à temperatura ambiente, foi efetuada uma avaliação dos custos de utilidades quentes e frias antes e depois da síntese da RTC.

- Custo antes da síntese da RTC: US\$ 5.745,33 / ton
- Custo depois da síntese da RTC: US\$ 1.146,67 / ton

A Análise Pinch mostrou-se neste caso, uma ferramenta poderosa para definir qual a melhor forma de otimizar energeticamente uma planta química. Cabe ao engenheiro analisar a viabilidade ou não da implantação dos trocadores e a relação entre o custo de implantação dos mesmos e a redução no consumo de utilidades. Dentro deste contexto, o presente trabalho vem apresentar uma ferramenta de auxílio ao engenheiro, pois mostra as configurações possíveis dando ao engenheiro meios de optar pela configuração mais viável dentro da realidade da operação da planta, bem como fornecer os dados necessários para as análises subsequentes.

As figuras a seguir mostram as configurações da RTC antes da divisão de correntes e depois.

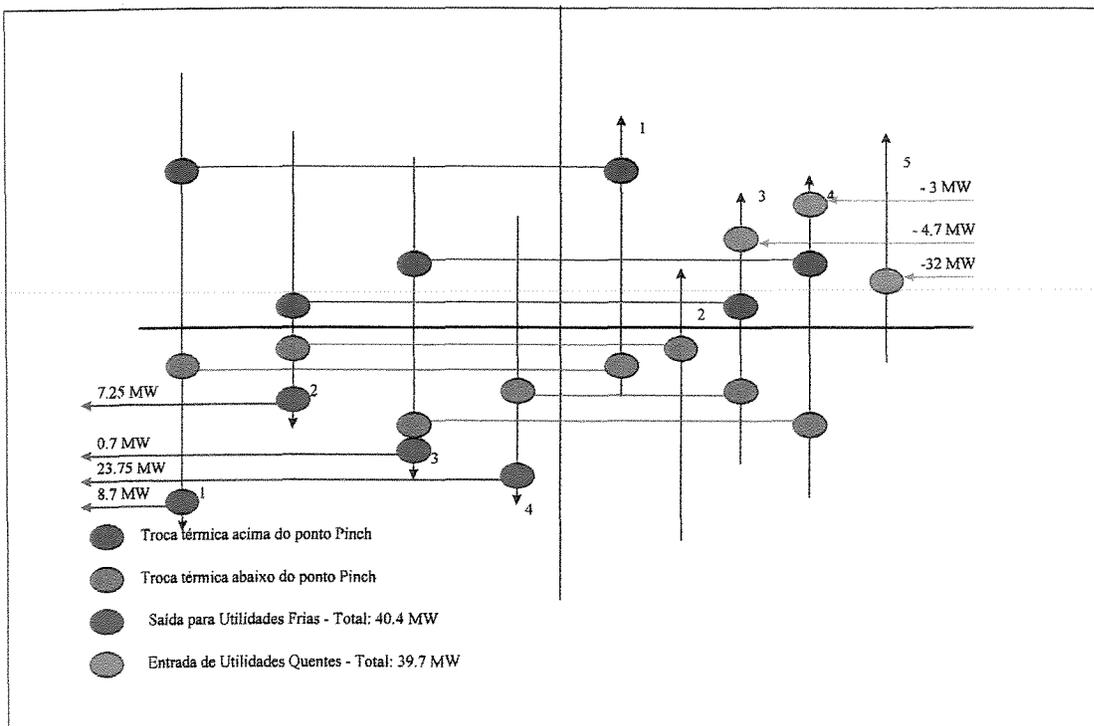


Figura 11.1 - Arranjo da RTC para o problema proposto sem considerar a divisão de corrente.

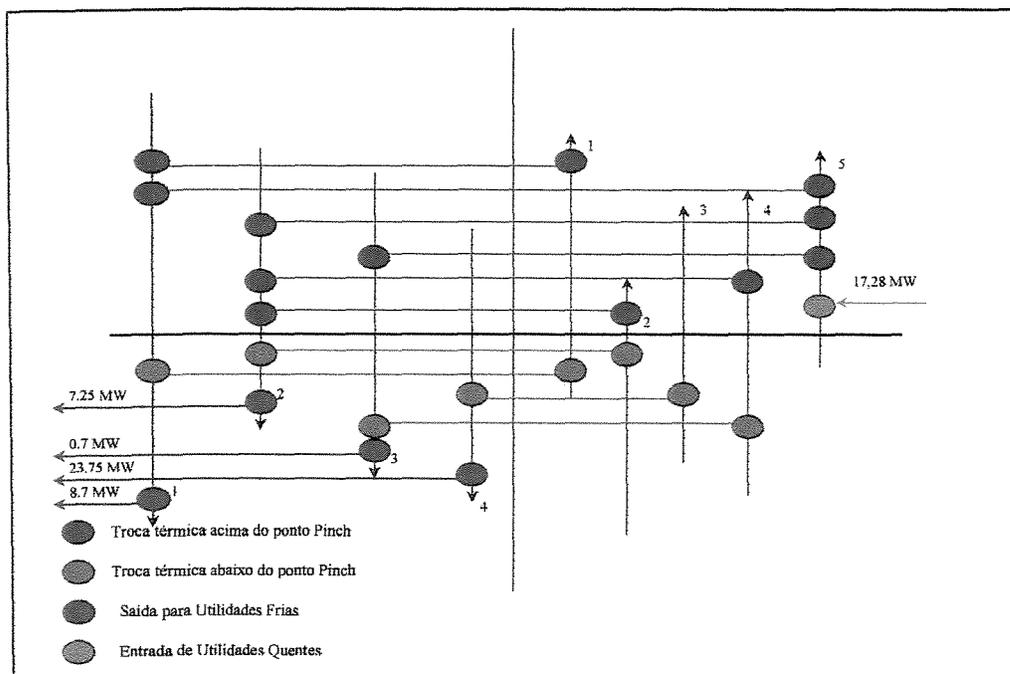


Figura 11.2 – Arranjo da RTC para o problema proposto com divisão de correntes.

Após a configuração final da RTC partiu-se para a verificação da quebra de laços. A tabela a seguir mostra a matriz de incidência para o problema proposto considerando-se a região acima do Pinch, com divisão de correntes.

Tabela 11.14 – Matriz de incidência

| Correntes / Trocadores | TC1 | TC2 | TC3 | TC4 | TC5 | TC6 | Utilidade Quente |
|------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|------------------|
| A | +1 | +1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| B | 0 | 0 | +1 | +1 | +1 | 0 | 0 |
| C | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | +1 | 0 |
| a | -1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| b | 0 | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 |
| c | 0 | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | 0 |
| e | 0 | -1 | -1 | 0 | 0 | -1 | -1 |
| Utilidade Quente | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | +1 |

Pela resolução dos determinantes da matriz de simulação, observou-se a existência de 6 colunas linearmente independentes e pela equação (7.1.1) verificou-se a existência de 1 loop neste arranjo. A resolução da equação (7.2.2) leva ao seguinte laço: trocadores 3 e 6. Neste problema existem de fato 4 laços que podem ser dependentes. Contudo, o programa só detecta um e este é o que precisa ser eliminado.

Neste ponto cabe ao engenheiro analisar a retirada do trocador e o repasse de sua carga térmica para o trocador adjacente e o impacto nos custos finais de implantação da RTC.

• Redes Flexíveis

Para o teste da metodologia prevista para redes flexíveis, optou-se por trabalhar com um caso de estudo também conhecido em literatura aberta. Utilizou-se aqui o caso proposto por Floudas e Grossmann (1986), cujos resultados foram obtidos via métodos matemáticos e estes resultados foram comparados aos publicados por Silva (1995).

Tabela 11.15– Dados das correntes no período 1 (Floudas e Grossmann, 1986)

| Corrente | FCp (kW/K) | T _{entrada} (K) | T _{saída} (K) |
|----------|------------|--------------------------|------------------------|
| Q1 | 9,90 | 640 | 460 |
| Q2 | 7,15 | 560 | 480 |
| Q3 | 3,30 | 540 | 480 |
| Q4 | 39,60 | 480 | 400 |
| Q5 | 7,70 | 460 | 310 |
| Q6 | 79,20 | 420 | 350 |
| F1 | 29,70 | 300 | 650 |

Tabela 11.16 – Dados das correntes no período 2 (Floudas e Grossmann, 1986)

| Corrente | FCp (kW/K) | T _{entrada} (K) | T _{saída} (K) |
|----------|------------|--------------------------|------------------------|
| Q1 | 9,90 | 620 | 460 |
| Q2 | 7,15 | 540 | 480 |
| Q3 | 3,30 | 520 | 480 |
| Q4 | 39,60 | 460 | 400 |
| Q5 | 7,70 | 440 | 310 |
| Q6 | 79,20 | 400 | 350 |
| F1 | 29,70 | 300 | 650 |

Tabela 11.17 – Dados das correntes no período 3 (Floudas e Grossmann, 1986)

| Corrente | FCp (kW/K) | T _{entrada} (K) | T _{saída} (K) |
|----------|------------|--------------------------|------------------------|
| Q1 | 8,10 | 620 | 460 |
| Q2 | 5,85 | 540 | 480 |
| Q3 | 2,70 | 520 | 480 |
| Q4 | 32,40 | 460 | 400 |
| Q5 | 6,30 | 440 | 310 |
| Q6 | 64,80 | 400 | 350 |
| F1 | 24,30 | 300 | 650 |

Para estas redes estipulou-se o ΔT_{\min} de 10K. As temperaturas Pinch para os três períodos de operação são:

- Período 1:

Temperatura Pinch da corrente quente: 480K

Temperatura Pinch da corrente fria: 470K

- Períodos 2 e 3:

Temperatura Pinch da corrente quente: 460K

Temperatura Pinch da corrente fria: 450K

As redes geradas são mostradas na figura a seguir:

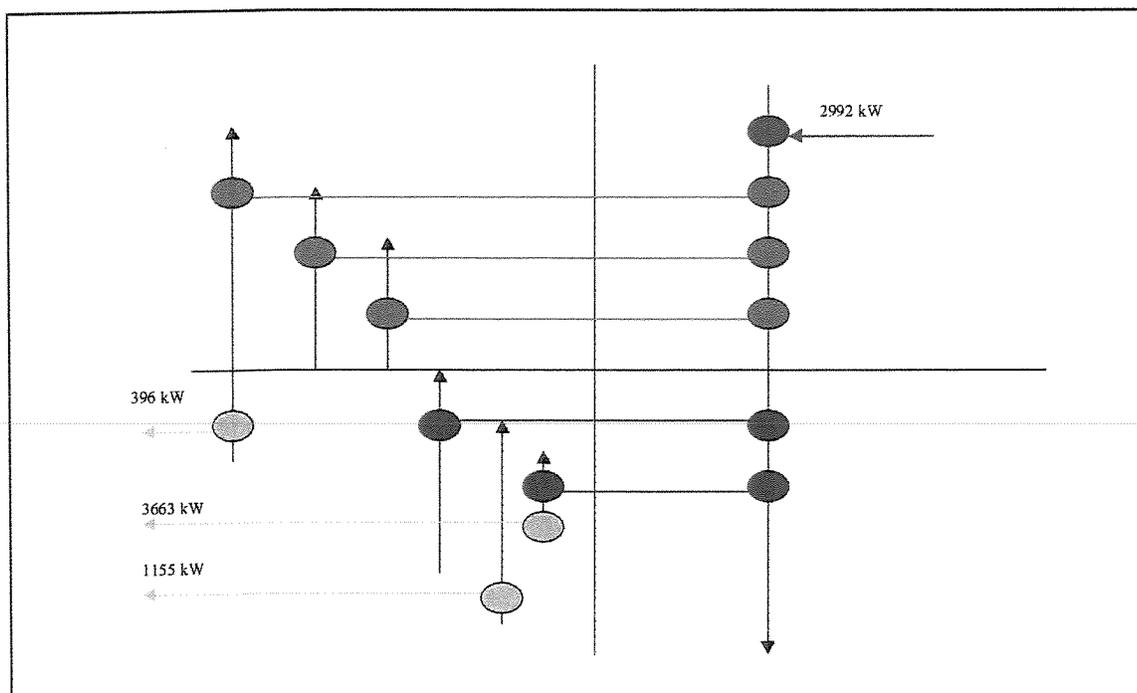


Figura 11.3 – Arranjo da RTC para o período 1.

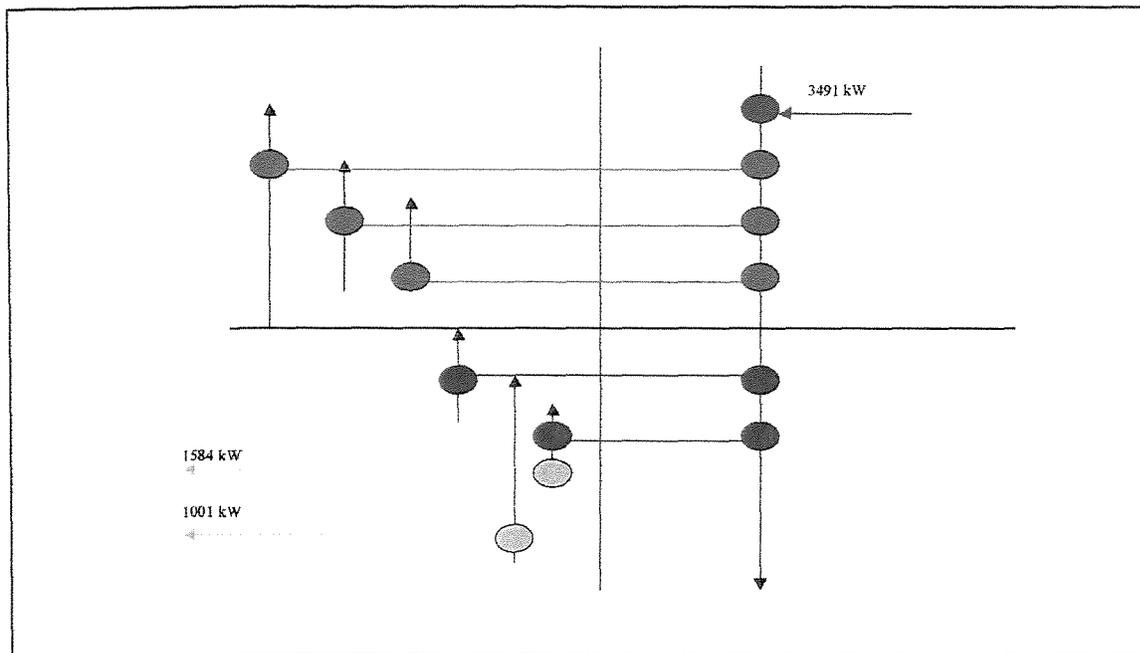


Figura 11.4 – Arranjo da RTC para o período 2.

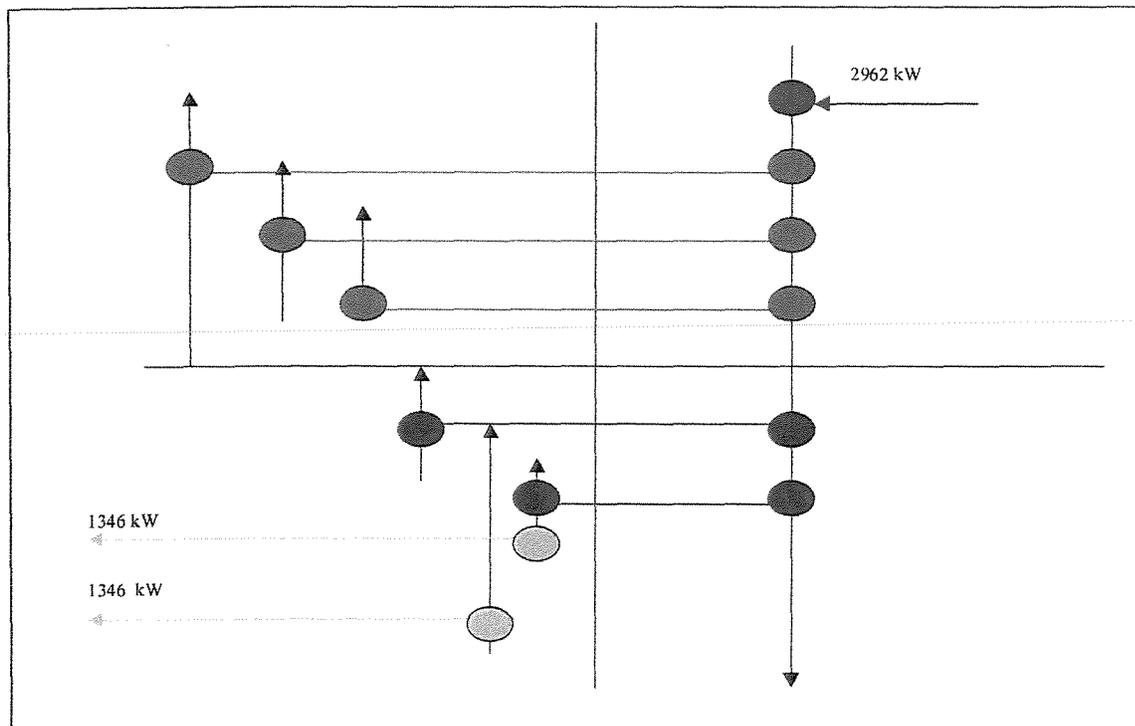


Figura 11.5 – Arranjo da RTC para o período 3.

As tabelas a seguir mostram as áreas e os custos dos trocadores de cada período.

Tabela 11.18 – Áreas e custos dos trocadores para o período 1.

| Correntes | Trocador | Área (m ²) | Custo US\$ |
|-----------|----------|------------------------|------------|
| Q1 – F1 | TC 1 | 7,6 | 34.746,73 |
| Q2 – F1 | TC 2 | 55,54 | 50.217,44 |
| Q3 – F1 | TC 3 | 93,16 | 60.321,41 |
| Q4 – F1 | TC4 | 162,28 | 77.078,14 |
| Q6 – F1 | TC5 | 41,06 | 46.003,05 |
| | | | |
| TOTAL | | | 268.366,77 |

Tabela 11.19 – Áreas e custos dos trocadores para o período 2.

| Correntes | Trocador | Área (m ²) | Custo US\$ |
|-----------|----------|------------------------|------------|
| Q1 – F1 | TC 1 | 8 | 34.841,70 |
| Q2 – F1 | TC 2 | 26 | 41.300,00 |
| Q3 – F1 | TC 3 | 51,21 | 51.988,65 |
| Q4 – F1 | TC4 | 53,02 | 49.500,68 |
| Q6 – F1 | TC5 | 89,66 | 59.419,78 |
| | | | |
| TOTAL | | | 237.050,81 |

Tabela 11.20 – Áreas e custos dos trocadores para o período 3.

| Correntes | Trocador | Área (m ²) | Custo US\$ |
|-----------|----------|------------------------|------------|
| Q1 – F1 | TC 1 | 6,2 | 34.087,75 |
| Q2 – F1 | TC 2 | 20 | 39.289,76 |
| Q3 – F1 | TC 3 | 24,14 | 40.687,32 |
| Q4 – F1 | TC4 | 40 | 45.684,35 |
| Q6 – F1 | TC5 | 53,24 | 49,563,51 |
| | | | |
| TOTAL | | | 209.313,69 |

Analisando-se as redes, verifica-se que devido à pequena variação sofrida nas correntes (temperaturas e vazões), a variação na configuração final das RTC foi apenas nas cargas das utilidades, pois as condições heurísticas para a efetivação dos cruzamentos entre as correntes permaneceu inalterada. A sobreposição das redes leva a uma configuração com os trocadores posicionados nos mesmos lugares para os três períodos, sendo que esta configuração deve conter uma entrada a mais para utilidades (saída para utilidades frias na corrente Quente 1, referente ao primeiro período de operação).

A tabela a seguir mostra esta configuração final.

PROJETO
 DE
 RECONSTRUÇÃO
 DO
 SISTEMA DE
 TRATAMENTO DE
 ÁGUA

Tabela 11.21 – Áreas e custos dos trocadores para a RTC flexível.

| Correntes | Trocador | Área (m ²) | Custo US\$ |
|-----------|----------|------------------------|------------|
| Q1 – F1 | TC 1 | 8 | 34.841,70 |
| Q2 – F1 | TC 2 | 55,54 | 50.217,44 |
| Q3 – F1 | TC 3 | 93,16 | 60.321,41 |
| Q4 – F1 | TC4 | 162,28 | 77.078,14 |
| Q6 – F1 | TC5 | 89,66 | 59.419,78 |
| | | | |
| TOTAL | | | 272.022,20 |

• Comparação dos Resultados

Os resultados para o projeto dos trocadores de calor obtidos por Polley e Panjeh Shahi (1991) para as áreas dos trocadores no caso de estudo em questão constam na tabela a seguir:

Tabela 11.22 – Dados obtidos por Polley e Panjeh Shahi, 1991 para o caso de estudo em questão.

| Áreas (m ²) | TC1 | TC2 | TC3 | TC4 | TC5 | TC6 |
|-------------------------|-------|--------|--------|--------|-------|-----|
| | 118,3 | 1294,5 | 1536,0 | 3223,4 | 316,5 | 813 |

Se comparados aos trocadores obtidos neste trabalho e mostrados na tabela 11.12, pode-se verificar que os trocadores calculados pela equação de projeto apresentada por Linnhoff e Ahmad (1990), obtidos pela metodologia apresentada neste trabalho possuem áreas de troca térmica menores do que os apresentados no trabalho de referência. Os resultados obtidos pelo cálculo de Bell Delaware, mostram-se maiores, mas isto se deve ao fato de seus cálculos serem expressivamente mais detalhados levando a uma menor margem de erro nos dados finais. Outro ponto a ser levado em consideração, é o de que os trocadores foram alocados em posições diferentes aos da referência em virtude da metodologia diferenciada utilizada para a divisão de correntes.

Comparando-se também os dados finais relativos aos gastos com utilidades, ao trabalho de referência obteve uma redução para 22,48 MW no consumo de utilidades comparados aos 17,28 MW obtidos neste trabalho.

Coerentemente às regras ditadas pela Análise Pinch, quanto maior a redução no consumo de utilidades, maior a área de troca térmica. O programa obtido neste trabalho obteve a configuração de maior recuperação energética, sendo possível contudo, que o engenheiro responsável pela implantação do projeto defina uma outra configuração mediante à análise da relação custo/benefício para o processo em questão.

Devido a todas estas comparações, pode-se concluir que o programa elaborado neste trabalho foi desenvolvido de forma satisfatória, obtendo resultados coerentes, podendo se transformar assim numa ferramenta útil no processo de síntese de RTC.

Os resultados obtidos para as redes flexíveis foram comparados aos obtidos por Silva (1995) e que constam na tabela a seguir:

Tabela 11.23 – Dados finais obtidos para a rede flexível obtidos por Silva (1995).

| Área (m ²) | TC1 | TC2 | TC3 | TC4 | TC5 | TC6 | TC7 |
|------------------------|-------|-------|-------|------|--------|-------|-------|
| | 39,97 | 71,41 | 89,74 | 6,10 | 355,76 | 73,96 | 67,39 |

Neste ponto cabem não só as comparações das áreas dos trocadores obtidos, que mais uma vez não se mostraram muito acima dos resultados obtidos pelo caso de estudo tomado como referência, como também a opção do autor em questão de violar as heurísticas para os cruzamentos das correntes, razão pela qual o autor alocou mais trocadores do que o número apresentado neste trabalho. Desta forma, Silva (1995) conseguiu uma maior redução dos gastos com utilidades. Os custos finais dos equipamentos não são passíveis de comparação em virtude da diferença dos métodos e das equações de custos adotadas para este cálculo.

Capítulo 12 – Considerações Finais

A proposta deste trabalho foi a de elaborar um software que juntasse as principais técnicas para o desenvolvimento de uma rede de trocadores de calor baseando-se na análise Pinch e que permitisse uma interface com o seu usuário, a fim de permitir que as alocações dos cruzamentos não gerassem condições inviáveis dentro do processo. Outra proposta abordada neste trabalho foi a de fornecer uma análise econômica dos custos de implantação dos equipamentos de troca térmica e um comparativo dos gastos com utilidades antes e depois da síntese, a fim de que o usuário pudesse fazer uma análise mais sólida da relação custo/benefício do problema envolvido. Desta forma, buscou-se aqui métodos mais detalhados de cálculo dos trocadores, a fim de tentar reduzir os erros naturais de uma primeira avaliação de um projeto.

Durante a revisão da literatura foram encontradas várias técnicas de cálculo que possibilitaram a elaboração do software em questão. Os métodos heurísticos foram a opção mais factível com o objetivo do projeto, tendo em vista a necessidade de interação com o usuário.

Neste trabalho foi adotada a metodologia da Tabela do Problema proposta por Flower e Linnhoff (1978), por ser a forma mais viável do ponto de vista da implantação em um programa computacional, para a localização da Temperatura Pinch. O método proposto por Polley (1995) para a divisão de correntes veio exatamente ao encontro das perspectivas iniciais deste projeto: a elaboração de um programa computacional que fornecesse oportunidades ao usuário de participar da tomada de decisões no processo de divisão e cruzamento das correntes. Isto porque acredita-se que a experiência e o conhecimento de um processo por seu engenheiro são de fundamental importância para que se evite situações totalmente ineficazes na configuração final da RTC.

O método proposto por Pethe et al. (1989) para a identificação e quebra de “loops” foi adotado também devido a sua simplicidade para a implantação computacional e por seus resultados satisfatórios conforme apresentado em outros trabalhos.

O método de Bell Delaware foi testado para a verificação da discrepância entre os dados oferecidos por sua metodologia e pelo conhecido método de Kern. O objetivo aqui

foi analisar se o esforço computacional dispendido no cálculo de seus inúmeros parâmetros seria válido para a obtenção de resultados mais exatos que levassem a uma menor margem de erros quando da execução do projeto detalhado da implantação da RTC. E finalmente o método da sobreposição das RTC que atuem com diferentes condições (períodos) de operação foi a metodologia mais coerente com a proposta aqui apresentada, a interface com o engenheiro de processo, que pode optar pelos equipamentos a serem instalados visando atender aos requisitos do processo.

A comparação de custos entre as configurações antes e depois da divisão de correntes, bem como os resultados obtidos pelos métodos de Kern e Bell Delaware mostraram que o detalhamento pode levar a resultados mais próximos das condições reais do projeto.

Este tema é considerado atual e foi observado que sua importância vem crescendo muito nos últimos anos, devido ao grande número de trabalhos publicados nesta área.

Os resultados obtidos se mostraram compatíveis com os dados da literatura tomados como guias para a verificação dos dados produzidos pelo software. Se comparados com os dados publicados por Polley e Panjeh Shahi (1991) para os dados dos trocadores e Hall, et al. (1990) para os custos e áreas de troca térmica, os dados obtidos neste trabalho podem ser considerados representativos.

Muito ainda há que ser feito, pois se trata de um vasto campo de atuação, mas espera-se que este trabalho possa ser de valia para os projetos futuros e que contribua com seus resultados para um melhor entendimento das técnicas aqui propostas.

Os métodos matemáticos para a síntese da RTC constituem também um campo amplo e muito interessante para os pesquisadores envolvidos neste assunto. São diversas as técnicas e as metodologias de otimização que podem ser implantadas e comparadas não só umas às outras como também aos métodos heurísticos aqui apresentados.

Para a determinação de redes flexíveis há ainda a estratégia de geração automática de redes que trabalham com otimizadores matemáticos, porém não permitindo a interface com o usuário. Dentro deste mesmo campo de geração de redes flexíveis há ainda o campo de controle, ferramenta essencial para uma operação segura e eficaz de plantas com variação de cargas.

Outro aspecto que se deve levar em consideração é a existência de indústrias onde vários produtos são fabricados em diferentes plantas, o que é denominado convencionalmente de “sites”. Desta forma, podem ser encontradas indústrias caracterizadas por serem “sites” com plantas de operação multiperiódicas.

Neste tipo de problema, deve-se levar em conta fatores que podem causar certa instabilidade na rede proposta. Plantas de processos com diferentes bateladas, têm diferentes cronogramas de partida e parada com diferentes demandas energéticas e se há a integração entre estas plantas e uma delas tem sua produção interrompida, as outras plantas necessitam ter uma fonte auxiliar de energia para poder sustentar suas cargas de energia durante a parada das plantas pertencentes ao sistema e continuar atingindo as temperaturas de saída de suas correntes estabelecidas e requeridas pelo processo. Um outro ponto a se considerar é a possibilidade de mudança de cargas no processo, alterando a demanda energética da rede, o que geralmente acontece com unidades flexíveis de produção e ainda há toda uma gama de possibilidades de ocorrência de perturbações intrínsecas ao processo, levando o sistema a se desviar do estado estacionário previsto para a sua operação.

Dentro deste contexto, o controle de processos integrados energeticamente, se transforma numa necessidade real a fim de tornar tal integração factível e robusta. Sem uma malha de controle e procedimentos de decisão, que possam realinhar as correntes de utilidades e efetuar “by-pass” nos equipamentos nas situação de partidas e paradas (programadas ou não) das unidades integradas, ou mesmo que esta malha de controle redefina as vazões de utilidades a fim de compensar as instabilidades do processo, a integração energética pode gerar instabilidades e dificuldades de operação que dificultam a operação segura a altos níveis de desempenho do processo.

Finalmente, uma análise econômica detalhada do custo de implantação de tal projeto se faz necessária para que a sua viabilidade real possa ser analisada.

Desta forma, pode-se buscar formas de reduzir o gasto energético de unidades de produção, em indústrias onde é possível a integração entre mais de uma planta, seja utilizando as próprias correntes do processo, seja via sistema integrado de utilidades. Buscando a maior proximidade possível com a realidade operacional de uma indústria, as instabilidades e diferenças de cronogramas de operação devem ser levadas em consideração

para o desenvolvimento de uma malha de controle que aproxime o processo de condições não só ideais como possíveis de operação.

Todos estes aspectos são de extrema importância dentro do campo síntese de RTC, mas todos de extrema dificuldade devido ao nível de detalhamento requerido. Desta forma, depara-se aqui com um panorama altamente enriquecedor para os pesquisadores deste campo e que muitos benefícios pode trazer a síntese de processos químicos mais econômicos do ponto de vista energético.

Referencias Bibliográficas

- [1] Ahmad, S., Linhoff, B. e Smith, R., Cost Optimum Heat Exchanger Networks - Part 2: Targets and Design for Detailed Capital Cost Models, *Computers chem. Engng.*, Vol.14, No 7, pp. 751 - 767, 1990;
- [2] Athier, G. Floquet, P., Pibouleau, L. e Domenech, S., Process Optimization by Simulated Annealing and NLP Procedures. Application to Heat Exchanger Network Synthesis, *Computers chem. Engng.*, Vol. 21, ESCAPE 7, pp. S475 - S480, 1997;
- [3] Bell, J.K., *Final report of the Cooperative Research Program on Shell and Tube Heat Exchanger*, Bulletin no 5, eng. Exp. Station, University of Delaware, Newark, 1963;
- [4] Douglas, J.M., *Conceptual Design of Chemical Processes*, Mac Graw Hill, 1988;
- [5] Edgar, T.F. e Himmelblau, D.M., *Optimization of Chemical Processes*, Mac Graw Hill, 1988;
- [6] Floudas, C.A. e Grossmann, I.E., Synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks for Multiperiod Operation, *Computers chem. Engng.*, Vol. 10, No 2, pp. 153 - 168, 1986;
- [7] Floudas, C.A. e Grossmann, I.E., Automatic Generation of Multiperiod Heat Exchanger Network Configurations, *Computers chem. Engng.*, Vol.11, No 2, pp. 123 - 142, 1987;
- [8] Flower, J.R. e Linhoff, B., Synthesis of Heat Exchanger Networks: 1 - Automatic Generation of Energy Optimal Networks, *AIChE Journal*, Vol.24, No 4, pp. 633 - 642, 1978;
- [9] Flower, J.R. e Linhoff, B., Synthesis of Heat Exchanger Networks: 2 - Evolutionary Generation of Networks with Various Criteria of Optimality, *AIChE Journal*, Vol.24, No 4, pp. 642 - 654, 1978;
- [10] Flower, J.R. e Linhoff, B., Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks. *Computers chem. Engng.* Vol. 3. pp. 283 - 291. 1979.

- [11] Fraser, D.M., Gillespie, N.E, The Application of Pinch Technology to Retrofit Energy Integration of an Entire Oil Refinery, *TransIChemE*, Vol. 70, Part A, 1992;
- [12] Grossmann, I.E., Mixed Integer Programming Approach for the Synthesis of Integrated Process Flowsheets, *Computers and Chem. Engng.*, v. 9, n.5, pp. 463 – 482, 1985;
- [13] Grossmann, I.E., Sargent, R. W. H. , Optimum design of Heat Exchanger Networks, *Comp. Chem. Engng.*, v. 2, pp. 1-7, 1978;
- [14] Gundersen, T. e Naess, L., The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks - An Industrial Review of the State of the Art, *Computers chem. Engng.*, Vol. 12, No 6, pp. 503 - 530, 1988;
- [15] 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 chem. Engng.*, Vol. 14, No 3, pp. 319 - 335, 1990;
- [16] Hasan, W.M. e Zemp, R.J., Análise Econômica para o Projeto de Redes de Trocadores de Calor com Considerações de Queda de Pressão, *Anais do 12^o Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, 1998;
-
- [17] Jegede, F.O.; Polley, G.T., Optimum Heat Exchanger Design, *TransIChemE*, vol. 70, Part A, pp. 133 – 141, 1992
- [18] Kern, D. Q. , *Processos de Transmissão de Calor*, Guanabara - Koogan, 1950;
- [19] Kobayashi, S.; Umeda, T. Ichikwa, A., Synthesis of heat exchanger systems – an approach by the optimal assignment problem in linear programming, *Chem. Engng. Sci.*, vol. 26, pp. 1367-1380, 1971.
- [20] Kumana, J.D., Cost Update on Specialty Heat Exchangers, *Chemical Engineering*, June, pp. 169-172, 1984;

[21] Lee, K. F., Masso, A.H. Rudd, D. F., Branch and Bound Synthesis of Integrated Process Design, *I & EC Fund.*, vol. 9, n. 1, pp. 48-58, 1970.

[22] Linhoff, B., PhD. Thesis, Leeds University, 1979;

[23] Linhoff, B. e Hindmarsh, E., The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks, *Computers chem. Engng.*, Vol. 38, No 5, pp. 745 - 763, 1983;

[24] Linhoff, B. e Vredeveld, D.R., Pinch Technology Has Come of Age, *Chemical Engineering Progress*, July, pp. 33 - 40, 1984;

[25] Linhoff, B. e Ahmad, S., Cost Optimum Heat Exchanger Networks: I- Minimum Energy and Capital Cost Using Simple Models for Capital Cost, *Computers chem. Engng.*, Vol.14, No 7, pp. 729 - 750, 1990;

[26] Linhoff, B., Pinch Analysis - A State of the Art Overview, *TransIChemE*, Vol.71, Part A, 1993;

[27] Liporace, F.S.; Pessoa, F.L.P.; Queiroz, E.M., Automatic Evolution of Heat Exchanger Networks with Simultaneous Heat Exchanger Design, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, Vol.16, No 01, pp.25-40, 1999;

[28] Nielsen, J. s., Hansen, M. W. e Kristensen, K. P., Retrofit and Optimization of Industrial Heat Exchanger Networks: A Complete Benchmark Problem, *Computers chem. Engng.*, Vol. 21, ESCAPE 7, pp. S469 - S474, 1997;

[29] Nishida, N., Liu, Y.A., Lapidus, I., 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, No 1, pp. 77 - 92, 1977;

- [30] Papoulias, S.A., Grossmann, I.E., A Structural Optimization Approach in Process Synthesis - II: Heat Recovery Systems, *Computers chem. Engng.*, Vol. 7, No 6, pp. 707 - 721, 1983;
- [31] Pethe, S.; Singh, R., Knopf, F.C., A Simple Technique for Locating Loops in Heat Exchanger Networks, *Computers Chem. Engng.*, vol. 13, No 7, pp. 859 – 860, 1989;
- [32] Polley, G.T., Selecting Stream Splits in Heat Exchanger Network Design, *Heat Recovery Systems & HCP*, Vol. 15, No 1, pp. 85 - 94, 1995;
- [33] Polley, G.T.; Panheh Shahi, M.H.; Jegede, F.O., Pressure Drop Considerations in the Retrofit of Heat Exchanger Networks, *TransIChemE*, Vol. 68, Part a, pp. 211 – 220, 1990;
- [34] Polley, G.T.; Panjeh Shahi, M.H., Interfacing Heat Exchanger Network Synthesis and Detailed Heat Exchanger Design, *TransIChemE*, vol. 69, Part A, pp- 445 – 457, 1991;
- [35] Ponton, J.W., Donaldson, R. A. B., A Fast method for the Synthesis of Optimal Heat Exchanger Networks, *Chem. Engng. Science*, vol. 29, Shorter Communications, pp. 2375 – 2377, 1974;
- [36] Purohit, G.P., Estimating Costs of Shell and Tube Heat Exchangers, *Chemical Engineering*, August, pp. 56-67, 1983;
-
- [37] Ravagnani, M.A.S.S., *Projeto de Trocadores de Calor Multitubulares incluindo Processos com Mudança de Fase*, Faculdade de Engenharia Química / UNICAMP, Tese de Mestrado, 1989.
- [38] Ravagnani, M.A.S.S., *Projeto de Otimização de Redes de Trocadores de Calor*, Faculdade de Engenharia Química / UNICAMP, Tese de Doutorado, 1994;
- [39] Ravagnani, M.A. S.S.; Módenes, A. N., Heat Exchanger Networks with Multiple Periods of Operation, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 13, no 02, pp. 71-84, 1996;

[40] Rodrigues, S. e Batista, L.M.F.L., Simulação de Trocadores de Calor do Tipo Carcaça e Tubos, *Anais do Segundo Congresso Brasileiro de Engenharia Química - Iniciação Científica*, 1997;

[41]Roque, M. C., Lona, L.M.F., Synthesis of heat exchanger networks considering stream splitting and the rigorous calculation of the heat transfer coefficient according to the Bell Delaware method, *European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 10, Computer aided Chemical Engineering*, v. 8, pp.1027-1032, 2000.

[42] Roque, M. C., Lona, L.M.F., Synthesis of heat exchanger networks considering stream splitting, loop breaking and the rigorous calculation of the heat transfer coefficient according to the Bell Delaware method, *Computers and Chemical engineering*, v. 24, n 2-7, pp. 1349-1354, 2000.

[43] Rossi, L.F.S., *Otimização Energética de Redes de Trocadores de Calor Industriais*, Faculdade de Engenharia Mecânica / UNICAMP, Tese de Doutorado, 1995;

[44] Silva, M.L., *Aplicação da análise Pinch na Síntese de Redes de Trocadores de Calor Flexíveis*, Faculdade de Engenharia Química / UNICAMP, Tese de Mestrado,1995;

[45] Stankiewicz, S., Pinch Technology: Doing More with Less, *Chemical Engineering*, July, pp. 43 - 48, 1993;

[46] Tema Inc. , Standards of Tubular Exchange Manufactures Association;

[47] Zamora, J.M., Grossmann, I.E., A Comprehensive Global Optimization Approach for the Synthesis of Heat Exchanger Networks with no Stream Splits, *Computers chem. Engng.*, Vol. 21, ESCAPE 7, pp. 565 - 570, 1987;