

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA  
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

TESE DE DOUTORADO

OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA DE REDES DE  
TROCADORES DE CALOR INDUSTRIAIS  
Aplicações em Engenharias de Petróleo,  
Alimentos e Química

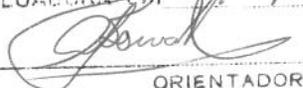
Autor: Luciano Fernando dos Santos Rossi  
Orientador: Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart

Curso: Engenharia Mecânica  
Unidade: Faculdade de Engenharia Mecânica  
Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Trabalho apresentado à Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do Título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Campinas, Maio de 1995  
SP - Brasil

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL  
DA TESE DEFENDIDA POR Luciano Fernando  
dos Santos Rossi E APROVADA PELA  
COMISSÃO JULGADORA EM 29/05/95.

  
ORIENTADOR



UNIDADE: EC  
 N.º CHAMADA: T/UNICAMP  
R 7350  
 V.º: 125082  
 N.º: 433195  
 C.º: 8 D.º: 1  
 PREÇO: R\$ 11,00  
 DATA: 26/07/95  
 CPD:

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

R7350 Rossi, Luciano Fernando dos Santos  
 Otimização energética de redes de trocadores de calor industriais: aplicações em engenharias de petróleo, alimentos e química / Luciano Fernando dos Santos Rossi.-- Campinas, SP: [s.n.], 1995.

Orientador: Antonio Carlos Bannwart.  
 Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Recuperação do calor. 2. Energia - Conservação.  
 3. Termodinâmica. 4. Processos químicos.  
 5. Craqueamento. 6. Petróleo - Refinarias. I. Bannwart, Antonio Carlos. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

CM-00073237-9

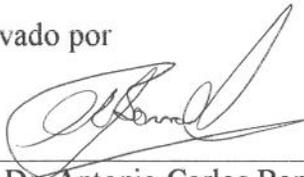
**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Título da Tese: OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA DE REDES DE  
TROCADORES DE CALOR INDUSTRIAIS - Aplicações em Engenharias de  
Petróleo, Alimentos e Química**

**Autor: LUCIANO FERNANDO DOS SANTOS ROSSI  
Orientador: PROF. DR. ANTONIO CARLOS BANNWART**

Aprovado por



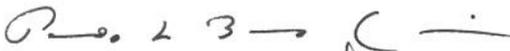
Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart



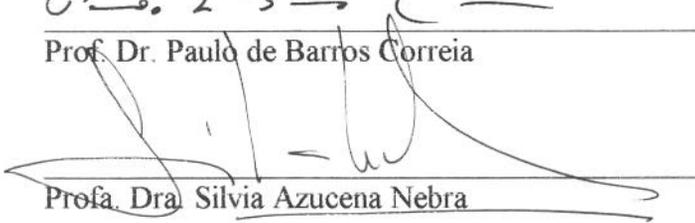
Prof. Dr. Genésio José Menon



Profa. Dra. Maria Angela de Almeida Meireles



Prof. Dr. Paulo de Barros Correia



Profa. Dra. Silvia Azucena Nebra

Campinas, Maio de 1995

**Dedicatória:**

Dedico este trabalho aos meus pais

*Lucy e Laércio*

Sem o apoio dos quais, muitos de meus objetivos  
nunca poderiam ter sido alcançados.

## **Agradecimentos:**

Ao Prof. Dr. ANTONIO CARLOS BANNWART por sua dedicada orientação, incentivo e principalmente, seu elevado espírito de solidariedade humana e sua amizade.

Aos meus grandes amigos ROGÉRIO JOSÉ DA SILVA, SÉRGIO LUIZ PAVANATTI, JOSÉ ANTONIO BALESTIERI PERRELLA, CARLOS BARREIRA MARTINEZ e ANTONIO CARLOS ANDRADE, pelos incentivos constantes e amizade

Ao meu chefe, na ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA de ITAJUBÁ - EFEI, Prof. Dr. JOSÉ CÉLIO DIAS por sua compreensão e auxílio, sem o que este trabalho não terminaria nesta data, e a todos os Professores e colegas do Departamento de Mecânica da EFEI que têm me apoiado neste período.

Ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) pela concessão de uma bolsa de estudos, para meu curso de doutoramento.

Ao Engenheiro GERALDO MÁRCIO, do PCRAQ da REPLAN pela cessão dos dados e diagramas da bateria de pré-aquecimento, utilizados neste trabalho.

A todos os Professores, Colegas e Funcionários desta Faculdade de Engenharia Mecânica que direta ou indiretamente auxiliaram-me na conclusão deste trabalho

À NEUZA, secretária do Departamento de Energia, por seu elevado espírito humanitário demonstrado para comigo e com minha família e ao RODRIGUES, funcionário da biblioteca do Departamento de Energia, que sempre me auxiliou em todas as oportunidades.

ROSSI, LUCIANO FERNANDO DOS SANTOS (1995) “Otimização Energética de Redes de Trocadores de Calor Industriais - Aplicações em Engenharias de Petróleo, Alimentos e Química”. Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Campinas - SP, Brasil.

## **Resumo**

Este estudo teve como objetivo a análise de processos industriais, os mais abrangentes possíveis, visando sua otimização do ponto de vista energético-econômico. Neste intento, buscou-se apresentar não apenas um único ponto de otimalidade, mas um conjunto de opções que permita a um decisor escolher a situação mais conveniente. No desenvolvimento deste estudo foram utilizados um conjunto de Métodos de Otimização, dentre os quais podem ser destacados a Metodologia Pinch de Recuperação de Energia, baseada em uma redistribuição de potenciais térmicos dentro do processo analisado, e os Métodos originários da Programação Matemática, em especial a Programação Linear. Analisou-se em profundidade o caso, relativo à Indústria de refino de Petróleo, de uma etapa de Craqueamento Catalítico da Refinaria de Paulínia, da PETROBRÁS. Entretanto, o conjunto de procedimentos aplicados neste trabalho mostrou-se eficiente quando da análise de outros segmentos industriais, em particular das Indústrias Química, de Alimentos e Petroquímica, como apresentado no decorrer deste trabalho. Este estudo mostra que é perfeitamente possível fazer-se uma análise energética e uma avaliação econômica de sua implantação, de uma maneira muito satisfatória e rápida.

Palavras-chave: 1. Recuperação de Calor 2. Energia-Conservação 3. Termodinâmica  
4. Processos Químicos 5. Craqueamento 6. Petróleo - Refinarias

ROSSI, LUCIANO FERNANDO DOS SANTOS (1995) "Energetic Optimization of Industrial Heat Exchanger Networks - Application on Petroleum, Food and Chemical Engineering".  
Ph.D. Thesis, Universidade Estadual de Campinas, Faculty of Mechanical Engineering,  
Campinas - SP, Brasil.

## **Abstract**

This work deals with the industrial process analysis, including various types and sizes, looking for their optimization from the economic and energetic point of view. Not only a single point of optimality was searched but a set of options which could permit to a decision maker to choose the best situation in each case. In the development of this study were utilized a set of Optimization Methods, among which it can be mentioned the "Pinch Point Methodology" to heat recovery in networks, which is based in a redistribution of the thermal potentials of the process analyzed, and the methods originated from the Mathematics Programming, in special the Linear Programming. A deep analysis was made on the case relative to an oil refinery. More precisely a part of the catalytic cracking of the Paulinia's Oil Refinery of PETROBRAS. The set of procedures applied in this work, it can be shown efficient when the analysis is applied to other industrial branches, in particular in the Chemistry, Food and Petrochemistry industries, as shown in throughout this work. This study shows that is possible to make an energetic analysis and an economic cost evaluation on the implementation of a process, in a fast and satisfactory manner.

Key words: 1. Heat Recovery 2. Energy - Conservation 3. Thermodynamics  
4. Chemical Process 5. Catalytic Cracking 6. Petroleum - Refinery

## ÍNDICE

|   |           |
|---|-----------|
| <b>INTRODUÇÃO</b>   | <b>1</b>  |
| <b>CAPÍTULO 1</b>   | <b>4</b>  |
| <b>DESCRIÇÃO DO PROBLEMA</b>  | <b>4</b>  |
| 1.1 - A UNIDADE DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DA REPLAN  | 4         |
| 1.2 - O PROCESSO DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO   | 7         |
| 1.2.1 - SEÇÃO DE REAÇÃO OU CONVERSÃO  | 9         |
| 1.2.2 - SEÇÃO DE FRACIONAMENTO  | 10        |
| <b>CAPÍTULO 2</b>   | <b>13</b> |
| <b>REVISÃO DAS TÉCNICAS DE INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS E A TECNOLOGIA "PINCH POINT"</b>                           | <b>13</b> |
| 2.1 - INTRODUÇÃO  | 13        |
| 2.2 - TRABALHOS ANTERIORES  | 15        |
| 2.3 - O PROBLEMA DA DESIGNAÇÃO, EM PROGRAMAÇÃO LINEAR   | 18        |
| 2.3.1 - DECOMPOSIÇÃO OU PROCURA EM PROFUNDIDADE ( <i>TREE SEARCH</i> )  | 18        |
| 2.4 - MÉTODOS HEURÍSTICOS E ABORDAGEM TERMODINÂMICA   | 19        |
| 2.4.1 - A RECUPERAÇÃO DE ENERGIA ATRAVÉS DO MÉTODO DO "PINCH POINT"   | 21        |
| 2.4.2 - A SÍNTESE DE REDES DE EQUIPAMENTOS TÉRMICOS   | 22        |
| 2.5 - A INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS E OS PRINCÍPIOS DA TERMODINÂMICA  | 23        |
| 2.5.1 - O CONCEITO DE TEMPERATURA "PINCH"   | 27        |
| 2.5.2 - O REFLEXO DO USO DE VÁRIAS UTILIDADES DE PROCESSO   | 31        |
| 2.6 - O NÚMERO MÍNIMO DE EQUIPAMENTOS TÉRMICOS PARA A REDE  | 32        |
| 2.7 - OUTRAS ESTRATÉGIAS PARA A H.E.N.S.  | 35        |
| <b>CAPÍTULO 3</b>   | <b>39</b> |
| <b>A MÁXIMA RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA EM REDES DE TROCADORES DE CALOR COMO UM PROBLEMA DE PROGRAMAÇÃO LINEAR</b> | <b>39</b> |
| 3.1 - A PESQUISA OPERACIONAL  | 39        |
| 3.2 - A PROGRAMAÇÃO LINEAR  | 39        |
| 3.2.1 - DEFINIÇÕES BÁSICAS DA FORMULAÇÃO LINEAR   | 40        |
| 3.2.2 - HIPÓTESES ADOTADAS PELA PROGRAMAÇÃO LINEAR  | 43        |
| 3.3 - NOTAÇÃO MATRICIAL PARA OS MODELOS DE PROGRAMAÇÃO LINEAR   | 43        |
| 3.4 - O PROBLEMA DO TRANSPORTE  | 44        |
| 3.5 - FORMULAÇÃO DE TRANSPORTE APLICADA A UM PROBLEMA REAL ENVOLVENDO UMA BATERIA DE PRÉ-AQUECIMENTO          | 46        |
| 3.5.1 - O MÉTODO DOS INTERVALOS DE TEMPERATURA  | 47        |
| 3.5.2 - FORMULAÇÃO MATEMÁTICA   | 50        |
| 3.6 - A REGRA DO CANTO NOROESTE   | 51        |
| 3.7 - A SOLUÇÃO ÓTIMA   | 53        |
| 3.8 - A TEORIA DOS GRAFOS E O MÉTODO DO "PINCH POINT"   | 54        |

|  |            |
|--|------------|
| <b>CAPÍTULO 4</b>  | <b>56</b>  |
| <b>A PROGRAMAÇÃO LINEAR INTEIRA E A SOLUÇÃO PARA A REDE, A PARTIR DA MÁXIMA RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA, COM O NÚMERO MÍNIMO DE EQUIPAMENTOS DE TROCA TÉRMICA</b> | <b>56</b>  |
| 4.1 - A MÁXIMA RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA E O MÍNIMO NÚMERO DE EQUIPAMENTOS  | 56         |
| 4.2 - ASPECTOS BÁSICOS DA PROGRAMAÇÃO INTEIRA  | 57         |
| 4.2.1 - A FORMA PADRÃO DA PROGRAMAÇÃO LINEAR INTEIRA   | 57         |
| 4.2.2 - MÉTODOS DE SOLUÇÃO DA PROGRAMAÇÃO LINEAR INTEIRA   | 59         |
| 4.2.2.1 - Um exemplo de resolução de um modelo de P.L.I.   | 60         |
| 4.3 - O MÍNIMO NÚMERO DE EQUIPAMENTOS QUE ATENDEM À M. R. E. E À P.L.I.  | 62         |
| 4.4 - A RELAXAÇÃO PARA O PROBLEMA DE P.L.I.  | 65         |
| <br>   |            |
| <b>CAPÍTULO 5</b>  | <b>71</b>  |
| <b>AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS DE REDES DE TROCADORES DE CALOR</b>   | <b>71</b>  |
| 5.1 - ASPECTOS BÁSICOS PARA UMA AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS  | 71         |
| 5.2 - ESTIMATIVA PARA O CUSTO DOS TROCADORES DE CALOR  | 72         |
| 5.3 - ESTIMATIVA PARA O CUSTO DE FORNOS DE PROCESSO  | 74         |
| 5.4 - ESTIMATIVA PARA O CUSTO DE UTILIDADES DE PROCESSO  | 75         |
| 5.5 - CUSTO ANUALIZADO DA REDE DE EQUIPAMENTOS   | 76         |
| <br>   |            |
| <b>CAPÍTULO 6</b>  | <b>77</b>  |
| <b>ESTUDO DE OTIMIZAÇÃO</b>  | <b>77</b>  |
| 6.1 ALGORITMO PROPOSTO   | 88         |
| <br>   |            |
| <b>CONCLUSÕES</b>  | <b>104</b> |
| <br>   |            |
| <b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>  | <b>109</b> |
| <br>   |            |
| <b>ANEXO 1</b>   | <b>121</b> |
| <b>CÁLCULO DAS PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE HIDROCARBONETOS LÍQUIDOS</b>   | <b>121</b> |
| A1.1 - DENSIDADE E GRAUS API   | 121        |
| A1.1.1 - DENSIDADE   | 121        |
| A1.1.2 - GRAUS API   | 122        |
| A1.1.3 - DENSIDADE DE HIDROCARBONETOS LÍQUIDOS EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA  | 122        |
| A1.2 - CARACTERIZAÇÃO DE HIDROCARBONETOS COM ÊNFASE NAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 124        |
| A1.2.1 - PONTOS DE EBULIÇÃO CARACTERÍSTICOS PARA AS FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 125        |
| A1.2.1.1 - FATOR DE CARACTERIZAÇÃO DE WATSON (K) PARA FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 126        |
| A1.2.1.1.1 - CÁLCULO DO FATOR DE CARACTERIZAÇÃO PARA O GASÓLEO   | 127        |

|   |            |
|---|------------|
| A1.2.1.1.2 - CÁLCULO DO FATOR DE CARACTERIZAÇÃO DAS DEMAIS FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 128        |
| A1.3 - CÁLCULO DA VISCOSIDADE CINEMÁTICA DE FRAÇÕES LÍQUIDAS DE PETRÓLEO  | 130        |
| A1.4 - ESTIMATIVA PARA O PESO MOLECULAR DE FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 132        |
| A1.5 - CÁLCULO DO ÍNDICE DE REFRAÇÃO PARA AS FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 132        |
| A1.6 - CÁLCULO DA TEMPERATURA CRÍTICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO   | 133        |
| A1.7 - CÁLCULO DA TEMPERATURA PSEUDOCRÍTICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO   | 134        |
| A1.8 - CÁLCULO DA PRESSÃO PSEUDOCRÍTICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO   | 134        |
| A1.9 - ESTIMATIVA DA COMPOSIÇÃO, DE ACORDO COM O TIPO MOLECULAR, DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 134        |
| A1.10 - CÁLCULO DA CAPACIDADE CALORÍFICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO  | 137        |
| <br>  |            |
| <b>ANEXO 2</b>  | <b>138</b> |
| <b>PROCEDIMENTO DE CÁLCULO USANDO A TECNOLOGIA "PINCH" PARA A ESTIMATIVA DOS REQUISITOS ENERGÉTICOS MÍNIMOS DE PROCESSOS INDUSTRIAIS.</b> | <b>138</b> |
| A2.1 - INTRODUÇÃO   | 138        |
| A2.2 - PROCEDIMENTO ITERATIVO   | 139        |
| A2.2.1 - Definições Preliminares  | 139        |
| A2.2.2 - Procedimento de Cálculo  | 139        |
| A2.2.3 - DIAGRAMA DE BLOCOS PARA O PROCEDIMENTO ITERATIVO   | 141        |
| A2.3 - ESTUDO DE CASOS  | 142        |
| A2.3.1 - BATERIA DE PRÉ-AQUECIMENTO DE UMA CARGA DE PETRÓLEO BRUTO  | 142        |
| A2.3.2 - UMA PLANTA DE AROMÁTICOS   | 146        |
| A2.3.3 - PROCESSO DE EVAPORAÇÃO / SECAGEM   | 151        |
| A2.3.4 - UM CASO CLÁSSICO   | 153        |
| <br>  |            |
| <b>ANEXO 3</b>  | <b>156</b> |
| <b>ESTUDO TERMODINÂMICO DA RECUPERAÇÃO DE ENERGIA</b>   | <b>156</b> |
| A3.1 - INTRODUÇÃO   | 156        |
| A3.2 - A RECUPERAÇÃO DE ENERGIA E A TERMODINÂMICA   | 156        |
| A3.2.1 - APLICAÇÃO DO PRIMEIRO PRINCÍPIO DA TERMODINÂMICA   | 156        |
| A3.2.2 - APLICAÇÃO DO SEGUNDO PRINCÍPIO DA TERMODINÂMICA  | 159        |
| A3.3 - A RECUPERAÇÃO DE ENERGIA EM REDES  | 161        |
| A3.3.1 - O MÉTODO DO "PINCH POINT"  | 163        |
| A3.4 - ESTUDO DE CASO   | 165        |
| A3.4.1 - COMENTÁRIOS  | 165        |
| <br>  |            |
| <b>ANEXO 4</b>  | <b>167</b> |
| <b>O PROJETO DE TROCADORES DE CALOR</b>   | <b>167</b> |
| A4.1 - ESTIMATIVA DO COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR, PARA OS TROCADORES DE CALOR DA REDE                                    | 167        |
| A4.1.1 - Trocador 1: Gasóleo (no casco) e Nafta (nos tubos)   | 168        |
| A4.1.2 - Trocador 2: LCO (no casco) e Gasóleo (nos tubos)   | 168        |
| A4.1.3 - Trocador 3: Gasóleo (no casco) e Odec Prod (nos tubos)   | 168        |
| A4.1.4 - Trocador 4: Gasóleo (no casco) e HCO (nos tubos)   | 169        |
| A4.1.5 - Trocador 5: Gasóleo (no casco) e Odec Rec (nos tubos)  | 169        |
| A4.1.6 - Resfriador 1: Nafta (no casco) e Água de resfriamento (nos tubos)  | 170        |
| A4.1.7 - Resfriador 2: LCO (no casco) e Água de resfriamento (nos tubos)  | 170        |
| A4.1.8 - Resfriador 3: Odec Prod (no casco) e Água de resfriamento (nos tubos)  | 170        |
| A4.2 - O CÁLCULO DA ÁREA DE TROCA TÉRMICA   | 170        |

## Lista de Tabelas

|             |  |     |
|-------------|--|-----|
| Tabela 1.1  | Dados térmicos do processo de pré-aquecimento de gasóleo fornecidos pela REPLAN.                                     | 6   |
| Tabela 2.1  | Dados térmicos de um processo hipotético.  | 23  |
| Tabela 2.2  | Energia requerida em cada intervalo, para o exemplo da Tab. 2.1.   | 25  |
| Tabela 3.1  | Dados térmicos da bateria de pré-aquecimento do gasóleo.   | 47  |
| Tabela 3.2  | Dados para o exemplo de aplicação da regra do canto noroeste.  | 52  |
| Tabela 6.1  | Valores médios de capacidade calorífica, para as correntes do processo.  | 78  |
| Tabela 6.2  | Valores, em MW, para as cargas térmicas envolvidas nos diversos intervalos.  | 79  |
| Tabela 6.3  | Áreas totais das redes atendendo à M.R.E e ao mínimo número de equipamentos.   | 100 |
| Tabela 6.4  | Utilidades consumidas pela rede, para cada valor de $\Delta T$ mín.  | 101 |
| Tabela A1.1 | Valores de $A(i,j)$ para o cálculo das densidades em função da temperatura.  | 123 |
| Tabela A1.2 | Dados fornecidos pela REPLAN, relativos ao gasóleo.  | 127 |
| Tabela A1.3 | Temperaturas observadas para as dadas frações de petróleo, em função da percentagem de líquido evaporado.            | 128 |
| Tabela A1.4 | Fatores de caracterização de Watson, para as correntes envolvidas no processo de aquecimento, pré-reator, da REPLAN. | 130 |
| Tabela A1.5 | Constantes para a equação A1.20  | 135 |
| Tabela A1.6 | Constantes para a equação da Capacidade calorífica das frações de petróleo de interesse neste trabalho.              | 137 |
| Tabela A2.1 | Dados térmicos do estudo de caso I   | 143 |
| Tabela A2.2 | Dados térmicos de uma planta de Aromáticos.  | 149 |
| Tabela A2.3 | Dados térmicos para o Processo de Evaporação/Secagem.  | 151 |
| Tabela A2.4 | Dados térmicos de um problema clássico.  | 153 |

## Lista de Figuras

|             |   |    |
|-------------|---|----|
| Figura 1.1  | Esquema de um Processo de Integração convencional.  | 2  |
| Figura 1.2  | Novo Esquema do mesmo Processo, à luz das Novas Técnicas de Integração.   | 3  |
| Figura 1.1  | Representação esquemática das correntes de processo, na etapa pré-reator, da Unidade de Craqueamento Catalítico da REPLAN.  | 5  |
| Figura 1.2  | Esquema da seção de reação e regeneração.   | 8  |
| Figura 1.3  | Esquema característico de uma unidade de craqueamento catalítico mostrando as seções de conversão regeneração e fracionamento.  | 11 |
| Figura 2.1  | O diagrama de cebola.   | 16 |
| Figura 2.2  | O espaço das redes factíveis, de Hohmann (1971).  | 20 |
| Figura 2.3  | Disposição de temperaturas do exemplo da Tab. 2.1 que satisfaz ao Segundo Princípio.  | 24 |
| Figura 2.4  | Intervalos de temperatura para o exemplo da Tab. 2.1  | 25 |
| Figura 2.5  | O melhor aproveitamento de energia no processo, para o exemplo da Tab.2.1.  | 26 |
| Figura 2.6  | Construção de curvas compostas.   | 28 |
| Figura 2.7  | A recuperação de energia "pinch".   | 29 |
| Figura 2.8  | Características da recuperação de energia "pinch".  | 29 |
| Figura 2.9  | Transferindo energia através do "pinch point".  | 30 |
| Figura 2.10 | O uso de outras fontes de utilidades, no exemplo da Tab. 2.1.   | 31 |
| Figura 2.11 | Existência de problemas independentes em redes.   | 33 |
| Figura 2.12 | A existência de caminhos cíclicos na rede.  | 34 |
| Figura 2.13 | Efeito do "pinch point" sobre o número de trocadores de calor.  | 35 |
| Figura 3.1  | Poliedro convexo formado pelas restrições de um dado problema.  | 42 |
| Figura 3.2  | Representação de um Problema de Transporte, por meio da Teoria dos Grafos.  | 46 |
| Figura 3.3  | Esquema da parte térmica do processo de craqueamento catalítico da REPLAN.  | 47 |
| Figura 3.4  | Intervalos de temperatura para o problema analisado.  | 48 |
| Figura 3.5  | Aplicação da regra do canto noroeste ao exemplo da Tabela 3.2.  | 52 |
| Figura 3.6  | Correspondência entre a Metodologia "Pinch" e a Teoria dos Grafos, na abordagem de problemas envolvendo Máxima recuperação Energética.                                    | 55 |
| Figura 4.1  | Esquematização do método de planos de corte.  | 61 |
| Figura 4.2  | Exemplo mostrando a determinação dos Limitantes $U_i$ .   | 64 |
| Figura 5.1  | Ajuste da expressão para o cálculo do custo de trocadores de calor, do tipo cabeçote flutuante, projetados para uma queda de pressão de 150 lb/m <sup>2</sup> (1,03 MPa). | 73 |
| Figura 5.2  | Ajuste para o custo estimado de fornos de processo.   | 74 |
| Figura 6.1  | Obtenção do valor de $\Delta T_{\min}$ para um dado trocador de calor.  | 77 |

|             |  |     |
|-------------|--|-----|
| Figura 6.2  | Intervalos de temperatura para $\Delta T_{\text{mín}} = 12^{\circ}\text{C}$ .  | 78  |
| Figura 6.3  | Valores dos limitantes inferiores, em MW, para a transferência de energia.   | 82  |
| Figura 6.4  | A Disposição da Solução ótima, através da Estrutura de Grafos.   | 83  |
| Figura 6.5  | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 8^{\circ}\text{C}$ .  | 90  |
| Figura 6.6  | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 12^{\circ}\text{C}$ . | 91  |
| Figura 6.7  | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 16^{\circ}\text{C}$ . | 92  |
| Figura 6.8  | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 20^{\circ}\text{C}$ . | 93  |
| Figura 6.9  | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 24^{\circ}\text{C}$ . | 94  |
| Figura 6.10 | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 28^{\circ}\text{C}$ . | 95  |
| Figura 6.11 | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 32^{\circ}\text{C}$ . | 96  |
| Figura 6.12 | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 36^{\circ}\text{C}$ . | 97  |
| Figura 6.13 | O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um $\Delta T_{\text{mín}} = 40^{\circ}\text{C}$ . | 98  |
| Figura 6.14 | Áreas de troca térmica, para diversas redes, em função do $\Delta T$ mínimo e do consumo de combustível no forno.  | 99  |
| Figura 6.15 | Estimativa para os custos totais anualizados, para as várias redes, atendendo à Máxima Recuperação Energética e ao Mínimo Número de Equipamentos.  | 102 |
| Figura A1.1 | Porcentagem de gásóleo evaporada, com a temperatura.   | 129 |
| Figura A2.1 | Diagrama de blocos esquemático, para a obtenção de QH e QC.  | 143 |
| Figura A2.2 | Esquema da unidade de destilação.  | 144 |
| Figura A2.3 | Curvas compostas para a bateria de pré-aquecimento de petróleo.  | 145 |
| Figura A2.4 | A grande curva composta para a bateria de pré-aquecimento de petróleo.   | 145 |
| Figura A2.5 | Esquema da planta de aromáticos, mostrando os trocadores da rede.  | 147 |
| Figura A2.6 | Esquema da planta de aromáticos.   | 148 |
| Figura A2.7 | Curvas compostas para a planta de aromáticos .   | 150 |
| Figura A2.8 | A grande curva composta para a planta de aromáticos.   | 150 |

|              |  |     |
|--------------|--|-----|
| Figura A2.9  | Curvas compostas para o processo de evaporação / secagem.      | 152 |
| Figura A2.10 | Grande curva composta para o problema de evaporação / secagem. | 153 |
| Figura A2.11 | Curvas compostas para o problema clássico.                     | 154 |
| Figura A2.12 | A grande curva composta para o problema clássico.              | 155 |
| Figura A3.1  | Esquema para a análise da Recuperação de Energia.              | 157 |
| Figura A3.2  | Esquema de projeto da rede para Máxima Recuperação Energética. | 166 |

## LISTA DE VARIÁVEIS

|                   |   |  |
|-------------------|---|--|
| $A$               | = | Área de troca térmica, $m^2$   |
| $\mathbf{A}$      | = | Matriz dos coeficientes tecnológicos do modelo matemático  |
| $\mathbf{A}_1$    | = | Matriz do modelo matemático linear inteiro misto   |
| $\mathbf{A}_2$    | = | Matriz do modelo matemático linear inteiro misto   |
| $a_{i,i}$         | = | coeficiente tecnológico do modelo matemático   |
| $a_{i,k}$         | = | carga térmica necessária à corrente $i$ , fria, no intervalo de temperatura $k$ , $W$            |
| $a_i$             | = | quantidade total de energia demandada pela corrente fria $i$ , $W$                               |
| $a_c$             | = | quantidade de energia mínima, transferida por utilidades frias ao processo, $W$                  |
| $b_i$             | = | elemento do vetor independente, no modelo matemático linear                                      |
| $\mathbf{b}$      | = | vetor independente no modelo matemático linear   |
| $b_{i,l}$         | = | carga térmica "disponível", da corrente quente $j$ , no intervalo de temperatura $l$ , $W$       |
| $b_H$             | = | quantidade de energia mínima, a ser suprida por utilidades de processo quentes, $W$              |
| $b_j$             | = | quantidade total de energia "disponível" a partir da corrente quente $j$ , $W$                   |
| CABP              | = | Ponto de ebulição médio cúbico, $^{\circ}C$  |
| $\mathbf{c}$      | = | vetor dos coeficientes de custo da função objetivo   |
| $c_i$             | = | coeficiente de custo da função objetivo  |
| $c_{i,j}$         | = | custo agregado ao transporte de uma dada atividade, da origem $i$ ao destino $j$                 |
| $c_{ik,jl}$       | = | custo em transferir energia da corrente $j$ , no intervalo $l$ , à corrente $i$ no intervalo $k$ |
| $c_{i,k}$         | = | refere-se à uma corrente fria $i$ , num intervalo de temperaturas $k$                            |
| $C_{troc}$        | = | custo de trocador de calor, US\$   |
| $C_F$             | = | custo de forno de processo, US\$   |
| $C_{util}$        | = | custo anualizado, das utilidades de processo, US\$   |
| $C_{anual,equip}$ | = | custo anualizado dos equipamentos da rede, US\$  |
| $C_{rede}$        | = | custo da rede de equipamentos, US\$  |
| $C_{pH}$          | = | capacidade calorífica do fluido quente, $W/^{\circ}C$  |
| $C_{pc}$          | = | capacidade calorífica do fluido frio, $W/^{\circ}C$  |
| $C_{p,i,j}$       | = | capacidade calorífica da corrente $i$ , no intervalo de temperatura $j$ , $W/^{\circ}C$          |
| $C_{p,médio}$     | = | capacidade calorífica média, $kW/^{\circ}C$  |
| $C_p$             | = | calor específico, $kJ/(kg.^{\circ}C)$  |
| $D$               | = | correção para temperaturas ASTM, $^{\circ}C$   |
| $d$               | = | densidade  |
| $d_e$             | = | diâmetro externo de um tubo, $m$   |
| $d_i$             | = | diâmetro interno de um tubo, $m$   |

|             |   |   |
|-------------|---|---|
| $d_i$       | = | densidade em função da temperatura  |
| $d_*$       | = | densidade base para a correção de $d_i$   |
| $d_j$       | = | quantidade demandada por um dado destino $j$  |
| $E$         | = | Energia, W  |
| $F$         | = | vazão mássica, kg/h   |
| $F_c$       | = | correção com respeito a um escoamento contra corrente verdadeiro                                      |
| $H$         | = | entalpia, W   |
| $H_{c1}$    | = | entalpia do fluido frio à entrada do volume de controle, W  |
| $H_{H1}$    | = | entalpia do fluido quente à entrada do volume de controle, W  |
| $H_{c2}$    | = | entalpia do fluido frio na saída do volume de controle, W   |
| $H_{H2}$    | = | entalpia do fluido quente na saída do volume de controle, W   |
| HOP         | = | número de horas de operação de um processo, h   |
| $h_{i,l}$   | = | refere-se à corrente quente $j$ , no intervalo de temperatura $l$                                     |
| $h_i$       | = | coef. pelic. de transf. de calor convectivo, do fluido do lado dos tubos, $W/(m^2 \text{ } ^\circ C)$ |
| $h_c$       | = | coef. pelic. de transf. de calor convectivo, do fluido do lado do casco, $W/(m^2 \text{ } ^\circ C)$  |
| $I_r$       | = | parâmetro de caracterização de Huang  |
| $I$         | = | taxa de atratividade, %   |
| $i$         | = | caracteriza as correntes frias de processo  |
| $j$         | = | caracteriza as correntes quentes de processo  |
| $k$         | = | intervalo de temperatura das correntes frias  |
| $k_t$       | = | condutividade térmica, $W/(m \text{ } ^\circ C)$  |
| $K$         | = | fator de caracterização de Watson   |
| $l$         | = | intervalo de temperatura das correntes quentes  |
| LMDT        | = | diferença média logarítmica de temperaturas, $^\circ C$   |
| $M$         | = | valor muito alto, incorporado ao modelo matemático linear   |
| MeABP       | = | Ponto de ebulição mediano, $^\circ C$   |
| $N_H$       | = | número de correntes quentes   |
| $N_C$       | = | número de correntes frias   |
| $n_r$       | = | índice de refração de hidrocarbonetos   |
| $P$         | = | parâmetro para correção da LMDT   |
| PM          | = | peso molecular das frações de hidrocarbonetos   |
| $P_{PC}$    | = | pressão pseudocrítica, Pa   |
| $q_{ik,jl}$ | = | energia transferida entre as correntes de processo $i$ e $j$ , nos intervalos $k$ e $l$ , W           |
| $Q_C$       | = | energia transferida pelo processo às utilidades frias, W  |
| $Q_H$       | = | energia transferida ao processo por utilidades quentes, W   |
| $Q_R$       | = | energia transferida entre as correntes de processo, W   |

|                  |   |  |
|------------------|---|--|
| $Q_E$            | = | energia transferida, além do mínimo, ao processo, W                                      |
| $Q$              | = | carga térmica, W   |
| $Q_{vc,c}$       | = | energia transferida ao volume de controle (vc) devido ao fluido frio, W                  |
| $Q_{vc,H}$       | = | energia transferida ao volume de controle (vc) devido ao fluido quente, W                |
| $Q_{R,max}$      | = | máxima energia recuperada pelo processo, W   |
| $R_{ir}$         | = | intersecção de refratividade   |
| $R$              | = | parâmetro para a correção da LMDT  |
| $R_i$            | = | resistência térmica de depósito, interna aos tubos, $m^2 \cdot ^\circ C / W$             |
| $R_e$            | = | resistência térmica de depósito, externa aos tubos, $m^2 \cdot ^\circ C / W$             |
| $s_i$            | = | quantidade suprida por uma dada origem i, de atividades                                  |
| $S$              | = | conjunto das soluções factíveis, para o modelo matemático inteiro                        |
| $S_1$            | = | conjunto das soluções factíveis para o modelo matemático inteiro não relaxado            |
| $S_2$            | = | conjunto das soluções factíveis para o modelo matemático inteiro relaxado                |
| $S_{C1}$         | = | entropia do fluido frio à entrada do volume de controle (vc), $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$   |
| $S_{H1}$         | = | entropia do fluido quente à entrada do volume de controle (vc), $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$ |
| $S_{C2}$         | = | entropia do fluido frio na saída do volume de controle (vc), $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$    |
| $S_{H2}$         | = | entropia do fluido quente na saída do volume de controle (vc), $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$  |
| $S$              | = | entropia, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$   |
| $S_v$            | = | medida da variação da viscosidade cinemática com a temperatura                           |
| $T_{H1}$         | = | temperatura de entrada do fluido quente, $^\circ C$                                      |
| $T_{C1}$         | = | temperatura de entrada do fluido frio, $^\circ C$  |
| $T_{H2}$         | = | temperatura de saída do fluido quente, $^\circ C$  |
| $T_{C2}$         | = | temperatura de saída do fluido frio, $^\circ C$  |
| $T_{oH}$         | = | temperatura de referência de uma fonte de utilidades quentes, $^\circ C$                 |
| $T_{oC}$         | = | temperatura de referência de uma fonte de utilidades frias, $^\circ C$                   |
| $T_{i,j}$        | = | temperatura do fluido i no intervalo de temperaturas j, $^\circ C$                       |
| $T_C$            | = | temperatura para o cálculo de $dt$ , $^\circ F$  |
| TBP              | = | ponto de ebulição verdadeiro, $^\circ C$   |
| $\overline{TBP}$ | = | ponto de ebulição médio, $^\circ C$  |
| $T_b$            | = | ponto de ebulição médio em R   |
| $T_C$            | = | temperatura “crítica” das frações de petróleo, $^\circ C$                                |
| $T_{PC}$         | = | temperatura pseudocrítica das frações de petróleo, $^\circ C$                            |
| $T_u$            | = | tempo de vida útil dos equipamentos, anos  |
| $U$              | = | função utilidade do modelo matemático multi-objetivo                                     |
| $U_m$            | = | coeficiente global de transferência de calor $W / (m^2 \cdot ^\circ C)$                  |
| $U_{i,j}$        | = | máxima quantidade de energia que pode ser transferida entre as correntes i e j, W        |

|                   |   |   |
|-------------------|---|---|
| UQ                | = | utilidades quentes, kJ  |
| UF                | = | utilidades frias, kJ  |
| u                 | = | variável de folga   |
| v                 | = | variável de excesso   |
| VABP              | = | ponto de ebulição volumétrico molar médio, °C                           |
| x                 | = | vetor das variáveis de decisão  |
| $x_{i,j}$         | = | quantidade transportada de uma dada atividade, da origem i ao destino j |
| $x_i$             | = | variável de decisão do modelo matemático                                |
| $x_p$             | = | proporção de compostos parafínicos nos hidrocarbonetos                  |
| $x_n$             | = | proporção de compostos naftênicos nos hidrocarbonetos                   |
| $x_a$             | = | proporção de compostos aromáticos nos hidrocarbonetos                   |
| $y_{i,j}$         | = | variável inteira do tipo binária, do modelo matemático linear inteiro   |
| $J_{i,j}$         | = | valor da variável $y_{i,j}$ com queda da integralidade                  |
| $W_{vc,c}$        | = | trabalho devido ao fluido frio, no volume de controle (vc), W           |
| $W_{vc,H}$        | = | trabalho devido ao fluido quente, no volume de controle (vc), W         |
| $W_{vc}$          | = | trabalho realizado nas fronteiras do volume de controle (vc), W         |
| WABP              | = | ponto de ebulição médio mássico, °C                                     |
| z                 | = | função objetivo   |
| $\Delta T_{\min}$ | = | menor diferença de temperaturas da rede, °C                             |
| $\Delta d$        | = | correção para a densidade API   |
| $\nu$             | = | viscosidade cinemática, m <sup>2</sup> /s                               |
| $\rho$            | = | massa específica, kg / m <sup>3</sup>                                   |
| $\sigma$          | = | geração de entropia, kJ/(kg.°C)   |

# INTRODUÇÃO

Este trabalho tem por objetivo principal o estudo da integração energética em processos industriais. Por integração energética, pode-se entender o conjunto de modificações que se fazem necessárias em um determinado processo, visando ao melhor aproveitamento de seus potenciais térmicos. As técnicas de integração de processos - também chamada "síntese de processos", surgidas a partir da década de 70, tratam de uma "redistribuição" desses potenciais térmicos ao longo do processo analisado. Esse conjunto de modificações pode incluir desde subdivisões de correntes (isto é, os fluxos de material que participam do processo), até a supressão de equipamentos da unidade analisada. O crescente custo da energia, nas últimas décadas, torna a otimização dos processos industriais uma tarefa inadiável. Deve-se levar em conta, entretanto, o fato de que a modificação de uma unidade industrial, analisada pela ótica da integração de processos, só se tornará passível de implementação caso haja um prazo adequado para o retorno do investimento necessário à sua realização.

Como um estudo de caso, este trabalho analisou uma parte do setor de craqueamento catalítico de uma refinaria de petróleo (a Refinaria do Planalto - REPLAN, da Petrobrás S.A.). Entretanto, deve-se ressaltar que a metodologia pode ser utilizada para a análise de variados processos industriais (indústria de processamento de alimentos, petroquímica, etc.), conforme será mostrado através de exemplos específicos.

O poderio das modernas técnicas de integração de processos pode ser inferido através de um pequeno exemplo. Na Fig. I.1 abaixo, observa-se uma rede de trocadores de calor associada a

um reator em um dado processo de transformação. Observa-se a necessidade de 1722 unidades de energia térmica (por unidade de tempo), para a operação de aquecimento da rede, assim como a utilização de 654 unidades de energia térmica para resfriamento. Nota-se ainda, a necessidade de 6 unidades de troca de calor - 2 aquecedores, 1 resfriador e 3 recuperadores - para a satisfação do processo.

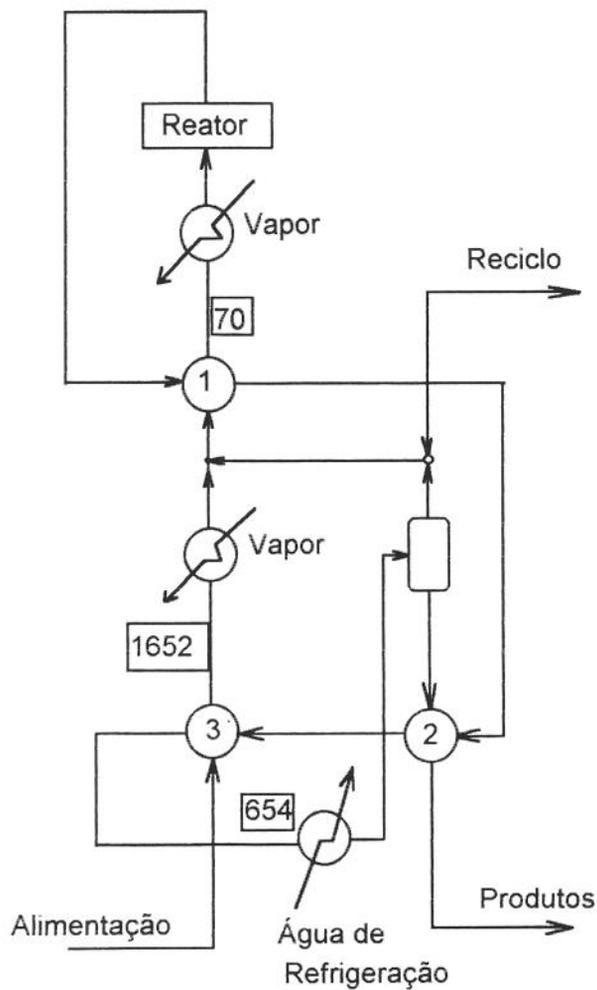


Fig. I.1 - Esquema de um processo de integração convencional (Linnhoff et al., 1982).

Aplicando-se as técnicas de integração de processos abordadas neste trabalho, consegue-se uma redução do número de unidades de troca de calor. De acordo com a Figura I.2, agora são

necessárias 4 unidades de transferência e não mais 6. Além disso, há uma sensível redução nas necessidades térmicas para aquecimento (de 1722 para 1068 unidades de energia térmica), desaparecendo a necessidade de resfriamento.

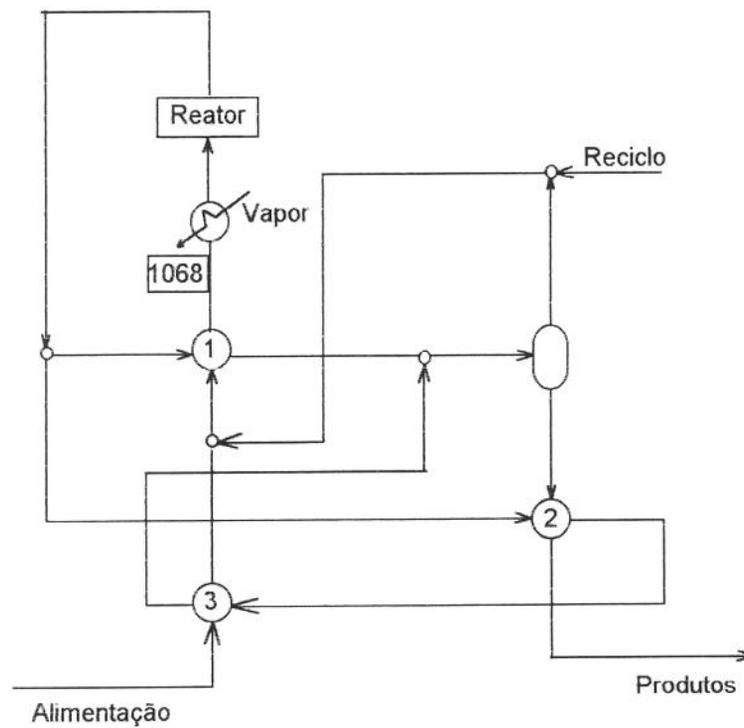


Fig. I.2 -Novo esquema do mesmo processo, à luz das novas técnicas de integração (Linnhoff et al., 1982).

O exemplo acima presta-se a mostrar o poderio das modernas técnicas de integração de processos, visando ao maior aproveitamento energético nas instalações industriais existentes. Porém, a força dessas novas técnicas reside principalmente no estímulo que incutem ao pessoal especializado e envolvido com a etapa de projeto, uma vez que o ponto ótimo apontado por elas serve como uma meta a ser buscada pelos projetistas e cada degrau galgado por estes, em direção ao ótimo, beneficiará diretamente o processo analisado.

# CAPÍTULO 1

## DESCRIÇÃO DO PROBLEMA

### 1.1 - A UNIDADE DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DA REPLAN

Na Unidade de Craqueamento Catalítico, da Refinaria de petróleo da Petrobrás em Paulínia (REPLAN), existe a necessidade de que uma determinada corrente de processo - no caso, a corrente de gásóleo - venha a ser aquecida até um determinado nível de temperatura, de modo a adentrar o reator catalítico da unidade. Para o aquecimento da carga de gásóleo, são utilizadas cinco correntes de processo, provenientes de outras partes da unidade ou mesmo além desta. Uma representação esquemática do processo, é mostrada na Fig. 1.1, que passamos a comentar.

A corrente de nafta, que troca energia com a corrente fria de gásóleo, é proveniente de uma torre retificadora, e constitui seu refluxo circulante de topo, sendo uma parcela desviada para armazenamento, e o restante bombeado até um refeedor. Daí segue para um trocador de calor indicado na Fig. 1.1, no qual entra pelos tubos e onde ocorre o primeiro aquecimento da corrente de gásóleo. Nessa etapa, a corrente de gásóleo que havia iniciado seu percurso a  $77^{\circ}\text{C}$ , alcança uma temperatura de aproximadamente  $104^{\circ}\text{C}$ . Por sua vez, a corrente de nafta retorna à torre retificadora, acrescida de uma parcela oriunda dos tanques.

A segunda corrente a realizar o aquecimento parcial da carga de gásóleo é a de LCO (óleo leve de reciclo), que é proveniente do fundo de uma torre. Esta corrente é bombeada até um

trocador de calor, onde penetra no casco para aquecer o gasóleo até a temperatura de  $112^{\circ}\text{C}$ . Em seguida, o óleo leve de reciclo é resfriado com água (indicada por A.R. na Fig. 1.1), saindo a uma temperatura de aproximadamente  $40^{\circ}\text{C}$  e enviado aos tanques de estocagem.

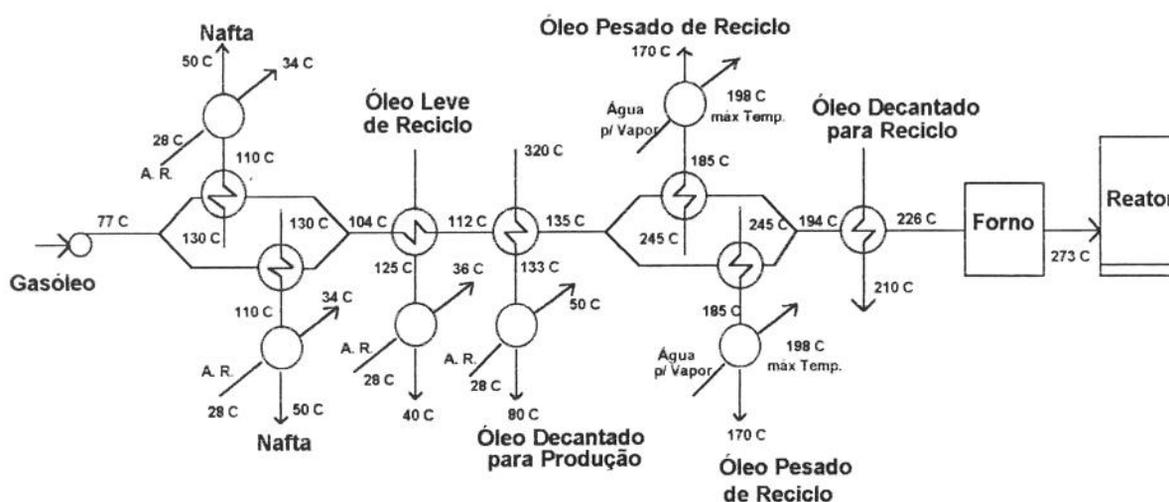


Fig.1.1 - Representação esquemática das correntes de processo, na etapa pré-reator, da Unidade de Craqueamento Catalítico da REPLAN.

Na seqüência de aquecimento pré-reator, a corrente de gasóleo deverá receber uma transferência de energia, da corrente de ODEC PROD (óleo decantado para produção). Este óleo é oriundo de uma seção intermediária de uma torre, da qual é bombeada até o trocador de calor onde se dará a transferência de energia do óleo decantado, que entra pelo casco, para a carga de gasóleo, que nesta etapa chega à temperatura de  $135^{\circ}\text{C}$ . A corrente de ODEC PROD receberá, em seguida, uma injeção de óleo leve de reciclo, sendo esta mistura conduzida para os tanques de estocagem.

A penúltima corrente a transferir energia à carga de gasóleo é a corrente de HCO (óleo pesado de reciclo). Esta corrente também sai de uma seção intermediária de uma torre, de onde é inicialmente bombeada e passa por algumas derivações, nas quais tem uma parte desviada. O restante segue até o trocador de calor indicado, onde, entrando pelo casco, transfere energia ao gasóleo, até que este atinja uma temperatura próxima de  $194^{\circ}\text{C}$ . O óleo pesado de reciclo, segue

até uma válvula reguladora de vazão, onde uma parte da corrente original retorna. Mais à frente, novamente há uma divisão na corrente de óleo pesado e uma parte transfere energia à água para geração de vapor. Num estágio final, após uma união de sub-correntes de óleo pesado, a corrente total segue de volta à torre para uma seção superior.

O ODEC REC (óleo decantado para reciclo), é a última corrente quente a transferir energia para o gasóleo. Essa corrente é proveniente da mesma torre que deu origem ao ODEC PROD, apenas diferindo quanto à seção de extração, uma vez que o óleo para reciclo é retirado do fundo da torre, e o de produção de uma seção intermediária. Na corrente de fundo, por uma linha de 20 polegadas de diâmetro, o óleo decantado sai e passa por uma etapa de bombeamento. Após este ponto, uma parte retorna à torre, por uma linha de 10 polegadas, e o restante se divide em três parcelas, sendo duas escoando em linhas de 8 polegadas de diâmetro e uma de 6 polegadas de diâmetro. Nesta, ocorre a transferência de energia do óleo decantado de reciclo, que entra pelo casco do trocador de calor, para a carga de gasóleo que atinge, então, uma temperatura próxima à 226<sup>o</sup>C. As três parcelas de óleo decantado unem-se, então, em uma linha de 10 polegadas de diâmetro e retornam à torre. A corrente de gasóleo necessitará, então, de uma parcela adicional de energia (que será suprida pelo forno) para atingir a temperatura desejada de 273<sup>o</sup>C.

Na Tabela 1.1, são apresentadas as informações das correntes de processo envolvidas no problema, tal como fornecido pela REPLAN.

| Correntes        | Temp. inicial<br>T <sub>i</sub> ( <sup>o</sup> C) | Temp. final<br>T <sub>f</sub> ( <sup>o</sup> C) | Densidade<br>d (20 <sup>o</sup> C/4 <sup>o</sup> C) | Vazão<br>(m <sup>3</sup> /dia) |
|------------------|---|---|---|--------------------------------|
| <b>GASÓLEO</b>   | 77  | 273   | 0,93  | 7800                           |
| <b>NAFTA</b>     | 130   | 50  | 0,75  | 13680                          |
| <b>LCO</b>       | -   | 40  | 0,97  | 520                            |
| <b>ODEC PROD</b> | 320   | 80  | 1,1   | 950                            |
| <b>HCO</b>       | 245   | 170   | 1,0   | 5200                           |
| <b>ODEC REC</b>  | -   | 210   | 1,1   | 1800                           |

Tabela 1.1 - Dados térmicos do processo de pré-aquecimento de gasóleo fornecidos pela REPLAN

## 1.2 - O PROCESSO DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

Pretende-se aqui, dar uma idéia sucinta do processo de craqueamento catalítico que ocorre em uma refinaria de petróleo, de maneira a compreender a importância da etapa anterior, qual seja, a de aquecimento da carga de gasóleo.

De acordo com Abadie (1987), no processo de craqueamento catalítico o gasóleo - oriundo da destilação a vácuo e que normalmente é utilizado como óleo combustível na indústria - entra em contato com um catalisador à alta temperatura, propiciando a ruptura das cadeias moleculares (“cracking”), dando origem a uma mistura de hidrocarbonetos que serão posteriormente fracionados.

Este processo tem como objetivo principal a produção de gás liquefeito de petróleo (GLP) e/ou gasolina. Segundo Abadie (1987) são também formados produtos mais pesados do que a gasolina, além de um resíduo com alto teor de carbono, que se deposita na superfície do catalisador, denominado “coque”. Este resíduo necessita ser removido, de modo a não reduzir a ação do catalisador. Essa remoção é feita por combustão, retirando-se o catalisador do reator, e enviando-o a uma unidade denominada regenerador, onde se dá a queima. A Fig 1.2 mostra um arranjo para as seções de reação, regeneração e fracionamento.

O catalisador regenerado volta ao reator, ficando assim estabelecida uma circulação contínua decorrente da diferença de pressão entre o reator e o regenerador.

Ainda de acordo com Abadie (1987), o craqueamento catalítico em fase fluida (FCC), surgiu na década de 40, estando baseado na fluidização do catalisador, que na forma de um pó muito fino é conduzido até o reator, pela carga de gasóleo que vaporiza, imediatamente, quando entra em contato com o catalisador quente vindo do regenerador. Nas seções de reação e regeneração, o catalisador é mantido em suspensão pela passagem de gases através da massa do catalisador.

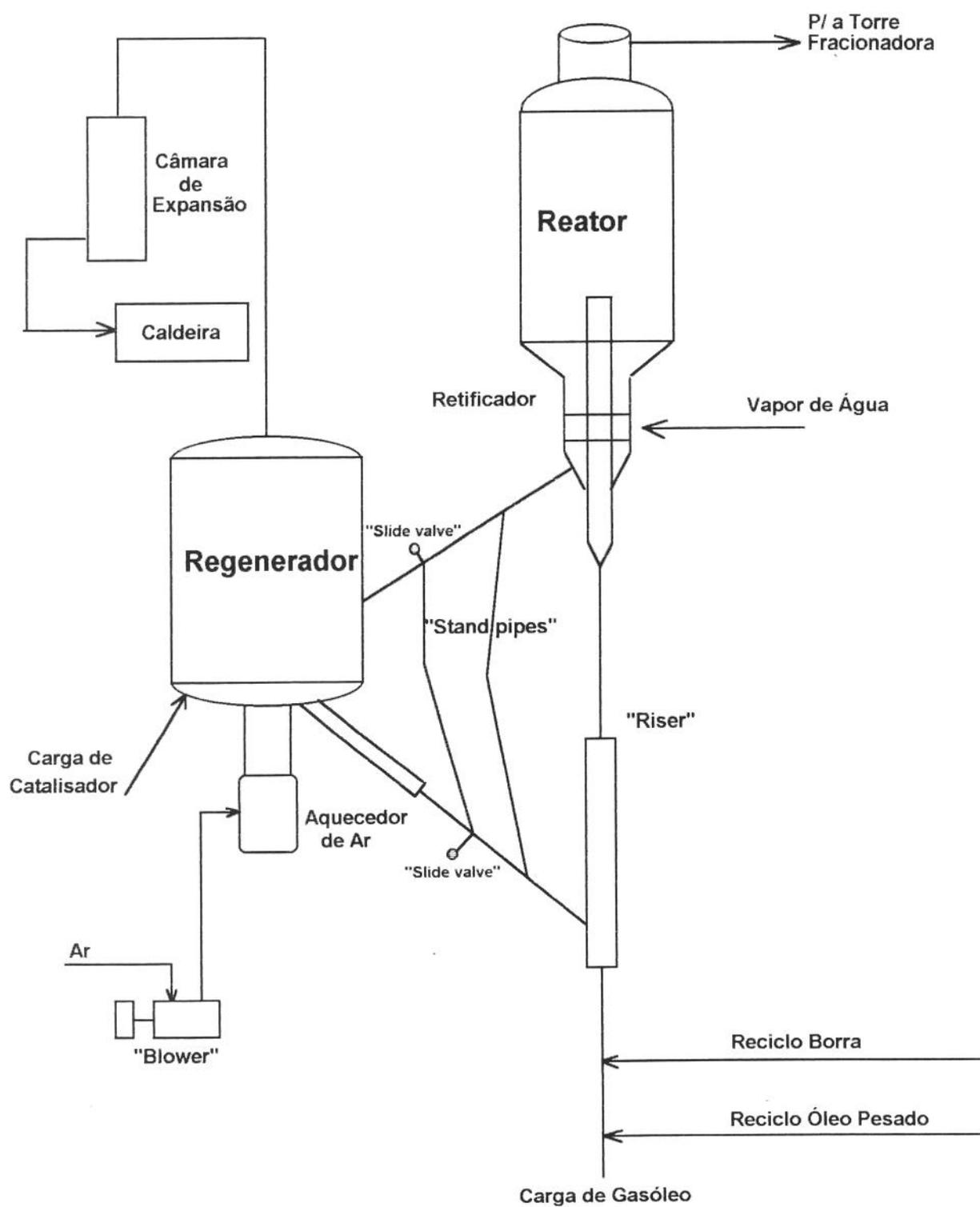


Fig 1.2 - Esquema da seção de reação e regeneração.

A Refinaria de Paulínia (REPLAN) tem uma unidade de FCC do tipo “Orthoflow modelo C”, projetada pela *Kellog* (Abadie, 1987). Existem diferentes unidades de craqueamento catalítico, variando o arranjo relativo entre o reator e o regenerador. Dentre os fabricantes, podemos encontrar a UOP, com os modelos “stacked” e “side by side”, este último encontrado na Refinaria Duque de Caxias. A Fig. 1.2 apresenta um esquema desse tipo de unidade.

### **1.2.1 - SEÇÃO DE REAÇÃO OU CONVERSÃO**

A carga de gasóleo oriunda da destilação a vácuo, logo que entra na unidade de craqueamento catalítico, é aquecida com produtos quentes desta ou de outras unidades. Em seguida, é encaminhada à base de uma tubulação vertical, onde sobe a mistura de catalisador e vapores de hidrocarbonetos e onde ocorre a maior parte das reações de craqueamento. Esta tubulação é denominada “riser”, e nela o gasóleo recebe uma grande quantidade de catalisador à alta temperatura (da ordem de  $650^{\circ}\text{C}$ ), o que causa sua instantânea vaporização, fluidizando o catalisador.

Logo acima do “riser” encontra-se o reator, onde as reações de craqueamento são completadas. O reator permite um espaço para a separação inicial do catalisador, uma vez que a velocidade dos vapores em ascensão se reduz. No topo do reator existem ciclones que têm a tarefa de retirar partículas finas de catalisador que sobem com a corrente gasosa (formada por vapores de hidrocarbonetos, gases inertes e vapor de água) e devolvê-las ao leito de catalisador. O efluente gasoso do reator é então enviado à seção de fracionamento. Quanto ao catalisador, os vapores de hidrocarbonetos tendem a saturar seus poros, obrigando a uma retificação com vapor de água antes de ir ao regenerador.

No regenerador, o coque que se depositou na superfície do catalisador é queimado com ar, gerando uma grande quantidade de calor, que em virtude da recirculação do catalisador, é a maior fonte de calor para a carga, fornecendo não só a energia necessária às reações de craqueamento,

como também para o aquecimento e vaporização da carga de gasóleo. Na operação de queima, o ar é fornecido por um soprador (“blower”). Um aquecedor de ar que é parte da linha de injeção de ar, é utilizado durante a partida para aquecer o conversor, e fornecer a energia necessária para que a temperatura do leito possa ser elevada, de maneira a permitir o início do processo de combustão do coque.

Os gases de combustão têm uma composição volumétrica de aproximadamente:  $N_2 = 80\%$ ,  $CO_2 = 10\%$ ,  $CO = 10\%$ . É possível transformar o CO em  $CO_2$ , liberando-se energia, que pode ser aproveitada para a geração de vapor de água de alta pressão. Este processo ocorre em uma caldeira (ver Fig 1.2). Ainda com respeito aos gases de combustão provenientes do regenerador, eles caminham até a câmara de expansão, onde têm a pressão reduzida ao nível necessário à operação da caldeira (também denominada caldeira de CO). Antes de atingir a câmara de expansão, os gases passam por duas válvulas (“slide valves”), que se abrem ou fecham sob a ação de um controlador de diferencial de pressão entre o reator e o regenerador.

### **1.2.2 - SECÃO DE FRACIONAMENTO**

No esquema da Fig. 1.3, vemos as seções de conversão e de fracionamento, de uma unidade de FCC típica.

Os gases efluentes do reator de craqueamento catalítico são enviados à seção de fracionamento, onde os produtos serão separados de acordo com suas faixas de ebulição, através de uma torre de destilação (a torre fracionadora da Fig. 1.3).

Pelo topo da torre de fracionamento saem os produtos mais leves - nafta de craqueamento, GLP e gás combustível. Após resfriados, esses produtos são colocados no tambor de acúmulo, onde 3 fases coexistem: uma fase gasosa constituída de hidrocarbonetos de 1, 2, 3 e 4 átomos de carbono e mais impurezas gasosas (como  $H_2S$ ,  $CH_3SH$ , etc), uma fase líquida composta de nafta contendo uma razoável quantidade de GLP dissolvido, e que é conhecida como gasolina não

estabilizada; e a terceira fase constituída de água, proveniente das injeções de vapor que são feitas no reator. As duas fases contendo hidrocarbonetos são encaminhadas à seção de recuperação de gases para a devida separação.

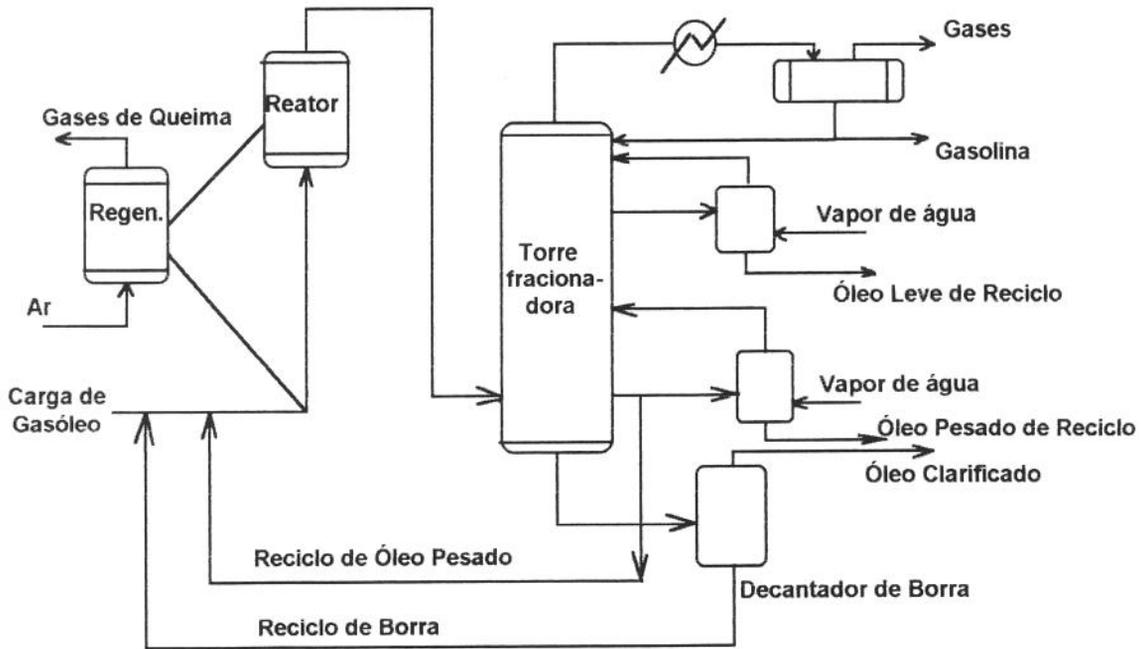


Fig. 1.3 - Esquema característico de uma unidade de craqueamento catalítico mostrando as seções de conversão / regeneração / fracionamento.

Como produtos laterais da torre de fracionamento, temos os óleos de reciclo (leve e pesado). Esses óleos são constituídos por moléculas médias e pesadas, que foram parcialmente craqueadas. Segundo Abadie (1987), devido a fatores econômicos, o óleo pesado é reciclado de encontro à carga, para que haja nova oportunidade de as moléculas do óleo serem craqueadas. Ainda segundo Abadie (1987), o óleo leve é reciclado apenas eventualmente.

Os produtos de fundo da torre de fracionamento são constituídos por frações pesadas residuais e por partículas de catalisador que foram arrastadas pela corrente gasosa na saída do reator. Esse produto residual é encaminhado até um vaso decantador, onde pelo topo sai o óleo decantado ou clarificado, sem partículas sólidas. Além desse óleo decantado, do vaso também se

obtem uma lama de óleo e catalisador, que será totalmente reciclada ao reator. Essa espécie de lama, que contém os finos que haviam sido retidos pelos ciclones, é conhecida como *borra*.

Como uma informação adicional, a mistura da carga fresca de gasóleo (gasóleo de vácuo) e os produtos reciclados (LCO, HCO e borra), é a carga que de fato penetra no "riser". Essa carga recebe o nome de *carga combinada*. A relação entre a carga combinada e a carga fresca é conhecida como *razão de carga combinada* (RCC).

## CAPÍTULO 2

# REVISÃO DAS TÉCNICAS DE INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS E A METODOLOGIA "PINCH POINT"

### 2.1 - INTRODUÇÃO

A integração energética de processos envolve essencialmente o projeto de uma rede de trocadores de calor. De acordo com Gundersen & Naess (1988), esse projeto - conhecido como "heat exchanger networks synthesis" ou abreviadamente **HENS** - na indústria, é de natureza complexa pois envolve problemas de cunho combinatorial na associação entre as correntes quentes e frias, a fim de possibilitar a recuperação de energia térmica. O problema combinatorial, quando da associação de correntes e sequenciamento de trocadores de calor tem sido relatado em problemas clássicos da literatura, os quais empregam menos de 10 correntes de processo. Um típico *processo industrial contém de 30 a 80 correntes de processo necessitando de aquecimento ou resfriamento*. Outros elementos de complexidade estão relacionados às propriedades físicas e de transporte das correntes de processo - as quais normalmente variam com a temperatura, composição, mudança de fase, etc. - e à escolha de padrões de escoamento e materiais de construção para os trocadores de calor, uma vez que as condições para a transferência de calor serão muito diferentes em um trocador gás-gás, em um trocador líquido-líquido ou em uma caldeira. Existem muitas escolhas quanto aos padrões de escoamento e materiais de construção

dos trocadores de calor. Além disso, certas temperaturas *alvo* devem ser atingidas, devido a requisitos do próprio processo, enquanto outras podem variar, dentro de limites; se isto for vantajoso para a recuperação energética, e assim, para a economia global do processo. Por fim, podem existir restrições de ordem prática que impeçam ou obriguem a troca térmica entre duas correntes. Limitações na queda de pressão e custo de bombeamento podem também ser importantes.

O objetivo do projeto da rede inclui uma parte quantitativa, que envolve a estimativa dos custos dos trocadores de calor e das utilidades externas, e uma parte qualitativa, relacionada a aspectos de segurança, operabilidade, flexibilidade e controlabilidade da unidade industrial. Isto torna difícil o estabelecimento de uma única função objetivo para avaliar o projeto. Devido aos efeitos topográficos (serviços são adicionados ou removidos), a função dos custos de investimento exibe uma descontinuidade uma vez que há um custo unitário envolvido no equipamento. Alguns dos aspectos qualitativos mencionados acima não podem facilmente ser formulados sem levar em conta a variável tempo. O custo de flexibilidade pode ser calculado, mas apenas para algumas situações (redes). O *ótimo global* é assim difícil de garantir e o engenheiro tem que partir para simplificações do modelo e algumas regras heurísticas que o levem a uma solução mais próxima da ótima (Gundersen & Naess, 1988).

As pesquisas na área da integração de processos se desenvolvem dentro de três diferentes linhas as quais são: o uso de *conceitos termodinâmicos*, os *métodos matemáticos* e a prática de projetar os processos baseada nos *conhecimentos anteriores* sobre os mesmos. Na resolução de problemas industriais reais, o engenheiro deveria tirar vantagens de todas essas áreas. Entretanto, a habilidade e experiência do engenheiro permanecerão de vital importância.

As HENS representam o mais promissor campo da síntese de processos, quando partem para a aplicação de métodos sistemáticos. Os aumentos dos preços da energia durante os anos 70 e início dos anos 80 foram a grande impulsão para o desenvolvimento de novas metodologias para a recuperação energética a preços competitivos. Quando as metodologias começaram a se desenvolver, a ênfase mudou das estruturas que procuravam o ótimo energético (o consumo

mínimo de utilidades de processo), para estruturas interessadas no *custo ótimo* das redes. Os mais modernos métodos podem obter o apropriado compromisso ("trade-off") entre os custos de investimento e os custos de operação para qualquer cenário de preços (incluindo fatores regionais tais como a temperatura da água de refrigeração, etc) independente do projeto considerado. Entretanto, nem todos os problemas estão resolvidos e importantes pesquisas continuam a ser desenvolvidas em todas as áreas das HENS, as quais são: o *estabelecimento de metas*, a *síntese* e a *otimização* (Gundersen & Naess, 1988).

No passado apareceram duas escolas de HENS. Uma com base nos *princípios termodinâmicos* e em algumas regras heurísticas, onde o projetista, manualmente, (ou interativamente se houver um "software" disponível) sintetiza as redes. A outra, procurando criar uma sistemática de resolução para os problemas de HENS, utilizando de *métodos matemáticos* como a Programação Linear e Não-Linear.

## 2.2 - TRABALHOS ANTERIORES

A tarefa da síntese de processos envolve várias atividades interrelacionadas, e Linnhoff (1983) ilustrou isso através de um *diagrama de cebola* (Fig. 2.1). Nessa perspectiva, o problema da síntese da rede de trocadores de calor é visualizado como um subproblema da síntese de processos, mas as interações com o processo em si e com o sistema de utilidades devem ser levadas em consideração. Devido às interações entre a rede de trocadores de calor e o restante do processo, é importante avaliar o fato de que alguns parâmetros das correntes são *rígidos* enquanto outros são mais *brandos*. Além disso, existirão aspectos qualitativos de operabilidade, flexibilidade, segurança e controlabilidade.

O trabalho de Westbrook (1961) sobre o uso de programação dinâmica e o de Hwa (1965) sobre o uso de programação separável estão entre as primeiras tentativas registradas, de se introduzir um método sistemático para a resolução de problemas de HENS. Os pioneiros, de fato,

nesta área foram Rudd e colaboradores, na University of Wisconsin (Lee et al., 1970; Masso & Rudd, 1969; Rudd, 1968) e Hohmann & Lockhart na University of Southern California (Hohmann, 1971; Hohmann & Lockhart, 1976) por volta de 1970. Desde então, aproximadamente 200 trabalhos foram publicados, dos quais, mais da metade só durante a segunda metade da década de 80.



Fig. 2.1 - O diagrama de cebola.

A área de HENS foi revisada previamente várias vezes, seja sozinha ou como uma parte da síntese global de processos. Hendry et al. (1973) visualizaram o problema da HENS como um subproblema homogêneo da síntese de processos, onde a principal dificuldade envolvida é a associação combinatorial de correntes e o problema de sequenciamento. Sirola (1974) classificou os métodos apresentados até então e propôs novas regras de sondagem (*branching*) para reduzir o tamanho do problema. Ele foi também um dos primeiros a perceber que os métodos deveriam relaxar a obrigatoriedade das utilidades serem manuseadas por último e assim colocadas nos extremos de temperatura. Rathore & Powers (1975) e Nishida et al. (1977) compararam seus próprios métodos com trabalhos anteriores em uma revisão tabular, e Hlavacek (1975, 1978) revisou a área como parte da atividade da síntese global de processos, incluindo simulação e síntese de processos em regime permanente e processos dinâmicos.

Uma revisão completa da área é o excelente trabalho de Nishida et al. (1981) onde HENS é uma das várias áreas da síntese de processos. Desde então, Hohmann (1984) apresentou HENS como um problema sequencial e revisou as últimas descobertas fazendo uso de métodos

termodinâmicos. Westerberg & Grossmann (1985) deram uma ótima e pedagógica introdução à síntese global de processos com ênfase na rede de trocadores de calor e na aplicação de métodos matemáticos. Grossmann (1985a) revisou a aplicação da *Programação Linear Inteira Mista (MILP)* em várias situações de síntese de processos, incluindo HENS e sistemas de refrigeração.

De início, a redução do consumo energético foi o objetivo da pesquisa e dos métodos disponíveis. Isto resultou na descoberta de importantes e fundamentais conceitos, como o da *recuperação energética pinch* como um gargalo (ou ponto de estrangulamento) para a redução no consumo energético. Os últimos métodos colocavam ênfase no custo total da energia e dos equipamentos e aspectos de flexibilidade e operabilidade eram remetidos à etapa de projeto ao invés de serem atacados de pronto. Embora os projetos de "retrofit" (rearranjo de um processo, do ponto de vista da eficiência energética e econômica) sejam mais difíceis de ser encontrados em períodos em que o preço da energia é baixo (tal como em 1986), métodos agora são disponíveis para novos projetos, que encontram o correto compromisso entre investimentos e custos operacionais para qualquer cenário de preços.

Quando tentava-se resolver o problema da HENS sistematicamente, o problema foi inicialmente transformado em um modelo matemático e resolvido através de métodos numéricos. A complexidade dos problemas industriais mencionados envolvendo HENS, fazem com que várias simplificações necessárias sejam feitas para tornar esses modelos matemáticos manejáveis. Primeiramente, poder-se-ia questionar de pronto, a utilidade industrial desses modelos simplificados. Em seguida, mesmo com a aceitação desses modelos, se o tamanho do problema a ser resolvido, devido à inerente natureza combinatorial, fosse menor do que 10 correntes -o que, por si só, seria uma severa limitação para aplicações industriais - poder-se-ia levantar outro ponto de questionamento.

Uma breve revisão das primeiras tentativas de se resolver o problema de HENS é dada abaixo para auxiliar a subsequente apresentação dos mais novos métodos. Descrições mais completas desses trabalhos são dadas nos primeiros trabalhos de revisão mencionados acima.

## 2.3 - O PROBLEMA DA DESIGNAÇÃO, EM PROGRAMAÇÃO LINEAR

O problema de transferir energia de correntes de processo quentes, para correntes frias teve como um de seus primeiros estudos, o trabalho de Kesler & Parker (1969) que dividiram cada corrente em pequenas "células" de transferência de calor de igual tamanho. Transformaram, assim, a associação entre correntes quentes e frias em um problema de designação em programação linear. Esta abordagem foi melhorada por Kobayashi et al. (1971) que usaram diagramas de conteúdo térmico de forma a permitir a ocorrência de divisões de correntes (*splits*) e associações cíclicas (*matches*). Nishida et al. (1971) introduziram regras para a associação de correntes, visando à minimização da área total da rede de equipamentos térmicos, e Cena et al. (1977), permitiram o acoplamento de restrições e utilidades múltiplas.

Outra tentativa para resolver o problema das associações, por métodos simultâneos é o já mencionado trabalho de Hwa (1965) sobre programação separável. Métodos que decidem um *match* por vez têm sido chamados de métodos sequenciais, e incluem sondagem (*tree searching*) e métodos heurísticos. Essas estratégias podem ou não utilizar métodos matemáticos.

### 2.3.1 - DECOMPOSIÇÃO OU PROCURA EM PROFUNDIDADE (TREE SEARCH)

Vários métodos foram publicados dentro do grupo de decomposição ou busca em profundidade. Lee et al. (1970) introduziram um método *branch and bound*, mas os problemas combinatoriais eram ainda severos. Sirola (1974) introduziu novas regras para procura (*branching*). Pho & Lapidus (1973) usaram enumeração parcial e sua "matriz de síntese" foi usada por Kelahan & Gaddy (1977) que fizeram uso de procura randômica adaptativa. A desvantagem dessa matriz, é a exclusão de estruturas cíclicas e *split* de correntes. Greenkorn et al. (1978) relaxaram esta restrição e introduziram uma função de disponibilidade térmica (um conceito

precursor da grande curva composta que será mencionada adiante) para assegurar boas soluções iniciais. Rathore & Powers (1975) usaram procura em profundidade avançada (sondagem) para evitar a geração e avaliação de soluções ineficazes. Grossmann & Sargent (1978a) combinaram enumeração implícita com estimativas heurísticas para resolver problemas de configuração com possibilidade de restrições nos *matches*. Finalmente, Menzies & Johnson (1972) usaram *branch and bound* para a síntese de redes ótimas de recuperação energética.

## 2.4 - MÉTODOS HEURÍSTICOS E ABORDAGEM TERMODINÂMICA

A abordagem heurística foi introduzida por Masso & Rudd (1969) que ponderaram um conjunto de regras de acordo com um aprendizado adaptativo durante o projeto. Ponton & Donaldson (1974) sugeriram associar a corrente quente com a mais alta temperatura de entrada (*supply temperature*) com a corrente fria de mais elevada temperatura de saída (*target temperature*), uma abordagem que foi seguida posteriormente por inúmeros pesquisadores. Wells & Hodgkinson (1977) apresentaram uma extensa lista de regras heurísticas para considerações gerais de síntese de processos, metas e associação de correntes.

Hoje, à luz dos conceitos introduzidos pelo trabalho de Hohmann (1971), causa-nos certa estranheza a pequena importância que seu trabalho pareceu receber entre os pesquisadores, no início da década de 70. A explicação dada com frequência, de que o trabalho foi pouco publicado, é apenas parte da história. De fato, duas tentativas de publicação do trabalho de Hohmann fracassaram, e a única razão que podemos perceber para o fato é a forte confiança, naqueles dias, de que os problemas de HENS pudessem ser automatizados e resolvidos por métodos matemáticos. O trabalho de Hohmann tinha pouca contribuição à abordagem matemática daquele tempo, mas sua importância para a solução de problemas de HENS na indústria é fundamental. Este fato foi lentamente reconhecido ao mesmo tempo em que também o foram as falhas nos métodos puramente matemáticos.

A tabela de factibilidade de Hohmann foi a primeira tentativa rigorosa de se estabelecer a meta de mínimo consumo de utilidades, antes do projeto. A famosa regra  $(N - 1)$  dá uma meta próxima para o mínimo número de trocadores de calor para uma rede (onde  $N$  representa o número de correntes existentes em um dado processo), muito embora Linnhoff et al. (1979) posteriormente apontaram que existiriam casos onde essa meta não poderia ser alcançada. Hohmann realmente discutiu em seu trabalho, o efeito de *loops* e subgrafos. A meta para a mínima área de transferência de calor foi também estudada em um *diagrama temperatura versus carga térmica*, pelo conceito de contenção de temperaturas, que dava uma orientação para a separação das correntes (*splitting*), para atingir uma meta especificada. Se informações sobre custos são disponíveis, é possível determinar as quantidades ótimas de utilidades e os correspondentes valores para a menor diferença de temperatura, antes do projeto.

Uma parte muito importante do trabalho de Hohmann é o espaço de soluções factível de redes, demonstrado pelo diagrama área *versus* energia na Fig.2.2.

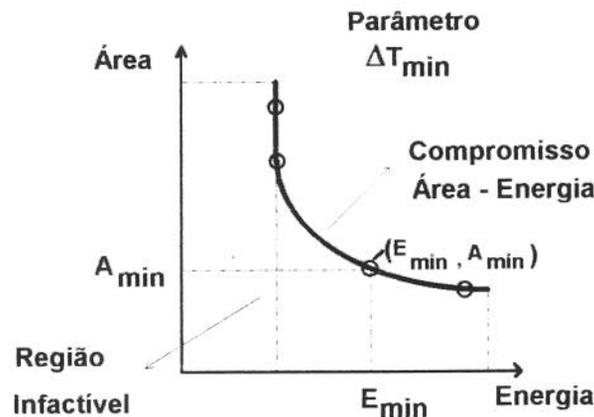


Fig. 2.2 - O espaço das redes factíveis, de Hohmann (1971)

A curva conectando as metas  $A_{\min}$  e  $E_{\min}$  para os vários valores de  $\Delta T_{\min}$ , divide o espaço em soluções factíveis e infactíveis. Hohmann apontou que esta linha, de fato, define um número máximo efetivo de unidades necessárias a se alcançar a meta de área. O mesmo diagrama foi também usado para se discutir a situação limite. Quando se reduz o valor da área, aumenta o valor

da energia (compromisso área-energia). Para alguns sistemas de correntes existe um valor limite de  $\Delta T_{\min}$  onde o consumo de energia permanece constante enquanto que a curva vai se tornando vertical, como indicado na Fig.2.2. Continuando a seguir a linha vertical, ocorre um aumento da área de troca térmica necessária e uma redução no número de unidades de troca térmica (compromisso área-número de unidades). De acordo com Gundersen & Naess (1988) sabe-se hoje que este compromisso é mais complexo uma vez que a redução nos gradientes de temperatura (*driving force*) tem o indesejável efeito colateral de aumentar o número de unidades de troca de calor.

Em seu procedimento, Hohmann apontou que as redes com mais unidades do que o mínimo (meta) incluem *loops* de cargas térmicas representando graus de liberdade que deveriam ser usados para a minimização da área. Nesta otimização, dever-se-ia guardar em mente a possibilidade de quebra desses *loops*, cada *loop* reduzindo o número de unidades em um, e assim uma redução de etapas no custo global. Finalmente, fatores de sensibilidade foram calculados e usados para substituir a simulação rigorosa das condições de operabilidade. A aditividade de mudanças simultâneas nas taxas de escoamento das correntes, e em suas temperaturas de entrada foram também discutidas.

#### **2.4.1 - A RECUPERAÇÃO DE ENERGIA ATRAVÉS DO MÉTODO DO "PINCH POINT"**

Nos últimos anos da década de 70, a descoberta da recuperação térmica *pinch* como um gargalo para a economia de energia resultou em um esforço crescente, nos meios acadêmicos e industriais, para o desenvolvimento de uma metodologia sistemática de aplicação desses conceitos tanto em processos novos como nos já existentes (*retrofit*). Umeda et al. (1978, 1979a,b) desenharam duas linhas compostas no diagrama de temperatura *versus* energia disponível, de tal modo que as curvas se tocavam em um ponto. Este ponto, denominado *pinch point*, forma um

gargalo que evita posterior aproveitamento térmico e portanto economia de energia. Huang & Elshout (1976) apresentaram idéias bastante similares.

A compreensão fundamental da recuperação energética *pinch*, incluindo os efeitos de decomposição de correntes, veio com o trabalho de Linnhoff et al. (1979). Linnhoff e colaboradores posteriormente relacionaram o consumo em excesso de utilidades com a transferência de energia através do *pinch point*, causando consumo das utilidades quente e fria acima do mínimo. Então veio o estabelecimento de conceitos apropriados para a correta integração de turbinas, bombas de calor e colunas de destilação dentro de processos globais, e finalmente o mais geral princípio do *plus/minus* que sugere quais (e como) as modificações no processo deveriam ser feitas para aumentar a recuperação energética.

Desde então, Linnhoff e seus colaboradores, primeiramente na *ICI* e posteriormente na *UMIST* (University of Manchester Institute of Science and Technology) têm desenvolvido o conceito do *pinch point*, dentro de uma metodologia conhecida como *Tecnologia Pinch* endereçada aos vários aspectos da síntese de processos.

#### **2.4.2 - A SÍNTESE DE REDES DE EQUIPAMENTOS TÉRMICOS**

A análise da integração energética de processos começa pelo cálculo das quantidades mínimas de aquecimento e resfriamento, requeridas por um dado processo, para atender sua rede de equipamentos térmicos. Esses cálculos podem ser realizados, *a priori*, sem qualquer especificação dos equipamentos da rede. De modo similar, pode ser estimado o número mínimo de equipamentos térmicos para o processo, atendendo aqueles mínimos requisitos energéticos. Esses cálculos, mais do que valores numéricos, proporcionam uma fantástica forma de incentivo ao setor encarregado de projetos, uma vez que apontam no sentido de que o processo real, é ainda passível de melhorias.

## 2.5 - A INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS E OS PRINCÍPIOS DA TERMODINÂMICA

Através de um exemplo simples (Douglas, 1988) no qual existem duas correntes necessitando de aquecimento e duas requerendo resfriamento, pode-se introduzir algumas considerações sobre a integração de processos e os Princípios da Termodinâmica. Os dados térmicos para o problema aparecem na Tabela 2.1.

| Corrente   | $FC_p$ (kJ/(h °C)) | $T_i$ (°C) | $T_f$ (°C) | Q ( $10^3$ kJ/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               |
|            |                    |            |            | <b>total = -10</b> |

Tabela 2.1 Dados térmicos de um processo hipotético

Segundo os dados apresentados na Tabela 2.1, o cálculo da diferença entre a energia a ser suprida às correntes frias e aquela a ser transferida das correntes quentes, permite o conhecimento da energia total envolvida no processo, que satisfaz o Primeiro Princípio da Termodinâmica. O valor obtido, como mostra a tabela, é 10000 kJ/h que deve ser transferido ao processo. Este resultado global não considera o fato de que deve-se transferir energia de uma corrente quente para uma corrente fria, *apenas se os níveis de temperatura das correntes quentes excedem os das correntes frias*. Assim, para que seja possível efetivar-se a troca de energia entre as correntes do processo analisado, é necessário que haja um potencial positivo para a transferência de energia (um  $\Delta T$  ou *driving force*). Desse modo, qualquer rede de equipamentos térmicos a ser desenvolvida, deverá satisfazer tanto ao Primeiro quanto ao Segundo Princípio da Termodinâmica.

Hohmann (1971), Umeda et. al. (1978) e Linnhoff & Flower (1978) apresentaram uma maneira simples de incorporar as implicações do Segundo Princípio na análise da integração de processos. Imaginando-se, para as condições dadas na Tabela 2.1, que existissem trocadores de

calor entre cada corrente fria e cada corrente quente, escoando em contra-corrente, para os terminais de cada trocador escolhe-se o de menor diferença de temperatura. Este será o potencial térmico positivo para a transferência de energia, e que satisfará o Segundo Princípio da Termodinâmica. Dos dados do exemplo, chega-se a um valor de  $10^{\circ}\text{C}$  e este será o  $\Delta T_{\text{min}}$  para o processo, sob o qual se assenta o método dos intervalos de temperatura (Linnhoff & Flower, 1978). Com o valor de  $\Delta T_{\text{min}}$ , cria-se uma escala de temperatura para as correntes quentes e outra para as correntes frias, de tal modo que uma está deslocada de  $\Delta T_{\text{min}}$  em relação à outra (ver Fig. 2.3).

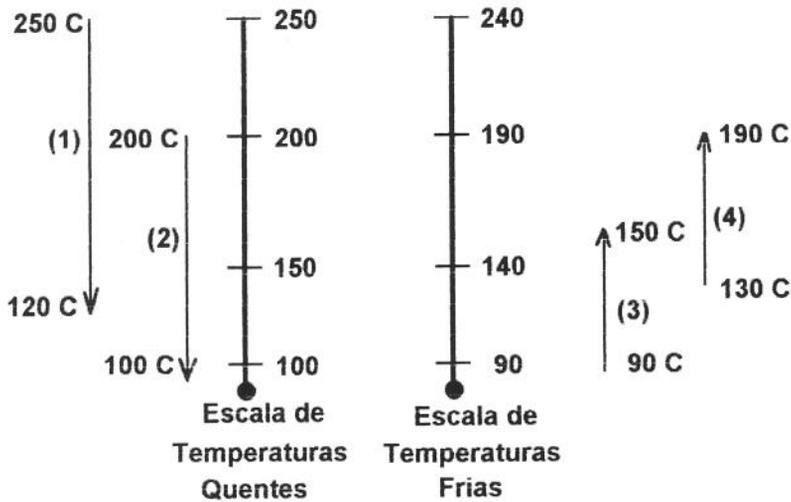


Fig. 2.3 - Disposição de temperaturas do exemplo da Tab. 2.1 que satisfaz ao Segundo Princípio.

Em seguida, são estabelecidos os intervalos de temperatura respeitando-se as temperaturas terminais de cada corrente, como mostrado na Fig. 2.4. Em cada intervalo de temperatura criado, pode-se transferir energia de uma corrente quente para uma corrente fria pelo fato de haver sido garantido uma adequada força motriz (o  $\Delta T_{\text{min}}$ ). Pode-se mesmo, transferir energia de quaisquer correntes quentes, situadas em intervalos com níveis de temperatura mais altos, para correntes frias a níveis mais baixos de temperatura. Entretanto, segundo Douglas (1988), deve-se ter como ponto de partida a transferência de energia dentro de cada intervalo separadamente. Para a energia transferida dentro de um intervalo, utiliza-se a seguinte expressão:

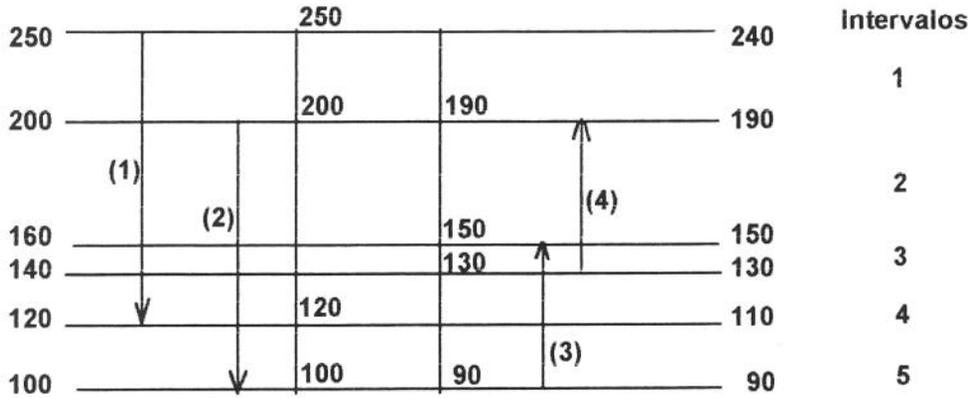


Fig. 2.4 - Intervalos de temperatura para o exemplo da Tab. 2.1

$$Q_i = \left[ \sum (FC_p)_{\text{quente},i} - \sum (FC_p)_{\text{fria},i} \right] \Delta T_i \quad (2.1)$$

sendo  $i$  representativo do intervalo de temperatura considerado.

Para cada intervalo em que calcula-se o valor de  $Q_i$ , pode-se satisfazer as necessidades de aquecimento ou resfriamento, simplesmente transferindo qualquer excesso de energia para as utilidades frias e suprimindo qualquer demanda de energia através de utilidades quentes (observar Tabela 2.2).

| Intervalo (i) | $T_i - T_{i+1}$ (°C) | $\Sigma FC_{p,q} - \Sigma FC_{p,f}$ (kJ/(h.°C)) | $1000 \cdot Q_i$ (kJ/h) |
|---------------|----------------------|---|-------------------------|
| 1             | 50                   | 1000  | 50                      |
| 2             | 40                   | -1000   | -40                     |
| 3             | 20                   | -4000   | -80                     |
| 4             | 20                   | 2000  | 40                      |
| 5             | 20                   | 1000  | 20                      |

Tabela 2.2 - Energia requerida em cada intervalo, para o exemplo da Tab. 2.1

Entretanto, essa prática não é nada interessante do ponto de vista da integração de processos uma vez que estar-se-ia transferindo energia, de um nível de temperatura elevado, diretamente para as utilidades de processo, ao invés de utilizar essa energia disponível em um

outro intervalo mais abaixo, que poderia estar requisitando aquecimento. Uma vez transferindo essa energia disponível para intervalos inferiores, seria sempre satisfeito o Segundo Princípio da Termodinâmica. Na Fig. 2.5, pode-se observar a mudança no consumo de utilidades quando se adota essa transferência de energia entre os níveis de temperatura (dos mais elevados para os inferiores).

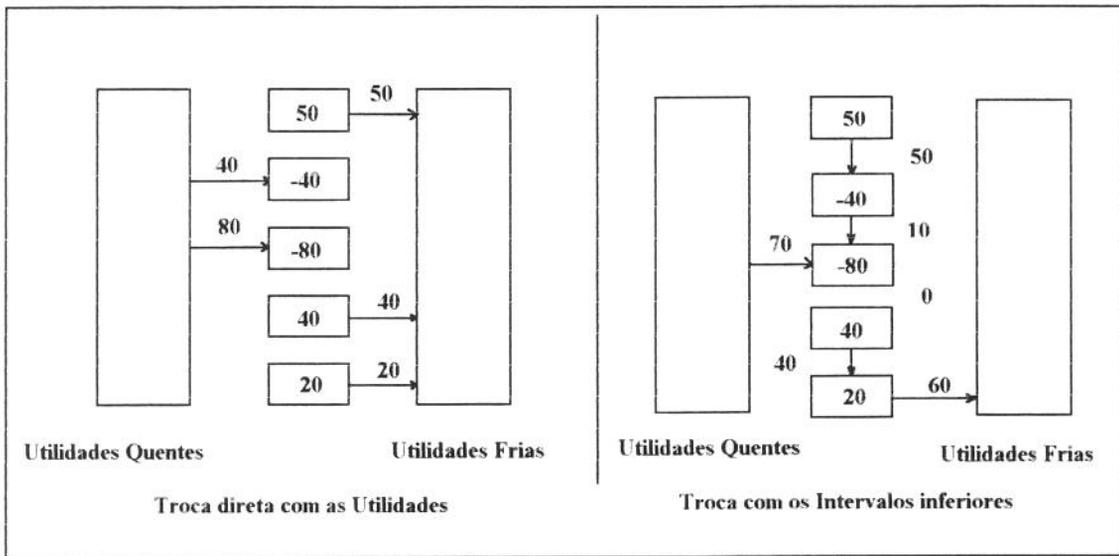


Fig. 2.5 - O melhor aproveitamento de energia no processo, para o exemplo da Tab. 2.1

Do lado direito da Fig. 2.5, nota-se que utilizando a troca de energia entre o primeiro e o segundo intervalos, não houve a necessidade de intervenção de utilidades quentes, pois o segundo intervalo foi satisfeito (recebendo 40000 kJ/h do primeiro intervalo) e ainda houve a transferência de 10000 kJ/h para o terceiro intervalo. Uma vez que toda a energia disponível nos intervalos superiores ao terceiro já foi utilizada, será necessária a intervenção das utilidades quentes para suprir esse intervalo (70000 kJ/h). Assim, não haverá transferência de energia entre o terceiro e o quarto intervalos de temperatura. Para o quarto intervalo, há a transferência de 40000 kJ/h de energia para o quinto intervalo, o qual transfere, então, 60000 kJ/h de energia para as utilidades frias. Comparando o lado direito com o esquerdo da Fig. 2.5, nota-se que quando não houve a

transferência de energia entre intervalos, houve a necessidade de intervenção de 120000 kJ/h de utilidades quentes e de 110000 kJ/h de utilidades frias. Quando houve a mencionada transferência, a intervenção de utilidades quentes ficou reduzida a 70000 kJ/h e a de utilidades frias baixou a 60000 kJ/h. O lado direito da Fig. 2.5 é conhecido como o *diagrama em cascata* do processo, o qual tem como características fundamentais, a transferência de energia disponível em intervalos de temperatura superiores, para intervalos inferiores, sempre respeitando o segundo Princípio da Termodinâmica. Os mínimos requisitos energéticos estão agora fixados para o processo. Observa-se que a diferença entre a energia a ser suprida ao processo e aquela a ser transferida dele, ainda satisfaz ao Primeiro Princípio ( $70000 - 60000 = 10000$  kJ/h) e agora também ao Segundo Princípio (Douglas, 1988).

### **2.5.1 - O CONCEITO DE TEMPERATURA "PINCH"**

Podemos notar da Fig. 2.5 que não há transferência de energia do terceiro para o quarto intervalo de temperaturas. A temperatura na qual isso ocorre é conhecida como temperatura "pinch" (no caso específico do exemplo mostrado a temperatura "pinch", para as correntes quentes seria 140°C e para as correntes frias seria de 130°C).

Este valor de temperatura separa o problema do projeto da rede de equipamentos térmicos, em duas partes distintas. Acima da temperatura "pinch" as necessidades térmicas para o processo são de aquecimento (esta região é tratada como um "sumidouro" energético) e abaixo do "pinch point" as necessidades do processo são constituídas pela intervenção de utilidades de resfriamento (semelhantemente, esta região é tratada como uma "fonte" energética).

As correntes frias e as correntes quentes de um determinado processo podem ser agrupadas em uma representação gráfica, sob o par de eixos *entalpia x temperatura*, desde que todas as informações concernentes às correntes, tais como temperaturas iniciais e finais, vazões e capacidades caloríficas, sejam conhecidas. De início, faz-se a construção de uma curva que trará as contribuições entálpicas de todas as correntes quentes do processo. Esta curva recebe a

denominação de *curva composta quente*. Paralelamente, constrói-se uma curva similar para trazer as contribuições de todas as correntes frias; essa será a *curva composta fria*. Linnhoff et al. (1982) apresentam um exemplo de construção das curvas compostas para um processo onde A, B e C representam as capacidades caloríficas de três correntes de processo quentes, distribuídas em cinco intervalos de temperatura (a Fig. 2.6 ilustra a construção das curvas compostas, neste caso quentes).

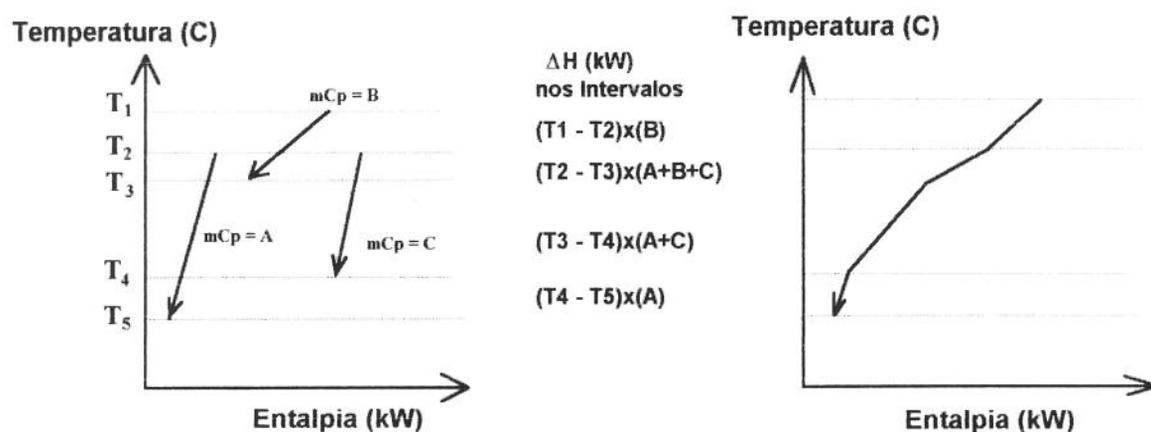


Fig. 2.6 - Construção de curvas compostas (Linnhoff et al., 1982)

A construção dessas duas curvas, sob o mesmo par de eixos (entalpia, temperatura), e para um dado valor de  $\Delta T_{\min}$ , tem o aspecto da Fig. 2.7. O trecho onde há uma completa superposição das correntes representa a máxima quantidade de energia que pode ser transferida entre as correntes de processo. À esquerda da Fig. 2.7, percebe-se que a curva composta quente não se superpõe à curva composta fria. Isto dará a medida da quantidade mínima de energia a ser fornecida ao processo por meio de utilidades frias. Analogamente, à direita da Fig. 2.7 a quantidade mínima de aquecimento, através da intervenção de utilidades quentes, pode ser observada através da não superposição das curvas compostas, nessa região.

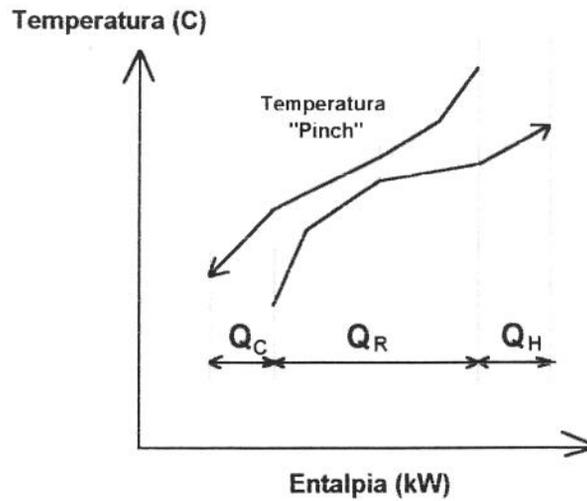


Fig. 2.7 - A recuperação de energia "pinch"

Na Fig. 2.8 podem ser vistas as regiões acima mencionadas como "fonte" e "sumidouro" energético. Nota-se também, a não transferência de energia entre as duas regiões (como será discutido nos capítulos subsequentes, a teoria dos grafos, quando aplicada ao problema das HENS também apresenta essa região de separação). Deve-se salientar que uma vez alterado o valor da menor diferença de temperaturas ( $\Delta T_{\min}$ ), alterar-se-ão as condições mínimas de aquecimento e de resfriamento para o processo.

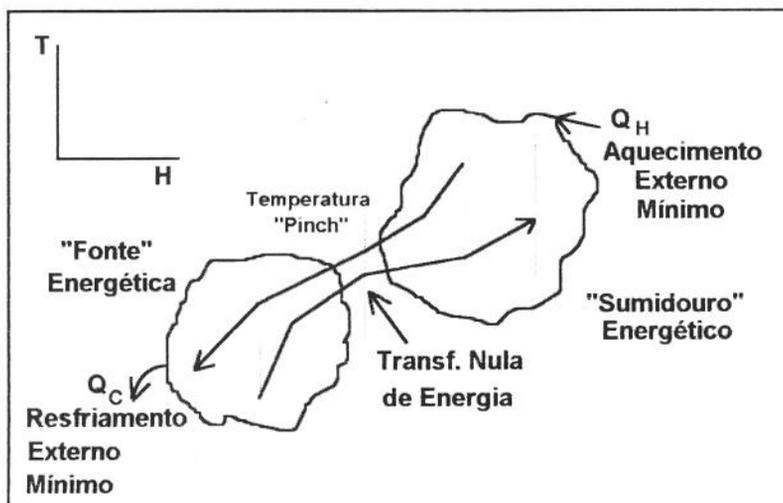


Fig. 2.8. Características da recuperação de energia "pinch"

Ainda da Fig. 2.8, percebe-se que a região acima do "pinch point" recebe o nome de sumidouro devido ao déficit ( $Q_H$ ) de energia, que deverá ser suprido pela utilidade quente. Analogamente, a região abaixo do "pinch point" é uma "fonte" energética devido ao superávit ( $Q_C$ ) que deverá ser rejeitado à utilidade fria. De acordo com Linnhoff et al. (1982), quando um processo usa mais do que os mínimos requisitos de utilidades, ele estará transferindo energia através do "pinch point". Há uma dupla penalização quando um dado processo usa mais do que as mínimas necessidades térmicas, uma vez que, devido ao Primeiro Princípio, acrescentando de uma quantidade  $\alpha$  suas necessidades de energia por meio de utilidades quentes, a energia transferida às utilidades frias também será acrescida de  $\alpha$ .

Portanto, se um processo transfere, através do "pinch point" 10 kW, ele terá uma intervenção adicional de 20 kW com as utilidades o que é francamente indesejável do ponto de vista econômico. Linnhoff et al. (1982) cunharam a frase que traduz essa penalização: "*more in more out*". Segundo esses autores, a determinação das quantidades mínimas de utilidades de processo a serem supridas ajudam a explicar por que é frequentemente possível melhorar tanto os custos de energia quanto os de capital. Isto é, transferir energia através do "pinch point", necessita a colocação de resfriadores, fornos e outros equipamentos que talvez não fossem necessários se os requisitos mínimos de energia, do processo, houvessem sido respeitados (ver Fig. 2.9).

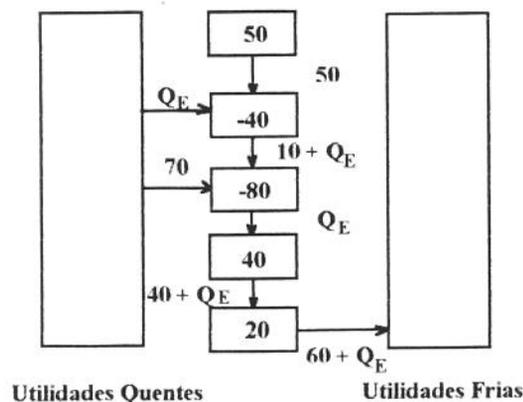


Fig. 2.9 - Transferindo energia através do "pinch point"

O custo de uma rede de recuperação de energia, como o custo de qualquer outra planta de processo, é expresso em termos dos custos de capital e de operação, anualizados. Os custos de capital dependem diretamente do número e do tamanho dos equipamentos térmicos da rede (recuperadores de calor, aquecedores e resfriadores), enquanto que os custos operacionais são dominados pelo uso de utilidades de processo (quentes e frias). Desta forma, são estabelecidas metas para a otimização econômica das redes de recuperação de energia, baseadas na minimização do uso de utilidades, número de unidades de transferência de energia e área total de troca térmica (Linnhoff & Turner, 1981).

Os conceitos acima apresentados são centrais na chamada Tecnologia "Pinch", a qual vem tendo um enorme impacto na atividade de projeto de plantas de processo, e mesmo na modificação de plantas existentes. No Anexo 2, apresentamos diversos estudos de caso, mostrando a aplicação dessa tecnologia a diferentes tipos de plantas industriais.

### **2.5.2 - O REFLEXO DO USO DE VÁRIAS UTILIDADES DE PROCESSO**

De acordo com Douglas (1988), se a escala de temperaturas da Fig.2.4 fosse deslocada  $110^{\circ}\text{C}$  acima, poder-se-ia obter um diagrama em cascata como o da Fig. 2.10, onde vapor a  $220^{\circ}\text{C}$  poderia ser usado como uma utilidade para transferir um excedente energético do processo.

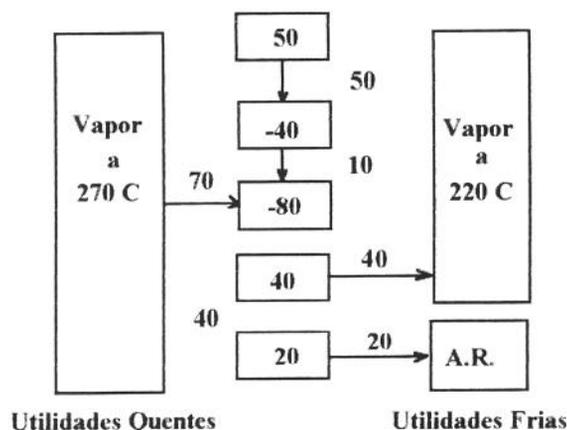


Fig. 2.10 - O uso de outras fontes de utilidades, no exemplo da Tab. 2.1

Dessa figura percebe-se que como utilidade quente usa-se vapor a uma temperatura superior a 270°C. Deve-se notar também, que do lado das utilidades frias pode-se agora, utilizar vapor a 220°C e água de refrigeração (A.R.), como uma segunda fonte de utilidades frias. Do diagrama mostrado na Fig. 2.10 percebe-se que há uma transferência de 40000 kJ/h de energia para o vapor a 220°C, e de 20000 kJ/h para a água de refrigeração. A constatação mais importante prende-se ao fato de que entre o terceiro e o quarto e entre este e o quinto intervalos de temperatura, não há transferência de energia. Isto introduz um novo *pinch point* no processo, o qual recebe a denominação de *pinch das utilidades*, e a cada nova fonte de utilidades estará associado um novo *pinch*. Ainda de acordo com Douglas (1988), algumas regras heurísticas estão associadas ao uso de várias fontes de utilidades de processo:

a-) deve-se sempre adicionar energia ao nível de temperaturas mais baixo possível, relativo ao "pinch point" do processo (aquele, quando houver, sem o uso de várias fontes de utilidades);

b-) deve-se sempre remover energia ao nível de temperaturas mais alto possível, em relação ao "pinch point" do processo.

A utilização de múltiplas fontes de utilidades permite uma maior interligação energética com outras partes da planta. No exemplo acima, o vapor usado como fonte fria poderá vir a ser utilizado sob uma forma, agora mais interessante, para impulsionar algum dispositivo, em outra parte da planta de processos.

## 2.6 - O NÚMERO MÍNIMO DE EQUIPAMENTOS TÉRMICOS PARA A REDE

Os valores obtidos para as mínimas necessidades de utilidades de processo, servem como um ponto de partida para a busca do menor número possível, de equipamentos térmicos para a rede. De acordo com a literatura (Linnhoff et. al., 1982), normalmente o número mínimo de equipamentos é dado por:

$$\text{Número de Trocadores} = \text{Número de Correntes} + \text{Número de Utilidades} - 1 \quad (2.2)$$

Entretanto, existe a possibilidade de aparecerem problemas independentes (a estratégia da metodologia *pinch* sugere a independência entre a região de "fonte" e a de "sumidouro", sempre), dentro do problema global da rede e, desta maneira, deverão ser tratados separadamente. Pode ser observado da Fig.2.11 (conforme Douglas, 1988) em sua parte esquerda, a distribuição das cargas térmicas conforme o exemplo abordado anteriormente. À direita da Fig. 2.11, aparece uma representação onde a única modificação reside no aumento do consumo de utilidades de processo.

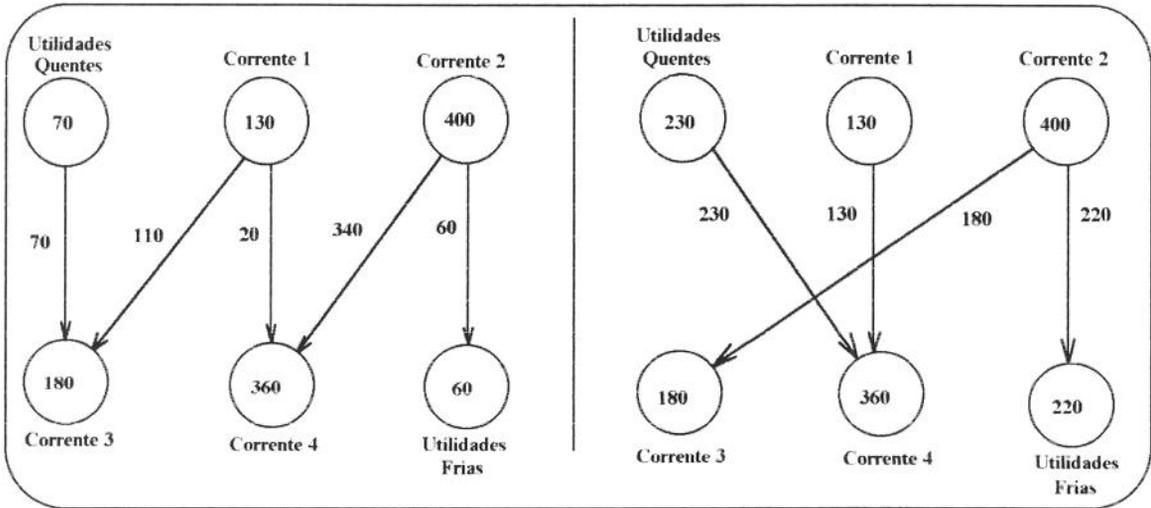


Fig. 2.11 - Existência de problemas independentes em redes

Percebe-se que do lado esquerdo da Fig. 2.11 existem 5 "caminhos" para a distribuição das cargas térmicas do processo, e, da equação (2.2), chega-se a um número mínimo de 5 trocadores de calor para a realização dessa tarefa. Por outro lado, à direita da Fig. 2.11, notam-se 4 "caminhos" para a redistribuição das cargas térmicas e, a existência de dois problemas independentes ocorrendo na rede (observar que a rede foi dividida em duas). Esta observação permite reduzir o número mínimo de trocadores de calor para 4, e a equação (2.2) deve ser reescrita como:

$$\text{Número de Trocadores} = \text{Número de Correntes} + \text{Número de Utilidades} - \text{Número de Problemas Independentes} \quad (2.3)$$

Observando-se a Fig. 2.12, pode-se concluir que existem 6 "caminhos" para a transferência de energia entre as correntes e as utilidades de processo, o que irá requerer 6 equipamentos térmicos.

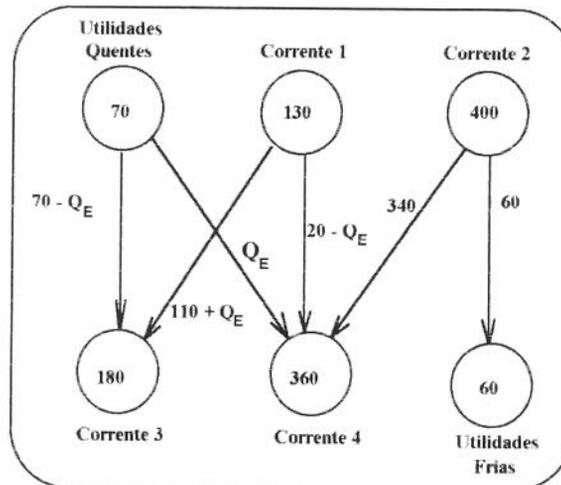


Fig. 2.12 A existência de caminhos cíclicos na rede

Pode-se concluir também, que para qualquer valor de  $Q_E$ , a rede pode ser satisfeita. O que se observa claramente, é a existência de um caminho cíclico de transferência de energia, isto é, das utilidades quentes pode-se transferir energia para a corrente 3, que também irá receber energia da corrente 1, esta que cede energia à corrente 4 que recebe energia das utilidades quentes, fechando o ciclo. Segundo Douglas (1988), sempre que for possível traçar uma trajetória que partindo de um certo ponto, termine neste mesmo lugar, diz-se de um *caminho cíclico* ou um *loop*. A existência de um *loop* introduz um elemento de flexibilidade no projeto, que pode ter utilidade no caso de melhorias em unidades já existentes (estudos de *revamp*). Nota-se que  $Q_E$  poderá assumir qualquer valor entre 0 e 70 (quando o match entre as utilidades quentes e a corrente 3 desaparece). Sendo assim, a equação (2.3) deverá sofrer uma nova alteração para incluir a possibilidade desses caminhos cíclicos e que, segundo Linnhoff et al. (1982), está baseado no conhecido Teorema Geral de Redes, de Euler, originário da teoria dos grafos:

$$\begin{aligned} \text{Número de Trocadores} = & \text{Número de Correntes} + \text{Número de Utilidades} \\ & + \text{Número de Loops} - \text{Número de Problemas Independentes} \end{aligned} \quad (2.4)$$

Deve-se salientar que a equação (2.4) deve ser aplicada tanto à região acima da temperatura de "pinch point" quanto à região abaixo desse ponto. Esta exigência, de acordo com Douglas (1988), incluirá uma análise do Segundo Princípio da Termodinâmica, ao projeto da rede. Como exemplo, observe-se a Fig. 2.13. Aplicando-se a equação (2.4) acima do *pinch point*, resultará a necessidade de 4 trocadores de calor, entretanto abaixo desse ponto o número de trocadores necessários será 3, o que totaliza, para a rede, a necessidade de 7 equipamentos para a transferência de energia requerida pelo processo. Nota-se que se fosse aplicada ao processo global, a equação (2.4) indicaria 5 trocadores de calor como o número mínimo para satisfazer a rede. Infere-se que quando chegou-se ao número de 7 equipamentos, na suposta ausência de problemas independentes este fato seria indicativo da existência de 2 *loops* cruzando a região de *pinch point*.

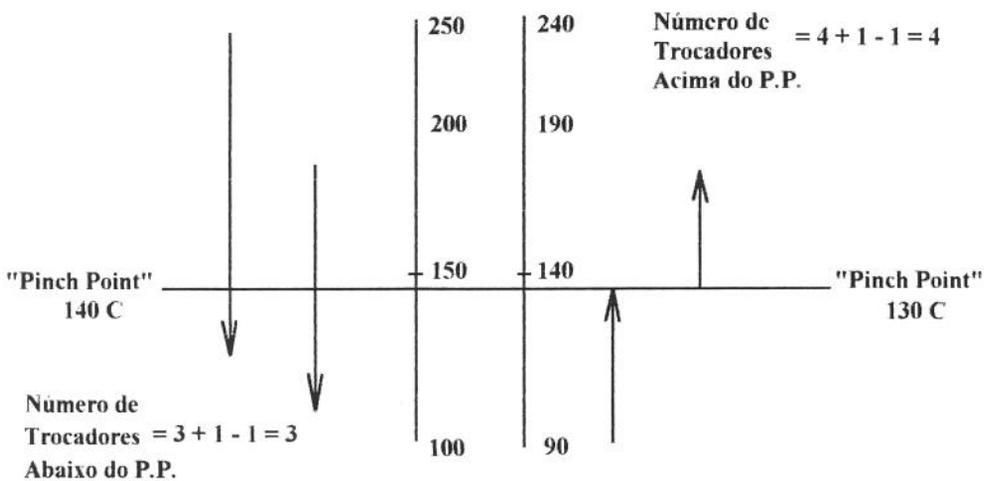


Fig 2.13 - Efeito do "pinch point" sobre o número de trocadores de calor

## 2.7 - OUTRAS ESTRATÉGIAS PARA A H.E.N.S.

Conforme Suaysompol & Wood (1991a), as estratégias de projeto para a síntese de redes de recuperação energética podem ser classificadas, simplificadamente, em: *métodos algorítmicos* e *métodos evolucionários e sistemáticos*. Os métodos algorítmicos são aqueles baseados na Programação Matemática. Já os métodos evolucionários mais conhecidos são o denominado PDM

(*Pinch Design Method*) desenvolvido por Linnhoff & Hindmarsh (1983) e já discutido nas seções anteriores, e o DATM (*Dual Approach Temperature Method*), desenvolvido por Challand et al. (1981). A aplicação do método do *pinch point* (PDM) requer que o  $\Delta T_{\min}$ , o qual determina o consumo de energia para uma dada rede de equipamentos térmicos, seja usado como um limitante inferior, para o dimensionamento dos trocadores de calor da rede. Por seu lado, o método "dual" de abordagem de temperaturas incorpora o valor HRTA (*Heat Recovery Approach Temperature*) que seria uma espécie de  $\Delta T_{\min}$ , para a definição do consumo mínimo de utilidades de processo, além do que um outro valor EMTA (*Exchanger Minimum Approach Temperature*) pode ser direcionado para o dimensionamento dos trocadores de calor da rede. De acordo com Suaysompol & Wood (1991a), com duas abordagens de temperatura o projeto da rede ganha em flexibilidade e consideráveis economias nos custos de capital podem ser alcançadas, quando comparado ao projeto através do PDM.

Suaysompol & Wood (1991a) propuseram uma abordagem evolucionária denominada Método do Pinch Point Flexível (FPDM), baseado no conceito de abordagem de temperatura variável para tentar contornar o problema de que tanto o PDM quanto o DATM podem levar a projetos muito complicados, nos quais a existência de *loops* e sua conseqüente quebra não pode ser resolvida de forma direta. Suaysompol & Wood (1991b) desenvolveram um procedimento computacional para o projeto de redes denominado FLEXNET, que evita tanto a utilização das rotinas heurísticas até então desenvolvidas, as quais são consideradas passíveis de falhas pelos citados pesquisadores, quanto a exaustiva procura por todas as alternativas possíveis para o projeto da rede. O método por eles desenvolvido faz uso do denominado *Método de Busca A\** oriundo da disciplina de *inteligência artificial*, e que centra o seu desenvolvimento sobre certas alternativas de redes mais promissoras.

Existe uma série de pacotes computacionais desenvolvidos pelos grupos de pesquisa que se ocupam, nas diversas partes do mundo, com o projeto de redes de recuperação de energia. A seguir uma breve consideração sobre cada um desses procedimentos computacionais, de acordo com Gundersen & Naess (1988).

HEXTRAN - desenvolvido por Challand and O'Reilly em 1980, foi o único procedimento computacional disponível no mercado, por um longo tempo, voltado à área de projeto de redes de recuperação de energia. Baseia-se na abordagem dual de temperaturas (mencionada anteriormente) para obter o mínimo consumo de energia da rede e o dimensionamento de seus trocadores de calor.

ADVENT - foi introduzido comercialmente pela Union Carbide Corp. em 1985 e é baseado na tecnologia "pinch". ADVENT opera em ambiente de estações de trabalho (*workstations*) com uma forma de apresentação que possibilita uma grande interação homem - máquina.

INTERHEAT - é um programa basicamente interativo mas possui algumas características automatizadas para a geração de redes e a otimização de parâmetros. Foi originariamente desenvolvido pelo Instituto Norueguês de Tecnologia, em Trondheim, pelo Professor Løken, mas uma extensão do programa denominado HEATNET foi desenvolvido em cooperação com o National Engineering Laboratory (NEL), no Reino Unido.

TARGET II - Desenvolvido com base nos estudos realizados por Linnhoff e seu grupo de pesquisa, no UMIST em Manchester, Inglaterra.

SUPERTARGET - foi desenvolvido também em Manchester, pelo grupo de estudos encabeçado por Linnhoff, incorporando a idéia de estabelecer um valor ótimo, na etapa antes do projeto, para a mínima abordagem de temperaturas ( $\Delta T_{\min}$ ) apresentada por Ahmad (sua tese de doutoramento intitulada "*Heat exchanger networks: cost trade-offs in energy and capital*" apresentada na *University of Manchester, Institute of Science and Technology*, 1985). Importantes ferramentas incorporadas a esse procedimento são a tabela de CP (capacidades caloríficas) e um gráfico da disposição dos potenciais térmicos da rede analisada (o chamado *Driving Force Plot* ou DFP).

RESHEX - Desenvolvido pelo grupo de estudos encabeçado pelo Professor Morari, na University of Wisconsin e posteriormente no CALTECH (California Institute of Technology, Pasadena, CA, USA). Endereçado às metas de mínimo consumo de energia e equipamentos

térmicos, este procedimento permite que cada corrente de processo contribua para o  $\Delta T_{\min}$  da rede. Um método automático de geração de redes é baseado numa modificação do modelo de Papoulias & Grossmann (1983).

MAGNETS - é um procedimento computacional desenvolvido pelo grupo do Professor Grossmann, na área de sínteses de redes de trocadores de calor, na Carnegie - Mellon University, em que técnicas e modelos de Programação Linear Inteira Mista (MILP) foram implementados em um programa de síntese automático (MAGNETS). Nesse procedimento, o modelo do transporte de Papoulias & Grossmann (1983) direciona rigorosamente, às metas de mínimo consumo de energia e número mínimo de equipamentos térmicos para a rede.

## **CAPÍTULO 3**

# **A MÁXIMA RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA EM REDES DE TROCADORES DE CALOR COMO UM PROBLEMA DE PROGRAMAÇÃO LINEAR**

### **3.1 - A PESQUISA OPERACIONAL**

Ao conjunto de processos e métodos de análise, desenvolvidos por grupos acadêmicos, no assessoramento às forças militares durante a 2ª Grande Guerra Mundial, deu-se o nome de Pesquisa Operacional. Esses primeiros grupos de estudo originaram-se na Inglaterra, com o objetivo de especular sobre problemas considerados novos, que escapavam às rotinas militares, tanto no plano estratégico quanto no tático. Podemos ressaltar, dentre os primeiros problemas estudados por esses grupos: a utilização eficiente do radar, o uso de canhões anti-aéreos, táticas de bombardeio e submarinos, escoltas navais, etc.. A eficácia desses grupos de estudo, deveu-se mais à sua engenhosidade quando da obtenção de informações, do que, de um modo geral, à elaboração de técnicas sofisticadas e específicas. Essa maneira de abordar problemas complexos estimulou o crescimento desses grupos de estudo, já no período pós-Guerra, direcionados para a solução de problemas de gerenciamento civil.

### **3.2 - A PROGRAMAÇÃO LINEAR**

A Programação Linear lida com a Otimização de funções lineares - no caso, sua maximização ou minimização - enquanto satisfazem um conjunto de restrições, também lineares,

que podem ser de igualdades ou desigualdades. De acordo com Bazaraa (1990), muito embora um problema desse tipo já houvesse sido formulado e resolvido pelo matemático e economista, da ex-União Soviética, L. V. Kantorovich, em 1939, seu trabalho permaneceu sem divulgação até 1959, e dessa maneira, credita-se a George B. Dantzig, por volta de 1947, ao tempo em que trabalhava para a força aérea dos Estados Unidos, a primeira concepção da abordagem pela programação linear. Em 1949, George B. Dantzig publicou o “Método Simplex” para a solução de problemas passíveis de uma abordagem através da programação linear. O “Método Simplex” ganhou enorme aceitação devido às seguintes características encontradas: *a-*) capacidade de modelagem para a solução de problemas complexos no campo do gerenciamento de decisões; e *b-*) capacidade de fornecer a solução num tempo razoável.

### **3.2.1 - DEFINIÇÕES BÁSICAS DA FORMULAÇÃO LINEAR**

Em Programação Linear, costuma-se modelar um determinado problema da seguinte maneira:

$$\text{Minimizar } z = c_1x_1 + c_2x_2 + \dots + c_nx_n$$

sujeito à:

$$a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + \dots + a_{1n}x_n \geq b_1$$

$$a_{21}x_1 + a_{22}x_2 + \dots + a_{2n}x_n \geq b_2$$

$$\vdots \quad \vdots \quad \quad \quad \vdots \quad \vdots$$

$$a_{m1}x_1 + a_{m2}x_2 + \dots + a_{mn}x_n \geq b_m$$

$$x_1, x_2, \dots, x_n \geq 0$$

(3.1)

onde  $Z$  é denominada função objetivo e representa a função linear sobre a qual desejamos aplicar um método de otimização. Os coeficientes  $c_1, c_2$ , etc., são denominados coeficientes de custo das variáveis  $x_1, x_2$ , etc, que são as variáveis de decisão do problema, a serem determinadas. As

desigualdades do tipo  $\sum_{j=1}^n a_{i,j} x_{i,j} \geq b_i$  denotam as restrições do modelo. Em outras palavras, representam limites aos quais as variáveis de decisão devem se adequar, na procura pelo conjunto de variáveis que otimize  $Z$ . A literatura comenta o fato de que mesmo quando se analisa problemas não lineares, pode-se sob certas restrições, considerá-los lineares uma vez que alguma parte de seu domínio pode ser respeitada através da adequada colocação de restrições onde o problema, em algum grau, torna-se linear. Os coeficientes  $a_{i,j}$ , para  $i = 1, 2, \dots, m$  e  $j = 1, 2, \dots, n$ , são denominados os coeficientes *tecnológicos* do modelo. Os termos  $b_i$  representam elementos de um vetor, ao qual, o conjunto de restrições deverá satisfazer. A restrição de não-negatividade das variáveis de decisão  $x_i$  prende-se ao fato de, em sendo a maioria dos problemas de natureza prática, tem nas suas variáveis de decisão, representações de grandezas físicas, as quais devem ser valoradas não-negativamente.

Se para um determinado problema, não houver restrição quanto ao sinal de uma dada variável de decisão, deve-se tomar uma das restrições (na qual a variável de interesse se encontra) e explicitar essa variável em função das demais; a seguir, procede-se à substituição daquela variável em todo o modelo matemático linear. Ao proceder de tal maneira, estar-se-á trabalhando apenas com variáveis não negativas (Luenberger, 1984). Uma vez que o Método Simplex (Bazaraa, 1990) requer que todas as variáveis do modelo sejam não-negativas, esse tipo de redefinição permite contornar o problema.

Um conjunto de variáveis de decisão  $x_1, x_2, \dots, x_n$  que satisfaça a todas as restrições impostas ao modelo é denominada de ponto factível ou vetor factível (Bazaraa, 1990). O conjunto de todos os pontos factíveis recebe o nome de espaço das soluções factíveis. Dessa maneira, encontrar uma solução para o problema representa encontrar um ponto factível que otimize o valor da função objetivo  $Z$ . Pode-se ainda observar, do conjunto de equações e inequações que define o problema (3.1), que as restrições, todas elas lineares, definem a região factível para a busca das soluções do problema. Geometricamente, as restrições constituem os lados de um

poliedro convexo. Procurar a solução que otimize um determinado problema, representa “caminhar” pelos lados do poliedro e avaliar a função objetivo em seus vértices (ver Fig.3.1 ).

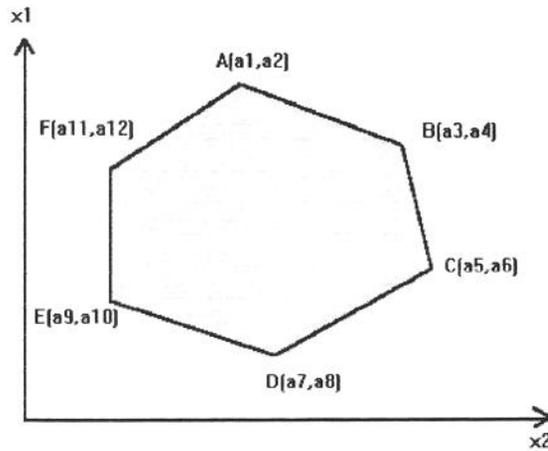


Fig. 3.1 - Poliedro convexo formado pelas restrições de um dado problema.

O sistema de equações e inequações (3.1) pode-se encontrar sob uma de duas formas: *a-*) a denominada forma *padrão*, na qual todas as restrições do modelo são de igualdade, e *b-*) a forma denominada *canônica*, que é caracterizada por uma de duas possibilidades: quando se trata de um processo de maximização e todas as restrições forem desigualdades do tipo  $\leq$ , ou quando se trata de um processo de minimização e todas as restrições forem do tipo  $\geq$ . A aplicação do “Método Simplex” a um dado modelo, requer que todas as restrições estejam escritas na forma de igualdades, ou seja, o algoritmo Simplex analisa apenas modelos colocados na forma padrão. Quando o modelo se encontra em uma das formas canônicas, torna-se necessário adicionarmos novas variáveis, na definição das restrições, de modo a transformá-las em igualdades. Nos casos de desigualdades do tipo  $\geq$ , faz-se uso das chamadas variáveis de *excesso*. Como exemplo, poder-se-ia deparar com uma desigualdade do tipo  $x_1 + x_2 \geq 9$ . Com a inclusão de uma variável de excesso ( $v$ ), a desigualdade transformar-se-ia em uma igualdade:  $x_1 + x_2 - v = 9$ . Nos casos de desigualdades do tipo  $\leq$ , faz-se uso das chamadas variáveis de *folga*. Como exemplo,  $x_1 + x_2 \leq$

10. Com a inclusão de uma variável de folga ( $u$ ), a desigualdade transformar-se na igualdade:  $x_1 + x_2 + u = 10$ .

### **3.2.2 - HIPÓTESES ADOTADAS PELA PROGRAMAÇÃO LINEAR**

Para que um dado problema possa ser abordado, é necessário que sejam feitas algumas hipóteses acerca do modelo adotado para representá-lo. A Programação Linear lança mão das seguintes hipóteses: 1-) *Proporcionalidade*: para uma variável  $x_j$ , assume-se que a sua contribuição para o custo da função objetivo é  $c_j x_j$ , e sua contribuição para a  $i$ -ésima restrição é  $a_{ij} x_j$ ; 2-) *Aditividade*, que garante ser o custo total, a soma dos custos individuais e que a contribuição total à  $i$ -ésima restrição, é a soma das contribuições individuais das atividades individuais  $x_j$ ; 3-) *Divisibilidade*, que garante que as variáveis de decisão possam ser divididas em quaisquer níveis fracionários, de modo a assumirem valores não necessariamente inteiros; e 4-) *Determinística*: os coeficientes  $c_j$ ,  $a_{ij}$  e  $b_i$  são assumidos conhecidos deterministicamente. Quaisquer elementos estocásticos ou probabilísticos nesses coeficientes, são assumidos conhecidos através de aproximações por algum equivalente determinístico.

Muito embora a natureza dessas hipóteses possa parecer muito restritiva, a Programação Linear permanece entre os modelos mais largamente utilizados na atualidade (Bazaraa, 1990). Além disso, permite a representação de vários sistemas muito satisfatoriamente, e é capaz de proporcionar uma grande quantidade de informações, ao contrário de apenas um resultado.

### **3.3 - NOTAÇÃO MATRICIAL PARA OS MODELOS DE PROGRAMAÇÃO LINEAR**

Observando-se o sistema (3.1), pode-se constatar que o conjunto das variáveis de decisão procurado, que otimiza o modelo, pode ser reescrito como um vetor  $\bar{x}$ ; o conjunto dos valores  $b_i$ ,

compõem um vetor  $\vec{b}$ ; o conjunto de todos os custos  $c_i$ , associados às variáveis de decisão, constituem um vetor  $\vec{C}$ . E finalmente, pode-se construir uma matriz  $\mathbf{A}$ , composta pelos coeficientes tecnológicos das restrições do modelo. Os vetores e a matriz podem ser escritos como segue:

$$\vec{C} = \begin{bmatrix} C_1 \\ C_2 \\ \vdots \\ C_n \end{bmatrix}; \vec{x} = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \vdots \\ x_n \end{bmatrix}; \vec{b} = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ \vdots \\ b_n \end{bmatrix}; \mathbf{A} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \cdots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \cdots & a_{2n} \\ \vdots & \vdots & \cdots & \vdots \\ a_{m1} & a_{m2} & \cdots & a_{mn} \end{bmatrix}$$

Pode-se, através dessa notação, escrever o sistema (3.1) como:

$$\begin{aligned} \text{Minimizar} \quad & z = \vec{C}^T \vec{x} \\ \text{Sujeito à:} \quad & \mathbf{A} \vec{x} = \vec{b} \\ & \vec{x} \geq \vec{0} \end{aligned} \quad (3.2)$$

onde  $\vec{C}^T$  representa o vetor  $\vec{C}$  transposto.

### 3.4 - O PROBLEMA DO TRANSPORTE

Este modelo tem como objetivo, minimizar o custo do transporte requerido para abastecer  $n$  centros consumidores (denominados destinos) com demandas  $d_j$  de quantidades  $x_{i,j}$ , a partir de  $m$  centros produtores (denominados origens) com capacidade de produção  $s_i$ . Existe um custo unitário  $c_{i,j}$ , agregado ao transporte de uma quantidade  $x_{i,j}$  desde a origem  $s_i$  até o destino  $d_j$ . Deseja-se então, minimizar o somatório dos custos de todas as rotas de transporte, de modo a maximizar os lucros na operação. Assume-se que  $x_{i,j}$ ,  $s_i$ ,  $d_j$  e  $c_{i,j}$  são valores não negativos. Pode-se também assumir que o problema é balanceado, ou seja, o somatório das quantidades

demandadas é igual ao somatório das quantidades produzidas, o que pode ser colocado matematicamente como:

$$\sum_{i=1}^m s_i = \sum_{j=1}^n d_j \quad (3.3)$$

No caso de ser um problema desbalanceado, com a produção excedendo a demanda, cria-se um novo destino  $d_{n+1}$  como segue:

$$d_{n+1} = \sum_{i=1}^m s_i - \sum_{j=1}^n d_j \quad (3.4)$$

tendo um custo de transporte  $c_{i,n+1} = 0$ , para  $i = 1, \dots, m$ . Assim, assume-se que toda a produção pode ser escoada, e o problema do transporte pode ser estabelecido como segue (Bazaraa, 1990):

**Minimizar**  $z = c_{1,1}x_{1,1} + \dots + c_{1,n}x_{1,n} + c_{2,1}x_{2,1} + \dots + c_{2,n}x_{2,n} + \dots + c_{m,1}x_{m,1} + \dots + c_{m,n}x_{m,n}$

**Sujeito à:**

$$\begin{array}{rcl} x_{1,1} + \dots + x_{1,n} & & = s_1 \\ & x_{2,1} + \dots + x_{2,n} & = s_2 \\ & \ddots & \vdots \\ & & x_{m,1} + \dots + x_{m,n} = s_m \\ x_{1,1} + x_{2,1} + \dots + x_{m,1} & & = d_1 \\ & x_{1,2} + x_{2,2} + \dots + x_{m,2} & = d_2 \\ & \ddots & \vdots \\ & x_{1,n} + x_{2,n} + \dots + x_{m,n} & = d_n \\ x_{1,1}, \dots, x_{1,n}, x_{2,1}, \dots, x_{2,n}, x_{m,1}, \dots, x_{m,n} & & \geq 0 \end{array} \quad (3.5)$$

O modelo do transporte possui também a característica de poder ser expresso por intermédio de grafos. Devido à sua estrutura ser definida em termos de origens e destinos, pode-se, associar um *arco* desde a origem  $i$  até o destino  $j$ . Na notação da Teoria dos Grafos, um arco é a rota direta que liga o *nó*  $i$  ao *nó*  $j$ . Desta maneira, para cada rota de transporte da atividade  $x_{i,j}$  a um custo unitário  $c_{i,j}$ , pode-se associar um arco  $(i,j)$  denotando origem da produção - mercado

consumidor. A Fig. 3.2 mostra a representação do modelo do transporte através da Teoria dos Grafos, para um problema genérico (Bazaraa, 1990).

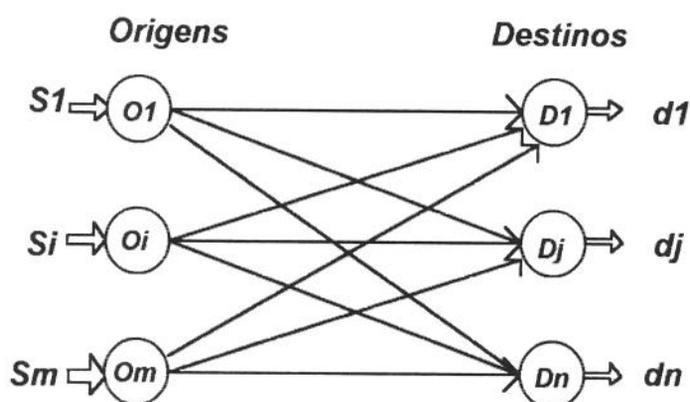


Fig.3.2 - Representação de um Problema de Transporte por meio da Teoria dos Grafos

### 3.5 - FORMULAÇÃO DE TRANSPORTE APLICADA A UM PROBLEMA REAL ENVOLVENDO UMA BATERIA DE PRÉ-AQUECIMENTO

Como foi descrito no Capítulo 1, uma parte da unidade de craqueamento catalítico da REPLAN possui uma bateria de trocadores de calor para o aquecimento da carga de gasóleo, afim de que a mesma alcance a temperatura de  $273^{\circ}\text{C}$ , antes de entrar no reator catalítico da unidade. Para a etapa de aquecimento da carga, são utilizadas 5 correntes quentes de produtos que necessitam transferir energia afim de sofrerem uma redução em suas temperaturas finais. Um forno está colocado antes do reator catalítico, para fornecer à carga um complemento energético no caso de a troca de energia com as 5 correntes não levá-la à temperatura pré-reator desejada. O principal propósito desta análise é tirar vantagem do conteúdo energético das correntes quentes, de modo a minimizar a intervenção do forno. Os dados térmicos para todas as correntes de processo se encontram na Tabela 3.1, na qual as temperaturas iniciais das correntes LCO e ODEC-REC (que não aparecem na Tabela 1.1 do Capítulo 1), foram obtidas por um balanço de energia. Esse balanço de energia foi, por sua vez, efetuado a partir do cálculo das capacidades

caloríficas das diversas correntes de processo (ver Anexo 1). A Fig. 3.3 mostra um esquema de processo, indicando as cargas térmicas nos diversos equipamentos.

| Correntes | Temp. inicial<br>$T_i(^{\circ}\text{C})$ | Temp. final<br>$T_f(^{\circ}\text{C})$ | Densidade<br>$d(20^{\circ}\text{C}/4^{\circ}\text{C})$ | Vazão<br>( $\text{m}^3/\text{dia}$ ) |
|-----------|--|--|--|--------------------------------------|
| GASÓLEO   | 77                                       | 273                                    | 0,93   | 7800                                 |
| NAFTA     | 130                                      | 50                                     | 0,75   | 13680                                |
| LCO       | 240                                      | 40                                     | 0,97   | 520                                  |
| ODEC PROD | 320                                      | 80                                     | 1,1  | 950                                  |
| HCO       | 245                                      | 170                                    | 1,0  | 5200                                 |
| ODEC REC  | 348                                      | 210                                    | 1,1  | 1800                                 |

Tabela 3.1 - Dados térmicos da bateria de pré-aquecimento de gasóleo

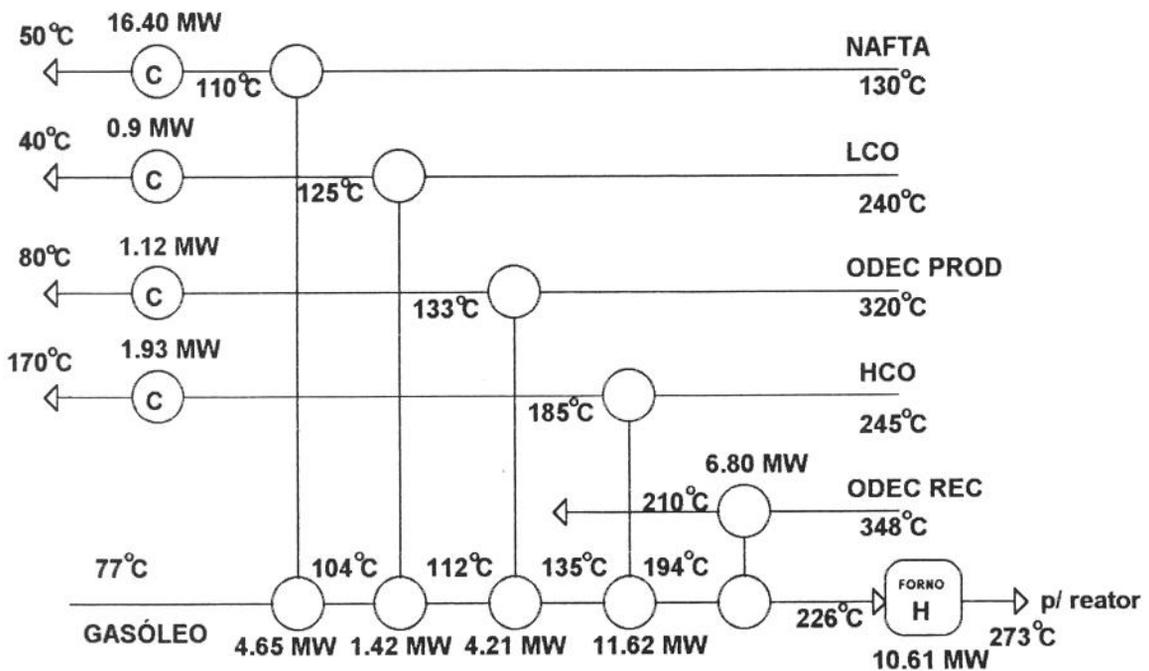


Fig. 3.3 - Esquema da parte térmica do processo de craqueamento catalítico da REPLAN.

### 3.5.1 - O MÉTODO DOS INTERVALOS DE TEMPERATURA

Na modelagem do problema da REPLAN, como um problema adequado à metodologia inerente ao problema do transporte, será necessário caracterizá-lo em termos de “origens” e

“destinos” (ou centros produtores e consumidores) de certa atividade que se deseja transportar (neste caso, a atividade a ser “transportada” é a energia excedente das correntes quentes). Na busca pelo mínimo consumo de utilidades, tomará parte o parâmetro  $\Delta T_{\min}$  representando a menor diferença de temperatura permitida para a rede de trocadores de calor. Este valor é de 12 °C para a planta em questão. Seguindo o procedimento de Linnhoff & Flower (1978) toma-se as temperaturas terminais das correntes quentes e subtrai-se o valor de  $\Delta T_{\min}$ . Todas as temperaturas são então ordenadas, eliminando-se repetições. Para o processo da REPLAN, temos 20 intervalos de temperatura, como pode ser observado na Fig. 3.4.

| Intervalos Frios | Intervalos | $\Delta T(^{\circ}\text{C})$ | Intervalos Quentes |
|------------------|------------|------------------------------|--------------------|
| 28 — 38          | 1          | 10                           | 40 — 50            |
| 38 — 68          | 2          | 30                           | 50 — 80            |
| 68 — 77          | 3          | 9                            | 80 — 89            |
| 77 — 98 (1)      | 4          | 21                           | 89 — 110           |
| 98 — 104         | 5          | 6                            | 110 — 116          |
| 104 — 112        | 6          | 8                            | 116 — 124          |
| 112 — 113        | 7          | 1                            | 124 — 125          |
| 113 — 118        | 8          | 5                            | (2) 125 — 130      |
| 118 — 121        | 9          | 3                            | 130 — 133          |
| 121 — 135        | 10         | 14                           | 133 — 147          |
| 135 — 158        | 11         | 23                           | 147 — 170          |
| 158 — 173        | 12         | 15                           | 170 — 185          |
| 173 — 194        | 13         | 21                           | 185 — 206          |
| 194 — 198        | 14         | 4                            | 206 — 210          |
| 198 — 226        | 15         | 28                           | 210 — 238          |
| 226 — 228        | 16         | 2                            | 238 — 240          |
| 228 — 233        | 17         | 5                            | 240 — 245          |
| 233 — 273        | 18         | 40                           | 245 — 285          |
| 273 — 308        | 19         | 35                           | 285 — 320          |
| 308 — 336        | 20         | 28                           | 320 — 348          |

Fig 3.4 - Intervalos de temperatura para o problema analisado

Esse método dos intervalos de temperatura representa uma maneira simples de se considerar a Segunda Lei da Termodinâmica, no problema da análise da integração energética (Douglas, 1988). Em cada intervalo de temperatura pode-se transferir energia de correntes

quentes para correntes frias, uma vez que garante-se, com a disposição em intervalos, a existência de uma adequada força motriz para o processo de transferência de calor (Douglas, 1988).

Em seguida, tenta-se quantificar a capacidade de transferência térmica entre as correntes, para cada intervalo de temperatura. Pode-se imaginar que as correntes de processo foram subdivididas em  $n$  partes, onde  $n$  é igual ao número de intervalos de temperatura, obtidos. Dessa forma, cada sub-corrente é caracterizada por dois sub-índices sendo o primeiro, o que identifica a corrente de origem e o segundo o intervalo de temperatura analisado. Assim, denota-se por  $a_{i,k}$  a carga térmica necessária para aquecimento da corrente fria  $i$ , no intervalo de temperatura  $k$  :

$$a_{i,k} = C_{P_{i,k}} \Delta T'_k \quad (3.6)$$

onde  $C_{P_{i,k}}$  representa a capacidade calorífica da corrente fria  $i$ , no intervalo  $k$  (em unidades de taxa de troca de calor/temperatura). De um modo semelhante, a disponibilidade térmica da corrente quente  $j$ , no intervalo de temperatura  $l$ ,  $b_{j,l}$ , pode ser obtida como:

$$b_{j,l} = C_{P_{j,l}} \Delta T_l \quad (3.7)$$

onde  $C_{P_{j,l}}$  representa a capacidade calorífica da corrente quente  $j$ , no intervalo  $l$ .

Cada sub-corrente fria  $c_{i,k}$  deverá satisfazer sua necessidade energética, trocando energia com sub-correntes quentes  $h_{j,l}$  situadas em intervalos de temperatura não inferiores ao seu ( $k \geq l$ ) ou trocando energia diretamente com as utilidades quentes (no caso, o combustível queimado no forno). Da mesma maneira, cada sub-corrente quente  $h_{j,l}$  deverá atingir seu nível energético especificado em cada intervalo, transferindo energia para sub-correntes frias situadas em intervalos de temperatura inferiores ou iguais ao seu, ou transferindo energia diretamente para as utilidades frias (no caso a água de refrigeração à pressão e temperatura ambientes).

### 3.5.2 - FORMULAÇÃO MATEMÁTICA

A formulação do problema do transporte, quando aplicada ao processo de pré-aquecimento do gásóleo, segue a mesma notação empregada por Cerda et al. (1983a). No modelo do transporte, o objetivo é minimizar o uso de energia proveniente das utilidades de processo. Desta forma, o problema a ser analisado transforma-se em:

$$\text{Minimizar } \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^H \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L C_{ik,jl} q_{ik,jl} \quad (3.8)$$

**Sujeito a:**

$$\sum_{j=1}^H \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = a_{i,k} \quad , \quad i = 1, \dots, C \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (3.9)$$

$$\sum_{i=1}^C \sum_{k=1}^L q_{ik,jl} = b_{j,l} \quad , \quad j = 1, \dots, H \quad ; \quad l = 1, \dots, L \quad (3.10)$$

**onde:**

$$q_{ik,jl} \geq 0 \quad , \quad \forall (i, j, k, l) \quad (3.11)$$

$$\text{e: } C_{ik,jl} = \begin{cases} M, & \text{para } k > l \\ 1, & \text{para } j = H \text{ e } i \neq C \\ 1, & \text{para } j \neq H \text{ e } i = C \\ 0, & \text{em todos os outros casos} \end{cases} \quad (3.12)$$

A equação (3.8), que representa a função objetivo do problema, direciona o processo de otimização no sentido de minimizar a transferência de energia, entre correntes de processo (quentes ou frias) e utilidades (água de refrigeração ou a intervenção do forno). A equação (3.9), significa que a corrente de processo fria  $i$ , no intervalo de temperatura  $k$ , requer uma demanda

energética ( $a_{j,k}$ ), que deve ser suprida pela transferência de energia das correntes quentes  $j$ , ( $j=1,\dots,H$ ) nos intervalos de temperatura  $l$ , tal que  $l \geq k$ . A equação (3.10), refere-se à capacidade de a corrente quente  $j$ , no intervalo de temperatura  $l$ , de transferir energia para as correntes frias  $i$ , ( $i=1,\dots,C$ ) nos intervalos de temperatura  $k$ , tal que  $k \leq l$ . A equação (3.11) refere-se à não negatividade das variáveis de decisão. Por fim, a equação (3.12) refere-se aos coeficientes de custo da função objetivo. O fato de se desejar priorizar as trocas de energia entre as correntes de processo se faz notar, pela escolha de um custo unitário nulo. Em outras palavras, faz-se uso único e exclusivo dos potenciais térmicos das correntes do processo. Quando se permite a intervenção de utilidades de processo, necessariamente incorre-se num custo adicional, na planta. O modelo contempla este fato, atribuindo um custo unitário para a transferência de energia entre correntes de processo e utilidades. Como os somatórios em (3.8) se estendem sobre todas as correntes e todos os intervalos de temperatura, torna-se necessário precaver-se contra a possibilidade de se tentar transferir energia entre uma corrente quente e uma corrente fria, estando a primeira situada em um intervalo de temperatura inferior ao da segunda (o que fere a Segunda Lei da Termodinâmica). Isto é feito, pela imposição ao modelo de um custo extremamente elevado, ao qual denomina-se  $M$  em (3.12). Em outras palavras, com esse valor de  $M$ , para as associações (trocas térmicas) não factíveis, força-se o modelo a procurar uma solução para o problema, que evite essas “rotas” proibidas. Na literatura, esse tratamento é referenciado como o Método do “big  $M$ ” (Lumberger, 1984). Entretanto, é muito mais vantajoso computacionalmente eliminar os arcos (as variáveis) onde  $k > l$  do que penalizar o fluxo neles.

A resolução do sistema de equações (3.8-12) será apresentada no Capítulo 6, usando os métodos que a seguir discutiremos.

### 3.6 - A REGRA DO CANTO NOROESTE

Em Pesquisa Operacional, a solução dos problemas por intermédio de procedimentos iterativos, em geral necessita de uma estimativa inicial, para as variáveis desconhecidas, para dar

início ao processo de busca da solução ótima do problema. De acordo com Luemberger (1984), existe uma maneira direta de se encontrar essa solução inicial, conhecida como *solução básica inicial factível*, para problemas que têm uma estrutura adequada à modelagem pelo problema do transporte. A abordagem faz uso do método conhecido como a *regra do canto noroeste* (Dantzig, 1963). A Fig. 3.5 mostra a aplicação dessa regra a um problema constituído por duas correntes quentes (2 e 4) e duas correntes frias (1 e 3), cujos dados aparecem na Tabela 3.2 (extraída de Linnhoff *et al.*, 1982).

| Correntes | $C_p$ (kW/°C) | $T_i$ (°C) | $T_f$ (°C) |
|-----------|---------------|------------|------------|
| (1)       | 2             | 20         | 135        |
| (2)       | 3             | 170        | 60         |
| (3)       | 4             | 80         | 140        |
| (4)       | 1,5           | 150        | 30         |

Tabela 3.2 - Dados para o exemplo de aplicação da regra do canto noroeste

A esse problema foi aplicado o método dos intervalos de temperatura, para um  $\Delta T_{\min}$  possível de 10°C. Em seguida foram utilizadas as equações (3.6) e (3.7) para o cálculo de demandas e disponibilidades das correntes quentes e frias. Esses valores, por fim, aparecem ao lado das correntes frias e acima das correntes quentes, nos seus respectivos intervalos de temperatura, na Fig 3.5.

|       |     | 60. | 7.5 | 15. | 82.5 | 165. | 45. | 90. | 45. | 470. |
|-------|-----|-----|-----|-----|------|------|-----|-----|-----|------|
| C \ H | H   | H25 | H44 | H24 | H43  | H23  | H42 | H22 | H41 | H    |
| 20.   | C34 | 20. |     |     |      |      |     |     |     |      |
| 220.  | C33 | 40. | 7.5 | 15. | 82.5 | 75.  |     |     |     |      |
| 110.  | C13 |     |     |     |      | 90.  |     |     |     | 20.  |
| 60.   | C12 |     |     |     |      |      | 45. | 15. |     |      |
| 60.   | C11 |     |     |     |      |      |     | 60. |     |      |
| 510.  | C   |     |     |     |      |      |     | 15. | 45. |      |

Fig. 3.5 - Aplicação da regra do canto noroeste ao exemplo da Tabela 3.2

De acordo com Lumberger (1984) o procedimento em etapas, para a implementação da *regra do canto noroeste*, pode ser exposto como segue:

- 1) Inicia-se pela célula situada no canto superior esquerdo;
- 2) Aloca-se a máxima quantidade factível consistente com as necessidades, da soma de linhas e colunas, que envolvem aquela célula (ao menos uma dessas necessidades deverá ser atendida);
- 3) Move-se uma célula para a direita se existir algum requisito (energético no caso) na linha, para ser atendido; em caso contrário, move-se uma célula para baixo;
- 4) Se todas as necessidades foram atendidas, finaliza-se o procedimento; em caso contrário, volta-se ao estágio 2.

Os elementos que aparecem nas células da estrutura matricial da Fig. 3.5 representam uma solução básica inicial factível para o problema. Uma célula vazia representa a não ocorrência de transferência de energia entre as correntes de processo envolvidas, nos indicados intervalos de temperatura. A condição de infactibilidade (neste exemplo, transferir energia de uma corrente quente em intervalo de temperatura inferior ao da corrente fria) é dada pela letra I. No exemplo analisado, chegou-se aos requisitos mínimos de energia, provenientes das utilidades de processo: 60 kW para resfriamento e 20 kW para aquecimento.

### 3.7 - A SOLUÇÃO ÓTIMA

De acordo com Cerda et al. (1983a), para um problema de máxima recuperação energética, quando formulado através do modelo do transporte, se não forem violadas quaisquer restrições termodinâmicas e, além disso, for satisfeito o valor de  $\Delta T_{\min}$  para todas as possíveis associações de correntes, a *regra do canto noroeste* proporciona a solução ótima do problema.

### 3.8 - A TEORIA DOS GRAFOS E O MÉTODO DO “PINCH POINT”

De acordo com a definição dada por Luemberger (1984), um grafo é um conjunto finito de elementos chamados *nós*, juntamente com um subconjunto de pares de nós não ordenados, que recebem a denominação de *arcos*. Por exemplo, o arco conectando a corrente quente 2, em seu intervalo de temperatura 4 [nó (2,4)], com a corrente 3, em seu intervalo de temperatura 1 [nó(3,1)] pode ser representado como:



onde uma seta indica a direção na qual uma disponibilidade de energia pode ser transferida (da corrente quente 2 para a corrente fria 3, neste caso). Na Fig. 3.6, pode-se visualizar os resultados de um problema de máxima recuperação energética, quando colocado na forma de grafos. Observa-se a existência de duas regiões distintas, separadas por uma linha pontilhada. Nota-se também, que não existem arcos cruzando essa linha pontilhada. Essa linha caracteriza a divisão do processo de integração energética em duas partes distintas: a parte superior da Fig 3.6 refere-se à região de “sumidouro” energético, e a parte inferior da mesma figura refere-se à região de “fonte” energética do processo. Essas regiões são características da metodologia “pinch” (Linnhoff *et al.*, 1982) e uma comparação entre os dois tratamentos pode ser vista na Fig. 3.6.

Do ponto de vista da solução ótima do modelo, a condição de otimalidade é alcançada justamente quando o procedimento chega a uma configuração de transferência de energia, entre as correntes para um dado processo, onde não existam arcos cruzando a linha de "pinch point" (ver Fig. 3.6), ou seja, ligando a região de "sumidouro" à região de "fonte" energética.

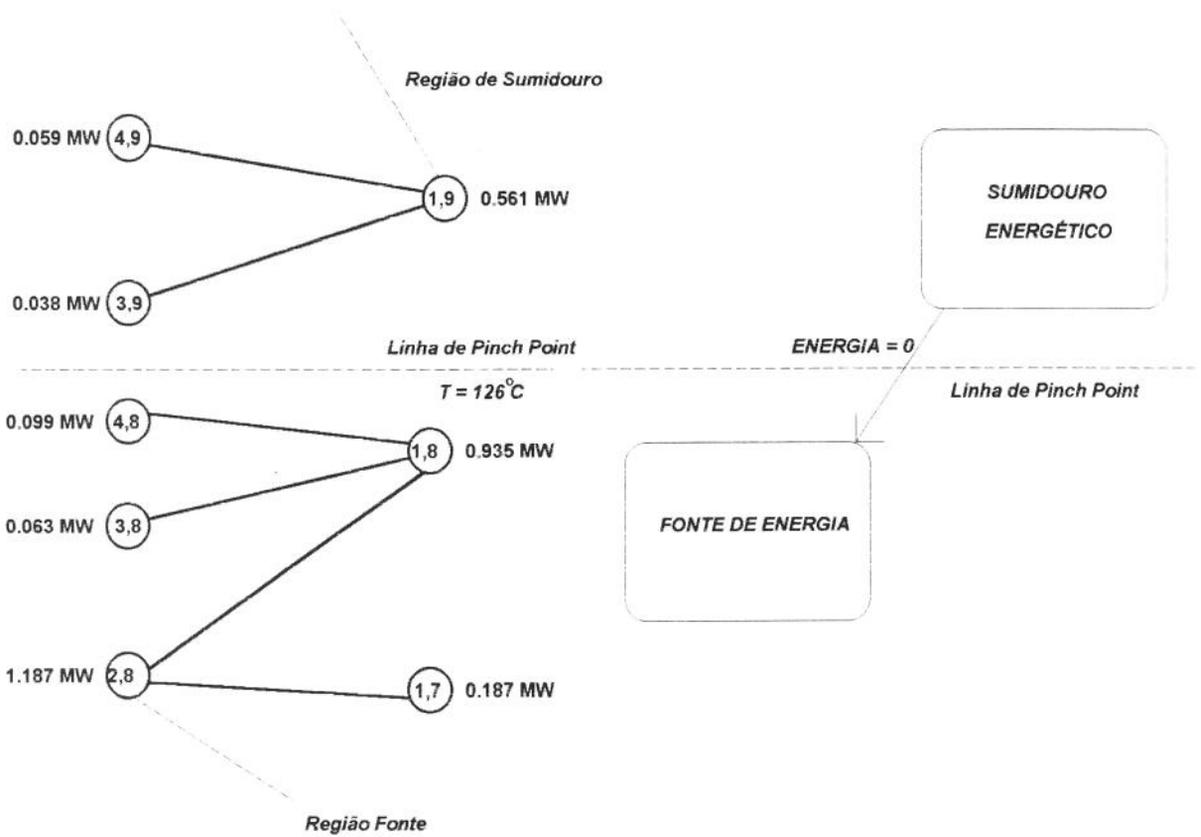


Fig. 3.6 - Correspondência entre a Metodologia “Pinch” e a Teoria dos Grafos, na abordagem de problemas envolvendo Máxima Recuperação Energética

## **CAPÍTULO 4**

### **A PROGRAMAÇÃO LINEAR INTEIRA E A SOLUÇÃO PARA A REDE, A PARTIR DA MÁXIMA RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA, COM O NÚMERO MÍNIMO DE EQUIPAMENTOS DE TROCA TÉRMICA**

#### **4.1 - A MÁXIMA RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA E O MÍNIMO NÚMERO DE EQUIPAMENTOS**

Como já observado no Capítulo 3 deste trabalho, os conceitos e ferramentais oriundos da Programação Linear podem ser utilizados para a obtenção da solução, para o problema de redes de equipamentos térmicos, de máxima transferência de energia (**M.R.E.**) entre as correntes de um dado processo. Na formulação matemática adequada à Programação Linear, tem-se o problema de priorizar a transferência de energia entre as correntes de processo, o que reduziria o consumo de utilidades de processo. Conseguindo esse objetivo, o próximo passo seria o de encontrar o menor número de equipamentos de troca térmica, que atendem à M.R.E. obtida na etapa anterior. Neste capítulo pretende-se mostrar a adequação desse problema, ao tratamento através do método Simplex, para formulações de problemas de transporte, categoria na qual mostraremos que se enquadra, por meio de simplificações e ainda assim resultando soluções muito satisfatórias.

## 4.2 - ASPECTOS BÁSICOS DA PROGRAMAÇÃO INTEIRA

A programação matemática se divide em certos segmentos, um dos quais a Programação Linear Inteira como observado, também, no Capítulo 3 (lá, através da Programação Linear), um problema de programação matemática pode ser formulado, sucintamente, como (Garfinkel & Nemhauser, 1972):

$$\text{Maximizar } f(\bar{x}) \quad ; \bar{x} \in S \subseteq R^n \quad (4.1)$$

onde  $R^n$  é o conjunto de todos os vetores n-dimensionais (de números reais definidos sobre S) que representa o conjunto de restrições a que o modelo deverá obedecer; f é a conhecida função objetivo que se deseja maximizar (ou minimizar). No caso da Programação Linear Inteira, S é o conjunto das soluções factíveis para o modelo, definido por:

$$S = \{ \bar{x} \mid A \bar{x} = \bar{b}, \bar{x} \geq \bar{0} \text{ e inteiro} \} \quad (4.2)$$

ou seja, o vetor solução do problema,  $\bar{x}$  pertencente a S, tem todos os seus elementos inteiros. Uma solução para o modelo seria a obtenção de um vetor  $\bar{x}^o$ , pertencente a S, que otimiza a função objetivo.

### 4.2.1 - A FORMA PADRÃO DA PROGRAMAÇÃO LINEAR INTEIRA

Em geral, os problemas passíveis de serem abordados através Programação Linear Inteira podem ser colocados sob as seguintes formas (Garfinkel & Nemhauser, 1972):

$$\begin{array}{ll}
 \text{Minimizar} & z = \bar{c}^T \bar{x} \\
 \text{Sujeito a:} & A\bar{x} = \bar{b} \\
 & \bar{x} \geq \bar{0} \text{ e inteiro}
 \end{array} \tag{4.3}$$

ou, pode-se ainda estabelecer o problema por meio de somatórios como segue:

$$\begin{array}{ll}
 \text{Maximizar} & z = \sum_{j=1}^n c_j x_j \\
 \text{Sujeito a:} & \sum_{j=1}^n a_{i,j} x_j = b_i, \quad i = 1, \dots, m \\
 & x_j \geq 0 \text{ e inteiro}, \quad j = 1, \dots, n
 \end{array} \tag{4.4}$$

Nesse modelo, todos os coeficientes  $a_{ij}$ ,  $c_j$ ,  $b_j$  devem ser assumidos como tendo valores positivos e inteiros. Além disso, o conjunto de restrições pode ter elementos representativos de desigualdades, os quais, como visto no capítulo anterior, podem ser convertidos em igualdades, pela introdução das chamadas variáveis de folga ou de excesso.

Relaxando-se a necessidade de integralidade dos vetores  $\bar{x}$  (Garfinkel & Nemhauser, 1972) obtém-se um modelo de Programação Linear correspondente ao modelo de P.L.I.. Considere-se os conjuntos, a seguir definidos:

$$\begin{array}{l}
 S_1 = \{x \in R^N : Ax = b, x \geq 0, \text{ inteiro}\} \\
 e \\
 S_2 = \{x \in R^N : Ax = b, x \geq 0\}
 \end{array}$$

Em geral, pode-se dizer que o problema do P.L.I. sob  $S_1$  é uma restrição de um P.L. equivalente sob  $S_2$ , onde  $S_1$  é o conjunto de restrições sobre o P.L.I. e  $S_2$  é o do P.L.:

$$\begin{array}{ll}
 \text{Max} & Cx : x \in S_1 \quad (\text{P.L.I.}) \\
 \text{Max} & Cx : x \in S_2 \quad (\text{P.L.}) \Rightarrow \text{Relaxação do P.L.I.}
 \end{array}$$

Um caso especial de um modelo de P.L.I é o chamado P.L.I. *binário*, onde os elementos do vetor solução devem ter valores nulos ou unitários. Veremos mais adiante, que será esse tipo de P.L.I. o mais adequado ao problema da associação de correntes de processo visando o mínimo número de equipamentos térmicos. Essa forma especial é escrita, em notação matricial como:

$$\begin{array}{ll}
 \text{Minimizar} & \mathbf{Z} = \bar{\mathbf{C}}^T \bar{\mathbf{x}} \\
 \text{Sujeito a:} & \mathbf{A} \bar{\mathbf{x}} = \bar{\mathbf{b}} \\
 & \bar{\mathbf{x}} \geq \bar{\mathbf{0}} \text{ e binário}
 \end{array} \quad (4.5)$$

#### **4.2.2 - MÉTODOS DE SOLUÇÃO DA PROGRAMACÃO LINEAR INTEIRA**

Existem duas abordagens fundamentais para a solução de modelos analisados pela P.L.I.: *métodos da enumeração* e o *método dos planos de corte*. Dentre os métodos de enumeração, deve ser destacado o *método branch and bound*, que é baseado na procura da solução ótima de um modelo de Programação Linear Inteira, dentro de limites inferiores e superiores extraídos do conjunto de soluções factíveis, dentro do poliedro convexo (espaço de restrições sob o qual, o problema está definido). A partir dos conceitos de relaxação discutidos nos itens anteriores, observa-se que se um modelo de P.L. tem uma solução ótima e inteira, esta será uma solução factível e ótima para o modelo de P.L.I. correspondente. Em linhas gerais os métodos de enumeração tentam, como o próprio nome sugere, enumerar todos os pontos factíveis dentro da região de restrições do problema. Essa tentativa pode ser implementada observando-se o conjunto de restrições do modelo, sendo este de dimensões não muito grandes. O exemplo a seguir ilustra a implementação desse método de solução.

#### 4.2.2.1 - Um exemplo de resolução de um modelo de P.L.I.

Tomemos o seguinte problema (Garfinkel & Nemhauser, 1972):

$$\begin{aligned}
 &\text{Maximizar} && 2x_1 + x_2 \\
 &\text{Sujeito a:} && x_1 + x_2 + x_3 = 5 \\
 &&& -x_1 + x_2 + x_4 = 0 \\
 &&& 6x_1 + 2x_2 + x_5 = 21 \\
 &&& x_1, x_2 \geq 0 \text{ inteiros}
 \end{aligned} \tag{4.6}$$

O problema (4.6) pode ser reescrito como:

$$\begin{aligned}
 &\text{Maximizar} && 2x_1 + x_2 \\
 &\text{Sujeito a:} && x_1 + x_2 \leq 5 \\
 &&& -x_1 + x_2 \leq 0 \\
 &&& 6x_1 + 2x_2 \leq 21 \\
 &&& x_1, x_2 \geq 0 \text{ inteiros}
 \end{aligned} \tag{4.7}$$

"uma vez que  $x_3$ ,  $x_4$  e  $x_5$  são variáveis de folga. É possível levantar-se um limite superior para o número de pontos factíveis observando-se as restrições do modelo. Por exemplo, da primeira restrição de (4.7) pode-se perceber que  $0 \leq x_1, x_2 \leq 5$ . Da terceira restrição infere-se que  $0 \leq x_1 \leq 3$ . Assim, como  $x_1$  está limitado entre 0 e 3 e  $x_2$  entre 0 e 5, os pontos factíveis para o modelo (dentre os quais deve-se buscar o ótimo) podem ser limitados em 24. Somando-se a primeira e a segunda das restrições do modelo, observa-se que  $2x_2 \leq 5$  e devido à necessidade de integralidade das variáveis,  $x_2 \leq 2$  o que reduz os pontos factíveis para 12. Além disso, observando-se a função objetivo para o ponto (3,0) resulta 6 o que pode ser entendido como: o ponto ótimo do modelo deve ser tal que leve a  $f(x) \geq 6$ . Outra observação pode ser feita notando-se que para atender à

esse valor de  $f(x)$  e com  $x_2$  limitado entre 0 e 2,  $2x_1 + 2 \geq 6$  ou  $x_1 \geq 2$ . Este resultado reduz ainda mais o conjunto de pontos factíveis para 6. Destes, (2,0) e (2,1) produzem valores menores do que 6 para a função objetivo e portanto o conjunto de pontos reduz-se a 4. Pela resolução do P.L. correspondente obtém-se o valor de 7.75. Com isso, o valor ótimo da função objetivo do P.L.I. deverá ser 7. Nota-se que o ponto (3,2) não satisfaz à essa restrição e portanto o conjunto dos pontos factíveis reduz-se, por fim, a 3: (2,2), (3,0), (3,1), um dos quais deverá otimizar o valor da função objetivo".

A outra abordagem de um modelo de P.L.I. é através do *método dos planos de corte*. Este procedimento é baseado na geração de uma seqüência de desigualdades lineares que cortam a região factível do correspondente P.L. (ver Fig. 4.1) enquanto vão deixando intacta a região factível do P.L.I. Quando um número suficiente desses hiperplanos de corte tiverem sido gerados, o P.L.I. terá a mesma solução ótima que o P.L. correspondente.

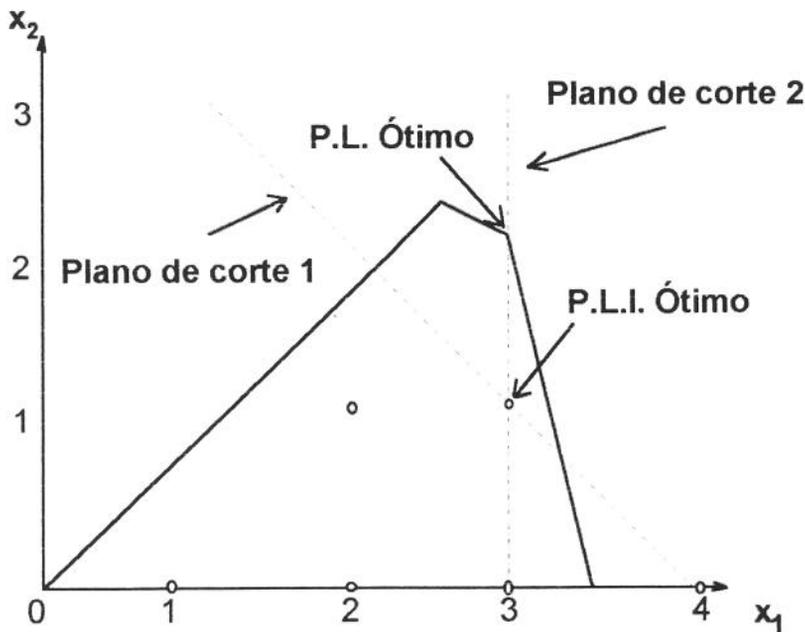


Fig. 4.1 - Esquematização do método de planos de corte

### 4.3 - O MÍNIMO NÚMERO DE EQUIPAMENTOS QUE ATENDEM À M. R. E. E À P.L.I.

A função objetivo, neste caso, deve focar o processo de minimização das associações possíveis entre as correntes de processo (trocas térmicas). Cada associação será representada pela variável  $y_{i,j}$ , onde  $i$  é representativo das correntes frias,  $i = 1, \dots, C$ ; e  $j$  é representativo das correntes quentes de processo,  $j = 1, \dots, H$ . A variável  $y_{i,j}$  é uma variável inteira do tipo binário, assumindo o valor unitário quando uma associação puder ser efetuada, e o valor nulo quando a associação é impossível. Logo, pode-se escrever:

$$\text{Minimizar} \quad \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^H y_{i,j} \quad (4.8)$$

**Sujeito a:**

$$\sum_{j=1}^H \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = a_{i,k} \quad , \quad i = 1, \dots, C \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (4.9)$$

$$\sum_{i=1}^C \sum_{k=1}^L q_{ik,jl} = b_{j,l} \quad , \quad j = 1, \dots, H \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (4.10)$$

**com:**

$$q_{ik,jl} \geq 0 \quad , \quad \forall (i, j, k, l) \quad (4.11)$$

$$\sum_{i=1}^L b_{H,l} = (b_H)_{\min} \quad (4.12)$$

$$\sum_{k=1}^L a_{C,k} = (a_C)_{\min}$$

onde  $(b_H)_{min}$  representará a mínima quantidade de energia transferida pela utilidade quente às correntes frias do processo, a qual é obtida na etapa anterior (ver Capítulo 3), quando da resolução do P.L. correspondente à máxima recuperação energética; da mesma forma,  $(a_C)_{min}$  representará a mínima energia transferida das correntes quentes à utilidade fria, também obtida na etapa anterior;

**e ainda:**

$$\sum_{k=1}^L \sum_{l=k}^L q_{ik,jl} \leq U_{i,j} y_{i,j} \quad \text{para} \quad \begin{cases} i = 1, 2, \dots, C \\ j = 1, 2, \dots, H \end{cases} \quad (4.13)$$

$$y_{i,j} = 0 \text{ ou } 1 \quad \text{para} \quad \begin{cases} i = 1, 2, \dots, C \\ j = 1, 2, \dots, H \end{cases} \quad (4.14)$$

onde  $U_{i,j}$  representará a máxima quantidade de energia possível de ser transferida entre uma corrente quente  $h_j$  e uma corrente fria  $c_i$ ;  $U_{i,j}$  pode ser definida pela aplicação da *regra do canto noroeste* (vista no Capítulo 3) a um “tableau” de um problema de transporte padrão e que inclui apenas as pseudo-correntes quentes ( $h_{j,l}$  que representa as contribuições de energia, da corrente  $h_j$ , nos intervalos de temperatura  $l = 1, \dots, L$ ) e as pseudo-correntes frias ( $c_{i,k}$  que representa as demandas de energia, da corrente  $c_i$ , nos intervalos de temperatura  $k = 1, \dots, L$ ). Essas correntes deverão ser ordenadas, de forma decrescente, nos níveis de temperatura. Através da Fig 4.2, a seguir, que representa o P.L. resolvido como exemplo de aplicação da regra do canto noroeste no Capítulo 3, tem-se uma boa idéia de como os valores dos limitantes  $U_{i,j}$  podem ser obtidos.

|     |     | 330  |      |      |      | 180  |      |      |      |
|-----|-----|------|------|------|------|------|------|------|------|
|     |     | 60   | 15   | 165  | 90   | 7,5  | 82,5 | 45   | 45   |
|     |     | H2,5 | H2,4 | H2,3 | H2,2 | H4,4 | H4,3 | H4,2 | H4,1 |
| 240 | 20  | C3,4 | 20   |      |      | 7,5  |      |      |      |
|     | 220 | C3,3 | 40   | 15   | 165  |      | 82,5 |      |      |
| 230 | 110 | C1,3 | 60   | 15   | 35   | 7,5  | 82,5 |      |      |
|     | 60  | C1,2 |      |      | 60   |      |      | 45   |      |
|     | 60  | C1,1 |      |      | 60   |      |      |      | 45   |

Fig 4.2 - Exemplo mostrando a determinação dos limitantes  $U_{i,j}$ .

No exemplo acima notamos que existem 4 correntes de processo (1 e 3 são frias e 2 e 4 são correntes quentes) e os valores dos limitantes para a transferência de calor entre essas correntes são:  $U_{1,2} = 230$ ;  $U_{1,4} = 180$ ;  $U_{3,2} = 240$  e  $U_{3,4} = 90$ .

Em geral,  $U_{i,j} \leq \min(a_i, b_j)$  sendo  $a_i$  a quantidade total de energia demandada pela corrente fria  $i$  e  $b_j$  a energia “disponível” para ser transferida da corrente quente  $j$ . De maneira a tornar mais claro o entendimento do papel do limitante  $U_{i,j}$ , pode-se fazer a seguinte observação (Cerda et al., 1983a): se para uma determinada solução factível  $y_{i,j} = \theta$ , o “match”  $(c_i, h_j)$  não ocorrerá como parte solução e neste caso, a restrição (4.13) torna-se:

$$\sum_{k=1}^L \sum_{l=k}^L q_{ik,jl} \leq 0 \quad (4.15)$$

e uma vez que todos os  $q_{ik,jl}$  são positivos, (4.14) torna-se uma igualdade que é satisfeita quando todos os  $q_{ik,jl}$  ( $k = 1, \dots, L$  e  $l = k, \dots, L$ ) são nulos. Isto significa que as correntes  $i$  e  $j$  não trocam

calor. Agora, se  $y_{i,j} = I$ , o “match”  $(c_i, h_j)$  é ativo na rede de trocadores de calor considerada. Neste caso (4.14) torna-se.

$$\sum_{k=1}^L \sum_{l=k}^L q_{ik, .jl} \leq U_{i,j} \quad (4.16)$$

que não é muito significativa uma vez que essa restrição já está imposta pelos conjuntos (4.9) e (4.10). De acordo com esses autores, o problema tal como colocado aqui representa uma classe especial de problemas ligados à Programação Linear Inteira Mista (P.L.I.M.) cuja formulação matemática padrão é:

$$\begin{aligned} & \text{Minimizar} && C_1 q + C_2 y \\ & \text{Sujeito a:} && \\ & && A_1 q + A_2 y = b \\ & && q \geq 0 \\ & && y \geq 0 \quad e \quad \text{inteiro} \end{aligned} \quad (4.17)$$

o qual, em nosso caso, tem  $C_1$  e  $A_2$  com valores nulos.

#### 4.4 - A RELAXAÇÃO PARA O PROBLEMA DE P.L.I.

A solução para o problema da rede de trocadores de calor como estabelecido na seção 4.3, não é tão simples de ser efetuada sem um procedimento computacional especial. Entretanto, pode-se mostrar que existe a possibilidade de transformar, sob certas condições, o P.L.I. definido naquela seção, em um P.L.I. relaxado, ou seja abrindo-se mão da integralidade das variáveis  $y$ , uma vez tendo um limitante para a transferência de calor entre as correntes de processo (Cerdeira et al., 1983a). Dessa forma, toda solução para o P.L.I. será também uma solução para o P.L.I. relaxado, mas o contrário não necessariamente é verdadeiro. Em outras palavras, a relaxação do

P.L.I. proporciona um limitante inferior para o problema considerando a integralidade. Como será mostrado, esse procedimento também gera um problema bem mais simples de ser resolvido.

Como descrito por Cerda et al. (1983a), os trabalhos de Balinski (1961) provaram que  $(q_{ik,jl}, \bar{y}_{i,j})$  é uma solução ótima para o problema estabelecido na seção 4.3 apenas se:

$$\sum_{k=1}^L \sum_{l=k}^L q_{ik,jl} = U_{i,j} \bar{y}_{i,j} \quad \text{para} \quad \begin{cases} i = 1, 2, \dots, C \\ j = 1, 2, \dots, H \end{cases} \quad (4.18)$$

A prova dessa afirmação é relativamente simples. Se  $y_{i,j} = 0$  todos os  $q_{ik,jl}$  para  $k = 1, \dots, L$  e  $l = k, \dots, L$  são nulos, e a expressão acima permanece válida. Por outro lado, se  $y_{i,j} > 0$  e

$$\sum_{k=1}^L \sum_{l=k}^L q_{ik,jl} < U_{i,j} \cdot y_{i,j}$$

então, como a restrição de integralidade foi retirada,  $\bar{y}_{i,j}$  pode ser reduzido sem violação do problema estabelecido na seção 4.3. Desta maneira, o valor da função objetivo do problema relaxado é também diminuído. O valor ótimo então, ocorre quando o problema linear inteiro não relaxado tem como restrições, um conjunto de igualdades estritas. Este teorema foi proposto por Balinski em 1961, para o chamado Problema de Transporte de custos fixos, do qual o modelo de P.L.I. do mínimo número de equipamentos é um caso especial. Então:

$$\bar{y}_{i,j} = \frac{1}{U_{i,j}} \sum_{k=1}^L \sum_{l=k}^L q_{ik,jl} \quad \text{para} \quad \begin{cases} i = 1, 2, \dots, C \\ j = 1, 2, \dots, H \end{cases} \quad (4.19)$$

Essa expressão assegura que os valores de  $\bar{y}_{i,j}$  serão nulos quando o “match”  $(c_i, h_j)$  não é implementado pela rede de trocadores. Substituindo  $\bar{y}_{i,j}$  pela expressão (4.18), na função objetivo, o problema linear inteiro relaxado pode ser escrito como.

$$\text{Minimizar } \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^H \frac{1}{U_{i,j}} \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} \quad (4.20)$$

**Sujeito a:**

$$\sum_{j=1}^H \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = a_{i,k} \quad , \quad i = 1, \dots, C \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (4.21)$$

$$\sum_{i=1}^C \sum_{k=1}^L q_{ik,jl} = b_{j,l} \quad , \quad j = 1, \dots, H \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (4.22)$$

**com:**

$$q_{ik,jl} \geq 0 \quad , \quad \forall (i, j, k, l) \quad (4.23)$$

**e:**

$$\begin{aligned} \sum_{l=1}^L b_{H,l} &= (b_H)_{\min} \\ \sum_{k=1}^L a_{C,k} &= (a_C)_{\min} \end{aligned} \quad (4.24)$$

Adotando valores muito elevados para os coeficientes de custo da função objetivo (para se evitar associações proibidas do ponto de vista termodinâmico), o somatório pode ser estendido à todas as rotas possíveis. Agora, o problema linear inteiro relaxado pode ser escrito como um problema de transporte passível de ser resolvido pelos métodos da Programação Linear:

$$\text{Minimizar } \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^H \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L C_{ik,jl} q_{ik,jl} \quad (4.25)$$

**Sujeito a:**

$$\sum_{j=1}^H \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = a_{i,k} \quad , \quad i = 1, \dots, C \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (4.26)$$

$$\sum_{i=1}^C \sum_{k=1}^L q_{ik,jl} = b_{j,l} \quad , \quad j = 1, \dots, H \quad ; \quad k = 1, \dots, L \quad (4.27)$$

**com:**

$$q_{ik,jl} \geq 0 \quad , \quad \forall (i, j, k, l) \quad (4.28)$$

**e onde:**

$$C_{ik,jl} = \begin{cases} M, & \text{se } i=C \text{ e } j=H \text{ ou se } k>l \\ \frac{1}{U_{i,j}}, & \text{em todos os outros casos} \end{cases} \quad (4.29)$$

Como pode ser notado, o problema definido por (4.8-14) - isto é, o modelo linear inteiro, sem relaxação - tem as mesmas restrições sobre  $q_{ik,jl}$  que o problema de transporte dado por (4.25-29). De acordo com Cerda et al. (1983a), isto representa que cada solução factível para o problema do transporte, também o será para o problema linear inteiro. Um vértice do poliedro convexo (conjunto de definição das restrições sob as quais se assenta o modelo) comum aos dois problemas, será uma solução ótima do problema linear inteiro. O mesmo pode ser dito sobre o problema de transporte, que não tem a restrição de integralidade. Entretanto, o mesmo vértice nem sempre minimiza os dois problemas.

A vantagem do problema linear de transporte sobre o modelo de programação linear inteira está no fato de o primeiro ser bem mais simples de ser resolvido, posto que o modelo

envolvendo minimizar os “matches”  $y_{ij}$  é um problema de programação linear inteira mista, bem mais complexo.

Ainda de acordo com Cerda et al. (1983a), deve ser enfatizado que nenhuma rede factível de trocadores de calor foi excluída do espaço de soluções definidas por (4.25-29). Entretanto, pode-se garantir que a solução ótima para o problema (4.8-14) compreende o número mínimo de unidades de transferência de calor, se está-se tratando de uma rede acíclica (aquela na qual não há o “match” entre as mesmas correntes mais de uma vez).

Como ficou estabelecido, o problema de minimizar o número de equipamentos térmicos de uma rede pode ser transformado em um problema de transporte e, por isso poderá ser resolvido através do método Simplex. Ambos os problemas estão sujeitos ao mesmo conjunto de restrições, sobre as variáveis  $q_{ik,jl}$  (as únicas mudanças são a introdução dos valores de  $a_C$  e  $b_H$  e a infactibilidade do “match” C-H). Desta maneira, após encontrar a solução para o mínimo consumo de utilidades de processo, resolver o problema para o mínimo número de equipamentos térmicos apenas requer mudanças nos coeficientes de custos da função objetivo, para as rotas de associações permitidas ( $c_{ik}, h_{jl}$ ) e aplicar novamente o método Simplex. Neste caso, as alterações nos coeficientes de custo estão dadas por  $(U_{i,j})^{-1}$ .

Segundo Cerda et al (1983a) Tiplitz, em 1973, sugeriu que uma solução muito satisfatória para o problema P.L.I. (4.8-14), pode ser derivada da solução ótima obtida do problema de transporte (4.25-29) fazendo-se:

$$\begin{aligned}
 y_{i,j} &= 1, & \text{se} & \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} > 0 \\
 \text{ou} & & & \\
 y_{i,j} &= 0, & \text{se} & \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = 0
 \end{aligned}
 \tag{4.30}$$

A razão para tal deve-se ao fato de que como os coeficientes de custo do problema linear inteiro relaxado convertido no problema linear de transporte, são os recíprocos dos limitantes superiores  $U_{i,j}$ , segue-se que a solução ótima para o problema definido de (4.25-29) tentará alocar a quantidade de calor para trocar entre as correntes de processo, nos “matches” com mais elevados limitantes superiores para transferência de calor. Na solução ótima para o problema de transporte (4.25-29) o valor médio para o limitante superior, para o conjunto de associações positivas ou ativas ( $y_{i,j} > 0$ ) é um máximo. Por outro lado, a quantidade total de calor para ser trocada entre as correntes de processo, incluindo-se as utilidades, é uma quantidade fixada se a máxima recuperação energética deve ser alcançada. Chegar-se ao mínimo conjunto de associações ativas significa que a quantidade média do fluxo de calor para a troca de energia em cada “match” foi maximizado. Com frequência a quantidade média de calor  $q_{i,j}$  trocada nas associações ativas é máxima quando o valor médio do limitante superior  $U_{i,j}$  para o conjunto de “matches” ativos é também máximo.

## **CAPÍTULO 5**

# **AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS DE REDES DE TROCADORES DE CALOR**

Com base nos valores estimados para as áreas de troca térmica totais do processo, para um dado valor de  $\Delta T_{\min}$ , além dos requisitos energéticos mínimos (água de refrigeração e utilidades de aquecimento) para cada uma das redes "ótimas" pretende-se avaliar economicamente as diversas situações possíveis e obter aquela que proporcione o menor custo monetário total anualizado. Para tanto, será necessário uma estimativa para o custo dos equipamentos térmicos utilizados, em função de suas áreas de troca térmica ou da carga térmica por eles processada (no caso dos fornos). Além disso, deve-se o conhecer o custo do consumo de utilidades.

### **5.1 - ASPECTOS BÁSICOS PARA UMA AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROJETOS**

Na avaliação de um dado projeto industrial, tem-se vários custos a serem considerados: gastos de capital, custos de operação e de manutenção (O+M) e que geralmente incluem os custos com energia; custos da substituição de equipamentos, durante a vida útil da planta, e também uma estimativa do valor dos equipamentos, após sua vida útil, para uma possível venda. Desses custos, os gastos de capital são de prioridade imediata para o projeto, cobrindo os custos de

construção do sistema, incluindo o custo da compra de todos os equipamentos (trocadores de calor, torres de fracionamento, etc). Os custos de manutenção e de operação, são investimentos que se fazem periodicamente: capital para a substituição de equipamentos, colocação de filtros, uso de lubrificantes, pagamento de mão de obra para serviços de emergência, etc (Boehm, 1987).

## 5.2 - ESTIMATIVA PARA O CUSTO DOS TROCADORES DE CALOR

Da literatura (Peters & Timmerhaus, 1991) obteve-se uma expressão de ajuste para a estimativa do custo de trocadores de calor, do tipo com cabeçote flutuante, para uma queda de pressão de projeto, de  $150 \text{ lb}_f/\text{in}^2$  (1,13 MPa), em função de sua área de troca térmica. Os pontos lidos da literatura citada foram ajustados e aparecem na Fig. 5.1 abaixo (a base do dólar norte-americano é de Janeiro de 1990). A expressão de ajuste, a partir da Fig. 5.1, tem a forma:

$$C_{Troc} = 1005,8 \cdot \text{Área}^{0,59} \quad (5.1)$$

Na expressão (5.1) a área de troca térmica deve ser dada em  $\text{m}^2$  e  $C_{Troc}$  será dado em dólares (US\$).

A REPLAN apresenta uma expressão um pouco diferente para o cálculo da área dos trocadores de calor, tipo cabeçote flutuante, construídos com o casco e os tubos em aço carbono, para uma pressão máxima de 1,21 MPa, do lado do casco, de uma unidade industrial:

$$C_{Troc} = 3453 \cdot \text{Área}^{0,62} \quad (5.2)$$

Na expressão (5.2), a área de troca térmica deve ser dada em  $\text{m}^2$  e  $C_{Troc}$  será dado em dólares (US\$). Além disso, a refinaria indica alguns fatores de correção quanto ao material de construção do trocador (aqui denominado permutador de calor) e quanto à pressão máxima suportada pelo casco do equipamento:

a-) Construção do casco em aço carbono e dos tubos em latão: multiplica-se o custo obtido em (5.2) por 1,75;

b-) Construção do casco e dos tubos em aço liga, multiplica-se o custo obtido em (5.2), por 2,5;

c-) Para uma pressão máxima de até 2,03 MPa no casco, deve-se, ao custo dado por (5.2), acrescentar 20%; para pressões de até 3,04 MPa no casco, deve-se acrescentar 30% aquele custo.

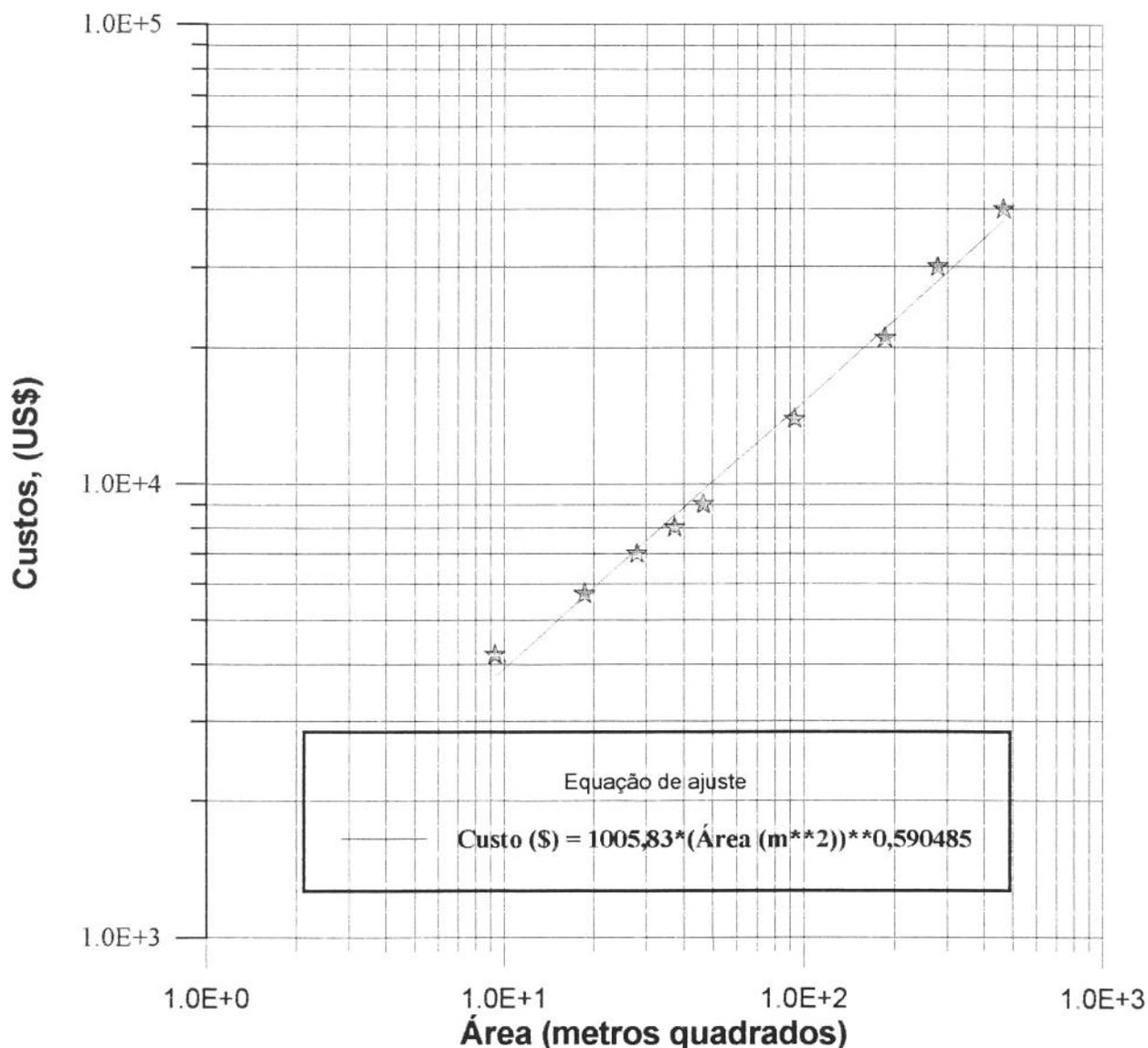


Fig. 5.1 - Ajuste da expressão para o cálculo do custo de trocadores de calor, do tipo cabeçote flutuante, projetados para uma queda de pressão de até 150 lb<sub>f</sub>/in<sup>2</sup> (1,03 MPa).

De acordo com a literatura (Piovesani, 1990) ainda pode-se estimar o custo dos trocadores de calor tipo casco e tubo, construídos em aço carbono e trabalhando em pressões de até 2,03 MPa, através de uma terceira expressão, na qual o custo do equipamento é obtido em milhares de dólares americanos e a área de troca térmica é dada em m<sup>2</sup>:

$$C_{\text{Troc}} = 7,125 \cdot \text{Área}^{0,631} \quad (5.3)$$

### 5.3 - ESTIMATIVA PARA O CUSTO DE FORNOS DE PROCESSO

A Fig. 5.2 abaixo, mostra um ajuste para o cálculo da estimativa do custo de fornos de processo.

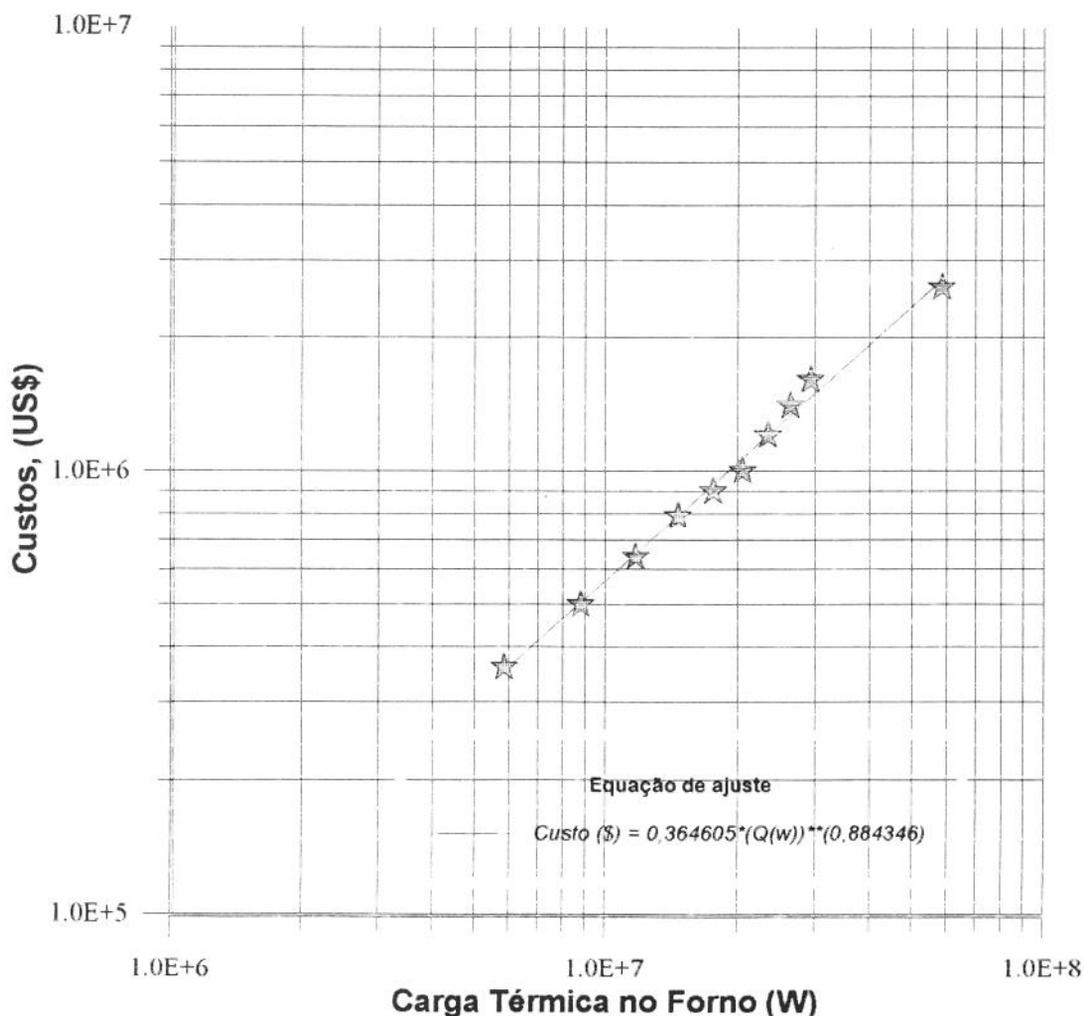


Fig. 5.2 - Ajuste para o custo estimado de fornos de processo

Os pontos foram lidos da literatura (Peters & Timmerhaus, 1991) e a expressão de ajuste foi obtida é dada pela equação (5.4) na qual, o custo estimado está em US\$ (a base do dólar norte-americano é de Janeiro de 1990) em função da carga térmica  $Q$  processada no forno (em W).

$$C_F = 0,364605 \cdot Q^{0,88} \quad (5.4)$$

Obteve-se também, da REPLAN, uma expressão para a estimativa do custo de fornos de processo, do tipo construído com tubos verticais em aço carbono, em função da carga térmica total:

$$C_F = 170 \cdot \left( \frac{Q}{10} \right)^{-0,37} \quad (5.5)$$

Na equação (5.5), o custo estimado dos fornos é dado em US\$/(1000 kcal/h) e a carga térmica deve ser dada em milhões de kcal/h. Ainda segundo a refinaria, são pertinentes algumas correções para a estimativa do custo dada por (5.5):

a-) Quando os tubos forem construídos em aço liga, o custo dado por (5.5) deverá ser acrescido em 40%;

b-) Quando a unidade contar com um sistema de pré-aquecimento de ar (P.A.F.), o custo dos fornos deverá ser acrescido em cerca de 15%.

#### 5.4 - ESTIMATIVA PARA O CUSTO DE UTILIDADES DE PROCESSO

Para cada condição de M.R.E. ditada pela escolha do  $\Delta T_{\min}$ , é necessário fornecer ao processo uma certa quantidade de aquecimento e de resfriamento. De acordo com os dados fornecidos pela refinaria de Paulínia, o óleo combustível utilizado para aquecimento tem um custo estimado de US\$ 90 /ton. Já para a água de refrigeração, a literatura (Piovesani, 1990) indica um valor estimado de US\$ 15 /1000 m<sup>3</sup> de água. Para a água, adotaremos seu estado como sendo o de líquido saturado a 10°C.

Será utilizada para o cálculo do custo relativo ao uso das utilidades de processo, a seguinte expressão conforme Piovesani (1990):

$$C_{util} = 3600 \cdot HOP \cdot (2,1857 \times 10^{-6} \cdot UQ + 3,57228 \times 10^{-7} \cdot UF) \quad (5.6)$$

onde  $HOP$  representa o número de horas de operação por ano do processo (estimado aqui, em cerca de 8000 horas, de acordo com Piovesani (1990)). Os coeficientes de  $UQ$  e  $UF$ , referentes respectivamente às necessidades de se utilizar aquecimento e resfriamento, representam os custos dessas utilidades em US\$ /kJ.

## 5.5 - CUSTO ANUALIZADO DA REDE DE EQUIPAMENTOS

Para um dado valor de  $\Delta T_{min}$ , os valores obtidos para os custos dos trocadores de calor e da rede, devem ser somados entre si e, somados também aos custos relativos à utilização do forno. Assim sendo, tem-se uma estimativa dos custos de capital totais para uma rede que atende à M. R. E.. O custo do capital, assim obtido, deverá ser *anualizado*, supondo-se uma taxa de atratividade  $i$ , para captação de valor monetário e uma vida útil  $T_u$  para os equipamentos. Da literatura (Piovesani, 1990) obteve-se os valores médios de 10% para a taxa de atratividade e de 15 anos para a vida útil, estimada, dos equipamentos. A seguinte expressão foi utilizada para o cálculo da anualização do capital, conforme Piovesani (1990):

$$C_{anual.equip.} = C_{rede} \cdot \frac{(1+i)^{T_u}}{T_u} \quad (5.7)$$

onde  $C_{rede}$  representa a soma dos custos relativos aos trocadores de calor e ao forno;  $C_{anual.equip.}$  representa os custos anualizados dos equipamentos de processo, tendo como base um período  $T$  de vida útil dos equipamentos, estipulado e uma taxa de atratividade financeira  $i$ .

Dessa forma, para um dado valor de  $\Delta T_{min}$ , pode-se obter os custos totais anualizados do processo, somando-se as equações (5.6) e (5.7), com o resultado em US\$.

## CAPÍTULO 6

### ESTUDO DE OTIMIZAÇÃO

Para a bateria de pré-aquecimento da unidade de craqueamento catalítico, esquematizada na Fig. 1.1, observou-se que o menor valor de  $\Delta T_{\min}$  praticado no conjunto de trocadores de calor da rede é de  $12^{\circ}\text{C}$ . O procedimento de obtenção desse parâmetro é ilustrado na Fig. 6.1.

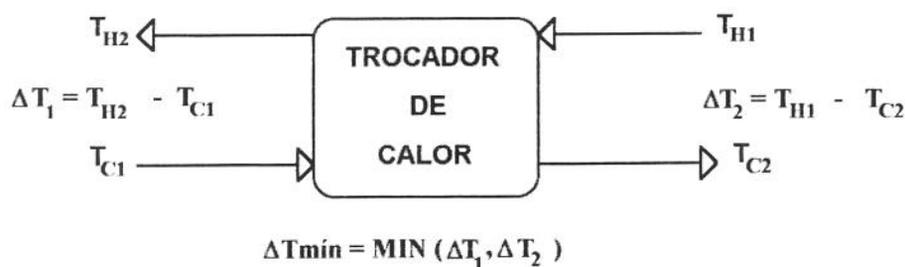


Fig. 6.1 - Obtenção do valor de  $\Delta T_{\min}$  para um dado trocador de calor

Devido ao fato de que as entalpias das correntes envolvidas na etapa de pré-aquecimento da carga de gásóleo terem, com boa aproximação, um comportamento linear com a temperatura, serão tomados valores médios para as capacidades caloríficas dessas correntes (a partir dos dados de  $C_p$  em função da temperatura, encontrados no Anexo 1, Tabela A1.5, fez-se uso do Teorema do Valor Médio, dentro da faixa de temperaturas de interesse) de acordo com a Tabela 6.1, com o objetivo de calcular-se as cargas térmicas envolvidas com cada corrente, em cada intervalo de temperatura.

| Corrente  | $C_{P \text{ médio}} \text{ (kW/}^\circ\text{C)}$ |
|-----------|---|
| GASÓLEO   | 204,37  |
| NAFTA     | 274,07  |
| LCO       | 11,75   |
| ODEC-PROD | 22,29   |
| HCO       | 183,08  |
| ODEC-REC  | 50,13   |

Tabela 6.1 - Valores médios de capacidade calorífica para as correntes do processo

De posse do valor de  $12^\circ \text{C}$  para o  $\Delta T_{\text{min}}$ , pode-se criar o seguinte conjunto de intervalos de temperatura (somando-se às correntes frias o valor de  $\Delta T_{\text{min}}/2$  às suas temperaturas terminais e subtraindo-se esse mesmo valor das temperaturas terminais das correntes quentes). A gama de temperaturas assim obtidas, ordena-se, eliminando-se repetições e dispõe-se tal como aparece na Fig. 6.2 (onde 1 é uma corrente fria e as demais são quentes). O próximo passo será calcular, para cada intervalo de temperatura, a carga térmica (para transferir ou para receber) de cada corrente. Isto é apresentado na Tabela 6.2.

| 342 | 348 | Intervalos |     |   |
|-----|-----|------------|-----|---|
| 314 | 320 |            | 11  |   |
| 279 | 273 |            | 10  |   |
| 239 | (6) | 245        | 9   |   |
| 234 | (1) | (5)        | 240 | 8 |
| 204 |     | 210        | (4) | 7 |
| 164 |     | 170        | (3) | 6 |
| 124 |     |            | 130 | 5 |
| 83  | 77  |            | (2) | 4 |
| 74  |     | 80         |     | 3 |
| 44  |     |            | 50  | 2 |
| 34  |     | 40         |     | 1 |

Fig. 6.2 - Intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\text{min}} = 12^\circ\text{C}$

|               |              |               |              |             |
|---------------|--------------|---------------|--------------|-------------|
| q6,11 = -1,40 | q6,7 = -1,50 | q3,5 = -0,47  | q2,2 = -8,22 | q1,4 = 8,38 |
| q6,10 = -1,75 | q5,7 = -5,49 | q4,4 = -0,91  | q3,1 = -0,12 | -           |
| q4,10 = -0,78 | q4,7 = -0,67 | q3,4 = -0,48  | -            | qC = 50,28  |
| q6,9 = -2,01  | q3,7 = -0,35 | q2,4 = -11,24 | q1,9 = 8,17  | -           |
| q4,9 = -0,89  | q5,6 = -7,32 | q4,3 = -0,20  | q1,8 = 1,02  | qH = 40,06  |
| q6,8 = -0,25  | q4,6 = -0,89 | q3,3 = -0,11  | q1,7 = 6,13  | -           |
| q5,8 = -0,92  | q3,6 = -0,47 | q2,3 = -2,47  | q1,6 = 8,17  | -           |
| q4,8 = -0,11  | q4,5 = -0,89 | q3,2 = -0,35  | q1,5 = 8,17  | -           |

Tabela 6.2 - Valores, em MW, para as cargas térmicas envolvidas nos diversos intervalos

Assim,  $q_{6,11} = -1,40$  MW representa que no intervalo de temperaturas de número 11 mostrado na Fig. 6.2, a corrente de número 6 (uma corrente quente) tem a possibilidade de transferir 1,40 MW de energia para uma corrente que necessite aquecimento. Da mesma forma,  $q_C$  representa uma quantidade de energia para resfriamento, suficiente para atender à todas as correntes quentes se estas não transferissem energia alguma para correntes frias. Analogamente,  $q_H$  representa a energia disponível para aquecimento das correntes frias, se estas não recebessem energia alguma das correntes quentes.

Pode-se agora montar o problema, como sendo um problema de transporte em Programação Linear. Deseja-se-á minimizar o consumo de utilidades de processo (neste caso, uso do forno para aquecimento e consumo de água de refrigeração), priorizando-se os “matches” entre as correntes de processo. A seguir, são apresentadas a função objetivo e o respectivo conjunto de restrições para o caso onde  $\Delta T_{\min} = 12^{\circ} \text{C}$ :

## MINIMIZAR

$$\begin{aligned}
 & q_{c611} + q_{c610} + q_{c410} + q_{c69} + q_{c49} + q_{c68} + q_{c58} + q_{c48} + q_{c67} + q_{c57} + q_{c47} \\
 & + q_{c37} + q_{c56} + q_{c46} + q_{c36} + q_{c45} + q_{c35} + q_{c44} + q_{c34} + q_{c24} + q_{c43} + q_{c33} \\
 & + q_{c23} + q_{c32} + q_{c22} + q_{c31} + q_{19h} + q_{18h} + q_{17h} + q_{16h} + q_{15h} + q_{14h}
 \end{aligned}$$

## SUJEITA À

- 1)  $q14611 + q14610 + q14410 + q1469 + q1449 + q1468 + q1458 + q1448 + q1467$   
 $+ q1457 + q1447 + q1437 + q1456 + q1446 + q1436 + q1445 + q1435 + q1444 + q1434$   
 $+ q1424 + q14h = 8.3796$
- 2)  $q15611 + q15610 + q15410 + q1569 + q1549 + q1568 + q1558 + q1548 + q1567$   
 $+ q1557 + q1547 + q1537 + q1556 + q1546 + q1536 + q1545 + q1535 + q15h = 8.1752$
- 3)  $q16611 + q16610 + q16410 + q1669 + q1649 + q1668 + q1658 + q1648 + q1667$   
 $+ q1657 + q1647 + q1637 + q1656 + q1646 + q1636 + q16h = 8.1752$
- 4)  $q17611 + q17610 + q17410 + q1769 + q1749 + q1768 + q1758 + q1748 + q1767$   
 $+ q1757 + q1747 + q1737 + q17h = 6.1314$
- 5)  $q18611 + q18610 + q18410 + q1869 + q1849 + q1868 + q1858 + q1848$   
 $+ q18h = 1.0219$
- 6)  $q19611 + q19610 + q19410 + q1969 + q1949 + q19h = 8.1752$
- 7)  $qc611 + qc610 + qc410 + qc69 + qc49 + qc68 + qc58 + qc48 + qc67 + qc57$   
 $+ qc47 + qc37 + qc56 + qc46 + qc36 + qc45 + qc35 + qc44 + qc34 + qc24$   
 $+ qc43 + qc33 + qc23 + qc32 + qc22 + qc31 + qch = 50.2785$
- 8)  $q19611 + q18611 + q17611 + q16611 + q15611 + q14611 + qc611 = 1.4036$
- 9)  $q19610 + q18610 + q17610 + q16610 + q15610 + q14610 + qc610 = 1.7546$
- 10)  $q19410 + q18410 + q17410 + q16410 + q15410 + q14410 + qc410 = 0.7805$
- 11)  $q1969 + q1869 + q1769 + q1669 + q1569 + q1469 + qc69 = 2.0052$
- 12)  $q1949 + q1849 + q1749 + q1649 + q1549 + q1449 + qc49 = 0.892$
- 13)  $q1868 + q1768 + q1668 + q1568 + q1468 + qc68 = 0.2507$
- 14)  $q1858 + q1758 + q1658 + q1558 + q1458 + qc58 = 0.9154$
- 15)  $q1848 + q1748 + q1648 + q1548 + q1448 + qc48 = 0.1115$
- 16)  $q1767 + q1667 + q1567 + q1467 + qc67 = 1.5039$
- 17)  $q1757 + q1657 + q1557 + q1457 + qc57 = 5.4924$

- 18)  $q_{1747} + q_{1647} + q_{1547} + q_{1447} + q_{c47} = 0.669$
- 19)  $q_{1737} + q_{1637} + q_{1537} + q_{1437} + q_{c37} = 0.3528$
- 20)  $q_{1656} + q_{1556} + q_{1456} + q_{c56} = 7.3232$
- 21)  $q_{1646} + q_{1546} + q_{1446} + q_{c46} = 0.892$
- 22)  $q_{1636} + q_{1536} + q_{1436} + q_{c36} = 0.4704$
- 23)  $q_{1545} + q_{1445} + q_{c45} = 0.892$
- 24)  $q_{1535} + q_{1435} + q_{c35} = 0.4704$
- 25)  $q_{1444} + q_{c44} = 0.9143$
- 26)  $q_{1434} + q_{c34} = 0.4822$
- 27)  $q_{1424} + q_{c24} = 11.2369$
- 28)  $q_{c43} = 0.2007$
- 29)  $q_{c33} = 0.1058$
- 30)  $q_{c23} = 2.4666$
- 31)  $q_{c32} = 0.3528$
- 32)  $q_{c22} = 8.2221$
- 33)  $q_{c31} = 0.1176$
- 34)  $q_{19h} + q_{18h} + q_{17h} + q_{16h} + q_{15h} + q_{14h} + q_{ch} = 40.0585$

Exemplificando a nomenclatura usada na modelagem acima:  $q_{1646}$  representa a quantidade energética, suprida pela corrente quente número 4 no intervalo de temperatura número 6, à corrente fria número 1 no intervalo de temperatura número 6,  $q_{c35}$  representa a quantidade energética que pode ser transferida às utilidades frias de processo, pela corrente quente número 3 no intervalo de temperatura número 5.

Deve-se salientar que as restrições de números (28) até (33), apenas foram colocadas acima, para ilustrar o desenvolvimento das equações do modelo. Na prática, a inserção dessas restrições no modelo apenas aumentaria as dimensões do sistema a ser resolvido, acarretando

maior tempo de resolução, através de procedimentos computacionais. Portanto, na prática, deverão ser inseridas na restrição de número 7.

O problema do transporte assim formulado, pode ser solucionado pela aplicação da *regra do canto noroeste* (apresentada no Capítulo 3), que no caso de um problema termodinamicamente bem posto (ou seja, satisfazendo o Primeiro e Segundo Princípios da Termodinâmica), permite alcançar a solução ótima de maneira simples e rápida. Chegou-se desta forma, a um valor de 5,50 MW como o valor mínimo referente à intervenção de utilidades quentes, e a uma necessidade de resfriamento mínimo de 15,72 MW. Na Fig 6.4 é apresentada a distribuição das cargas térmicas para a solução ótima, em forma de grafos. Nessa figura, pode-se perceber que aparecem as regiões características da Tecnologia "Pinch". Há uma exata divisão da Fig. 6.4 à altura de 130°C, do lado das correntes quentes e de 118°C, do lado das correntes frias, ou seja, não existem arcos cruzando as regiões superior e inferior. A parte superior da figura caracteriza a região de "sumido energético", na qual é expressamente proibida a colocação de fontes de utilidades frias. Já na parte inferior da Fig. 6.4, é expressamente proibida a colocação de fontes de utilidades para aquecimento, sendo esta a região dita "fonte energética". A linha de "pinch point" é caracterizada pela inexistência de transferência de energia entre as duas porções da Fig. 6.4.

O passo seguinte, é a resolução do problema da obtenção do número mínimo de equipamentos para a rede, já com máxima recuperação energética. Para tanto, são necessários os limitantes superiores para a transferência de energia entre as correntes de processo (como descritos no Capítulo 4). Os valores desses parâmetros limitantes, no caso de  $\Delta T_{\min} = 12^{\circ} \text{C}$ , aparecem na Fig. 6.3.

|                   |                   |                   |
|-------------------|-------------------|-------------------|
| $U_{1,2} = 8,38$  | $U_{1,6} = 6,92$  | $U_{C,4} = 15,72$ |
| $U_{1,3} = 1,77$  | $U_{1,H} = 5,50$  | $U_{C,5} = 15,72$ |
| $U_{1,4} = 5,15$  | $U_{C,2} = 15,72$ | $U_{C,6} = 15,72$ |
| $U_{1,5} = 13,73$ | $U_{C,3} = 15,72$ | $U_{C,H} = 5,50$  |

Fig. 6.3 - Valores dos limitantes superiores, em MW para a transferência de energia.

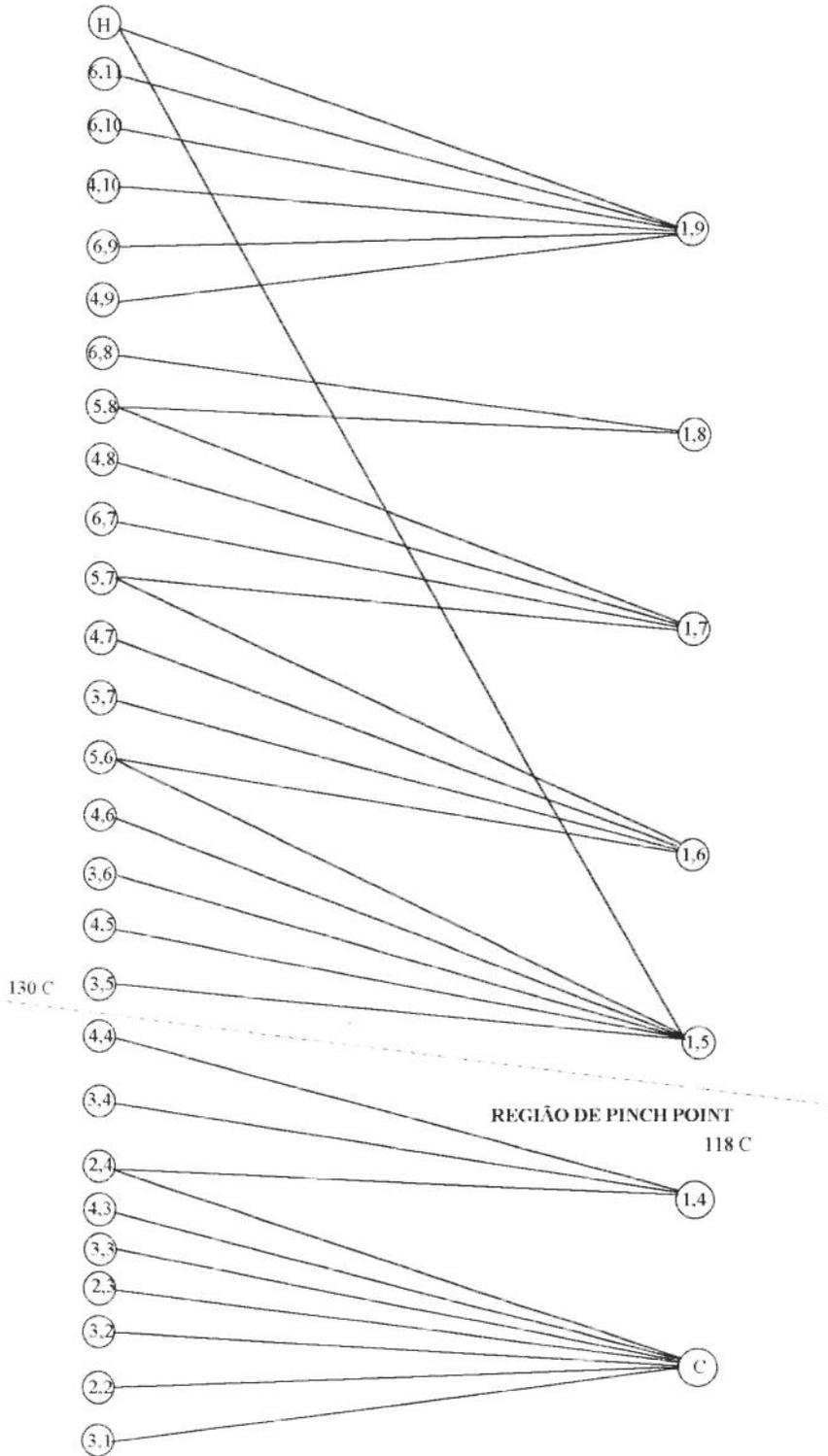


Fig.6.4 A Disposição da Solução ótima através da Estrutura de Grafos.

A seguir, formula-se o problema como o de transporte em Programação Linear, com relaxação quanto à integralidade das soluções do menor conjunto de equipamentos térmicos que satisfazem ao mínimo consumo externo de energia, introduzido pela presença dos limitantes inferiores  $U_{ij}$ . Desta forma, a função objetivo do Problema, e as respectivas restrições, já levando em conta os mínimos consumos de utilidades são:

### MINIMIZAR

$$\begin{aligned}
 & 1/U_{1,2} q1424 + 1/U_{1,3} q1434 + 1/U_{1,3} q1435 + 1/U_{1,3} q1436 + 1/U_{1,3} q1437 \\
 & + 1/U_{1,4} q1444 + 1/U_{1,4} q1445 + 1/U_{1,4} q1446 + 1/U_{1,4} q1447 + 1/U_{1,4} q1448 \\
 & + 1/U_{1,4} q1449 + 1/U_{1,4} q14410 + 1/U_{1,5} q1456 + 1/U_{1,5} q1457 + 1/U_{1,5} q1458 \\
 & + 1/U_{1,6} q1467 + 1/U_{1,6} q1468 + 1/U_{1,6} q1469 + 1/U_{1,6} q14610 + 1/U_{1,6} q14611 \\
 & + 1/U_{1,2} q1524 + 1/U_{1,3} q1535 + 1/U_{1,3} q1536 + 1/U_{1,3} q1537 + 1/U_{1,4} q1545 \\
 & + 1/U_{1,4} q1546 + 1/U_{1,4} q1547 + 1/U_{1,4} q1548 + 1/U_{1,4} q1549 + 1/U_{1,4} q15410 \\
 & + 1/U_{1,5} q1556 + 1/U_{1,5} q1557 + 1/U_{1,5} q1558 + 1/U_{1,6} q1567 + 1/U_{1,6} q1568 \\
 & + 1/U_{1,6} q1569 + 1/U_{1,6} q15610 + 1/U_{1,6} q15611 + 1/U_{1,2} q1624 + 1/U_{1,3} q1636 \\
 & + 1/U_{1,3} q1637 + 1/U_{1,4} q1646 + 1/U_{1,4} q1647 + 1/U_{1,4} q1648 + 1/U_{1,4} q1649 \\
 & + 1/U_{1,4} q16410 + 1/U_{1,5} q1656 + 1/U_{1,5} q1657 + 1/U_{1,5} q1658 + 1/U_{1,6} q1667 \\
 & + 1/U_{1,6} q1668 + 1/U_{1,6} q1669 + 1/U_{1,6} q16610 + 1/U_{1,6} q16611 + 1/U_{1,2} q1724 \\
 & + 1/U_{1,3} q1737 + 1/U_{1,4} q1747 + 1/U_{1,4} q1748 + 1/U_{1,4} q1749 + 1/U_{1,4} q17410 \\
 & + 1/U_{1,5} q1757 + 1/U_{1,5} q1758 + 1/U_{1,6} q1767 + 1/U_{1,6} q1768 \\
 & + 1/U_{1,6} q1769 + 1/U_{1,6} q17610 + 1/U_{1,6} q17611 + \\
 & + 1/U_{1,2} q1824 + 1/U_{1,4} q1848 + 1/U_{1,4} q1849 + 1/U_{1,4} q18410 \\
 & + 1/U_{1,5} q1858 + 1/U_{1,6} q1868 + 1/U_{1,6} q1869 + 1/U_{1,6} q18610 + 1/U_{1,6} q18611 \\
 & + 1/U_{1,2} q1924 + 1/U_{1,4} q1949 + 1/U_{1,4} q19410 + 1/U_{1,6} q1969 + 1/U_{1,6} q19610 \\
 & + 1/U_{1,6} q19611 + 1/U_{1,H} q14,H + 1/U_{1,H} q15,H + 1/U_{1,H} q16,H + 1/U_{1,H} q17,H
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + 1/U_{1,H} q_{18,H} + 1/U_{1,H} q_{19,H} + 1/U_{C,6} q_{C,611} \\
& + 1/U_{C,6} q_{C,610} + 1/U_{C,6} q_{C,69} + 1/U_{C,6} q_{C,68} + 1/U_{C,6} q_{C,67} + 1/U_{C,5} q_{C,58} \\
& + 1/U_{C,5} q_{C,57} + 1/U_{C,5} q_{C,56} + 1/U_{C,4} q_{C,410} + 1/U_{C,4} q_{C,49} + 1/U_{C,4} q_{C,48} \\
& + 1/U_{C,4} q_{C,47} + 1/U_{C,4} q_{C,46} + 1/U_{C,4} q_{C,44} + 1/U_{C,4} q_{C,43} + 1/U_{C,3} q_{C,37} \\
& + 1/U_{C,3} q_{C,36} + 1/U_{C,3} q_{C,35} + 1/U_{C,3} q_{C,34} + 1/U_{C,3} q_{C,33} + 1/U_{C,3} q_{C,32} \\
& + 1/U_{C,3} q_{C,31} + 1/U_{C,2} q_{C,24} + 1/U_{C,2} q_{C,23} + 1/U_{C,2} q_{C,22} + 1/U_{C,H} q_{C,H}
\end{aligned}$$

### SUJEITA À

- 1)  $q_{14611} + q_{14610} + q_{14410} + q_{1469} + q_{1449} + q_{1468} + q_{1458} + q_{1448} + q_{1467} + q_{1457} + q_{1447} + q_{1437} + q_{1456} + q_{1446} + q_{1436} + q_{1445} + q_{1435} + q_{1444} + q_{1434} + q_{1424} + q_{14h} = 8.3796$
- 2)  $q_{15611} + q_{15610} + q_{15410} + q_{1569} + q_{1549} + q_{1568} + q_{1558} + q_{1548} + q_{1567} + q_{1557} + q_{1547} + q_{1537} + q_{1556} + q_{1546} + q_{1536} + q_{1545} + q_{1535} + q_{15h} = 8.1752$
- 3)  $q_{16611} + q_{16610} + q_{16410} + q_{1669} + q_{1649} + q_{1668} + q_{1658} + q_{1648} + q_{1667} + q_{1657} + q_{1647} + q_{1637} + q_{1656} + q_{1646} + q_{1636} + q_{16h} = 8.1752$
- 4)  $q_{17611} + q_{17610} + q_{17410} + q_{1769} + q_{1749} + q_{1768} + q_{1758} + q_{1748} + q_{1767} + q_{1757} + q_{1747} + q_{1737} + q_{17h} = 6.1314$
- 5)  $q_{18611} + q_{18610} + q_{18410} + q_{1869} + q_{1849} + q_{1868} + q_{1858} + q_{1848} + q_{18h} = 1.0219$
- 6)  $q_{19611} + q_{19610} + q_{19410} + q_{1969} + q_{1949} + q_{19h} = 8.1752$
- 7)  $q_{c611} + q_{c610} + q_{c410} + q_{c69} + q_{c49} + q_{c68} + q_{c58} + q_{c48} + q_{c67} + q_{c57} + q_{c47} + q_{c37} + q_{c56} + q_{c46} + q_{c36} + q_{c45} + q_{c35} + q_{c44} + q_{c34} + q_{c24} + q_{c43} + q_{c33} + q_{c23} + q_{c32} + q_{c22} + q_{c31} + q_{ch} = 15,72$
- 8)  $q_{19611} + q_{18611} + q_{17611} + q_{16611} + q_{15611} + q_{14611} + q_{c611} = 1.4036$
- 9)  $q_{19610} + q_{18610} + q_{17610} + q_{16610} + q_{15610} + q_{14610} + q_{c610} = 1.7546$
- 10)  $q_{19410} + q_{18410} + q_{17410} + q_{16410} + q_{15410} + q_{14410} + q_{c410} = 0.7805$

- 11)  $q_{1969} + q_{1869} + q_{1769} + q_{1669} + q_{1569} + q_{1469} + q_{c69} = 2.0052$
- 12)  $q_{1949} + q_{1849} + q_{1749} + q_{1649} + q_{1549} + q_{1449} + q_{c49} = 0.892$
- 13)  $q_{1868} + q_{1768} + q_{1668} + q_{1568} + q_{1468} + q_{c68} = 0.2507$
- 14)  $q_{1858} + q_{1758} + q_{1658} + q_{1558} + q_{1458} + q_{c58} = 0.9154$
- 15)  $q_{1848} + q_{1748} + q_{1648} + q_{1548} + q_{1448} + q_{c48} = 0.1115$
- 16)  $q_{1767} + q_{1667} + q_{1567} + q_{1467} + q_{c67} = 1.5039$
- 17)  $q_{1757} + q_{1657} + q_{1557} + q_{1457} + q_{c57} = 5.4924$
- 18)  $q_{1747} + q_{1647} + q_{1547} + q_{1447} + q_{c47} = 0.669$
- 19)  $q_{1737} + q_{1637} + q_{1537} + q_{1437} + q_{c37} = 0.3528$
- 20)  $q_{1656} + q_{1556} + q_{1456} + q_{c56} = 7.3232$
- 21)  $q_{1646} + q_{1546} + q_{1446} + q_{c46} = 0.892$
- 22)  $q_{1636} + q_{1536} + q_{1436} + q_{c36} = 0.4704$
- 23)  $q_{1545} + q_{1445} + q_{c45} = 0.892$
- 24)  $q_{1535} + q_{1435} + q_{c35} = 0.4704$
- 25)  $q_{1444} + q_{c44} = 0.9143$
- 26)  $q_{1434} + q_{c34} = 0.4822$
- 27)  $q_{1424} + q_{c24} = 11.2369$
- 28)  $q_{c43} = 0.2007$
- 29)  $q_{c33} = 0.1058$
- 30)  $q_{c23} = 2.4666$
- 31)  $q_{c32} = 0.3528$
- 32)  $q_{c22} = 8.2221$
- 33)  $q_{c31} = 0.1176$
- 34)  $q_{19h} + q_{18h} + q_{17h} + q_{16h} + q_{15h} + q_{14h} + q_{ch} = 5,50$

onde evitou-se escrever as variáveis cujo coeficiente de custo é M. A solução, através da aplicação da Regra do Canto Noroeste, possibilita a utilização da aproximação de Tiplitz (equação 4.29):

$$y_{i,j} = 1, \quad \text{se} \quad \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} > 0$$

**ou**

$$y_{i,j} = 0, \quad \text{se} \quad \sum_{k=1}^L \sum_{l=1}^L q_{ik,jl} = 0$$

Para o caso analisado de  $\Delta T_{\min} = 12^{\circ}\text{C}$  a resolução para o número mínimo de unidades de transferência de energia indicou a existência dos seguintes "matches" entre as correntes de processo entre si e entre essas e as utilidades:  $y_{1,2} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de gasóleo e a corrente de nafta;  $y_{1,3} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de gasóleo e a corrente de óleo combustível leve (LCO);  $y_{1,4} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de gasóleo e a corrente de óleo decantado (Odec Prod);  $y_{1,5} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de gasóleo e a corrente de óleo combustível pesado (HCO);  $y_{1,6} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de gasóleo e a corrente de óleo decantado para reciclo (Odec Rec);  $y_{c,4} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de óleo decantado (Odec Prod) e as utilidades de resfriamento (1 "cooler");  $y_{c,3} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de óleo combustível leve (LCO) e as utilidades de resfriamento (1 "cooler");  $y_{c,2} = 1 \rightarrow$  uma associação entre a corrente de nafta e as utilidades de resfriamento (1 "cooler"); e finalmente a necessidade de haver a intervenção do forno, estipulada por  $y_{1,H} = 1$ , o que perfazem o número mínimo de associações necessárias e que realizam a M. R. E., como sendo 9. Deve-se notar que no projeto real em operação, para esse mesmo parâmetro de diferença de temperaturas, o número de "coolers" encontrado é 4 (e neste estudo, mostra-se a possibilidade de serem usados apenas 3). Lembrando-se da estimativa para o mínimo número de equipamentos térmicos, através da Tecnologia "Pinch", dada pela equação (2.4) aplicada acima e abaixo do "pinch point", tem-se que abaixo desse ponto o número mínimo de trocadores seria  $4 + 1 - 1 = 4$ , e acima daquela região seria  $5 + 1 - 1 = 5$ . Portanto, o número mínimo de associações térmicas

para a rede apresentada seria 9, o que concorda perfeitamente com o resultado obtido através da resolução do P.L.I. relaxado. Nas figuras que seguem - Fig. 6.5 até a Fig.6.13 - são apresentados os projetos para as várias redes de trocadores de calor, obtidas para um dado valor de  $\Delta T_{\min}$  - de 8°C até 40°C - que já levam em conta a máxima recuperação energética e o menor número de equipamentos de transferência de calor. A separação de correntes a partir do "pinch point", foi realizada com o auxílio de um procedimento heurístico por nós desenvolvido, que agora passamos a descrever.

## 6.1 ALGORÍTMO PROPOSTO

Para o projeto da rede de trocadores de calor capaz de executar a máxima recuperação de energia (M.R.E.), é proposto um algoritmo diferente do apresentado em Linnhoff et al.(1982). Sem dúvida, o algoritmo exposto nesta referência deixa indefinidas as correntes que porventura tenham de ser subdivididas, dificultando a implementação do mesmo. Para superar essas dificuldades, propomos um "algoritmo de eliminação" baseado no uso das seguintes desigualdades, que sempre são satisfeitas em cada lado de um PP (Linnhoff et al.,1982):

- Acima do PP: as correntes presentes no PP satisfazem:

$$\sum C_{p_H} < \sum C_{p_C} \quad (6.1)$$

- Abaixo do PP: as correntes presentes no PP satisfazem:

$$\sum C_{p_C} < \sum C_{p_H} \quad (6.2)$$

onde  $C_p = (dQ/dT)_{PP}$ . Estas desigualdades se tornam claras a partir da Fig.2.7. O procedimento proposto, emprega como regra heurística que a corrente quente de maior CP deve ser casada, na ausência de restrições de projeto, com a corrente fria de maior CP, alocando-se um trocador de calor entre essas correntes. Este critério é adotado desde que seja respeitada a "regra de Cp" de

Linnhoff (ver Anexo 3), e desde que as desigualdades (6.1) ou (6.2) sejam atendidas pelas demais correntes presentes no PP. Nessas condições, as correntes quente e fria de maior  $C_p$  são casadas e eliminadas do problema restante. Aplica-se este procedimento até a eliminação da última corrente quente (acima do PP) ou fria (abaixo do PP).

As principais vantagens deste procedimento são: 1-) a priorização das correntes de maior capacidade térmica, deixando claras as correntes a serem subdivididas na ausência de imposições; 2-) de permitir a incorporação de imposições ou restrições de projeto, e por fim 3-) deslocar eventuais necessidades de subdivisão para as menores correntes. O algoritmo completo de eliminação é então o seguinte:

-acima do PP:

1. Verificar a desigualdade (6.1) (Se não for obedecida, a solução é impossível e deve-se passar à etapa 5);

2. Verificar se existem correntes quentes não casadas. Se não existirem o procedimento está encerrado (etapa 5);

3. Tomar entre as correntes não casadas, as correntes quente e fria com maior  $CP$  ;

4. Verificar se  $CP_H \leq CP_C$  :

→ se tal não ocorrer,  $CP_H$  deve ser subdividida em duas correntes, uma com  $CP_{H1} \leq CP_C$  (aqui alocando um trocador de calor com a corrente  $CP_C$ ), e outra com  $CP_{H2} \geq CP_{H1} - CP_C$ ; voltar à etapa 3;

→ se valer a igualdade, alocar trocador de calor e voltar à etapa 2;

→ se valer a desigualdade, verificar se a desigualdade (6.1) é satisfeita para as restantes:

→ se for satisfeita, alocar trocador de calor e voltar à etapa 2;

→ se não for satisfeita, subdividir  $CP_C$  em uma corrente com  $CP_{C1} \geq CP_H$  (aqui alocando um trocador com a corrente  $CP_H$ ) e outra com  $CP_{C2} \leq CP_C - CP_H$ ; voltar à etapa 3;

5. Fim do procedimento.

-abaixo do PP:

Mesmo procedimento acima, invertendo-se os índices "C" e "H", e usando-se a desigualdade (6.2) em lugar da desigualdade (6.1).

A alocação de cargas térmicas segue a mesma regra heurística (do maior valor possível) adotada por Linnhoff et al.(1982). No Anexo 3 deste trabalho, analisa-se uma unidade de destilação de petróleo, à luz do procedimento heurístico proposto.

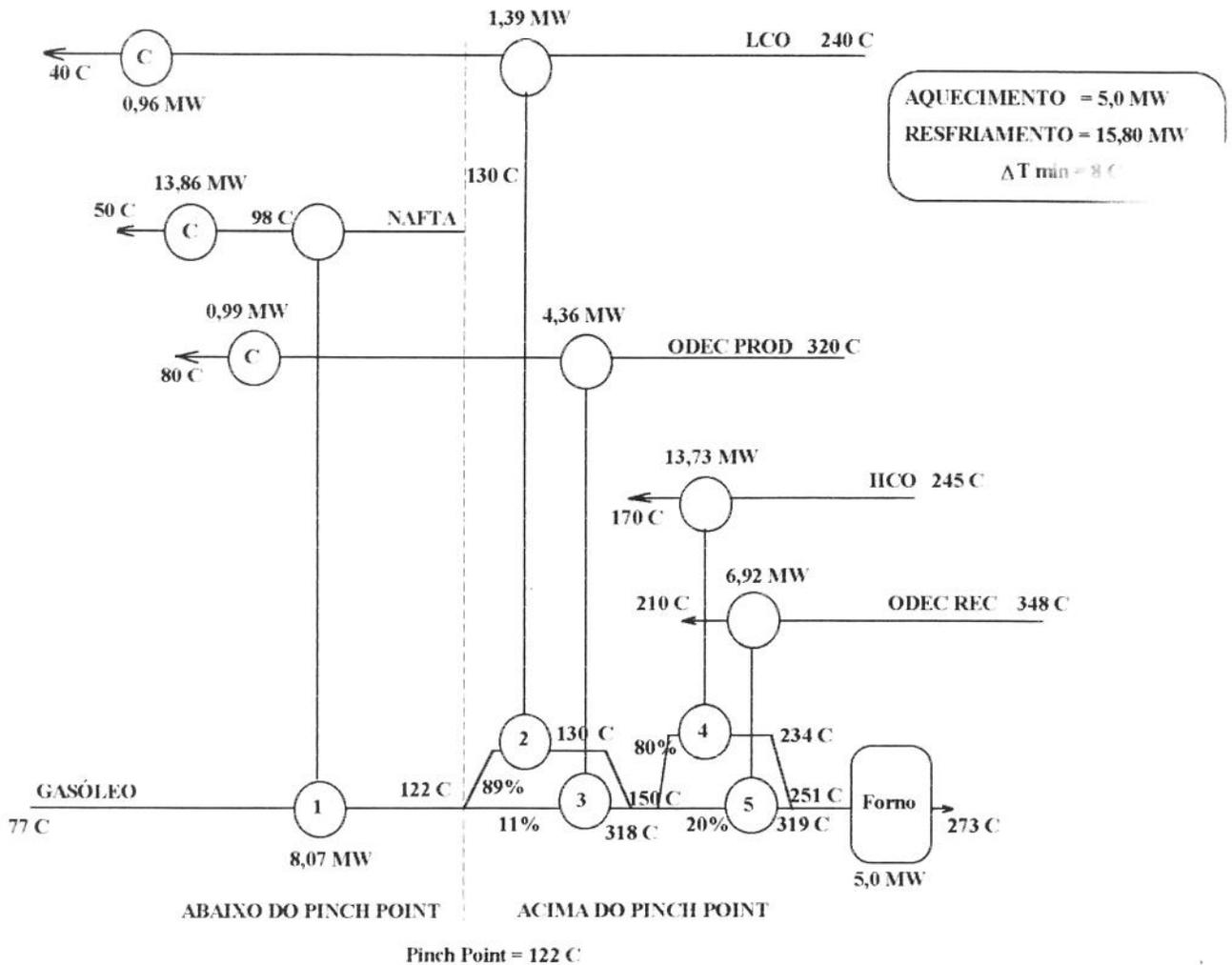


Fig.6.5 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 8^{\circ}\text{C}$ .

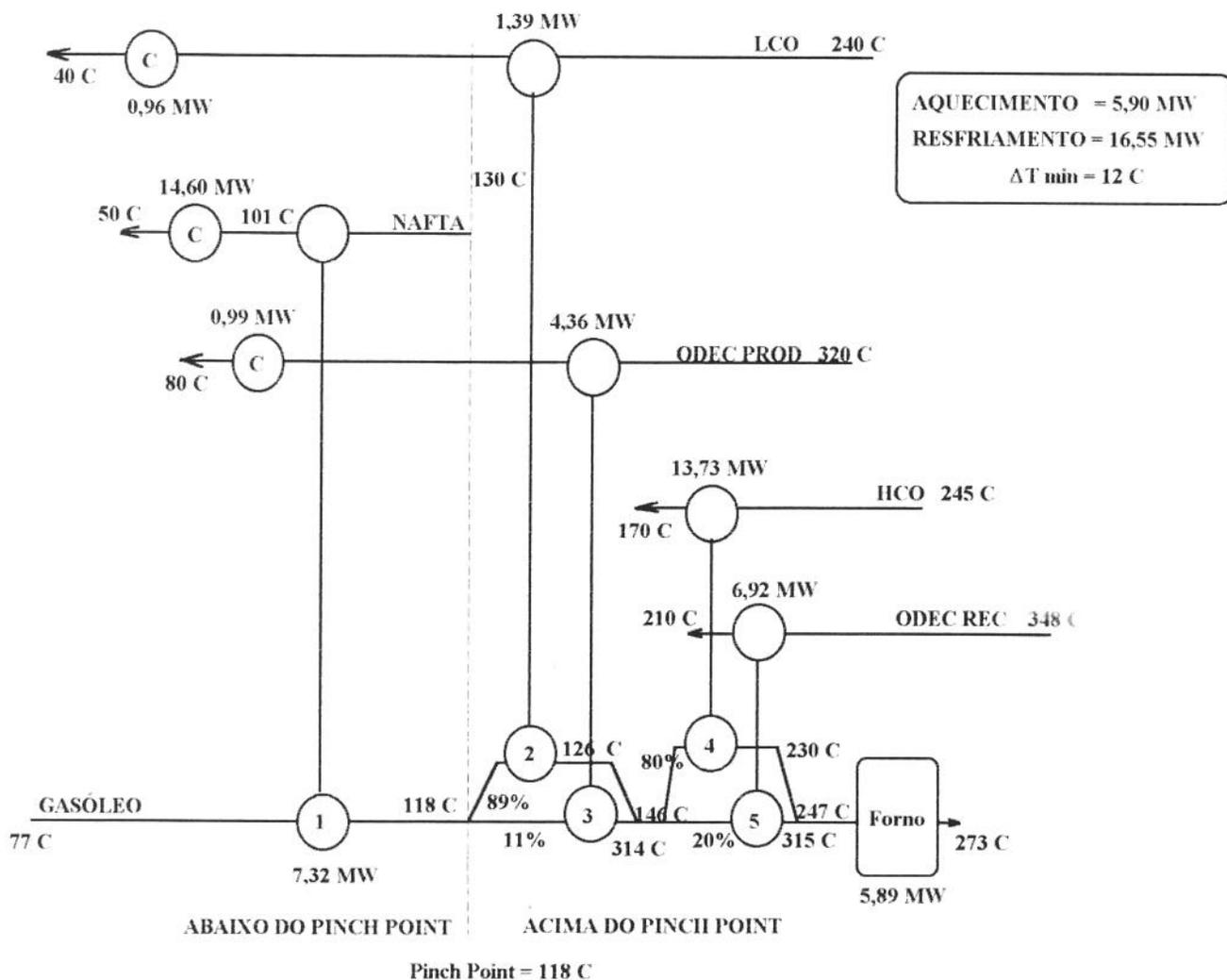


Fig.6.6 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 12^{\circ}\text{C}$ .

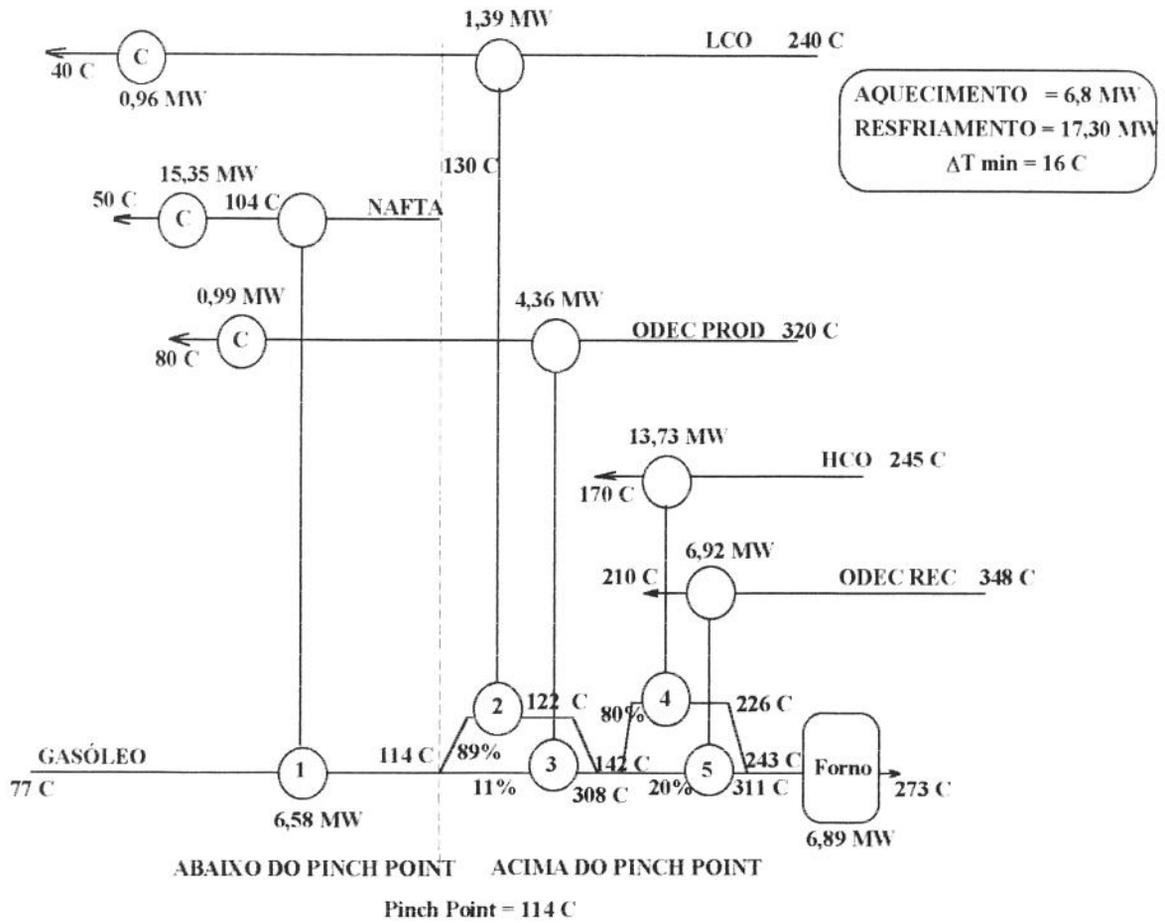


Fig.6.7 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 16^{\circ}C$ .

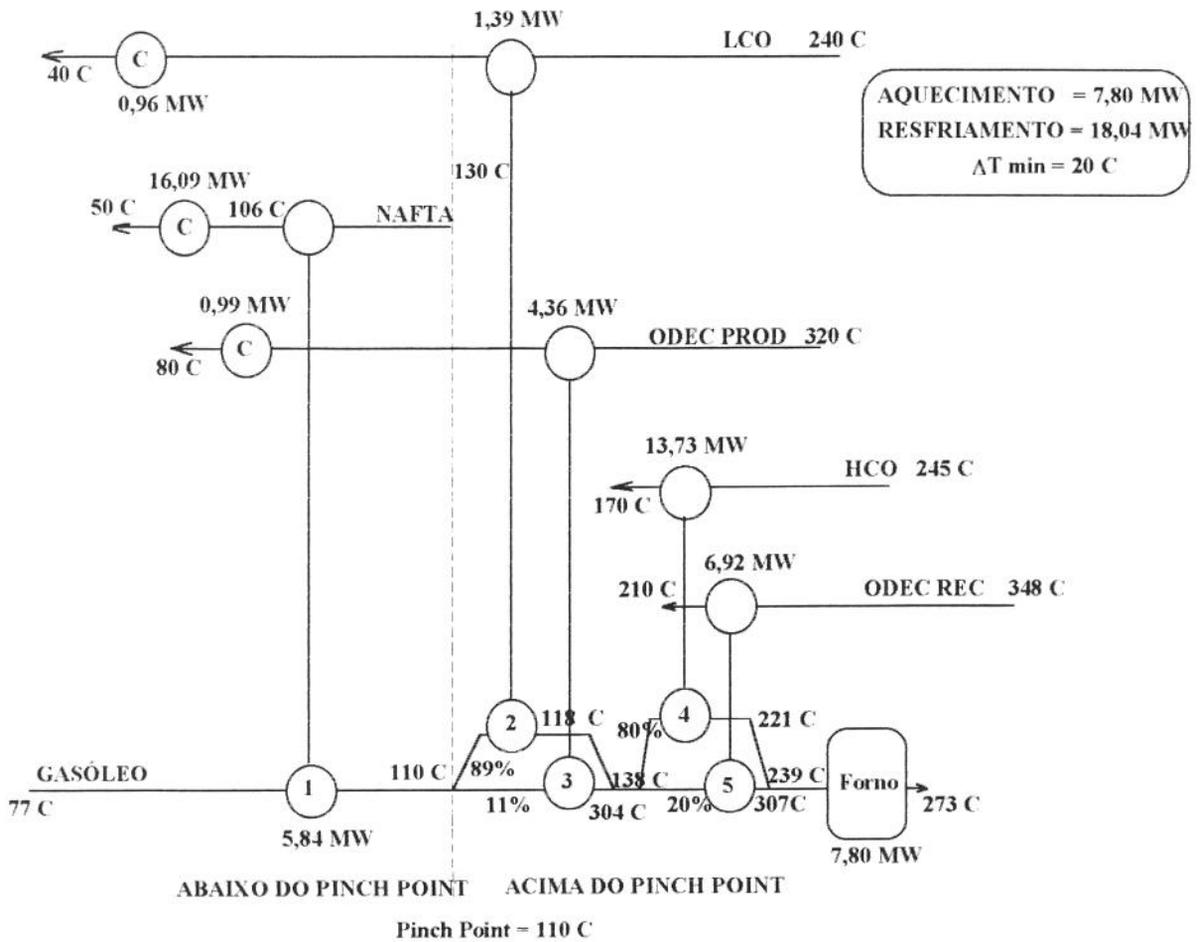


Fig.6.8 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 20^{\circ}\text{C}$ .

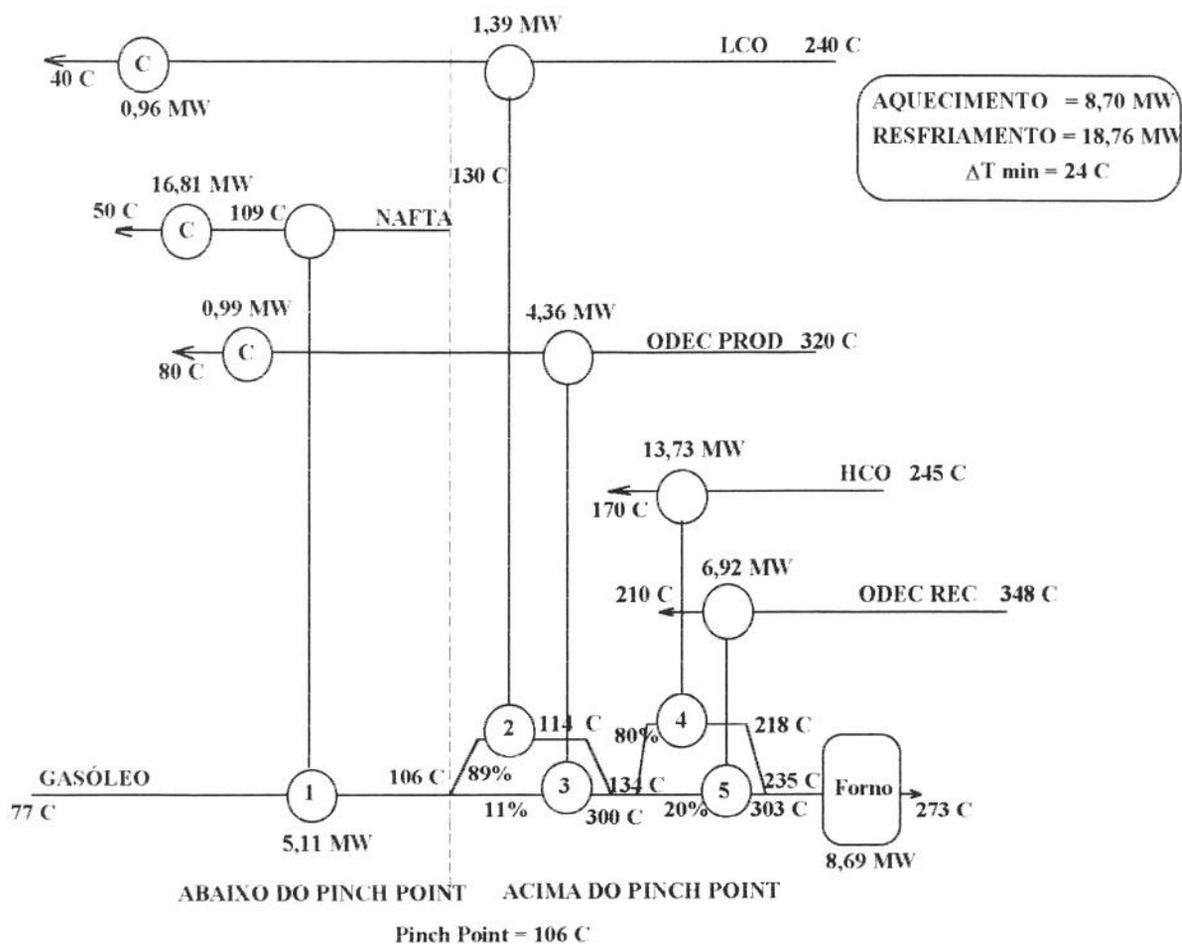


Fig.6.9 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 24^{\circ}C$ .

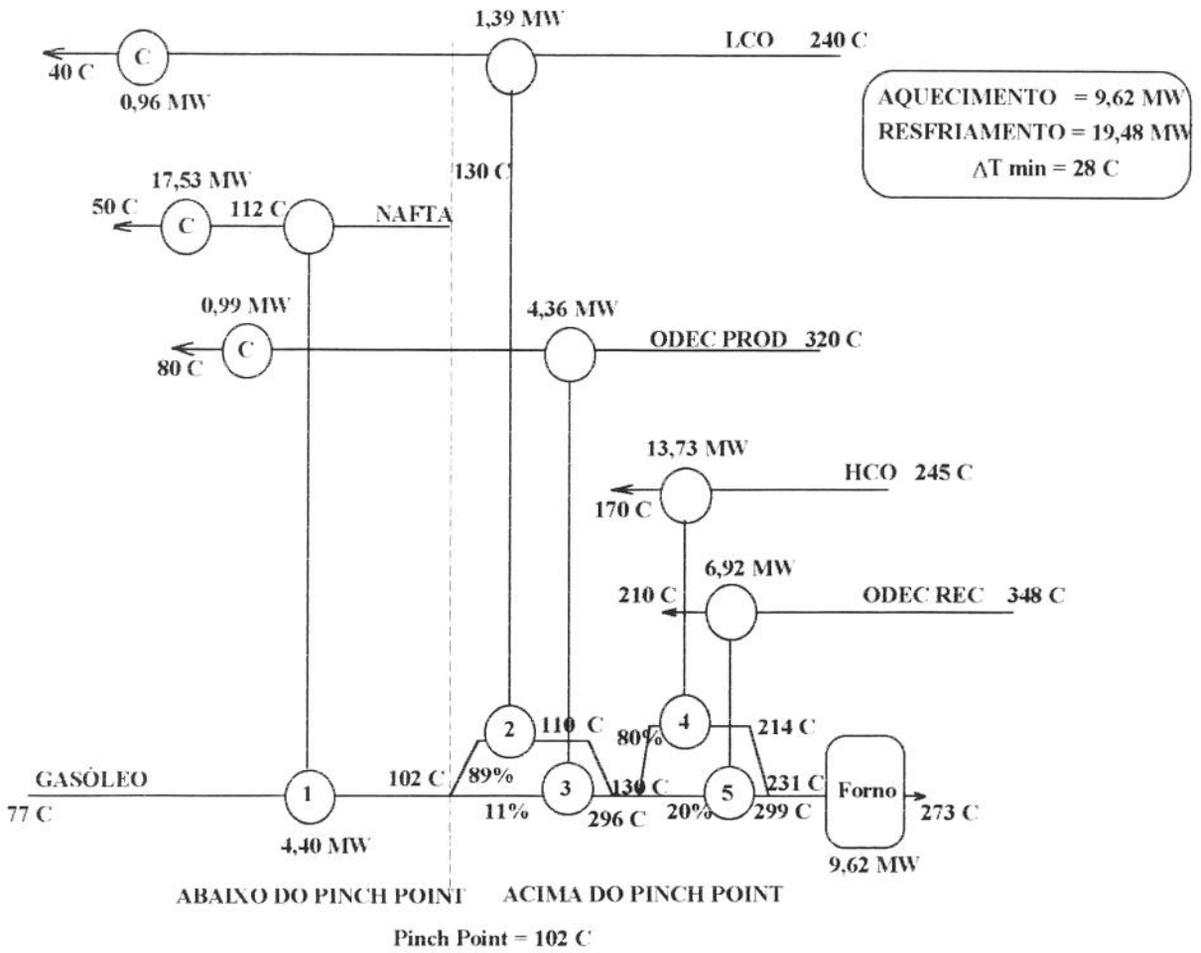


Fig.6.10 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 28^{\circ}C$ .

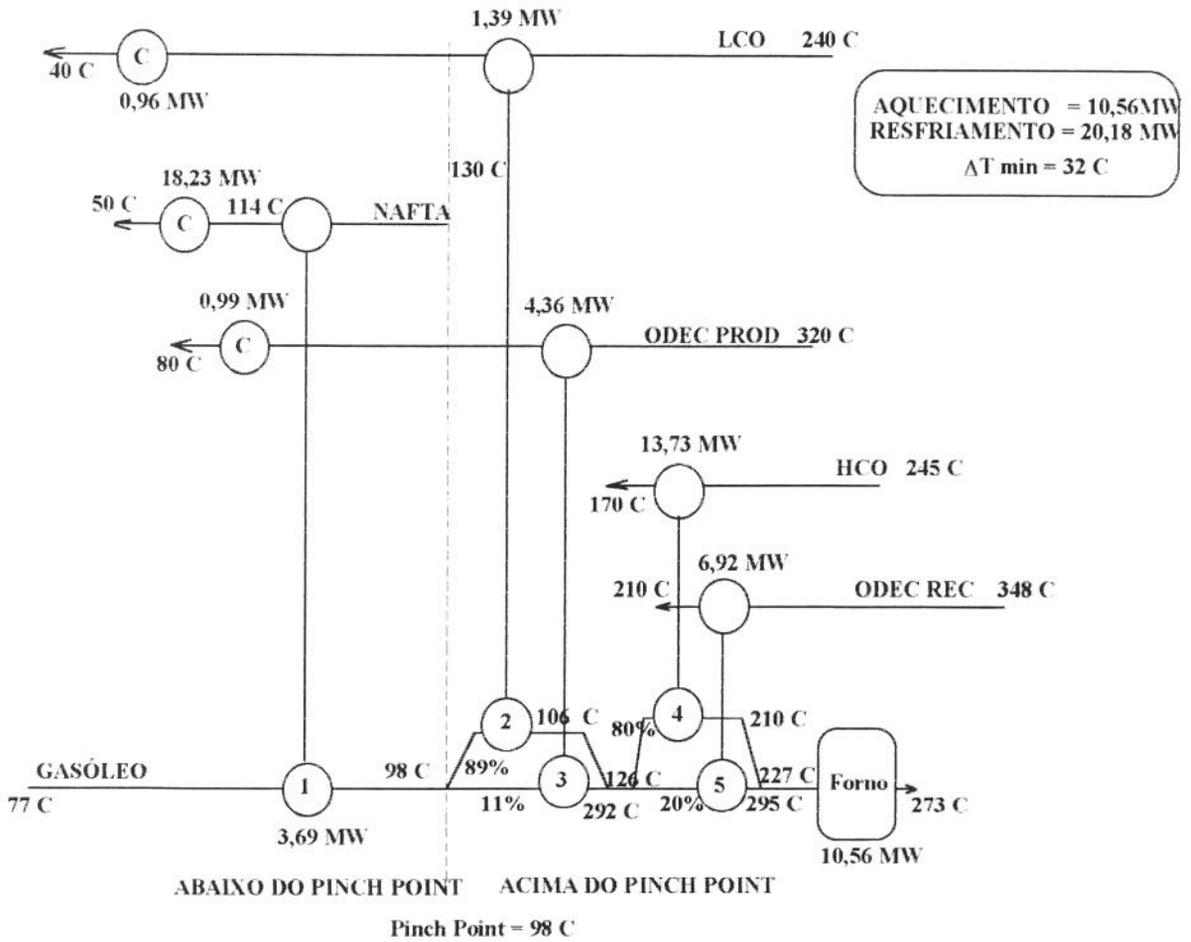


Fig.6.11 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 32^{\circ}C$ .

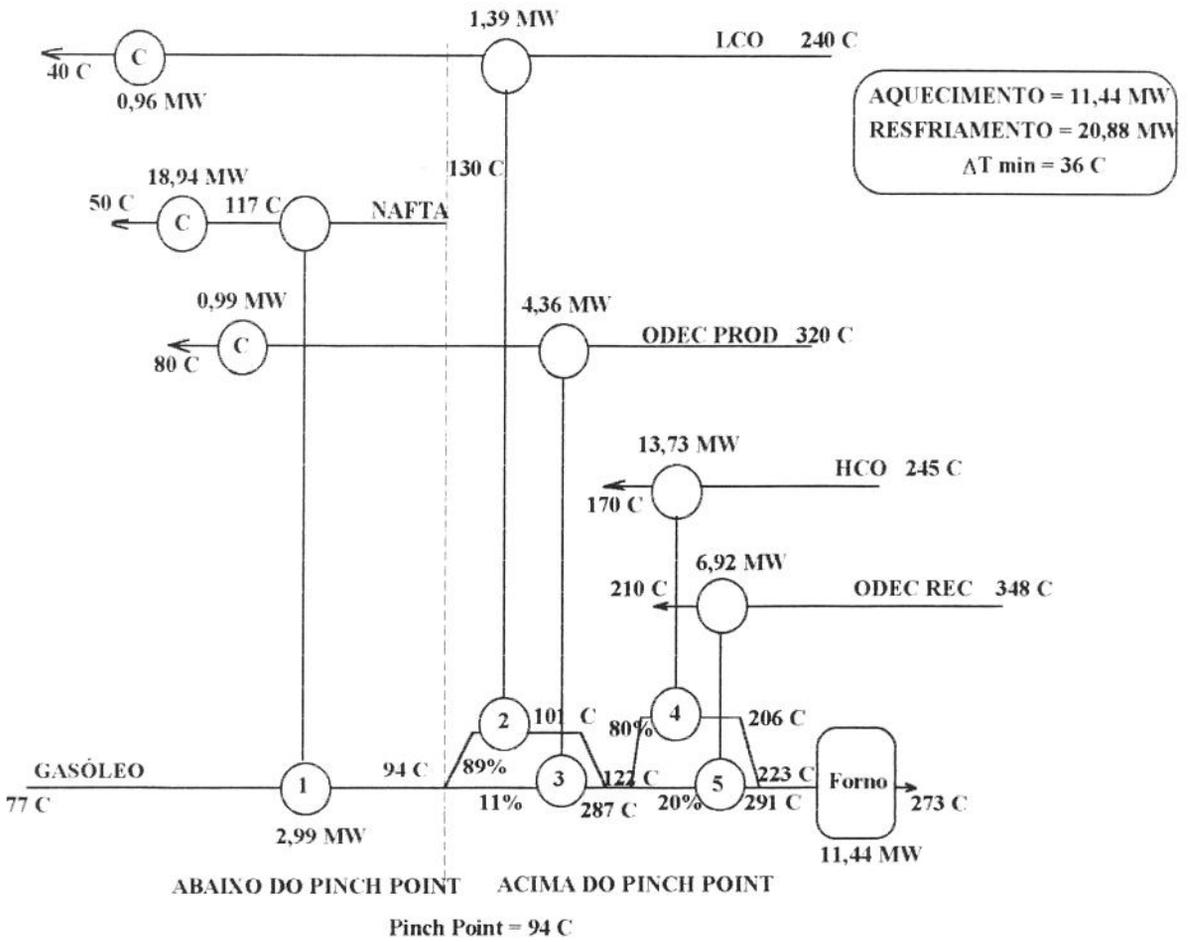


Fig.6.12 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 36^{\circ}\text{C}$ .

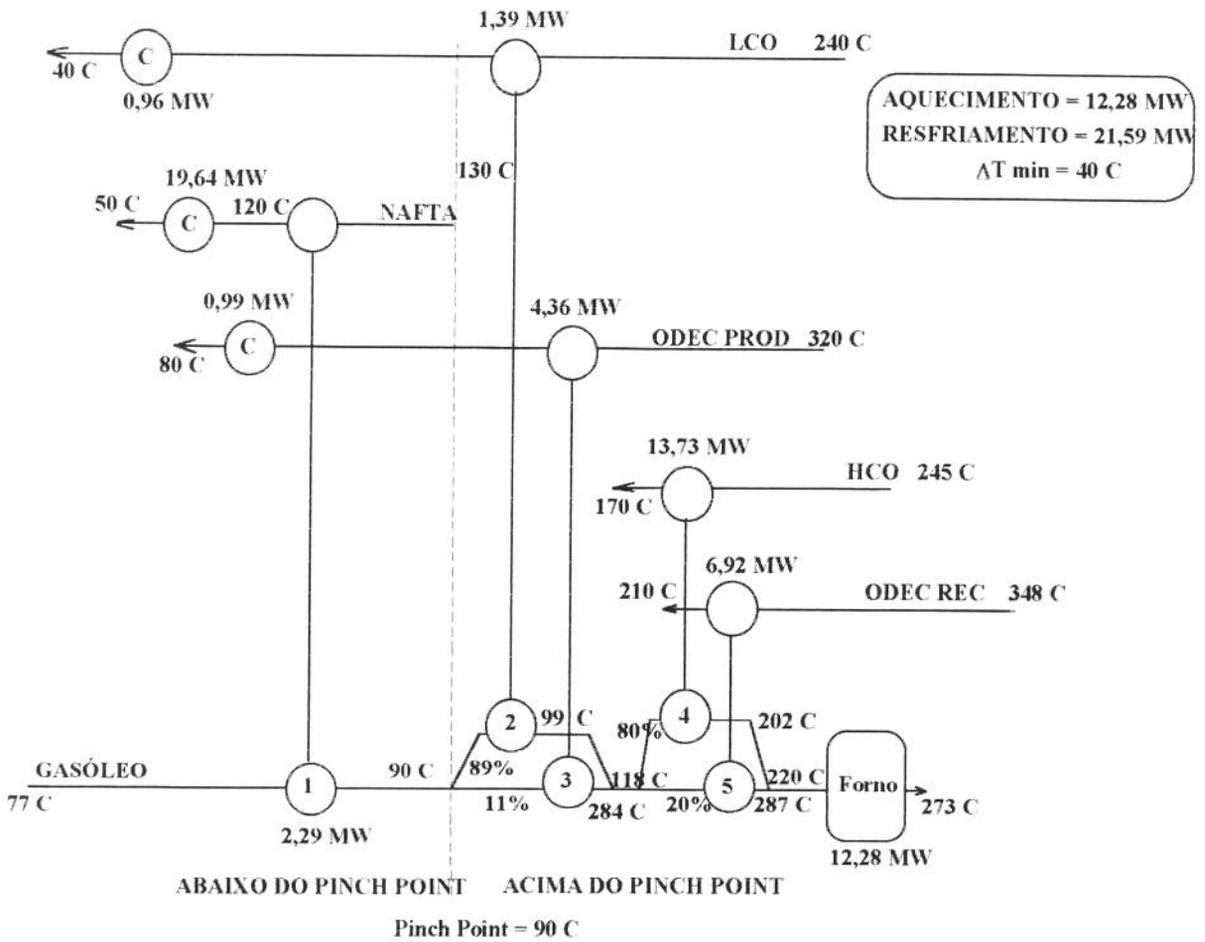


Fig.6.13 - O projeto para a rede de trocadores de calor e resfriadores, que atende à Máxima Recuperação Energética e ao Menor Número de Equipamentos Térmicos, para um  $\Delta T_{\min} = 40^{\circ}C$ .

Na Fig. 6.14 a seguir, foram colocados os valores das áreas de troca térmica total, para cada rede, em função do parâmetro  $\Delta T$  mínimo (desde  $8^{\circ}C$  até  $40^{\circ}C$ , como pode ser observado no gráfico).

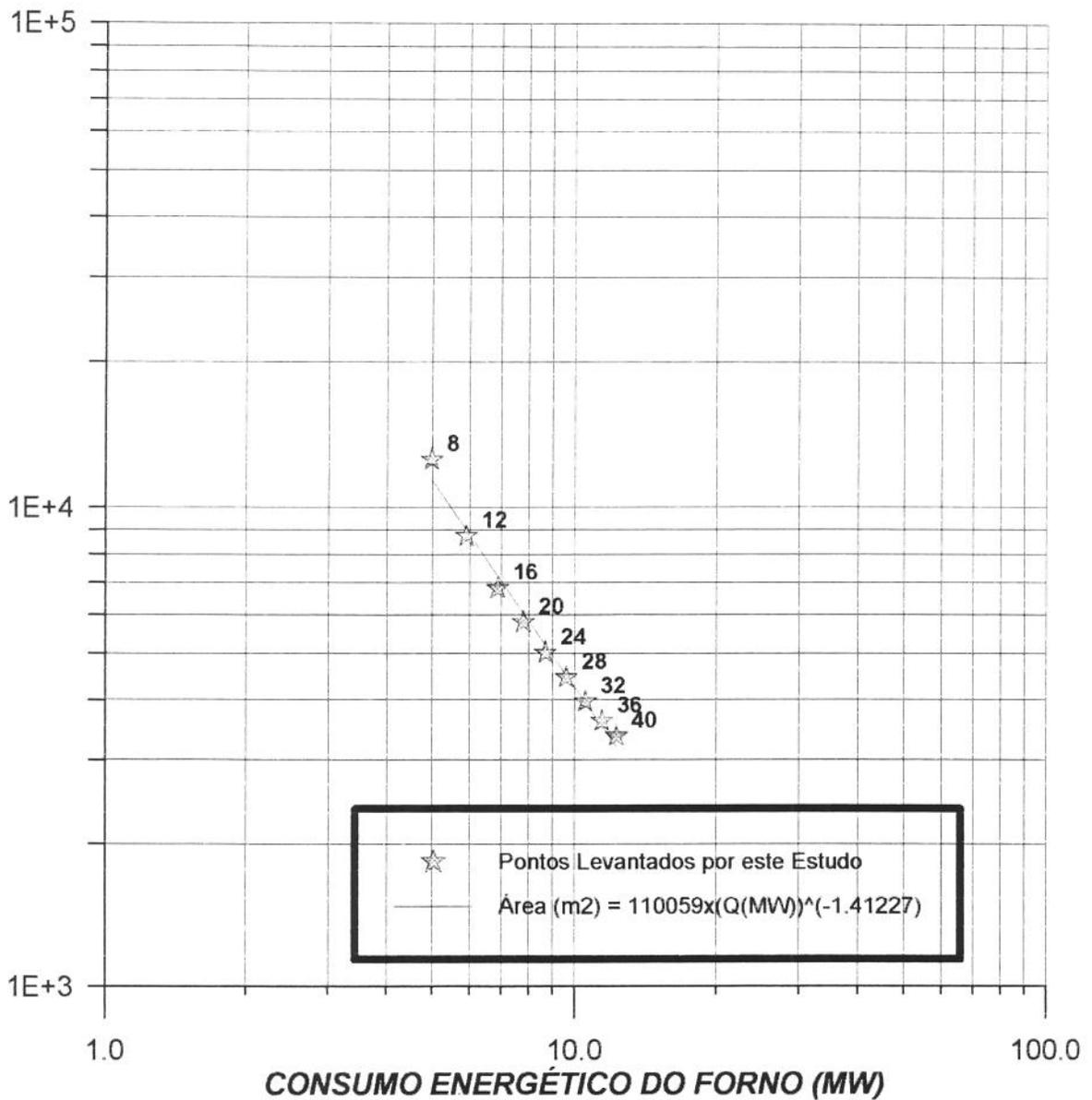


Fig. 6.14 - Áreas de troca térmica, para as diversas redes, em função do  $\Delta T$  mínimo e do consumo de combustível no forno.

Na Tabela 6.3 estão colocados os valores das áreas de cada trocador de calor (e também coolers) de cada rede, para um determinado  $\Delta T$  mínimo. O procedimento de cálculo dessas áreas seguiu o método clássico da DMLT, e encontra-se detalhado no Anexo 4. Nessa tabela, o trocador 1 refere-se ao permutador de calor entre o gasóleo (circulando no casco) e a nafta (circulando nos tubos); o trocador 2 envolve a transferência de energia entre a nafta (circulando no casco) e a água de resfriamento (circulando nos tubos); o trocador de calor 3 refere-se à troca

de calor entre o óleo combustível leve (LCO) que circula no casco e a água de resfriamento, circulando nos tubos; o trocador de calor 4 refere-se à troca de calor entre o óleo decantado de produção (ODEC PROD) circulando no casco e a água de resfriamento, circulando nos tubos; o trocador de calor 5 é um permutador envolvendo o LCO (que circula no casco) e o gasóleo circulando nos tubos, o trocador de calor 6 é um permutador envolvendo o ODEC PROD (que circula nos tubos) e o gasóleo circulando no casco; o trocador 7 é um permutador de calor que envolve o gasóleo (no casco) e o óleo pesado (HCO) circulando nos tubos; e finalmente, o trocador 8 é um permutador de calor envolvendo o gasóleo (no casco) e o ODEC REC (nos tubos).

O trocador 1 é do tipo com 4 passagens de fluido no casco e 8 passagens de fluido pelos tubos; o trocador 2 é do tipo com 2 passagens de fluido no casco e 4 passagens de fluido pelos tubos; o trocador 3 é do tipo com 4 passagens de fluido no casco e 8 passagens de fluido pelos tubos; o trocador 4 é do tipo com 1 passagem de fluido no casco e 2 passagens de fluido pelos tubos; o trocador 5 é do tipo com 2 passagens de fluido no casco e 4 passagens de fluido pelos tubos; o trocador 6 é do tipo com 6 passagens de fluido no casco e 12 passagens de fluido pelos tubos; o trocador 7 é do tipo com 6 passagens de fluido no casco e 12 passagens de fluido pelos tubos até o  $\Delta T$  de 16 °C e com 3 passagens de fluido no casco e 6 passagens de fluido nos tubos, do  $\Delta T$  de 20 °C em diante; o trocador 8 é do tipo com 4 passagens de fluido no casco e 8 passagens de fluido pelos tubos.

| $\Delta T_{\min}$ (°C)      | 8     | 12   | 16   | 20   | 24   | 28   | 32   | 36   | 40   |
|-----------------------------|-------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| Trocador 1                  | 2189  | 1509 | 1124 | 850  | 652  | 494  | 373  | 244  | 189  |
| Trocador 2                  | 658   | 679  | 700  | 720  | 738  | 753  | 768  | 781  | 795  |
| Trocador 3                  | 168   | 168  | 168  | 168  | 168  | 168  | 168  | 168  | 168  |
| Trocador 4                  | 181   | 181  | 181  | 181  | 181  | 181  | 181  | 181  | 181  |
| Trocador 5                  | 187   | 161  | 143  | 129  | 119  | 110  | 102  | 96   | 91   |
| Trocador 6                  | 4836  | 2550 | 1645 | 1276 | 1043 | 882  | 764  | 664  | 602  |
| Trocador 7                  | 3752  | 2945 | 2356 | 2015 | 1688 | 1495 | 1266 | 1149 | 1019 |
| Trocador 8                  | 586   | 534  | 489  | 453  | 422  | 369  | 346  | 327  | 310  |
| Área Tot. (m <sup>2</sup> ) | 12557 | 8727 | 6806 | 5792 | 5011 | 4452 | 3968 | 3610 | 3355 |

Tabela 6.3 - Áreas totais das redes atendendo à M.R.E. e ao Mínimo Número de Equipamentos.

Na Tabela 6.4 abaixo, aparecem os valores dos mínimos consumos de utilidades (aquecimento UQ (em MW) e resfriamento UF (em MW)) para cada  $\Delta T$  mínimo. Neste ponto, é importante salientar que o consumo real da etapa de pré-aquecimento da Unidade de craqueamento catalítico, é de 10,61 MW para aquecimento da carga de gasóleo (através da intervenção do forno) e de 21,01 MW para a etapa de resfriamento (água de resfriamento, utilizada nos coolers). Observa-se na Unidade real, a utilização de um quarto "cooler", na tarefa de resfriamento.

| $\Delta T_{\min}$ (°C) | UQ (MW) | UF (MW) |
|------------------------|---------|---------|
| 8                      | 5,0     | 15,8    |
| 12                     | 5,9     | 16,6    |
| 16                     | 6,9     | 17,3    |
| 20                     | 7,8     | 18,0    |
| 24                     | 8,7     | 18,8    |
| 28                     | 9,6     | 19,5    |
| 32                     | 10,6    | 20,2    |
| 36                     | 11,4    | 20,9    |
| 40                     | 12,3    | 21,6    |

Tabela 6.4 Utilidades consumidas pela rede, para cada valor de  $\Delta T$  mín.

A seguir, na Fig. 6.15 aparecem estimativas para os custos dos equipamentos térmicos da rede com M. R. E. e com o menor número de unidades de transferência de energia, para cada valor analisado da menor diferença de temperaturas  $\Delta T$  mín. Dessa figura, observa-se que há um mínimo na curva de custos totais anualizados, para o valor de  $\Delta T$  mín = 12°C. Para essa diferença de temperaturas mínima, o compromisso entre o custo da área de troca térmica dos equipamentos e o custo da energia alcançam um ponto de ótimo. Ainda, com relação à essa figura, as expressões usadas para as estimativas dos custos das áreas de troca térmica dos trocadores de calor, das várias redes é dada pela equação (5.1). A estimativa para o custo dos fornos é fornecida pela equação (5.4). A anualização dos custos dos equipamentos é dada pela equação (5.7) e a estimativa para o custo das utilidades de processo é dada pela equação (5.6).

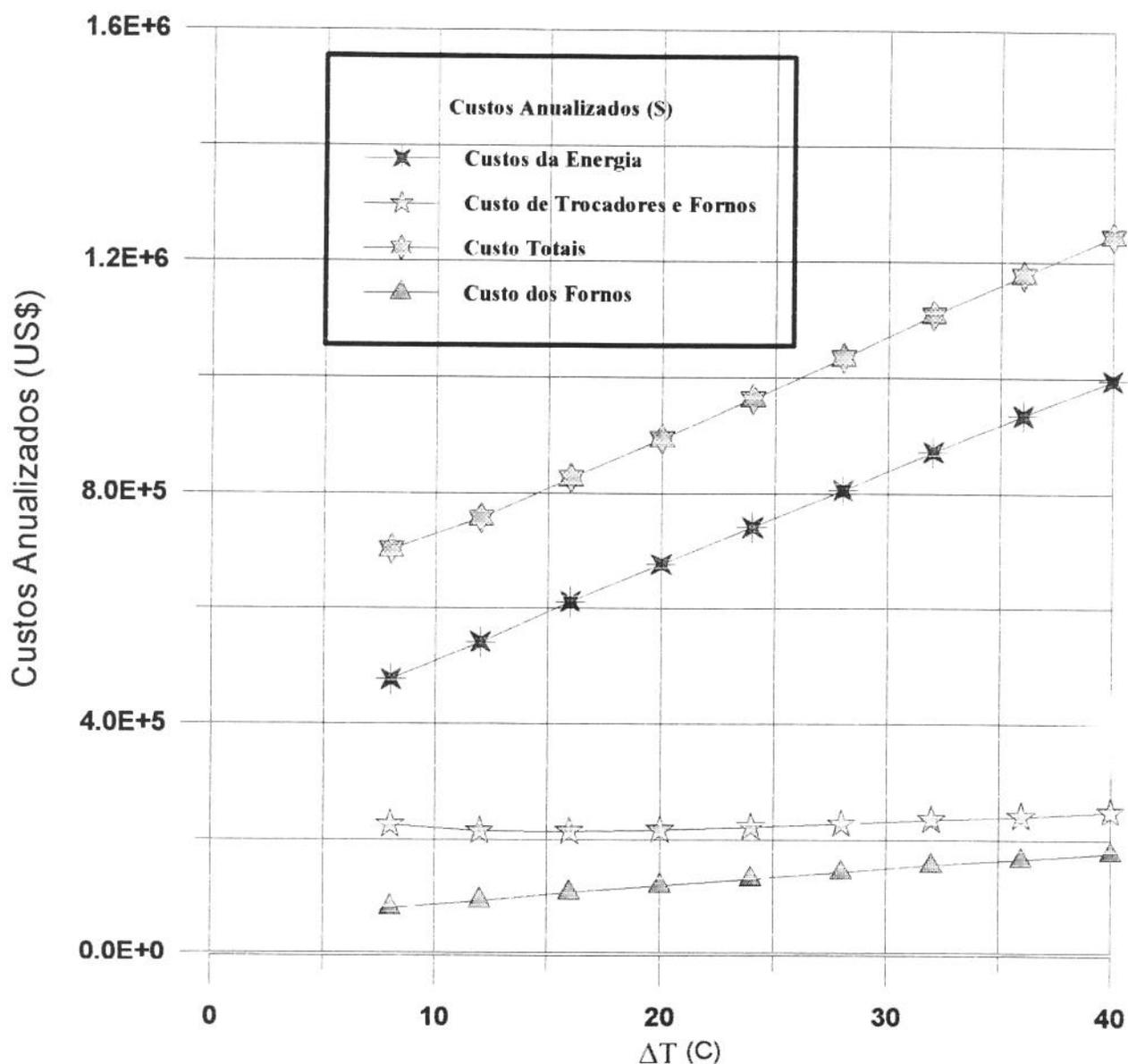


Fig. 6.15 - Estimativa para os custos totais anualizados, para as várias redes, atendendo à Máxima Recuperação Energética e ao Mínimo Número de equipamentos.

Pela Fig. 6.15, pode-se observar que a situação mais favorável para a rede de trocadores de calor analisada, deveria considerar a menor diferença de temperaturas ao redor de 8 °C, para que fosse alcançada a situação mais favorável do ponto de vista econômico (de todas as possibilidades com M. R. E.) para a etapa de pré-aquecimento do gás-óleo. Observando-se atentamente essa figura pode-se notar que o custo anualizado dos trocadores de calor da rede

passa por um valor mínimo ao redor de 16 °C. Entretanto, o custo anualizado do forno da unidade faz com que o custo total anualizado (além do custo das utilidades de processo) seja mais elevado do que para a rede com 8 °C. Sendo possível de implementação, esta última rede consumirá bem menos combustível nos fornos (5,0 MW comparados aos 10,6 MW atuais, resultando em uma economia da ordem de 53%) e água de refrigeração (15,8 MW comparados aos 21 MW atuais, o que leva à uma redução de 25%) e terá um menor custo de investimentos anualizado.

## CONCLUSÕES

1-) Este estudo teve o objetivo de analisar os diversos processos industriais, à luz dos Métodos de Otimização, procurando a melhor distribuição e arranjo de equipamentos térmicos, que possam levar ao menor consumo energético associado ao objetivo de menor custo. A análise do caso estudado em maior profundidade - uma bateria de pré-aquecimento, da etapa de craqueamento catalítico da Refinaria de Paulínia da PETROBRÁS - permite tirar conclusões de relevância para a aplicação dos Métodos de Otimização em diversos setores industriais

Os Métodos de Otimização utilizados neste estudo foram *"A Tecnologia Pinch"*, (desenvolvida por B. Linnhoff e colaboradores) e alguns métodos da *"Programação Matemática"*, particularmente a colocação do problema energético como um Problema de Transporte, em Programação Linear.

A partir de informações colhidas na unidade industrial estudada (diagramas de disposição de equipamentos na área de operação, além de dados de temperaturas terminais de correntes e informações entálpicas) foi aplicado o método de intervalos de temperatura e levantadas, para cada intervalo as "disponibilidades" energéticas das correntes, em transferir ou receber energia. Montadas essas "células" de transferência de energia, procurou-se formular o problema de se obter, fixando-se um certo parâmetro - a menor diferença de temperaturas observada, na rede de equipamentos térmicos da unidade- as mínimas necessidades de aquecimento e de resfriamento da unidade, a serem supridas por utilidades de processo (vapor de aquecimento, combustível queimado, água de resfriamento, etc.). Essa formulação seguiu o modelo do Transporte,

proveniente da Programação Linear. Essa etapa é passível de resolução pelo *Método do Canto Noroeste*, uma vez estando o problema energético bem formulado, não ferindo o *Primeiro e Segundo Princípio da Termodinâmica*.

A etapa seguinte do processo de Otimização foi a procura do menor número de equipamentos térmicos para a unidade industrial em estudo, atendendo às mínimas necessidades de utilidades, encontradas no item anterior. Nesta etapa, o problema é formulado como um problema de *Programação Inteira* da Programação Matemática, posteriormente convertido em um problema de Transporte da Programação Linear.

Em seguida foi formulada uma modificação do procedimento heurístico proposto por Linnhoff, para a obtenção da distribuição das cargas térmicas e cálculo das áreas dos equipamentos térmicos para a rede ótima, do ponto de vista energético.

Por fim, foi feita uma variação no valor da menor diferença de temperaturas de modo a se obter as várias redes ótimas. Nesta fase foi realizada uma avaliação econômica do processo industrial, no que respeita às várias redes ótimas obtidas, objetivando a busca da melhor configuração do ponto de vista *econômico*.

2-) Realizou-se uma análise Termodinâmica do Métodos de Otimização conhecido pela denominação de "Tecnologia Pinch", uma vez que a literatura não torna simples de entendimento as relações entre a Tecnologia e o Primeiro e o Segundo Princípios da Termodinâmica. Esta análise por sua vez, deu origem a um artigo apresentado no IV ENCIT (1992), no Rio de Janeiro, e é apresentada no Anexo 3.

3-) Na etapa de obtenção das propriedades termodinâmicas das correntes de processo envolvidas no caso analisado, realizou-se, um extenso levantamento de propriedades de hidrocarbonetos (capacidade calorífica, peso molecular, densidade, ponto de ebulição, viscosidade, temperatura crítica, estimativa da composição dos hidrocarbonetos quanto à porcentagem de naftênicos, parafínicos e aromáticos, etc.) encontrados na Indústria de Petróleo que pode servir

como uma fonte de referência para trabalhos futuros, nessa área. Esse levantamento encontra-se no Anexo 1.

4-) Foi desenvolvido um algoritmo computacional baseado na Tecnologia Pinch, para a procura das mínimas necessidades energéticas envolvidas em processos industriais. Este procedimento foi utilizado em vários casos encontrados na literatura (análise de plantas petroquímicas, de alimentos e de uma unidade de destilação de petróleo) e seu desempenho mostrou-se bastante satisfatório. Ele permite a estimativa do mínimo consumo energético de uma unidade industrial, conhecendo-se as temperaturas terminais e as contribuições entálpicas das correntes de processo envolvidas. Esse procedimento computacional foi aplicado ao problema do pré-aquecimento da carga de gasóleo, na unidade de craqueamento catalítico, da REPLAN, para diversos valores da mínima diferença de temperaturas, visando o consumo mínimo de energia. Este estudo permitiu a apresentação de um artigo no X - Congresso Brasileiro de Engenharia Química, em 1994, em São Paulo.

5-) Foi proposta uma alteração (apresentada no Anexo 3, deste trabalho) ao procedimento heurístico apresentado na literatura (Linnhoff et. al., 1982) com respeito à Tecnologia Pinch, que nos parece mais clara quanto às necessidades e prioridades de separações das correntes ("splits") nos processos industriais a serem analisados. É com esse procedimento heurístico que as redes de trocadores de calor são projetadas.

6-) O conjunto de procedimentos aplicado neste estudo tem por objetivo apresentar, mais que uma solução ótima, uma gama de opções factíveis de modo a que um elemento decisor da indústria, possa escolher a configuração energética que melhor lhe aprouver, para um dado processo. Além disso, sua implementação é de extrema simplicidade podendo em muitos, casos ser feita manualmente pelos elementos encarregados do projeto de plantas industriais.

7-) O tratamento do problema energético através da formulação do problema do transporte, embora já abordado na literatura (Cerdeira et al., 1983), ainda tem um promissor potencial de utilização, destacadamente em nosso país, uma vez que uma rápida estimativa energética de um processo, pode ser efetuada de maneira eficiente e pouco onerosa, permitindo a tomada de decisões no âmbito gerencial, e sobretudo, mostrando a direção para a máxima recuperação energética (o que representaria uma possibilidade, mesmo não sendo atingido esse ponto ótimo, de provocar melhorias significativas no processo). Além disso, não obstante seu estabelecimento na resolução de problemas energéticos por Cerdeira et al (1983a) e outros pesquisadores, desde há algum tempo, a formulação do transporte permitiu que fosse desenvolvido um artigo apresentado em Florença, Itália (Bannwart & Rossi, 1994). o que evidencia a considerável atualidade da aplicação desse método aos problemas industriais de transferência de energia, sobretudo os processos caracterizados por um elevado consumo energético

8-) Como já enfatizado, este trabalho também foi aplicado a outros setores industriais, tais como os setores petroquímico, de alimentos e químico. Essas aplicações centraram-se na busca pelo mínimo consumo de energia das unidades analisadas (constituindo-se de problemas reais descritos na literatura), para os quais a solução encontrada mostrou-se de pleno acordo com o esperado. No caso específico da unidade de destilação de petróleo, o rearranjo da unidade indicado como solução, não só levou à uma redução no consumo de energia, como também descartou a necessidade da instalação de um novo forno de processo. Em síntese, o potencial de aplicação do conjunto de procedimentos mostrados neste estudo é ainda muito grande.

9) Neste trabalho, o projeto termodinâmico da rede de trocadores de calor foi feito usando-se um algoritmo que emprega certas regras heurísticas para a subdivisão (*splitting*) de correntes. Assim, uma sugestão para trabalhos futuros seria o desenvolvimento de rotinas que incorporem as etapas do projeto termodinâmico da rede na própria formulação matemática do problema de Transporte.

10) Pode-se também sugerir que futuros trabalhos nessa área abordem a utilização da Programação Multi-Objetiva (Steuer, 1985) na busca do compromisso entre o mínimo consumo energético e o mínimo custo econômico. Nessa situação, poder-se-ia utilizar o procedimento conhecido como Método dos Pesos (Steuer, 1985), para a resolução desse problema, uma vez que teríamos uma situação com dois objetivos (Minimizar a área de troca térmica dos equipamentos da rede e minimizar o consumo de combustível queimado nos fornos). Na formulação desse problema teríamos como função objetivo a seguinte expressão:

$$\begin{aligned} & \text{Min}\{U(z_1, z_2, \dots, z_k)\} \\ & \text{tal que } f_i(x) = z_i \quad 1 \leq i \leq k \\ & \quad \quad \quad x \in S \end{aligned}$$

Sendo  $U$  conhecida como função utilidade e que engloba os objetivos a otimizar (no caso da rede de equipamentos,  $f_1(x)$  poderia ser a área de troca térmica enquanto que uma  $f_2(x)$  poderia ser o consumo de combustível no forno da planta).  $S$  como já discutido anteriormente, representa o espaço das soluções factíveis para o modelo multi-objetivo. De acordo com Steuer (1985), a dificuldade de se resolver esse problema reside na impossibilidade, para muitas situações, de se encontrar a função utilidade  $U$  e dessa forma, não haveria outra hipótese a não ser procurar de alguma maneira o espaço de compromissos ("tradeoffs") entre os objetivos do problema. Sendo assim, o método de resolução poderia ser o de minimizar a soma dos objetivos envolvidos, ponderados por algum fator, sujeitos às mesmas restrições às quais o problema puramente energético (busca da M. R. E.) está sujeito.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abadie, E.; "Processos de Refinação". Apostila da PETROBRÁS - SEPES - DIVEN- SEN-RIO.
- Aegerter, R. ; "Energy Conservation in Process Plants". *Chemical Engineering*, vol. 91, n<sup>o</sup> 18, September 3, 1984.
- Ahmad, S. and Smith, R. ; "Targets and Design for Minimum Number of Shells in Heat Exchanger Networks". *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 67, September, 1989.
- Andreovich, M. J. and Westerberg, A. W. ; "A Simple Synthesis Method Based on Utility Bounding for Heat-Integrated Distillation Sequences". *AIChE Journal*, vol. 31, n<sup>o</sup> 3, March, 1985.
- Annual Book of ASTM Standards - Petroleum products and lubricants - section 5, vol. 5.02, pp. 509-512, 1989.
- Balinski, M. L.; *Naval Res. Logistics Quart.*, vol 8, n<sup>o</sup> 1, pp. 41, 1961.
- Bannwart, A. C. and Rossi, L. F. S.; "Maximum Heat Recovery in a Brazilian Oil Refinery Using a Transportation Problem Formulation". *Proceedings of the Florence World Energy Research Symposium*, pg 1017, presented at Florence, Italy, 6-8 July, 1994.
- Bazaraa, M. S., Jarvis, J.J. and Sherali, H. D.; *Linear Programming and Network Flows*. John Wiley & Sons, 1990.
- Boehm, R. F.; *Design Analysis of Thermal Systems*. John Wiley & Sons, U.S.A., 1987.
- Boland, D. and Hindmarsh, E. ; "Heat Exchanger Network Improvements". *Chemical Engineering Progress*, vol. 80, n<sup>o</sup> 7, July 1984.
- Bowle, G. E. ; "Specifying and Operating Desuperheaters". *Chemical Engineering*, vol. 92, n<sup>o</sup> 11, May 27, 1985.

- Carvalho, S. H. e Perlingeiro, C. A. G. ; "Otimização Energética de um Processo em Operação". *XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, Salvador, BA, 1992.
- Cena, V., Mustachi, C. and Natali, F.; Synthesis of Heat Exchange Networks: a non-iterative approach. *Chemical Engineering Science*, vol. **32**, pp. 1227-1231, 1977.
- Cerda, J., Westerburg, A. W., Mason, D. and Linnhoff, B. ; "Minimum Utility Usage in Heat Exchanger Network Synthesis - A Transportation Problem". *Chemical Engineering Science*, vol. 38, n<sup>o</sup> 3, 1983.
- Cerda, J. and Westerburg, A. W. ; "Synthesizing Heat Exchanger Networks Having Restricted Stream/Stream Matches Using Transportation Problem Formulations". *Chemical Engineering Science*, vol. 38, n<sup>o</sup> 10, 1983.
- Challand, T. B., Colbert, R. W. and Venkatesh, C. K. ; "Computerized Heat Exchanger Networks". *Chemical Engineering Progress*, , vol. 77, n<sup>o</sup> 7, July, 1981.
- Clark, E. C. ; "Chemical Heat Pumps Drive to Upgrade Waste Heat". *Chemical Engineering* , vol. 91, n<sup>o</sup> 4, Feb. 20, 1984.
- Clark Jr, J. K. and Helmick, N. E. ; "How to Optimize the Design of Steam Systems". *Chemical Engineering*, vol. 87, n<sup>o</sup> 5, March 10, 1980.
- Colle, S., Souza, J. P. e Negrão, C. O. R. ; "Otimização Termodinâmica de Associação de Trocadores de Calor em Recuperação de Energia". *III Encontro Nacional de Ciências Térmicas*, Itapema, SC, 1990.
- Crittenden, B. D., Kolaczowski, S. T. and Downey, I. L.; "Fouling of Crude Oil Preheat Exchanger". *Trans. I.Chem.E.*, vol 70, Part A, pp. 547-557, November, 1992.
- Dantzig, G. B. ; "Linear Programming and Extensions", Princeton University Press, Princeton, N.J., USA, 1963.
- Daubert, E. T. and Danner, R. P.; "Technical Data Book - Petroleum Refining". American Petroleum Institute, 1980.

Doane, R. C. ; "Recovering Low-Level Heat Via Expansion of Natural Gas". *Chemical Engineering*, vol. 91, n<sup>o</sup> 4, Feb. 20, 1984.

Douglas, J. M. ; "A Hierarchical Decision Procedure for Process Synthesis". *AIChE Journal*, vol. 31, n<sup>o</sup> 3, March, 1985.

Douglas, J. M.; *Conceptual Design of Chemical Processes*. McGraw-Hill International Editions Chemical Engineering Series, 1988.

Dudukovic, M. P. and Ramachandran, P. A. ; "Quick Design and Evaluation of Heat Regenerators". *Chemical Engineering*, vol. 92, n<sup>o</sup> 12, June 6, 1985.

Evans, L. B. ; "Process Modeling: What Lies Ahead". *Chemical Engineering Progress* vol. 86, n<sup>o</sup> 10, October, 1990.

Farhanieh, B. and Sunden, B. ; "Case Study - Analysis of an existing Heat Exchanger Network and effects of Heat Pump Installations". *Heat Recovery Systems & CHP*, vol. 10, n<sup>o</sup> 3, 1990.

Fraser, D. M. and Gillespie, N. E. ; "The Application of Pinch Technology to Retrofit Energy Integration of an Entire Oil Refinery". *Trans. I.Chem.E.*, vol. 70 Part A, July 1992.

Garfinkel, R. S. and Nemhauser, G. L., "Integer Programming". John Wiley & Sons, 1972.

Ganapathy, V. ; "Superheated-Steam Properties at a Glance". *Chemical Engineering*, vol. 90, n<sup>o</sup> 3, Feb. 7, 1983.

Greenkorn, R. A., Koppel, L. B. and Raghavan, S.; "Heat Exchanger Networks Synthesis - A Thermodynamic Approach." *AIChE Mtg.*, Miami, 1978.

Grossmann, I. E.; "Mixed Integer Programming Approach for the Synthesis of Integrated Process Flowsheets, *Computers chem. Engng*, vol. 9, pp.463-482, 1985.

Grossmann, I. E. and Sargent, R. W. H.; "Optimum Design of Heat Exchanger Networks.", *Computers chem. Engng*, vol. 2, pp. 1-7, 1978.

Gundersen, T. and Naess, L. ; "The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks - An Industrial Review of the State of the Art". *Computers chem. Engng*, vol. 12, n<sup>o</sup> 6, pp 303 - 330, 1988.

Hall, R. S., Matley, J. and McNaughton, K. J. ; "Current Costs of Process Equipment". *Chemical Engineering*, vol. 89, n<sup>o</sup> 7, April 5, 1982.

Hendry, J. E., Rudd, D. F. and Seader, J. D. ; "Synthesis in the Design of Chemical Processes". *AIChE Journal*, vol. 19, n<sup>o</sup> 1, January 1973.

Herrmann Jr., C. C. et al., "Apostila PETROBRÁS - Craqueamento, Seção 2 - Cálculo das Propriedades das correntes Líquidas, 1990.

Hindmarsh, E., Boland, D. and Townsend, W. ; "Maximizing Energy Savings for Heat Engines in Process Plants". *Chemical Engineering*, vol. 92, n<sup>o</sup> 3, Feb. 4, 1985.

Hlavacek, V. "Analysis and Synthesis of Complex Plants Steady-state and transient behaviour" *Proc. Comput. Des. Err. Chem. Plants*, vol. 3, pp 903-972, Karlovy Vary, 1975.

Hlavacek, V. "Synthesis in the design of chemical processes." *Computers chem. Engng*. vol. 2, pp 67-75, 1978.

Hohmann, E. C.; "Optimum networks for Heat Exchange". Ph.D. Thesis, Univ. of Southern California, 1971

Hohmann, E. C. and Lockhart, F. J.; "Optimum Heat Exchanger Network Synthesis. *AIChE Mtg.* Atlantic City, 1976.

Hohmann, E. C.; "Heat Exchange Technology, Network Synthesis, *Kirk-Othmer Encyclopaedia of Chemical Technology*, 3rd edn., Suppl. pp. 521-545. Wiley New York, 1984.

Holcomb, D. E. and Brown, G. G.; "Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons". *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 34, n<sup>o</sup> 5, May 1942.

Huang, F. and R. V. Elshout. "Optimizing the heat recovery of crude units". *Chem. Engng. Prog.* vol 72 pp. 68-74, 1976.

- Hwa, C. S.; "Mathematical Formulation and Optimization of Heat Exchanger Networks Using Separable Programming". *AIChE-I Chem E. Symp. Ser.* vol. 4, pp. 101-106, 1965.
- Jegade, F. O. and Polley, G. T. ; "Capital Cost Targets for Networks With Non-Uniform Heat Exchanger Specifications". *Computers chem. Engng*, vol. 16, n<sup>o</sup> 5, 1992.
- Jezowski, J. and Friedler, F. ; "A Simple Approach for Maximum Heat Recovery Calculations". *Chemical Engineering Science*, vol. 47, n<sup>o</sup> 6, 1992.
- Jezowski, J. ; "The Pinch Design Method for Tasks with Multiple Pinches". *Computers chem. Engng*, vol. 16, n<sup>o</sup> 2, 1992.
- Kaiser, V. ; "Energy Optimization". *Chemical Engineering*, vol. 88, n<sup>o</sup> 4, Feb. 23, 1981.
- Nishida, N., Stephanopoulos, G. and Westerberg, A. W. ; "A Review of Process Synthesis". *AIChE Journal*, vol. 24, n<sup>o</sup> 4, May, 1981.
- Kelaham, R. C. and Gaddy, J. L.; "Synthesis of Heat Exchange Networks by Mixed Integer Optimization". *AIChE JI.* vol. 23, pp.816-822, 1977.
- Kemp, I. C. ; "Applications of the Time-Dependent Cascade Analysis in Process Integration". *Heat Recovery Systems & CHP*, vol. 10, n<sup>o</sup> 4, 1990.
- Kemp, I. C. ; "Some Aspects of the Practical Application of Pinch Technology Methods". *Trans I.Chem.E.*, vol. 69, Part A, November, 1991.
- Kesler, M. G. and Parker, R. O.; "Optimal Networks of Heat Exchange.". *Chem. Engng Prog.*, Symp. Ser. vol. 65, pp 111-120, 1969.
- Kesler, M. G. ; "Retrofitting Refinery and Petrochemical Plants". *Chemical Engineering Progress*, vol. 84, n<sup>o</sup> 6, June, 1988.
- Kobayashi, S., Umeda, T. and Ichikawa, A.; "Synthesis of Optimal Heat Exchange Systems - An Approach by the Optimal Assignment Problem in Linear Programming". *Chemical Engineering Science*, vol. 26, n<sup>o</sup> 9, 1971.

Kotjabasakis, E. and Linnhoff, B. ; “Sensitivity Tables for the Design of Flexibility Processes (1) - How Much Contingency In Heat Exchanger Networks is Cost-Effective?”. *Chem. Eng Res. Des.*, vol. **64**, May 1986.

Kumana, D. J. ; “Cost Update on Specialty Heat Exchangers”. *Chemical Engineering*, vol. **91**, n<sup>o</sup> 13, June 25, 1984.

Lambert, A. J. D. ; “Minimization of Number of Units in Heat Exchanger Networks Using a Lumped Approach”. *Computers chem. Engng*, vol. **18**, n<sup>o</sup> 1, 1994

Lee, K. F., Masso, A. H. and D. F. Rudd ; “Branch and Bound Synthesis of Integrated Process Designs”. *Ind. Eng.Chem. Fund.*, vol. **9**, n<sup>o</sup> 1, pp 48-58, February 1970.

Linnhoff, B. and Flower, J. R. ; “Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Networks”. *AIChE Journal*, vol. **24**, n<sup>o</sup> 4, pp 633-642, July, 1978.

Linnhoff, B. and Flower, J. R. ; “Synthesis of Heat Exchanger Networks: II. Evolutionary Generation of Networks with Various Criteria of Optimality”. *AIChE Journal*, vol. **24**, n<sup>o</sup> 4, pp 642-654, July, 1978.

Linnhoff, B.; Thermodynamic Analysis in The Design of Process Networks. Ph.D. Thesis, University of Leeds, U.K., 1979.

Linnhoff, B. and Turner, J. ; “Simple Concepts in Process Synthesis Give Energy Saving and Elegant Designs”. *The Chemical Engineer*, n<sup>o</sup> 361, October, 1980.

Linnhoff, B. and Turner, J. A. ; “Heat-Recovery Networks: New Insights Yield Big Savings”. *Chemical Engineering*, vol. 88, n<sup>o</sup> 22, November 2, 1981.

Linnhoff, B., *et al.* ; “User Guide on Process Integration for the Efficient Use Of Energy”. The Institution of Chemical Engineers, Rugby, U. K., 1982.

Linnhoff, B. and Hindmarsh, E. ; “The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks”. *Chemical Engineering Science*, vol. 38, n<sup>o</sup> 5, 1983.

Linnhoff, B. "New concepts in thermodynamics for better chemical process design." *Trans I.Chem.E.. Chem. Eng. Res. Des.* **61**, pp 207-223, 1983.

Linnhoff, B., Dunford, H. and Smith, R. ; "Heat Integration of Distillation Columns Into Overall Processes". *Chemical Engineering Science*, vol. 38, n<sup>o</sup> 8, 1983.

Linnhoff, B. and Vredeveld, D. R.; "Pinch Technology has Come of Age". *Chemical Engineering Progress*, , vol. 80, n<sup>o</sup> 7, July, 1984.

Linnhoff, B. and Kotjabasakis, E. ; "Downstream Path for Operable Process Design". *Chemical Engineering Progress*, vol. 82, n<sup>o</sup> 5, May, 1986.

Linnhoff, B. and Eastwood, A. R. ; "Overall Site Optimization by Pinch Technology". *Chem. Eng Res. Des.*, vol. 65, September 1987.

Linnhoff, B. and Polley, G. T. ; "General Process Improvements Through Pinch Technology". *Chemical Engineering Progress*, vol. 84, n<sup>o</sup> 6, June 1988.

Linnhoff, B. Ahmad, S. and Smith, R. ; "Cost Optimum Heat Exchanger Networks - 2. "Targets and Design for detailed Capital Cost Models". *Computers Chem. Engng*, vol. 14, n<sup>o</sup> 7, 1990.

Linnhoff, B. and Dhole, V. R. ; "Shaftwork Targets for Low Temperature Process Design". *Chemical Engineering Science*, vol. 47, n<sup>o</sup> 8, 1992.

Linnhoff, B. and Dhole, V. R. ; "Shaftwork Targeting for Low Temperature Plants". *Trans. I.Chem.E.*, vol. 70 Part A, March, 1992.

Linnhoff, B. ; "Pinch Analysis and Exergy - A Comparison". *Energy Systems and Ecology (ENSEC 93)*, Cracow, Poland, July 5-9, 1993.

Liu, Y. A., Pehler, F. A. and Cahela, D. R.; "Studies in Chemical Process Design and Synthesis Part VII - Systematic Synthesis of Multipass Heat Exchanger Networks". *AIChE Journal*, vol. **31**, n<sup>o</sup> 3, March 1985.

Luenberger, D. G.; "Linear and Nonlinear Programming", 2<sup>nd</sup> edition, Addison-Wesley Publishing Company, , 1984.

Masso, A. H. and Rudd, D.F.; "The synthesis of system designs. II Heuristic Structuring. *AIChE J.*, vol **15**, pp. 10-17, 1969.

Menzies, M. A. and Johnson, A. I.; " Synthesis of Optimal Energy Recovery Networks Using Discrete Methods." *Can. J. Chem. Engng* vol. **50**, pp. 290-296, 1972.

Nagle, W. M.; "Mean Temperature Difference in Multipass Heat Exchangers". *Ind. Eng. Chem.*, vol. 25, n<sup>o</sup> 6, pp. 604-609, June 1933.

Nishida, N., Kobayashi, S. and Ichikawa, A.; "Optimal Synthesis of Heat Exchange Systems. Necessary Conditions for Minimum Heat Transfer Area and their Applications to Systems Synthesis". *Chemical Engineering Science*, vol. **26**, n<sup>o</sup> 11, 1971.

Nishida, N., Liu, Y. A. and Lapidus, L. ; "Studies in Chemical Process Design and Synthesis: III. A Simple and Practical Approach to the Optimal Synthesis of Heat Exchanger Networks". *AIChE Journal*, vol. **23**, n<sup>o</sup> 1, January, 1977.

Nishida, N., Stephanopoulos, G. and Westergerg, A. W.; "A Review of Process Synthesis". *AIChE Journal*, vol. **27**, pp. 321-351, 1981.

Özisik, M. N.; "Heat Transfer - A Basic Approach". Mechanical Engineering Series. McGraw Hill International Editions, 1985.

Papoulias, S. A. and Grossmann, I. E.; "A structural optimization approach in process synthesis - II, Heat recovery networks". *Computers chem. Engng*, vol 7, pp 707-721, 1985.

Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D.; *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4<sup>th</sup> edition, McGraw Hill, International Edition, 1991.

Pho, T. K. and Lapidus, L. ; "Topics in Computer- Aided Design: Part I. An Optimum Tearing Algorithm for Recycle Systems". *AIChE Journal*, vol. **19**, n<sup>o</sup> 6, November 1973.

Pho, T. K. and Lapidus, L. ; "Topics in Computer- Aided Design: Part II. Synthesis of Optimum Heat Exchanger Networks by Tree Searching Algorithm". *AIChE Journal*, vol. 19, n<sup>o</sup> 6, November 1973.

- Piovesani, P. D.; Influência dos Coeficientes de Película na Otimização de Redes de Trocadores de Calor. Tese de Mestrado COPPE - UFRJ, 1990.
- Polley, G. T., Panjeh Shari, M. H. and Jegede, F. O. ; “Pressure Drop Considerations in the Retrofit of Heat Exchanger Networks”. *Trans I.Chem.E.*, vol. 68, Part A, May 1990.
- Polley, G. T. and Panjeh Shahi, M. H. ; “Interfacing Heat Exchanger Network Synthesis and Detailed Heat Exchanger Design”. *Trans I.Chem.E.*, vol. 69, Part A, November 1991.
- Ponton, J. W. and Donaldson, R. A. B. ; “A Fast Method for the Synthesis of Optimal Heat Exchanger Networks”. *Chemical Engineering Science*, vol. 29, n<sup>o</sup> 12, 1974.
- Pritchard, C. and Halfani, M. ; “Heat Economy in the Tanzanian Oil Refinery”. *The Chemical Engineer*, n<sup>o</sup> 363, December, 1980.
- Puccini, A. de L., e Pizzolato, N. D.; Programação Linear 2<sup>a</sup> edição. Livros Técnicos e Científicos Editora.
- Purohit, G. P. ; “Estimating Costs on Shell-and-Tube Heat Exchangers”. *Chemical Engineering*, vol. 90, n<sup>o</sup> 17, August 22, 1983.
- Purohit, G. P. ; “Costs of Double-Pipe and Multitube Heat Exchangers - Part 1”. *Chemical Engineering*, vol. 92, n<sup>o</sup> 5, March 4, 1985.
- Purohit, G. P. ; “Costs of Double-Pipe and Multitube Heat Exchangers - Part 2”. *Chemical Engineering*, vol. 92, n<sup>o</sup> 7, April 1, 1985.
- Puttagunta, V. R., Miadonye, A. and Singh, B. “Viscosity-Temperature Correlation for Prediction of Kinematic Viscosity of Conventional Petroleum Liquid”. *Trans I.Chem.E.*, vol. 70, Part A, November 1992.
- Rathore, R. N. S. and Powers, G. J.; “A Forward Branching Scheme for the Synthesis of Energy Recovery Systems”. *Ind. Engng Chem. Process Des. Dev.* vol 14, pp. 175-181, 1975.
- Ravagnani, M. S. S. e Andrade, A. L. ; “Um Programa para o Cálculo de Redes de Trocadores de Calor”. *IV Encontro Nacional de Ciências Térmicas*, Rio de Janeiro, RJ, Dezembro, 1992.

- Rev, E. and Fonyo, Z. ; “Diverse Pinch Concept for Heat Exchanger Network Synthesis: The Case of Different Heat Transfer Conditions”. *Chemical Engineering Science*, vol. 46, n<sup>o</sup> 7, 1991.
- Riazi, M. R. and Daubert, T. E.; “Prediction of the Composition of Petroleum Fractions” . *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol 19, n<sup>o</sup> 2, 1980.
- Robnett, J. D. ; “Engineering Approaches to Energy Conservation”. *Chemical Engineering Progress*, , vol. 75, n<sup>o</sup> 3, March, 1979.
- Rossi, L. F. S. e Bannwart, A. C.; “Projeto de redes de trocadores de calor pelo método do Pinch Point: Relação com as Leis da Termodinâmica e estudo de casos”. *IV Encontro Nacional de Ciências Térmicas*, Rio de Janeiro, RJ, Dezembro, 1992.
- Rossi, L. F. S. e Bannwart, A. C.; “Análise de uma Bateria de Pré-Aquecimento de Gasóleo em Unidade de Craqueamento pelo Método do Pinch Point”. *10<sup>o</sup> Congresso Brasileiro de Engenharia Química*, São Paulo, 13 a 16 de Setembro, 1994.
- Rossi, L. F. S. e Bannwart, A. C.; “Otimização Econômico-Energética no Processo de Craqueamento Catalítico de uma Refinaria através do Método do Pinch Point”. *V Encontro Nacional de Ciências Térmicas*, São Paulo, SP, Dezembro, 1994.
- Rudd, D.F.; “The synthesis of system designs. I Elementary decomposition theory. *AIChE J.*, vol 14, pp. 346-349, 1968.
- Sama, D. A. ; “The Use of The Second Law of Thermodynamics in The Design of Heat Exchangers, Heat Exchanger Networks, and Processes”. *Energy Systems and Ecology - (ENSEC 93)*, Cracow, Poland, July 5-9, 1993.
- Seifert, W. F., Beyrau, J., Bogel, G. and Wuelpern, L. E. ; “How to Evaluate Heat Recovery Via High-Temperature Fluid Media”. *Chemical Engineering* , vol. 90, n<sup>o</sup> 14, July 11, 1983.
- Siirola, J. J. “Status on Heat Exchanger Network Synthesis”. *AIChE Mtg.*, Tulsa, 1974.
- Smith, R. L. and Watson, K. M.; “Boiling Points and Critical Properties of Hydrocarbon Mixtures”. *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 29, n<sup>o</sup> 12, December 1937.

Smith, R. L. and Watson, K. M.; "Boiling Points and Critical Properties of Hydrocarbon Mixtures". *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 29, n<sup>o</sup> 12, December 1937.

Smith, R. and Delaby, O. ; "Targeting Flue Gas Emissions". *Trans I.Chem.E.*, vol. 69, Part A, November 1991.

Steuer, R. E., "Multiple Criteria Optimization: Theory, Computation, and Application". John Wiley & Sons, 1985.

Su, J. L. and Motard, R. L. ; "Evolutionary Synthesis of Heat-Exchanger Networks". *Computers Chem. Engng*, vol. 8, n<sup>o</sup> 2, 1984.

Suaysompol, K. and Wood, R. M. ; "The Flexible Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks. Part I Heuristic Guidelines for Free Hand Design". *Trans. I.Chem.E.*, vol. 69 Part A, November, 1991.

Suaysompol, K. and Wood, R. M. ; "The Flexible Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks. Part II Flexnet - Heuristic Searching Guided by the A\* Algorithm". *Trans. I.Chem.E.*, vol. 69 Part A, November, 1991.

Sunden, B. ; "Case Study - Analysis of the Heat Recovery in two Crude Distillation Units". *Heat Recovery Systems & CHP*, vol. 8, n<sup>o</sup> 5, 1988.

Swaney, R. E. ; "Thermal Integration of Processes with Heat Engines and Heat Pumps". *AIChE Journal*, vol. 35, n<sup>o</sup> 6, June 1989.

Tiplitz, Ch. I.; *Naval Res. Logistics Quart.*, vol 20, n<sup>o</sup> 2, pp. 367, 1973.

Towsend, D. W. ; "Second Law Analysis in Practice". *The Chemical Engineer*, October, 1980.

Townsend, D. W. and Linnhoff, B. ; "Designing Total Energy Systems by Systematic Methods". *The Chemical Engineer*, n<sup>o</sup> 378, March, 1982.

Townsend, D. W. and Linnhoff, B. ; "Heat and Power Networks in Process Design. Part I: Criteria for Placement of Heat Engines and Heat Pumps in Process Networks". *AIChE Journal*, vol. 29, n<sup>o</sup> 5, September, 1983.

Townsend, D. W. and Linnhoff, B. ; "Heat and Power Networks in Process Design. Part II: Design Procedure for Equipment Selection and Process Matching". *AIChE Journal*, vol. 29, n<sup>o</sup> 5, September, 1983.

Trivedi, K. K., O'Neill, B. K. and Roach, J. R. ; "Synthesis of Heat Exchanger Networks Featuring Multiple Pinch Points". *Computers chem. Engng.* vol. 13, n<sup>o</sup> 3, 1989.

Umeda, T., J. Itoh and K. Shiroko. "Heat exchange system synthesis." *Chem. Engng. Prog.* vol 74, pp. 70-76, 1978.

Umeda, T., T. Harada and K. Shiroko. "A Thermodynamic approach to the synthesis of heat integration systems in chemical processes". *Computers chem. Engng.* vol. 3, pp. 273-282, 1979a.

Umeda, T., K. Niida and K. Shiroko. "A Thermodynamic approach to heat integration in distillation systems." *AIChE JI* 25, pp.423-429, 1979b.

Vogler, T. C. and Weissman, W. ; "Thermodynamic Availability Analysis for Maximizing System's Efficiency". *Chemical Engineering Progress*, vol. 84, n<sup>o</sup> 3, March 1988.

Watson, K. M. and Nelson, E. F.; "Improved Methods for Approximating Critical and Thermal Properties of Petroleum Fractions". *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 25, n<sup>o</sup> 8, August 1933.

Wells, G. and Hodgkinson, M.; "The Heat Content Diagram Way to Heat Exchanger Networks." *Proc. Engng* August, pp.59-63, 1977.

Westbrook, G. T.; "Use this Method to size each stage for best operation". *Hydrocarbon. Process Petrol. Refin.* vol. 40, pp. 201-206, 1961.

Westerberg, A. W. and Grossmann, I. E.; "Process Synthesis Techniques in The Chemical Industry and their Impact on Energy Use. Report. Chem. Engng Dept, CMU, Pittsburgh. 1985.

# ANEXO 1

## CÁLCULO DAS PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE HIDROCARBONETOS LÍQUIDOS

### A1.1 - DENSIDADE E GRAUS API

#### A1.1.1 - DENSIDADE

A densidade de hidrocarbonetos líquidos é comumente calculada na temperatura de 60°F, tendo como base de comparação a água também à temperatura de 60°F (diz-se dessa comparação:  $d_{\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}}$ ). A seguinte expressão é comumente utilizada para o cálculo da densidade de hidrocarbonetos líquidos:

$$d\left(\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}\right) = d\left(\frac{20^{\circ}C}{4^{\circ}C}\right) + \frac{0,0004168}{d\left(\frac{20^{\circ}C}{4^{\circ}C}\right) - 0,4} \quad (A1.1)$$

onde  $d_{\frac{20^{\circ}C}{4^{\circ}C}}$  representa a densidade do hidrocarboneto líquido, coletada à 20°C comparado à água à 4°C. Limitações: não existe previsão de densidade abaixo de 0,45 para  $d_{\frac{20^{\circ}C}{4^{\circ}C}}$ . Isto é considerado uma anormalidade no processamento e neste caso  $d_{\frac{20^{\circ}C}{4^{\circ}C}}$  receberá o valor de 0,45. A equação

(A1.1) foi obtida através de uma regressão linear aplicada aos dados da “Tabela Prática de Conversões das densidades e dos volumes dos produtos de petróleo  $d_{\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}}$  para  $d_{\frac{20^{\circ}C}{4^{\circ}C}}$ , da Refinaria Presidente Bernardes, de Cubatão, da Petrobrás, compilada em 1971.

### **A1.1.2 - GRAUS API**

Uma outra maneira igualmente encontrada para se expressar a densidade de hidrocarbonetos é através da graduação API, e que pode ser obtida de forma direta pela seguinte equação:

$$API = \frac{141,5}{\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}} - 131,5 \quad (A1.2)$$

De (A1.2) pode-se inferir que quanto maior for a densidade do hidrocarboneto líquido, menor será seu grau API.

### **A1.1.3 - DENSIDADE DE HIDROCARBONETOS LÍQUIDOS EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA**

Este procedimento procura estimar a densidade de um hidrocarboneto líquido, à uma dada temperatura conhecendo-se sua  $d_{\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}}$ . Para tanto, existem duas expressões para as faixas de Graus API dos hidrocarbonetos líquidos:

a-) para API variando de 10 a 110, a expressão utilizada é:

$$d_t = \sum_{i=1}^5 \left( T_F^{(i-1)} \cdot \left[ \sum_{j=1}^5 A(i, j) \cdot \left( d_{\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}} \right)^{(i-1)} \right] \right) \quad (A1.3)$$

b-) e para  $API < 10$  e  $API > 110$ , as expressões são:

$$d_t = d_{60^{\circ}\text{F}} - \Delta d \quad (\text{A1.4})$$

$$\Delta d = d_* - \sum_{i=1}^5 T_F^{(i-1)} \cdot \left( \sum_{j=1}^5 A(i,j) \cdot d_*^{(j-1)} \right) \quad (\text{A1.5})$$

onde  $d_t$  representa a densidade do hidrocarboneto na temperatura desejada;

$T_F$  representa a temperatura desejada, em  $^{\circ}\text{F}$ ;

$\Delta d$  representa uma correção para densidades API menores do que 10 ou maiores do que 110;

e  $d_*$  representa uma densidade base para os cálculos de correção:

$$\begin{aligned} API < 10 &\rightarrow d_* = 1,000 \\ API > 110 &\rightarrow d_* = 0,58592 \end{aligned}$$

e os valores de  $A(i,j)$  aparecem na Tabela A1.1 abaixo:

| <b>A(i,j)</b> | <b>1</b>   | <b>2</b>  | <b>3</b>    | <b>4</b>      | <b>5</b>      |
|---------------|------------|-----------|-------------|---------------|---------------|
| <b>1</b>      | -0,0526718 | 0,0403698 | -0,00350920 | 0,282361 E-6  | -0,673761 E-9 |
| <b>2</b>      | 0,0131790  | -0,206238 | 0,00176559  | -0,150598 E-5 | 0,298091 E-8  |
| <b>3</b>      | 0,241196   | 0,382718  | 0,00329371  | 0,297583 E-5  | -0,498288 E-8 |
| <b>4</b>      | -0,216263  | -0,310248 | 0,00270260  | 0,257835 E-5  | -0,372653 E-8 |
| <b>5</b>      | 0,211875   | 0,0930543 | 0,00823689  | 0,826410 E-6  | -0,105095 E-8 |

Tabela A1.1 - Valores de  $A(i,j)$  para o cálculo das densidades em função da temperatura.

Obs: essa expressão para o cálculo de hidrocarbonetos líquidos, em função da temperatura, funciona bem para produtos craqueados não tendo sido testada para produtos de destilação direta. Não leva em conta a variação do tipo da molécula (se parafínicos, naftênicos ou aromáticos) de acordo com Herrmann Jr. et al., (1990).

## A1.2 - CARACTERIZAÇÃO DE HIDROCARBONETOS COM ÊNFASE NAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO

Tendo em vista a necessidade de se obter correlações, é comum designar os hidrocarbonetos individuais nas suas várias séries, por um parâmetro numérico que os caracterize. Para misturas complexas tais como as frações de petróleo, normalmente utilizam-se parâmetros derivados de testes de inspeção. Dentre esses parâmetros, podemos citar cinco pontos de ebulição e o fator de caracterização de Watson ( $K$ ) como os de maior utilidade. Esses, podem ser obtidos a partir de informações de densidade e dos resultados dos testes de inspeção de uma determinada mistura.

Dentre os testes de inspeção, podemos destacar os testes ASTM, e o do Ponto de Ebulição Verdadeiro (TBP) que são métodos de destilação analíticos, comumente usados para definir as características de volatilidade das frações de petróleo e de outras misturas complexas. Ambos são destilações em batelada e diferem principalmente quanto ao grau de fracionamento obtido durante a destilação. As destilações ASTM, são mais largamente usadas do que as destilações TBP por serem mais simples, menos onerosas, requererem menos amostras, e necessitarem de um tempo de execução, em geral, dez vezes menor. Além disso, as destilações ASTM são padronizadas enquanto as TBP podem variar tanto em procedimentos quanto em aparatos experimentais.

Os Métodos ASTM comumente em uso, de acordo com os tipos de compostos analisados, são:

**Método ASTM D 86** - É um teste de destilação realizado à pressão atmosférica e empregado para caracterizar gasolinas usadas em motores, gasolinas de aviação, combustíveis empregados em turbinas de avião, naftas, gasóleos, óleos combustíveis destilados e produtos de petróleo similares.

**Método ASTM D 216** - Este é um teste realizado também à pressão atmosférica, e específico para gasolinas naturais.

**Método ASTM D 1160** - Este método é empregado para produtos pesados derivados do petróleo que podem ser parcial ou completamente vaporizados à uma máxima temperatura de líquido de 750<sup>0</sup>F (398,9<sup>0</sup>C), à pressões absolutas inferiores à 1 mm Hg (0,133 Pa), e condensados como líquidos à pressão do teste. A faixa de pressões absolutas atingidas pelo teste pode variar entre 1 mm Hg (0,133 Pa) e 760 mm Hg (101,32 Pa)

**TBP** - As destilações TBP são realizadas em colunas com número de pratos teóricos variando entre 15 e 100, e à relativamente elevadas razões de refluxo (p. ex. 5 para 1, ou mais alta). O elevado grau de fracionamento nessas destilações, proporciona uma acurada distribuição de componentes para a mistura analisada. A falta de um procedimento padronizado, na análise é uma desvantagem perante os métodos ASTM, mas as variações entre as medidas de vários laboratórios, são pequenas devido à abordagem, que é usualmente alcançada, próxima à separação ideal de componentes.

### **A1.2.1 - PONTOS DE EBULIÇÃO CARACTERÍSTICOS PARA AS FRAÇÕES DE PETRÓLEO**

O ponto de ebulição volumétrico molar médio (VABP), de uma fração de petróleo é a média ponderada das temperaturas de destilação ASTM D 86, depois que 10%, 30%, 50%, 70% e 90% em volume foi destilado,  $\frac{T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90}}{5}$ . Outro parâmetro comumente calculado é o coeficiente angular da curva de destilação ASTM D 86, assumindo-se linear o trecho entre 10% e 90% de volume destilado, e obtido em graus Fahrenheit por porcentagem de destilado:  $\frac{T_{90} - T_{10}}{90 - 10}$ . Com esses dois parâmetros, pode-se obter os valores dos demais pontos de ebulição das frações de petróleo, através da Fig. 2B1.1 da literatura (Daubert and Danner, 1980): Ponto de Ebulição Médio, em massa (WABP), Ponto de Ebulição Médio Cúbico (CABP); Ponto de Ebulição Médio Molar (MABP) e o Ponto de Ebulição Médião (MeABP), todos em <sup>0</sup>F, através das seguintes equações:

$$\begin{aligned} \text{VABP} &= \frac{T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90}}{5} \\ \text{WABP} &= \text{VABP} + (\text{Valor lido na Fig.2B1.1}) \\ \text{MABP} &= \text{VABP} + (\text{Valor lido na Fig.2B1.1}) \\ \text{CABP} &= \text{VABP} + (\text{Valor lido na Fig.2B1.1}) \\ \text{MeABP} &= \text{VABP} + (\text{Valor lido na Fig.2B1.1}) \end{aligned}$$

(A1.6)

Existe um fator de correção, que necessita ser levado em conta, quando se está trabalhando com as destilações ASTM D86 e se obtêm temperaturas de destilação maiores do que 475<sup>o</sup>F. Essa correção é dada, em <sup>o</sup>F, pela seguinte equação:

$$\log D = -1,587 + 0,00473.T \quad (\text{A1.7})$$

#### **A1.2.1.1 - FATOR DE CARACTERIZAÇÃO DE WATSON (K) PARA FRAÇÕES DE PETRÓLEO**

O fator de caracterização de Watson (K) representa uma espécie de índice de parafinidade para as frações de petróleo. Quanto maior for o valor de K para um dado hidrocarboneto, maior será o seu grau de saturação. A estimativa desse parâmetro é normalmente efetuada através de nomogramas, tal qual o da Fig 2B6.1 da literatura (Daubert and Danner, 1980), onde pode-se obter K conhecendo-se o valor do Ponto de Ebulição Mediano (MeABP) e o valor da densidade à 60<sup>o</sup>F, relativa à água também à 60<sup>o</sup>F, da mistura de hidrocarbonetos de interesse. Alternativamente, embora não comumente recomendável, pode-se estimar o valor de K através da seguinte equação:

$$K = \frac{\sqrt[3]{\text{MeABP}}}{d_{60^{\circ}\text{F}}^{60^{\circ}\text{F}}} \quad (\text{A1.8})$$

onde MeABP deverá estar em R.

Devido ao fato de termos em mãos os valores referentes a um teste de destilação T.B.P., para o Gasóleo, utilizaremos a equação acima, para a estimativa do fator de caracterização de Watson para o Gasóleo.

#### **A1.2.1.1.1 - CÁLCULO DO FATOR DE CARACTERIZAÇÃO PARA O GASÓLEO**

Na Tabela A1.2, estão dispostos os dados relativos à destilação do Gasóleo, que foram fornecidos pela REPLAN.

|                                    |     |     |     |     |     |     |     |
|------------------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| (%) de Líquido Evaporado           | 0   | 10  | 30  | 50  | 70  | 90  | 100 |
| Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) | 390 | 413 | 458 | 494 | 529 | 606 | 732 |

Tabela A1.2 Dados fornecidos pela REPLAN, relativos ao Gasóleo.

A primeira providência a ser tomada foi a conversão das temperaturas para graus Fahrenheit ( $T(^{\circ}\text{F}) = 1,8 \times T(^{\circ}\text{C}) + 32$ ), e a disposição dessas informações em um gráfico, em função da porcentagem de gasóleo destilada, tal como aparece na Fig. A1.1. Devido à necessidade de se obter um Ponto de Ebulição Médio para a mistura de frações que compõe o Gasóleo, partiu-se para o ajuste dos dados de destilação, como função da porcentagem destilada. O ajuste foi conseguido através de um polinômio interpolador de grau 3, cuja expressão é:

$$\text{TBP}(\%) = 0,0015899.(\%)^3 - 0,189492.(\%)^2 + 9,10372.(\%) + 720,186 \quad (\text{A1.9})$$

com TBP(C) em  $^{\circ}\text{C}$ . O Ponto de Ebulição Médio, será calculado através da seguinte integral:

$$\overline{\text{TBP}} = \frac{\int_{^{\circ}\text{a}=0}^{\circ\text{a}=100} \text{TBP}(\%)}{100} \quad (\text{A1.10})$$

onde  $\overline{TBP}$  representa o Ponto de Ebulição médio para o Gasóleo, em  $^{\circ}\text{F}$ . Através dessa integração, obteve-se o valor de  $941,2^{\circ}\text{F}$  ( $505,1^{\circ}\text{C}$ ) como uma razoável estimativa do Ponto de Ebulição Médio do Gasóleo, que juntamente com o valor de sua densidade à  $60^{\circ}\text{F}$ , será utilizado na equação (A1.8). Das informações fornecidas pela REPLAN, observamos que, para o Gasóleo, foi obtido o valor de sua densidade à  $20^{\circ}\text{C}$  tendo como referência a água à  $4^{\circ}\text{C}$  (0,93). Através da equação (A1.1), podemos estimar a densidade do gasóleo à  $60^{\circ}\text{F}$ , relativa à água à  $60^{\circ}\text{F}$ . O valor dessa estimativa é de 0,9338. Desta forma, o fator de caracterização estimado para o Gasóleo é obtido da equação (A1.8) como:

$$K = \frac{\sqrt[3]{941,2 + 460}}{0,9338} = 11,98$$

portanto, para o Gasóleo  $K = 11,98$ .

#### **A1.2.1.1.2 - CÁLCULO DO FATOR DE CARACTERIZAÇÃO DAS DEMAIS FRAÇÕES DE PETRÓLEO**

As informações contidas na Tabela A1.3, dizem respeito às demais frações de petróleo importantes para este trabalho, seguindo testes de destilação ASTM D 86, e que de igual maneira, foram fornecidas pela REPLAN.

| CORRENTE  | 10%                      | 30%                      | 50%                      | 70%                      | 90%                      |
|-----------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| NAFTA     | 173,5 $^{\circ}\text{C}$ | 195,1 $^{\circ}\text{C}$ | 207,7 $^{\circ}\text{C}$ | 216,4 $^{\circ}\text{C}$ | 229,3 $^{\circ}\text{C}$ |
| LCO       | 242,0 $^{\circ}\text{C}$ | 259,1 $^{\circ}\text{C}$ | 264,9 $^{\circ}\text{C}$ | 270,6 $^{\circ}\text{C}$ | 285,7 $^{\circ}\text{C}$ |
| ODEC PROD | 328,0 $^{\circ}\text{C}$ | 348,6 $^{\circ}\text{C}$ | 367,0 $^{\circ}\text{C}$ | 389,4 $^{\circ}\text{C}$ | 415,7 $^{\circ}\text{C}$ |
| HCO       | 274,5 $^{\circ}\text{C}$ | 294,1 $^{\circ}\text{C}$ | 303,5 $^{\circ}\text{C}$ | 310,7 $^{\circ}\text{C}$ | 325,0 $^{\circ}\text{C}$ |
| ODEC REC  | 328,0 $^{\circ}\text{C}$ | 348,6 $^{\circ}\text{C}$ | 367,0 $^{\circ}\text{C}$ | 389,4 $^{\circ}\text{C}$ | 415,7 $^{\circ}\text{C}$ |

Tabela A1.3 - Temperaturas observadas para as dadas frações de petróleo, em função da porcentagem de líquido evaporado.

Para cada uma das correntes acima, partiu-se para a obtenção de seu fator de caracterização. Como ponto de partida, procurou-se conhecer os seus diversos pontos de ebulição. Para tanto foi utilizada a primeira das equações (A1.6), conjuntamente com o coeficiente angular de cada fração de petróleo de interesse; e em seguida foram tirados os demais pontos de ebulição por intermédio da literatura (Daubert and Danner, 1980) e das demais equações (A1.6).

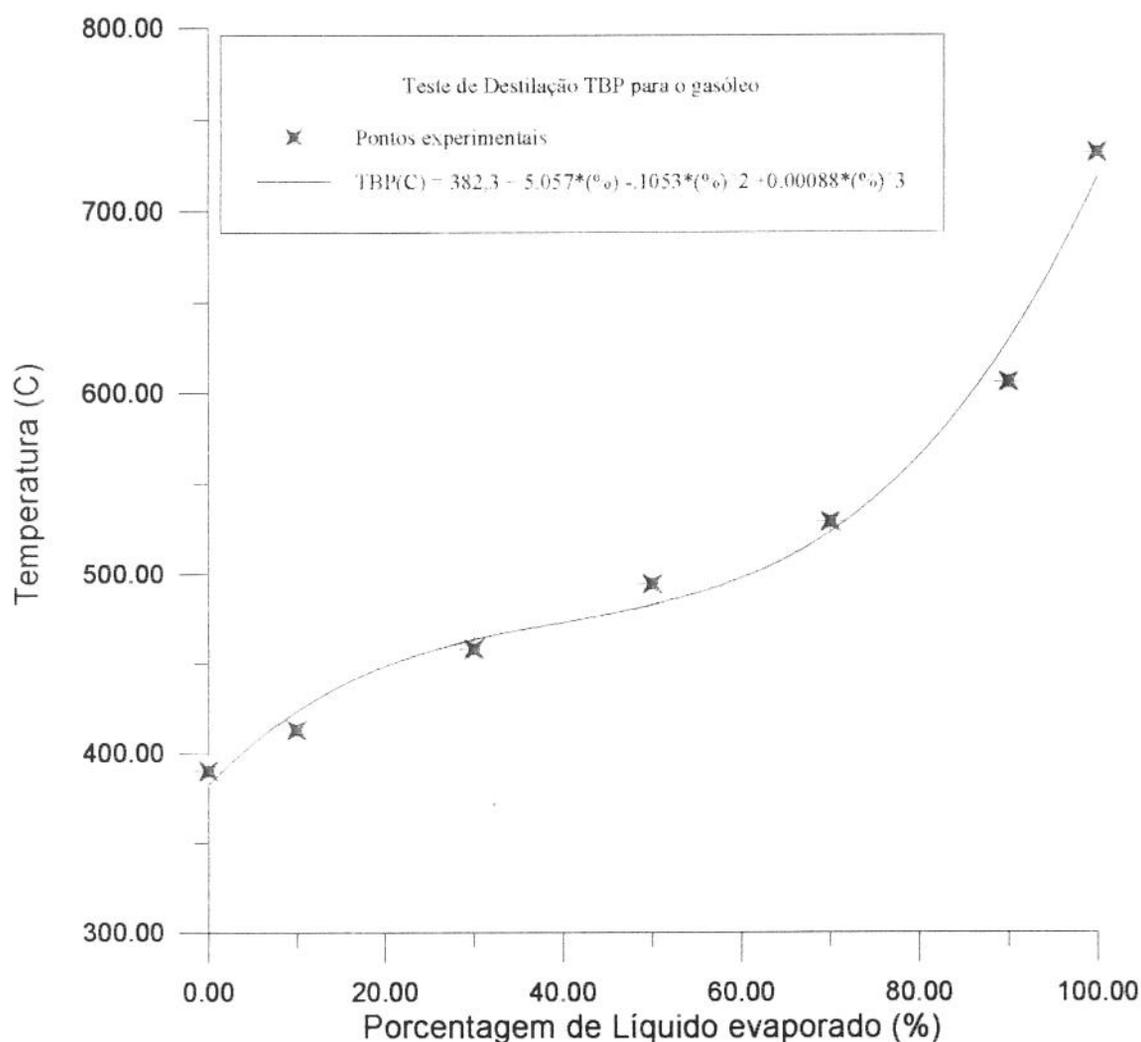


Fig. A1.1 - Porcentagem de gasóleo evaporada, com a temperatura.

Os pontos de ebulição obtidos para as cinco correntes, encontram-se na Tabela A1.4, a seguir, assim como suas densidades à 60<sup>0</sup>F relativas à água à 60<sup>0</sup>F e os seus fatores de caracterização.

| □<br>CORRENTES | VABP<br>(°C) | WABP<br>(°C) | MABP<br>(°C) | CABP<br>(°C) | MeABP<br>(°C) | $d_{60^{\circ}F}^{60^{\circ}F}$ | K     |
|----------------|--------------|--------------|--------------|--------------|---------------|---------------------------------|-------|
| NAFTA          | 204,4        | 205,5        | 198,3        | 203,3        | 201,1         | 0,7542                          | 12,65 |
| LCO            | 264,4        | 265,5        | 260,6        | 263,4        | 262,2         | 0,9737                          | 10,15 |
| ODEC PROD      | 369,7        | 371,4        | 361,4        | 368,1        | 364,7         | 1,1036                          | 9,48  |
| HCO            | 301,5        | 302,7        | 297,7        | 300,4        | 298,8         | 1,0037                          | 10,06 |
| ODEC REC       | 369,7        | 371,4        | 361,4        | 368,1        | 364,7         | 1,1036                          | 9,48  |

Tabela A1.4 - Fatores de Caracterização de Watson, para as correntes envolvidas no processo de aquecimento, pré-reator, da REPLAN.

A equação (A1.8) foi utilizada para a estimativa do Fator de caracterização das frações Odec Prod e Odec Rec, pelo fato de se evitar extrapolação na figura 2B6.1 da literatura (Daubert and Danner, 1980), para densidades superiores a 1,08 (no caso, aquelas frações têm densidades de 1,10 à 20<sup>o</sup>C, relativo à água à 4<sup>o</sup>C).

### A1.3 - CÁLCULO DA VISCOSIDADE CINEMÁTICA DE FRAÇÕES LÍQUIDAS DE PETRÓLEO

Muitas equações para o cálculo da viscosidade cinemática ( $\nu$ ), em função da temperatura, foram propostas e usadas e têm sua aceitação vinculada a fatores tais como reprodutibilidade e precisão na obtenção de informações. Uma das equações mais largamente utilizadas para o cálculo da viscosidade cinemática de frações líquidas de petróleo, é aquela conhecida como Gráfico ASTM, baseada na equação de duplo logaritmo, de Walther:

$$\log[\log(\nu + 0,8)] = A + B \cdot \log T \quad (A1.11)$$

essa equação necessita o conhecimento da viscosidade do fluido a duas temperaturas, para que se possa obter os valores das constantes A e B. Entretanto, se os valores de viscosidade observados, não forem tomados a temperaturas suficientemente afastadas, podem ocorrer erros significativos quando da necessidade de extrapolação.

Em 1992, Puttagunta, Miadonye e Singh apresentaram uma equação para a predição da viscosidade cinemática de frações líquidas do petróleo:

$$\log_{10} \nu = \frac{b}{\left(1 + \frac{T-37,78}{310,93}\right)^{S_v}} + C \quad (\text{A1.12})$$

esta equação tem a vantagem de requerer apenas um valor de viscosidade para a obtenção dos valores das constantes envolvidas na equação. Segundo os autores, por questão de conveniência de reter as frações voláteis durante a medida, e pela facilidade de se manter a temperatura constante, foi adotado o valor de 37,8°C (ou 100°F). Em (A1.12),  $S_v$  representa uma medida da variação da viscosidade com a temperatura e  $b$  é um parâmetro de caracterização, avaliado a partir da viscosidade à 37,8°C e à 0,1013 MPa de pressão.  $C$  é a viscosidade obtida quando se extrapola analiticamente, ao infinito, a temperatura. As expressões a seguir, possibilitam o cálculo da viscosidade cinemática em cSt ( $1 \text{ cSt} = 1,0 \times 10^{-6} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ), a partir de (A1.12):

$$\begin{aligned} C &= -0,86960 \\ b &= \log_{10} \nu_{37,8^\circ\text{C}} - C \\ S_v &= 0,28008 \cdot b + 1,6180 \end{aligned} \quad (\text{A1.13})$$

Segundo os autores, algumas centenas de pontos foram correlacionados através da equação (A1.12) e comparados a valores experimentais de viscosidade cinemática, para vários líquidos de petróleo. Os resultados mostraram que a equação (A1.12), para a predição de viscosidades, produziu maiores desvios para as frações de petróleo com elevado ponto de ebulição. Entretanto, a correlação produziu um desvio global médio absoluto de 2,4%, comparando-se com os valores experimentais, o que é muito satisfatório e dentro de uma ordem de grandeza das viscosidades experimentais.

#### A1.4 - ESTIMATIVA PARA O PESO MOLECULAR DE FRAÇÕES DE PETRÓLEO

De acordo com a literatura (Daubert and Danner, 1980) a seguinte equação é utilizada para a estimativa do peso molecular de frações de petróleo:

$$PM = 2.048 \times 10^2 \cdot \exp(0.00218 \cdot T) \cdot \exp(-3.07 \cdot d) \cdot T^{0.118} \cdot d^{1.88} \quad (A1.14)$$

em (A1.14), T (em R) representa o Ponto de Ebulição Médio (MeABP); d representa a densidade  $60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F}$ ; e PM o peso molecular das frações de petróleo de interesse.

A equação para PM, foi avaliada com respeito: à uma faixa de pesos moleculares variando de 70 até 724; à uma faixa de pontos normais de ebulição variando de  $97^\circ\text{F}$  até  $1036^\circ\text{F}$  ( $36^\circ\text{C}$  até  $558^\circ\text{C}$ ); e à uma faixa de graus API variando de 14,4 até 93,1. Além disso, de acordo com Daubert and Danner (1980), a eq(A1.14) pode ser extrapolada, com segurança para valores de pontos normais de ebulição de até  $1500^\circ\text{F}$  ( $816^\circ\text{C}$ ). Quanto à qualidade das informações obtidas por essa equação, de acordo com esses autores, ela obtém um melhor desempenho para pesos moleculares superiores a 115, abaixo do que pode haver uma superestimativa do valor do peso molecular das frações de petróleo. Reporta-se ainda, um erro médio para essa equação da ordem de 6,8%, para o peso molecular estimado relativamente ao valor experimental obtido para as frações de interesse.

#### A1.5 - CÁLCULO DO ÍNDICE DE REFRAÇÃO PARA AS FRAÇÕES DE PETRÓLEO

A partir das informações de densidade  $60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F}$ , do ponto de ebulição e do peso molecular, das frações de petróleo, é possível obter uma estimativa para o índice de refração do hidrocarboneto de interesse, através da expressão:

$$n_r = \left( \frac{1 + 2 \times I_r}{1 - I_r} \right)^{0.5} \quad (A1.15)$$

onde  $I_r$  é conhecido como parâmetro de caracterização de Huang, obtido pela expressão:

$$I_r = 1,896 \times 10^{-3} \cdot (T_b)^{1,0848} \cdot \left( \frac{PM}{\rho} \right)^{-0,4439} \quad (\text{A1.16})$$

na equação (A1.16), PM é uma estimativa para o peso molecular da fração de petróleo de interesse;  $\rho$  é a sua massa específica à 20<sup>o</sup> C (em g/cm<sup>3</sup>) e  $T_b$  é o ponto de ebulição médio, em R, da fração. A eq. (A1.15) para o índice de refração ( $n_r$ ), foi avaliada com respeito: à uma faixa de pesos moleculares variando de 70 até 567; à uma faixa de pontos normais de ebulição variando de 97<sup>o</sup>F até 928<sup>o</sup>F (36<sup>o</sup>C até 498<sup>o</sup>C); à uma faixa de densidades líquidas, à 20<sup>o</sup> C, variando de 0,67 até 1,07; e à uma faixa de índices de refração variando de 1,35 até 1,63. De acordo com a literatura (Daubert and Danner, 1980), a eq.(A1.15) pode ser usada, com segurança, para valores de pontos normais de ebulição de até 1500<sup>o</sup>F (816<sup>o</sup>C). Reporta-se ainda, um erro médio para essa equação da ordem de 1,0%, quando a equação (A1.15) é usada para hidrocarbonetos puros, com peso molecular inferior a 200, e com um erro médio de 1,1% para hidrocarbonetos puros com peso molecular acima de 200. Embora não tenha sido avaliada para frações de petróleo, a equação para o índice de refração dá resultados muito bons para esses hidrocarbonetos indefinidos, como pode ser atestado na literatura (Daubert and Danner, 1980).

## A1.6 CÁLCULO DA TEMPERATURA CRÍTICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO

De acordo com Daubert and Danner (1980), a equação de Roess pode ser usada para calcular-se a temperatura crítica verdadeira de uma fração de petróleo. É necessário o conhecimento da densidade da fração (60<sup>o</sup>F/60<sup>o</sup>F) e de seu ponto de ebulição volumétrico (VABP):

$$\begin{aligned} T_c &= 186,6 + 1,6667 \cdot \Delta - 0,7127 \times 10^{-3} \cdot \Delta^2 \\ \Delta &= d_{\frac{60^{\circ}\text{F}}{60^{\circ}\text{F}}} \cdot (\text{VABP} + 100) \end{aligned} \quad (\text{A1.17})$$

onde  $T_c$  é a temperatura crítica verdadeira da fração de petróleo, em  $^{\circ}\text{F}$ .

### **A1.7 - CÁLCULO DA TEMPERATURA PSEUDOCRÍTICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO**

Como no item anterior, se dispusermos de informações acerca da densidade ( $60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}$ ) e de seu ponto de ebulição médio (MeABP), em R, poderemos estimar a temperatura pseudocrítica de frações de petróleo. A equação para o cálculo é a seguinte, de acordo com Daubert and Danner (1980):

$$T_{pc} = 24,2787 \cdot T_b^{0,58848} \cdot d^{0,3596} \quad (\text{A1.18})$$

na eq(A1.18),  $T_b$  representa o ponto de ebulição médio, em graus Rankine.

### **A1.8 - CÁLCULO DA PRESSÃO PSEUDOCRÍTICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO**

Esta estimativa também se baseia no conhecimento de informações acerca da densidade ( $60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}$ ) e do ponto de ebulição médio (MeABP), em R, das frações de petróleo. Assim sendo, poderemos estimar a pressão pseudocrítica de frações de petróleo, de acordo com a literatura (Daubert and danner, 1980), através da seguinte equação:

$$P_{pc} = 3,12281 \times 10^9 \cdot T_b^{-2,3125} \cdot d^{2,3201} \quad (\text{A1.19})$$

### **A1.9 - ESTIMATIVA DA COMPOSIÇÃO, DE ACORDO COM O TIPO MOLECULAR, DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO**

Pode-se inferir sobre o tipo de moléculas que formam uma determinada fração de petróleo, e obter uma estimativa, quanto à porcentagem presente na amostra, dos compostos naftênicos,

parafínicos e dos aromáticos. Para tanto é necessário o conhecimento de certas propriedades da determinada fração, tais como: a massa específica à 20<sup>o</sup>C do líquido; sua densidade à 60<sup>o</sup>F/60<sup>o</sup>F; viscosidades, índice de refração, etc. As expressões para o cálculo das proporções desses tipos de compostos, são as seguintes (Riazi and Daubert, 1980):

$$\begin{aligned}x_p &= a + b.R_i + c.VG \\x_n &= d + e.R_i + f.VG \\x_a &= g + h.R_i + i.VG\end{aligned}\tag{A1.20}$$

nas quais,  $x_p$ ,  $x_n$ , e  $x_a$ , referem-se às porcentagens de compostos parafínicos, naftênicos e aromáticos, respectivamente, presentes na fração de petróleo analisada; VG representa um valor de viscosidade que depende de a fração ser considerada leve (VGF) ou pesada (VGC), sendo calculadas pelas respectivas expressões (A1.22); a, b, c, d, e, f, g, h, e i são constantes que dependem, também, de a fração de petróleo analisada ser leve ou pesada, e seus valores aparecem na Tabela A1.5;  $R_i$  é um parâmetro conhecido como intersecção de refatividade, sendo definido em termos do índice de refração como:

$$R_{i_r} = n_r - \frac{d}{2}\tag{A1.21}$$

onde d é a massa específica da fração de petróleo, em g.cm<sup>-3</sup>, obtida a 20<sup>o</sup>C e à 1 atm (0,103 MPa) e n é o índice de refração da substância, também a 20<sup>o</sup>C.

| Constantes de acordo com o Peso Molecular | Frações Leves<br>80 - 200 | Frações Pesadas<br>200 - 500 |
|---|---------------------------|------------------------------|
| a   | -23,94                    | -9,00                        |
| b   | +24,21                    | +12,53                       |
| c   | -1,092                    | -4,228                       |
| d   | +41,14                    | +18,66                       |
| e   | -39,43                    | -19,90                       |
| f   | +0,627                    | +2,973                       |
| g   | -16,2                     | -8,66                        |
| h   | +15,22                    | +7,37                        |
| i   | +0,465                    | +1,255                       |

Tabela A1.5 - Constantes para a equação (A1.20).

De início, deve-se estimar o peso molecular da fração de petróleo analisada. Para tanto, deve-se utilizar a equação (A1.14). Em seguida, deve-se observar na Tabela acima, a faixa em que se encaixa o valor obtido para o peso molecular da fração de petróleo, para distinguir-se entre fração leve e pesada. Tomam-se os correspondentes valores das constantes para a equação (A1.20). Para cada fração analisada, deve-se calcular o índice de refração através da equação (A1.15) e  $R_i$ , através de (A1.21). Para o caso de frações pesadas, é recomendado o seguinte par de equações para o cálculo de VG (no caso, designada por VGC “viscosity gravity constant”):

$$\text{VCG} = \frac{10 \cdot d - 1,0752 \cdot \log(v_{100^\circ\text{F}} - 38)}{10 - \log(v_{100^\circ\text{F}} - 38)} \quad (\text{A1.22a})$$

$$\text{VCG} = \frac{d - 0,24 - 0,022 \cdot \log(v_{210^\circ\text{F}} - 35,5)}{0,755}$$

e para as frações pesadas, VG (agora, denominada VGF “viscosity gravity function”) pode ser obtida através do seguinte conjunto de equações:

$$\begin{aligned} \text{VGF} &= -1,816 + 3,484 \cdot d - 0,1156 \cdot \ln v_{100^\circ\text{F}} \\ \text{VGF} &= -1,948 + 3,535 \cdot d - 0,1613 \cdot \ln v_{210^\circ\text{F}} \end{aligned} \quad (\text{A1.22b})$$

Deve-se ressaltar que o fato de termos dois pares de equações para VG nada mais é, do que uma questão de comodidade, uma vez que cada par de equações entre si darão resultados muito próximos, e o que é necessário conhecer é um valor da viscosidade da fração de petróleo à  $100^\circ\text{F}$  ou à  $210^\circ\text{F}$ . Tendo um desses dois valores, escolhe-se a equação apropriada para cada par das equações (A1.22). Lembrando que  $d$  representa a densidade  $60^\circ\text{F}/60^\circ\text{F}$ ,  $v_{100}$  e  $v_{210}$  representam as viscosidades das frações analisadas, respectivamente à  $100^\circ\text{F}$  e à  $210^\circ\text{F}$ , em cSt ( $10^{-6} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ).

## A1.10 - CÁLCULO DA CAPACIDADE CALORÍFICA DAS FRAÇÕES DE PETRÓLEO

Este procedimento, de acordo com a literatura (Annual Book of ASTM Standards- Petroleum products and lubricants, 1989) possibilita o cálculo da capacidade calorífica de combustíveis destilados (com base no método ASTM D86) de petróleo, líquidos, à 1 atm (0,103 MPa) de pressão. De acordo com a literatura, esse método não deveria ser utilizado à temperaturas inferiores à 0°F (-18°C) e maiores do que 60°F (16°C) acima do ponto de ebulição médio volumétrico (VABP), do combustível. O procedimento faz uso do fator de caracterização de Watson (K), e da densidade 60°F/60°F do líquido (d) analisado, na seguinte expressão:

$$C_p = [0,6811 - 0,308 \cdot d + (0,000815 - 0,000306 \cdot d) \cdot T] \cdot (0,055 \cdot K + 0,35) \quad (A1.23)$$

A capacidade calorífica será dada em  $\text{BTU} \cdot \text{lbm}^{-1} \cdot ^\circ\text{F}^{-1}$  ( $\text{BTU}/(\text{lbm}^\circ\text{F}) = 4,1868 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ) com a temperatura em °F. Como vemos, a equação (A1.23) é um polinômio de primeiro grau na variável temperatura, podendo ser escrita, para cada combustível analisado, de forma simplificada, como:  $C_{p_i} = a_i + b_i \cdot T$ . Na Tabela A1.6, aparecem os valores dessas constantes, para as frações de petróleo utilizadas neste trabalho.

| Corrente  | $a_i \times 10^2$ | $b_i \times 10^5$ |
|-----------|-------------------|-------------------|
| GASÓLEO   | 39,699            | 53,396            |
| NAFTA     | 46,934            | 61,094            |
| LCO       | 34,622            | 46,961            |
| ODEC PROD | 29,731            | 41,592            |
| HCO       | 33,599            | 45,876            |
| ODEC REC  | 29,731            | 41,592            |

Tabela A1.6 - Constantes para a equação da capacidade calorificadas frações de petróleo de interesse neste trabalho.

## ANEXO 2

# PROCEDIMENTO DE CÁLCULO USANDO A TECNOLOGIA "PINCH" PARA A ESTIMATIVA DOS REQUISITOS ENERGÉTICOS MÍNIMOS DE PROCESSOS INDUSTRIAIS.

### A2.1 - INTRODUÇÃO

A partir dos conceitos introduzidos na literatura (Linnhoff & Flower, 1978; Linnhoff *et al.*, 1982), no âmbito da integração de processos, desenvolveu-se uma rotina computacional empregando-se a Tecnologia “Pinch”, com o objetivo de encontrar os requisitos energéticos externos mínimos aos processos industriais, direcionando-os para a otimização do aproveitamento de seus potenciais de transferência de calor.

O grande trunfo das novas técnicas de integração de processos, consiste em sua simplicidade no desenvolvimento e procura das redes de integração adequadas. Esta simplicidade pode ser comprovada analisando-se o grau de complexidade dos cálculos requeridos pela metodologia, que na maior parte das vezes, não ultrapassam as operações de adição e multiplicação.

Finaliza-se apresentando os resultados obtidos pela rotina desenvolvida para o estudo de casos de interesse prático na indústria petroquímica, de alimentos e de petróleo.

## A2.2 - PROCEDIMENTO ITERATIVO

### A2.2.1 - Definições Preliminares

1. O número de correntes que participam de um determinado processo é denominado NC;
2. Uma determinada corrente é designada pelo índice IC;
3. As correntes quentes são representadas pelo índice ICQ;
4. As correntes frias são representadas pelo índice ICF;
5. Os níveis de temperatura da corrente IC são designados pelo vetor NTCIC(IC),
6. A menor diferença de temperatura para a troca de calor entre a corrente IC e uma superfície sólida é representada por DT(IC); assim sendo, a menor diferença de temperaturas entre as correntes ICQ e ICF, trocando calor entre si será:

$$|DT(ICQ)| + DT(ICF);$$

7. T(IC,J) representa a temperatura de uma dada corrente IC, em um certo nível de temperatura J;
8. H(IC,J) representa a entalpia da corrente IC, em um dado nível de temperatura J.

### A2.2.2 - Procedimento de Cálculo

- Faz-se a introdução dos parâmetros das correntes NC, NTCIC(IC), DT(IC), T(IC,J), H(IC,J);
- Efetua-se, a seguir, uma conferência das Temperaturas;
- Efetua-se o ordenamento das Temperaturas das correntes;
- São criados dois vetores: TQ, o vetor de temperaturas das correntes quentes e TF, o vetor de temperaturas das correntes frias;
- Procede-se em seguida, ao ordenamento de modo crescente, de TQ e TF, sendo eliminadas repetições de temperaturas;

- Cria-se o vetor TN para os níveis de temperatura (com base em TQ, TF e DT(IC)), ordenando-o de modo decrescente;
- Constrói-se a Curva Composta das correntes quentes;  
Constrói-se a Curva Composta das correntes frias;
- Constrói-se a Grande Curva Composta das correntes;
- Determinam-se as mínimas necessidades de utilidades quentes e frias (que devem vir de utilidades de processo);
- Determina-se o “Pinch Point” do processo (isto é, o valor de temperatura para o qual o calor trocado no processo é praticamente nulo, dentro de um critério pré-estabelecido);
- Chega-se ao melhor projeto para a rede respeitando-se certas condições necessárias, acima e abaixo do “Pinch Point”.

### A2.2.3 - DIAGRAMA DE BLOCOS PARA O PROCEDIMENTO ITERATIVO

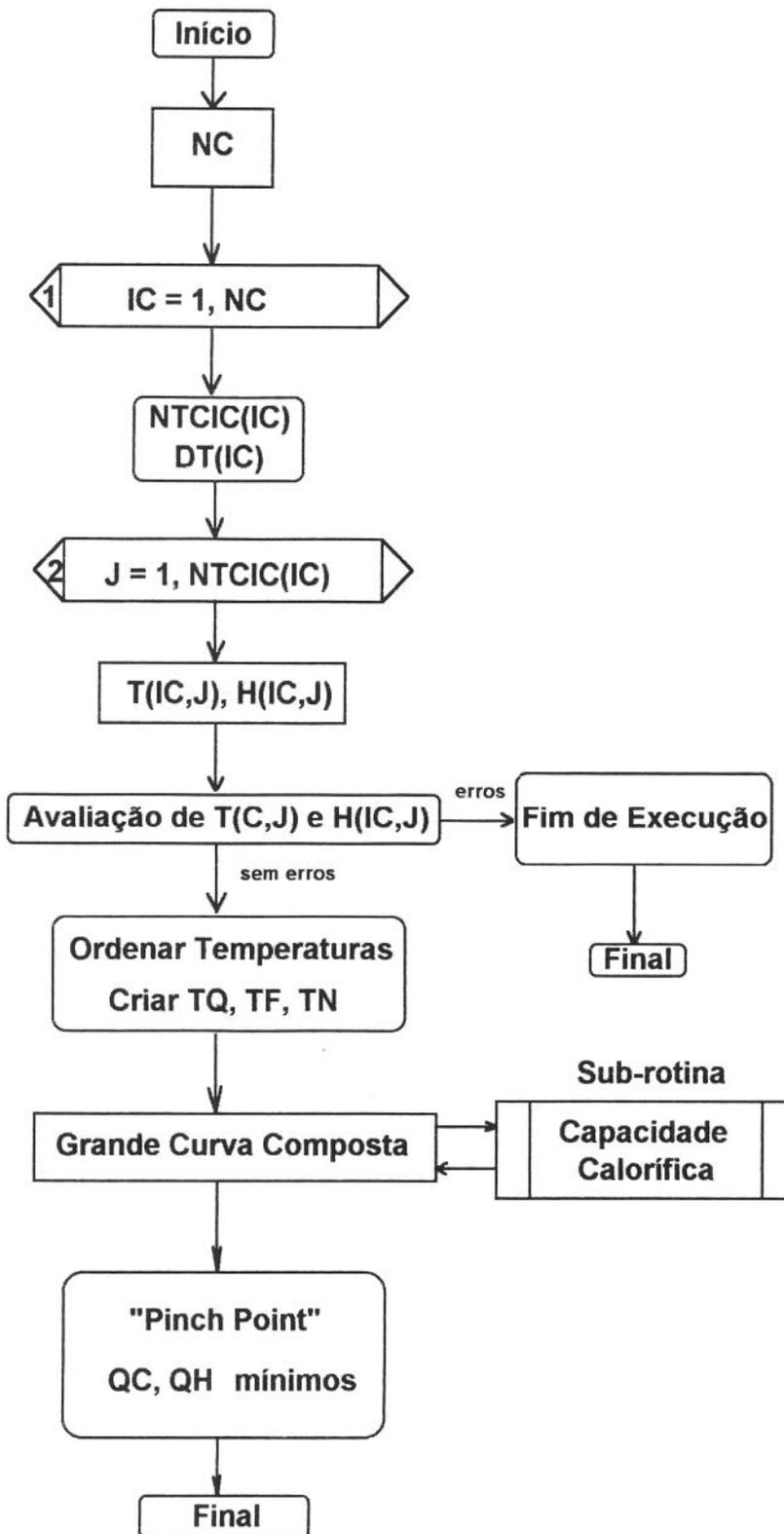


Fig. A2.1 - Diagrama de blocos esquemático para a obtenção de  $Q_H$  e  $Q_C$

## A2.3 - ESTUDO DE CASOS

### A2.3.1 - Bateria de Pré-aquecimento de uma carga de petróleo bruto

Quando uma carga de petróleo bruto adentra a unidade de destilação de uma refinaria, ela deverá sofrer um processo de pré-aquecimento trocando calor com correntes quentes oriundas da unidade, até conseguir as condições energéticas adequadas para entrar na primeira torre de fracionamento. No problema analisado (Linnhoff et al., 1982) uma companhia de petróleo desejava aumentar sua capacidade de processamento de petróleo bruto, em uma unidade de destilação (tal como aparece na Fig. A2.2). Alguns estudos de projeto sobre a viabilidade do redimensionamento da unidade foram encomendados à uma firma contratada. A conclusão desses estudos apontou que não seria possível aumentar a carga de processamento da unidade, sem a instalação de um novo forno. Essa parecia ser a opção de investimento mais adequada e foi sugerida pela contratada, à companhia de petróleo contratante. Entretanto, a companhia operadora decidiu que não seria desejável essa saída não apenas pelas considerações energéticas, mas também, pelos problemas de segurança e operabilidade, inerentes à nova configuração proposta.

Como veremos, Linnhoff et al. (1982) aplicaram as técnicas de recuperação e integração de processos, ao problema considerado acima. Isto permitiu que fosse rapidamente encontrada uma opção mais atrativa para a unidade de destilação. Os dados térmicos para esse problema aparecem na Tabela A2.1. Um esquema básico da unidade é apresentado na Fig. A2.2.

De acordo com Linnhoff et al., (1982), observando-se os vários trocadores de calor da unidade chegou-se a um valor médio, para o  $\Delta T_{\min} = 20^{\circ}\text{C}$ . Calculando a tabela problema para essa situação, resultou uma necessidade de aquecimento (já prevendo uma ampliação na carga de processo) através de utilidades, de 60,7 MW. Quando da sugestão da empresa contratada para estudar a viabilidade da mudança na unidade, esta requeriria uma intervenção de utilidades quentes de 81,9 MW, ou seja, aplicando-se as técnicas de integração, chegou-se à uma proposta para a

companhia de petróleo, que não necessita de um novo forno e além disso, tem uma proposta de consumo de utilidades quentes da ordem de 35% inferior.

| CORRENTES | T(°C) | H(MW) | CP = $\Delta H / \Delta T$ |
|-----------|-------|-------|----------------------------|
| 1         | 349   | 49,8  | -                          |
|           | 243   | 27,0  | 0,215                      |
|           | 213   | 21,1  | 0,197                      |
|           | 167   | 12,9  | 0,178                      |
|           | 90    | -     | 0,168                      |
| 2         | 341   | 26,4  | -                          |
|           | 210   | 12,6  | 0,105                      |
|           | 172   | 8,8   | 0,100                      |
|           | 111   | 3,5   | 0,087                      |
|           | 65    | -     | 0,076                      |
| 3         | 268   | 13,9  | -                          |
|           | 135   | 5,2   | 0,065                      |
|           | 38    | -     | 0,054                      |
| 4         | 251   | 17,0  | -                          |
|           | 169   | 8,4   | 0,105                      |
|           | 77    | -     | 0,091                      |
| 5         | 235   | 1,4   | -                          |
|           | 127   | 0,6   | 0,008                      |
|           | 38    | -     | 0,007                      |
| 6         | 168   | 43,1  | -                          |
|           | 136   | 23,9  | 0,600                      |
|           | 118   | 15,3  | 0,478                      |
|           | 108   | 11,2  | 0,410                      |
|           | 71    | -     | 0,303                      |
| 7         | 136   | 12,6  | -                          |
|           | 118   | 8,0   | 0,256                      |
|           | 108   | 5,9   | 0,210                      |
|           | 71    | -     | 0,159                      |
| 8         | 15,6  | -     | 0,379                      |
|           | 121   | 39,9  | -                          |
| 9         | 120   | -     | 0,400                      |
|           | 122   | 0,8   | 0,422                      |
|           | 163   | 18,1  | 0,600                      |
|           | 186   | 31,9  | 0,725                      |
|           | 194   | 37,7  | -                          |
| 10        | 189   | -     | 0,477                      |
|           | 237   | 22,9  | 0,496                      |
|           | 265   | 36,8  | 0,660                      |
|           | 368   | 104,8 | -                          |

Tabela A2.1 - Dados térmicos do estudo de caso 1

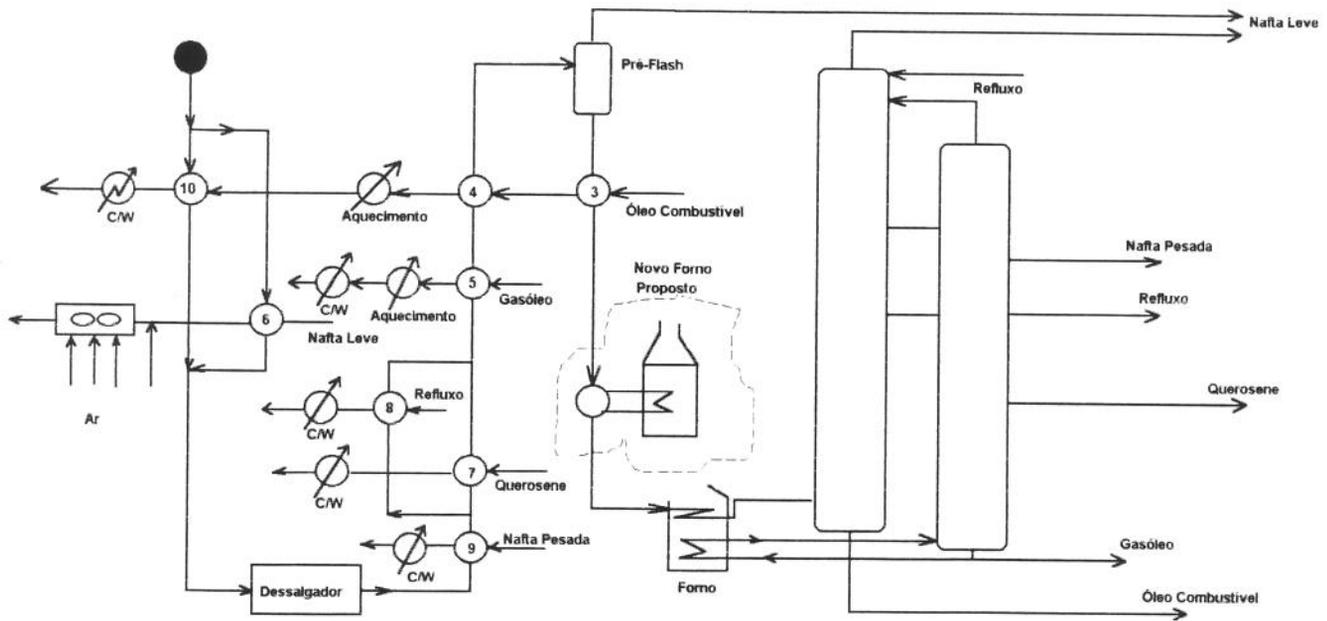


Fig. A2.2 - Esquema da unidade de destilação.

Na Fig A2.3 aparecem as duas curvas compostas relativas ao problema da bateria de pré-aquecimento, obtidas pelo procedimento computacional desenvolvido, e onde mostra-se as quantidades mínimas de aquecimento e de resfriamento necessitadas pela unidade. Nota-se que há uma grande concordância entre os valores obtidos e os reportados na literatura (Linnhoff et. al., 1982). Na figura A2.4, aparece a grande curva composta do processo, onde observa-se o ponto de entalpia nula (“pinch point”) da ordem de 173 °C.

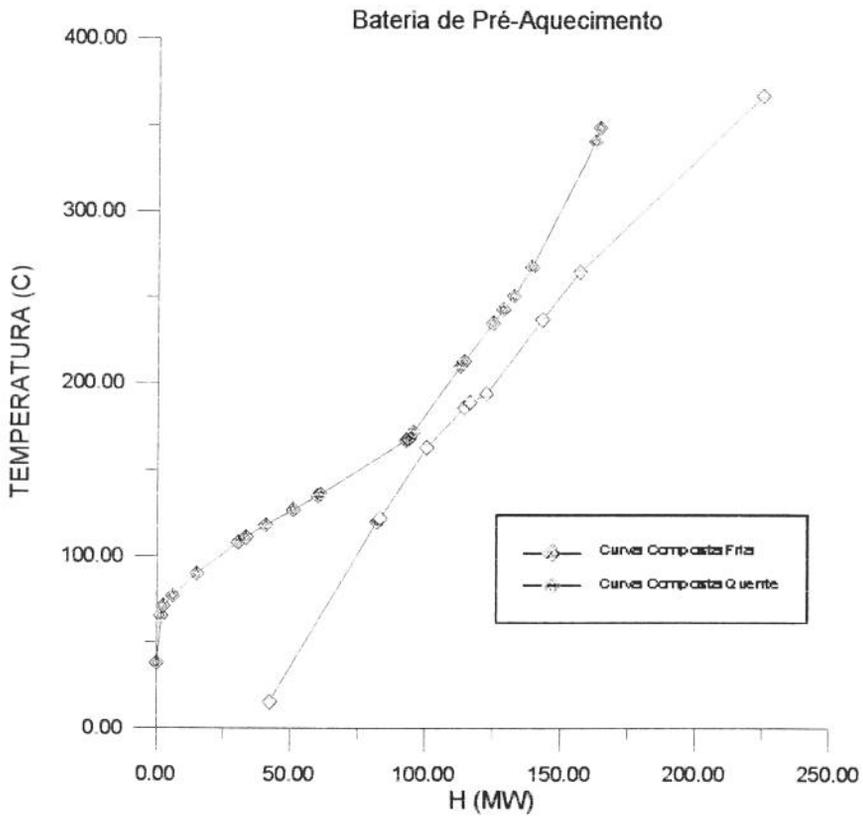


Fig. A2.3 - Curvas compostas para a bateria de pré-aquecimento de petróleo.

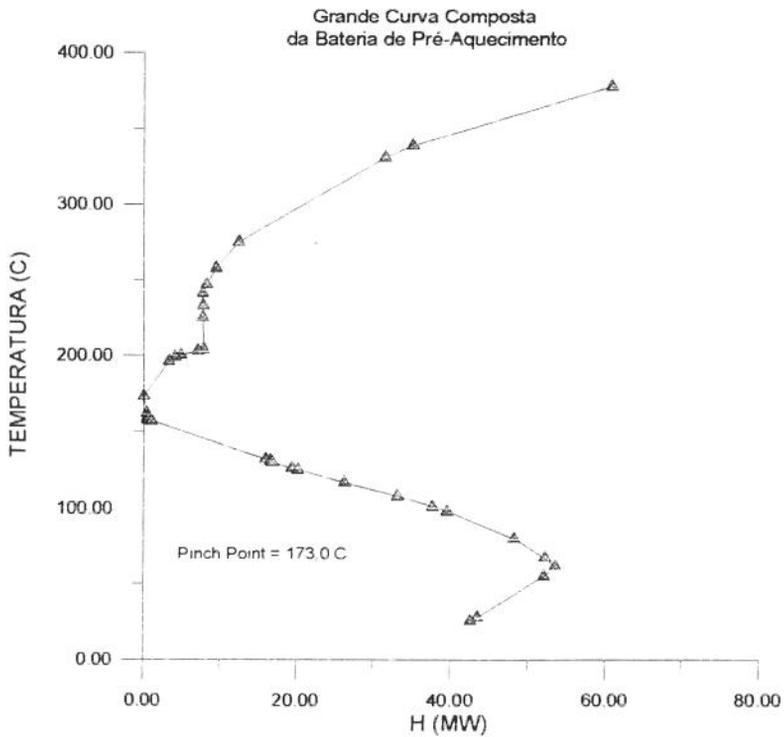


Fig. A2.4 - A grande curva composta para a bateria de pré-aquecimento.

### **A2.3.2 - Uma Planta de Aromáticos**

A planta envolvida neste estudo faz parte de um dos maiores complexos de aromáticos da Europa. Ela foi comissionada em 1969 e usa tecnologia convencional, podendo ser considerada típica do estado da arte do projeto de plantas de aromáticos. A corrente que alimenta o processo é de nafta contendo principalmente parafinas e cicloparafinas as quais são transformadas em produtos contendo parafinas e compostos aromáticos. A seguir tem-se uma breve descrição do processo (ver figura A2.6).

Uma corrente principal de nafta, da qual a nafta leve e a pesada foram separadas constitui a corrente básica de alimentação da unidade. A alimentação é vaporizada (em H1) e passada através de um reator de dessulfurização (R1). Calor é recuperado do efluente do reator nos trocadores A e B antes de ter início a condensação (em C1) e a separação gasosa (em F1). O líquido do estágio de separação é aquecido pelo efluente do reator B, e alimentado à uma coluna de separação (D1), na qual as frações mais leves e os compostos contendo enxofre são removidos. A corrente de nafta dessulfurizada da coluna, é misturada com o gás de reciclo. A mistura bifásica é então pré-aquecida em uma série de trocadores de processo (D, C). A mistura alcança finalmente uma temperatura de reação de 500°C através de um forno radiante (H2), aquecido por uma mistura de gás e de óleo combustível. A reação ocorre em uma série de reformadores (R2, R3) com aquecimento intermediário (H3). O efluente do reformador, a 490°C é resfriado em uma série de trocadores, gerando algum pré-aquecimento para a alimentação (C, D, E) e para outras fontes de energia da unidade (F, X). O resfriamento final e a separação gasosa ocorrem no C2 e no F2. O reciclo gasoso é comprimido em P1 e pré-aquecido (E) antes da mistura com a alimentação líquida do reformador. O líquido do tambor *flash* é passado à uma coluna para estabilização (D2) e um trocador de calor convencional (G) é instalado para reduzir a necessidade de refeedores. A corrente reformada é finalmente resfriada (em C2) antes de ser enviada para estoque.

Uma representação dos trocadores de calor da planta é apresentada na Fig A2.5, onde também são mostradas as temperaturas terminais e as cargas térmicas envolvidas em cada trocador

de calor. A menor diferença de temperaturas observada nesse arranjo é a do lado quente do trocador B ( $10^{\circ}\text{C}$ ). Assim, foi usado como estimativa inicial esse valor para o  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Usando essa informação, e os dados da Tabela A2.2, pôde-se formular a tabela problema (Linnhoff et. al., 1982) e apresentar os seguintes resultados: Necessidade mínima de intervenção de utilidades quentes: 46000 kcal/h; necessidade mínima de intervenção de utilidades frias: 8900 kcal/h; temperatura de "pinch point" =  $145^{\circ}\text{C}$ . Deve-se salientar, que a intervenção de utilidades quentes na planta atual, sem modificações, é de 57200 kcal/h, o que corresponde a um uso energético, em excesso, da ordem de 23% acima do valor mínimo, encontrado pela formulação de Linnhoff. Este resultado é extremamente significativo uma vez que em sendo o processo altamente consumidor de energia, o resultado alcançado pelas técnicas de integração energética de processos, proporciona um incentivo financeiro para se obter uma maior economia de energia, através do estudo de esquemas alternativos ao da planta atual.

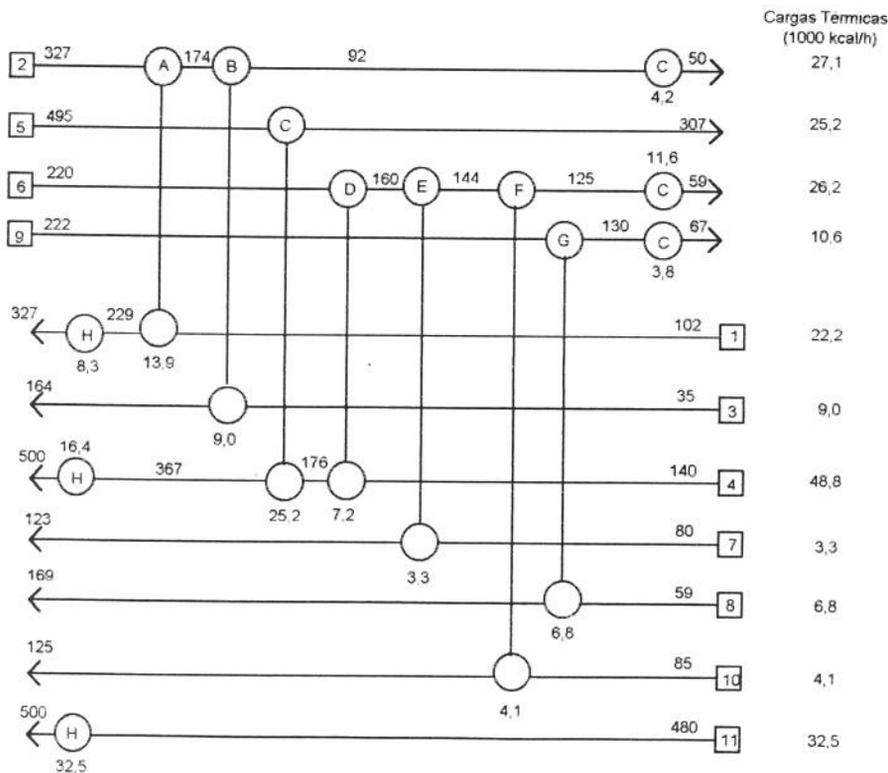


Fig. A2.5 - Esquema da planta de aromáticos, mostrando os trocadores da rede.

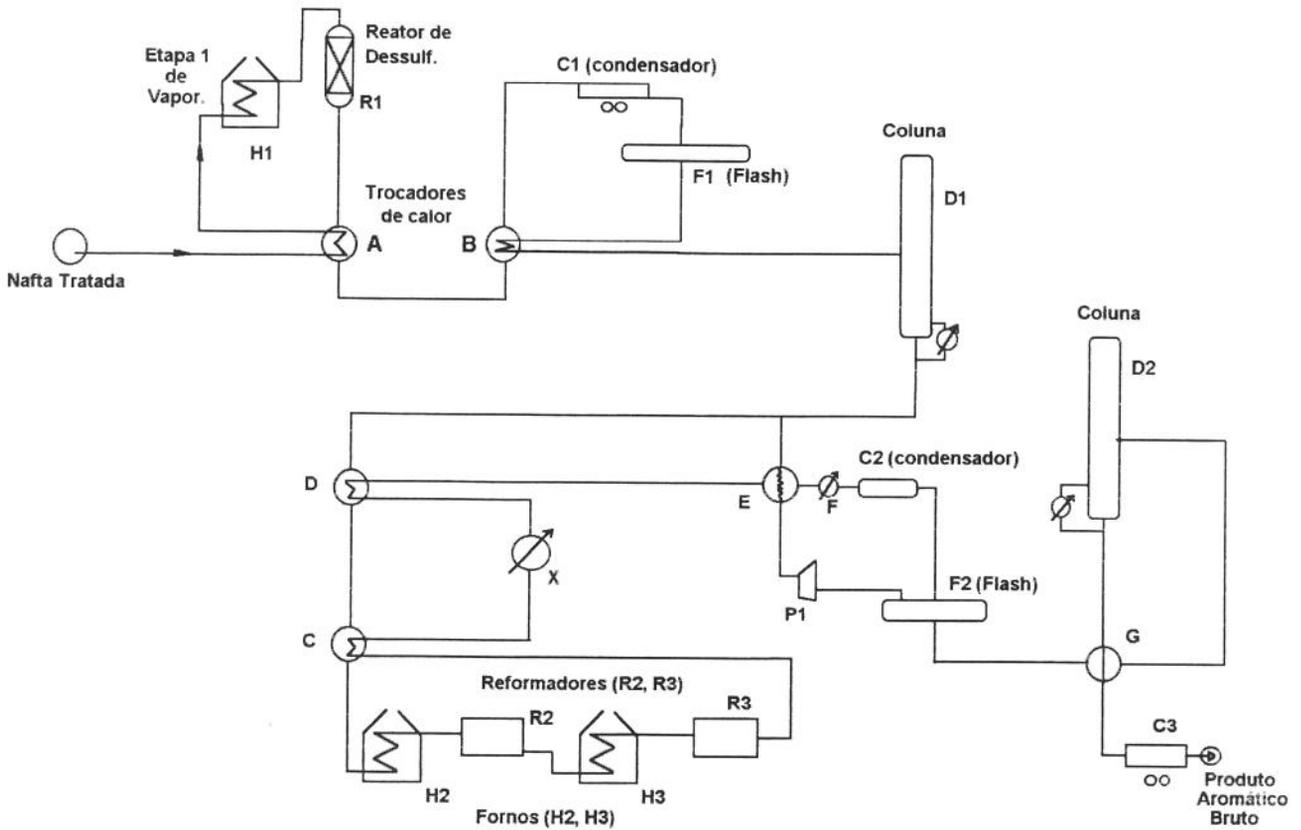


Fig. A2.6 - Esquema da planta de aromáticos

Os dados térmicos das correntes que tomam parte no processamento dos aromáticos aparecem na Tabela A2.2, a seguir:

Na figura A2.7, aparecem as curvas compostas (Temperatura x Entalpia) para a planta de aromáticos, para uma separação de  $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ . Em seguida, na figura A2.8 mostra-se a grande curva composta para o problema abordado no estudo de caso 2, onde observa-se que ao ponto de entalpia nula corresponde uma temperatura de  $145^{\circ}\text{C}$ .

| CORRENTES | T(°C) | H(ton.cal /h) |
|-----------|-------|---------------|
| 1         | 102   | 0             |
|           | 229   | 13,9          |
|           | 327   | 22,2          |
| 2         | 327   | 27,1          |
|           | 174   | 13,2          |
|           | 92    | 4,2           |
|           | 50    | 0             |
| 3         | 35    | 0             |
|           | 164   | 9             |
| 4         | 140   | 0             |
|           | 176   | 7,2           |
|           | 367   | 32,4          |
|           | 500   | 48,8          |
| 5         | 80    | 0             |
|           | 123   | 3,3           |
| 6         | 220   | 26,2          |
|           | 160   | 19            |
|           | 144   | 15,7          |
|           | 125   | 11,6          |
|           | 59    | 0             |
| 7         | 80    | 0             |
|           | 123   | 3,3           |
| 8         | 59    | 0             |
|           | 169   | 6,8           |
| 9         | 220   | 10,6          |
|           | 130   | 3,8           |
|           | 67    | 0             |
| 10        | 85    | 0             |
|           | 125   | 4,1           |
| 11        | 480   | 0             |
|           | 500   | 32,5          |

Tabela A2.2 - Dados térmicos de uma planta de aromáticos

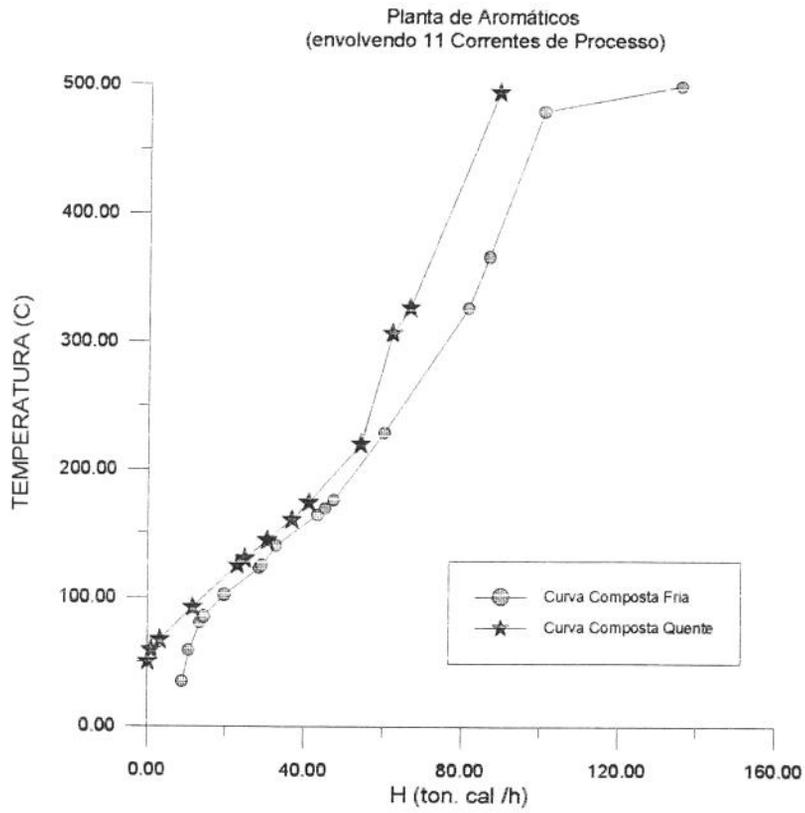


Fig. A2.7 - Curvas compostas para a planta de aromáticos.

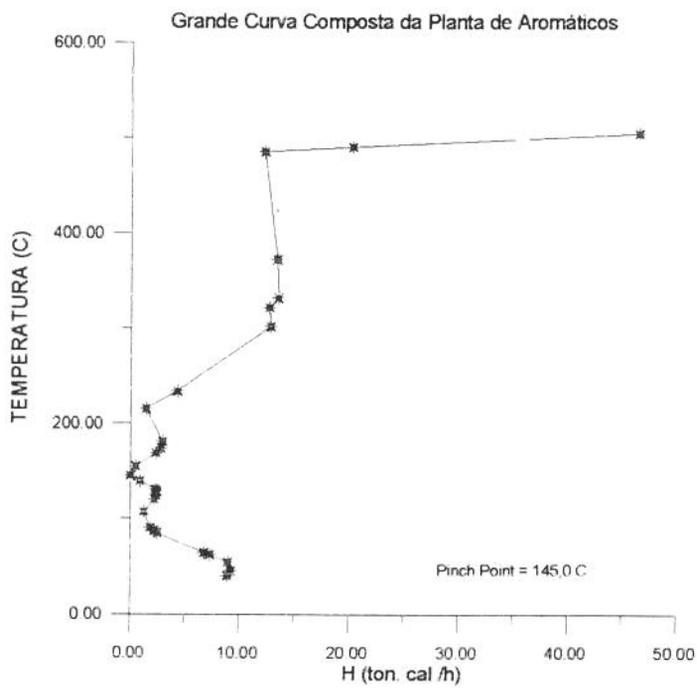


Fig. A2.8 - A grande curva composta para a planta de aromáticos

### **A2.3.3 - PROCESSO DE EVAPORAÇÃO / SECAGEM**

Este processo refere-se à uma unidade de produção de Alimentos, cujos dados térmicos de processo foram obtidos da literatura (Linnhoff et al., 1982) Ao final do primeiro estágio de processamento, o produto é introduzido, em solução aquosa diluída (30% em massa), em uma seção de evaporação e secagem, na qual percorre um "tunel de secagem" onde cada ventilador tem capacidade de 37000 m<sup>3</sup>/h. Ao final desse estágio de processamento, o produto deverá sair com 90% em massa, numa solução aquosa. As últimas seções de processamento contêm equipamentos modernos enquanto que as seções iniciais são constituídas por equipamentos antigos, operando em regime descontínuo (batelada). Os dados térmicos para esse processo aparecem na Tabela A2.3.

| Corrente | T (°C) | H (kW) | C <sub>p</sub> (kW/°C) |
|----------|--------|--------|------------------------|
| 1        | 79,4   | 1039   | calor                  |
| quente   | 79,4   | 0      | latente                |
| 2        | 43,3   | 974    | calor                  |
| quente   | 43,3   | 0      | latente                |
| 3        | 43,3   | 57     | 1,714                  |
| quente   | 10     | 0      |                        |
| 4        | 86,9   | 232    | 3,017                  |
| quente   | 10     | 0      |                        |
| 5        | 10     | 0      | 3,05                   |
| fria     | 70     | 183    |                        |
| 6        | 37,8   | 0      | 3,98                   |
| fria     | 87,8   | 198    |                        |
| 7        | 79,4   | 0      | calor                  |
| fria     | 79,4   | 1005,5 | latente                |
| 8        | 48,8   | 0      | calor                  |
| fria     | 48,8   | 643    | latente                |
| 9        | 93,3   | 0      | calor                  |
| fria     | 93,3   | 173    | latente                |
| 10       | 60     | 140    | 2,977                  |
| quente   | 13     | 0      |                        |
| 11       | 55     | 189    | 4,500                  |
| quente   | 13     | 0      |                        |
| 12       | 41     | 149    | 5,307                  |
| quente   | 13     | 0      |                        |
| 13       | 55     | 0      | "pseudo"               |
| fria     | 55     | 93,4   | calor latente          |
| 14       | 41     | 0      | "pseudo"               |
| fria     | 41     | 254    | calor latente          |
| 15       | 60     | 0      | "pseudo"               |
| fria     | 60     | 124    | calor latente          |

Tabela A2.3 - Dados térmicos para o processo de evaporação / secagem.

Decidiu-se de fato (Linnhoff et. al., 1982) pela completa modernização do processo. Paralelamente foi realizada uma análise energética da unidade, visando descobrir onde poderiam ser feitas melhorias na planta, para resultar em uma maior eficiência global do sistema.

Na tabela A2.3, as correntes de número 1 até 9 representam a seção de evaporação do processo, enquanto que as correntes de número 10 até 15, constituem a seção de secagem.

Com uma estimativa para a menor diferença de temperaturas ( $\Delta T_{\min}$ ) de  $14^{\circ}\text{C}$ , a análise do problema, via tabela problema (Linnhoff et al., 1982) pôde ser efetuada para a busca da máxima recuperação energética. Como pode ser observado na figura A2.9, os mínimos requisitos de utilidades quentes foram encontrados como sendo 1414 kW (na atualidade o processo necessita de 1563 kW para aquecimento). Na figura A2.10, aparece a grande curva composta para o processo, onde é assinalado o ponto de "pinch point" ( $50^{\circ}\text{C}$ ).

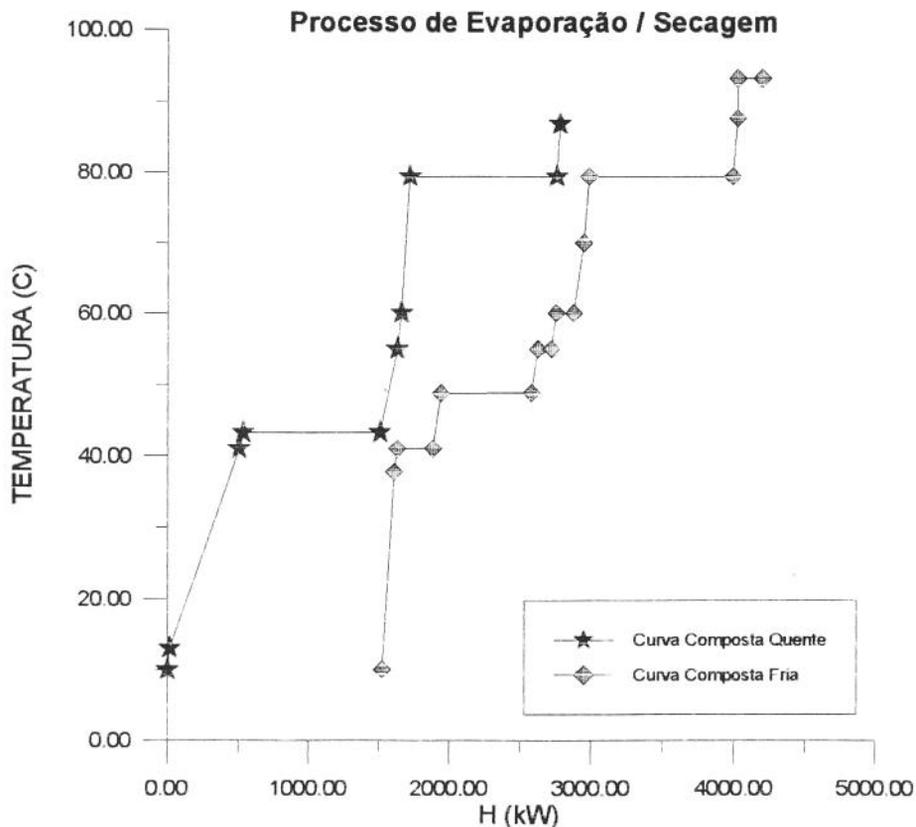


Fig. A2.9 - Curvas compostas para o processo de evaporação / secagem.

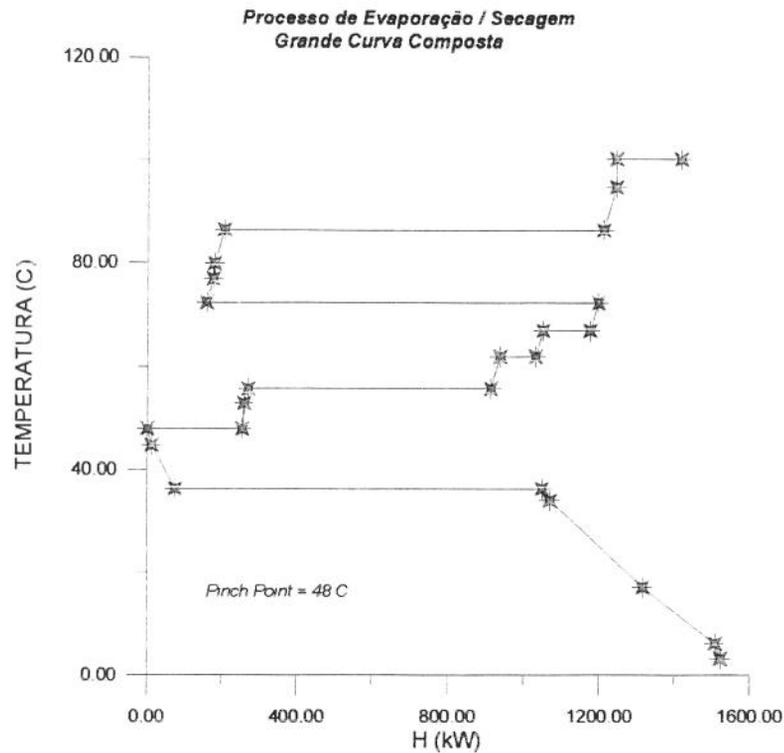


Figura A2.10 - Grande curva composta para o problema de evaporação / secagem.

#### A2.3.4 - Um Caso Clássico

O último estudo de caso analisado refere-se a um problema clássico envolvendo quatro correntes de processo (duas requerendo resfriamento e duas requerendo aquecimento) conforme Linnhoff et al. (1982). Nesse problema, cujos dados térmicos aparecem na Tabela A2.4 a seguir, fez-se também a aplicação do algoritmo desenvolvido (apresentado na seção A2.2) sob as técnicas de máxima recuperação energética de processos industriais.

Foi adotado o valor de 10°C para o  $\Delta T_{\min}$  como a menor diferença de temperaturas possível de ser obtida entre os extremos de algum trocador de calor, para atender os requisitos energéticos do processo.

| Correntes  | $C_p$ (kW/°C) | $T_{\text{inicial}}$ (°C) | $T_{\text{final}}$ (°C) |
|------------|---------------|---------------------------|-------------------------|
| (1) fria   | 2,0           | 20                        | 135                     |
| (2) quente | 3,0           | 170                       | 60                      |
| (3) fria   | 4,0           | 80                        | 140                     |
| (4) quente | 1,5           | 150                       | 30                      |

Tabela A2.4 - Dados térmicos de um problema clássico

Na Fig. A2.11 a seguir, pode-se observar as duas curvas compostas do processo envolvendo as quatro correntes. Nota-se que os requisitos mínimos de energia são 20,0 kW para aquecimento e 60,0 kW para resfriamento.

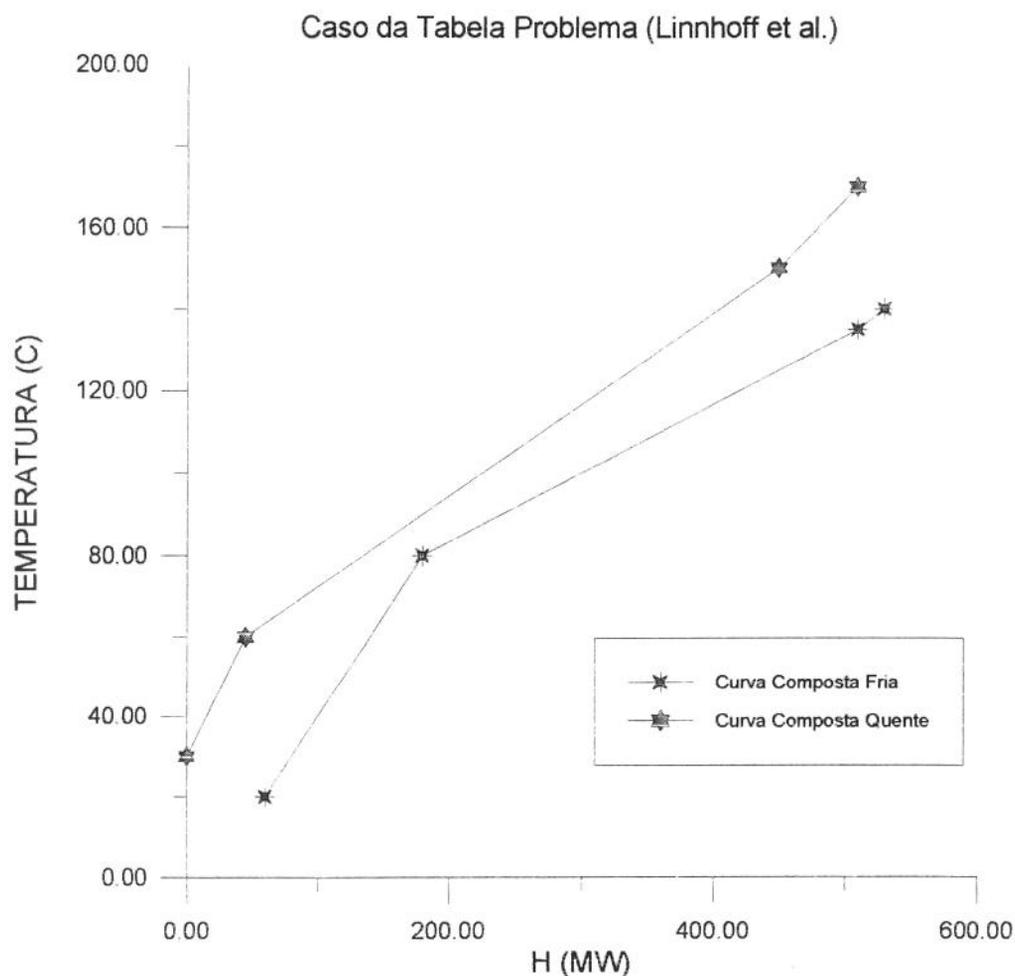


Fig. A2.11 - Curvas compostas para o problema clássico.

Na Fig. A2.12 aparece a grande curva composta para o problema analisado, onde pode-se observar a ocorrência do ponto de entalpia nula, para a temperatura de 85°C.

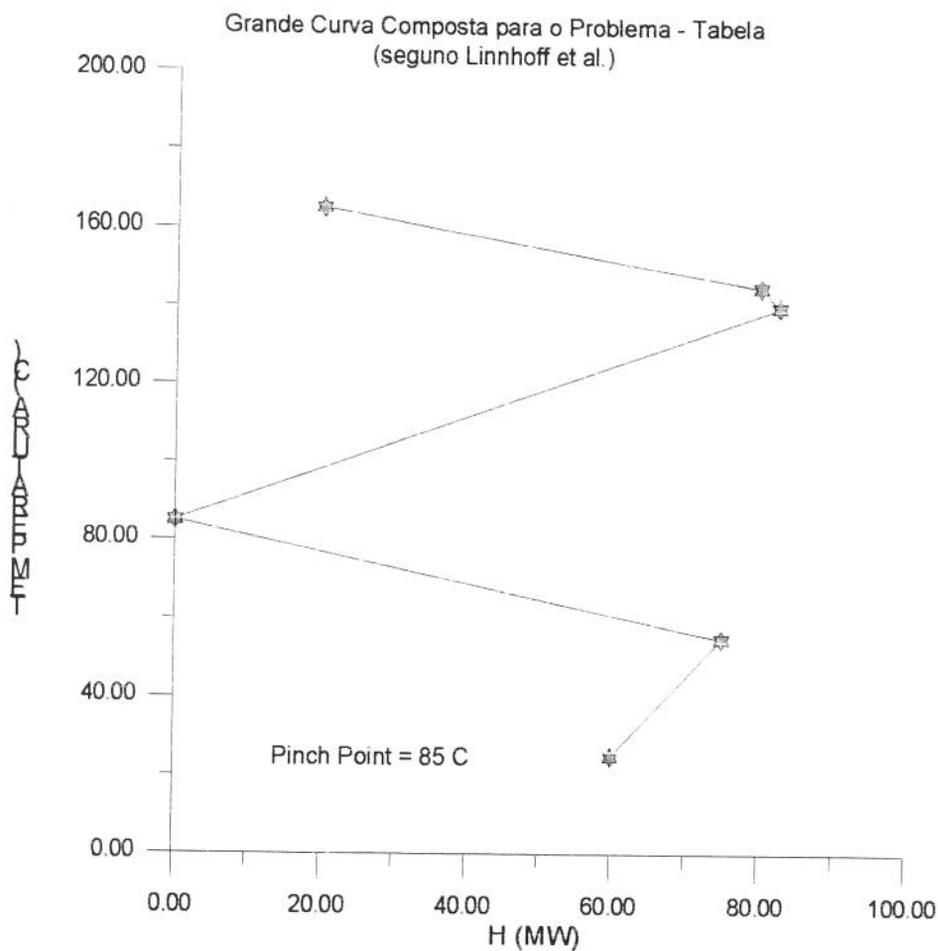


Fig. A2.12 A grande curva composta para o problema clássico.

Esse conjunto de problemas reais reportados na literatura, analisados pelo procedimento computacional desenvolvido, propiciam observar a concordância satisfatória entre os valores alcançados e aqueles reportados na literatura. Este procedimento constitui-se no primeiro passo da abordagem visando aos mínimos econômico e energético de um processo altamente (ou nem tanto) consumidor de energia. Há de se ressaltar, que esses problemas analisados, poderiam também, ser solucionados através da formulação do modelo do transporte.

## **ANEXO 3**

# **ESTUDO TERMODINÂMICO DA RECUPERAÇÃO DE ENERGIA**

### **A3.1 - INTRODUÇÃO**

Este anexo tem como objetivo o estudo básico do Método do "Pinch Point", à luz do Primeiro e do Segundo Princípios da Termodinâmica, estudo este que nos parece faltar na literatura da área, além de ter sido a base do artigo apresentado no IV Encontro Nacional de Ciências Térmicas (Rossi e Bannwart, 1982). Também é apresentado um algoritmo proposto para o projeto de redes de trocadores de calor, melhorado e mais simples que o sugerido por Linnhoff et. al., (1982). Por fim, é apresentado um estudo de projeto de uma bateria de pré-aquecimento de óleo cru (Linnhoff et. al., 1982), para ilustrar a aplicação do algoritmo proposto.

### **A3.2 - A RECUPERAÇÃO DE ENERGIA E A TERMODINÂMICA**

#### **A3.2.1 - APLICAÇÃO DO PRIMEIRO PRINCÍPIO DA TERMODINÂMICA**

Suponha-se um processo de recuperação de energia entre um fluido quente (com temperaturas terminais conhecidas:  $T_{H1}$  e  $T_{H2}$ ) e um fluido frio (com temperaturas terminais conhecidas:  $T_{C1}$  e  $T_{C2}$ ), tal como esquematizado na Fig. A3.1.

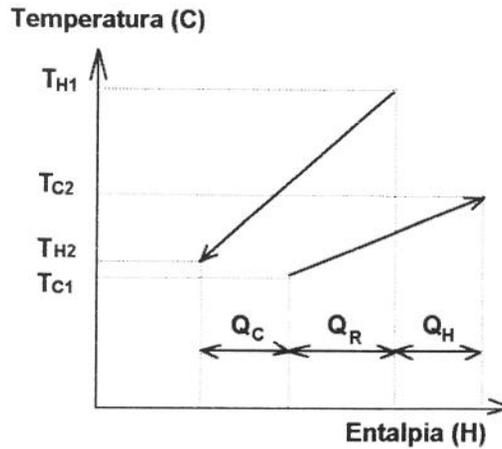


Fig.A3.1 - Esquema para a análise da Recuperação de Energia.

Pode-se escrever o Primeiro Princípio da Termodinâmica para cada fluido como segue:

a- Fluido frio:

$$Q_{vc,c} + H_{C1} = H_{C2} + W_{vc,c} \quad (A3.1)$$

mas:

$$W_{vc,c} = 0 \text{ e } Q_{vc,c} = Q_H + Q_R$$

assim,

$$Q_H + Q_R = H_{C2} - H_{C1} = C_{pC}(T_{C2} - T_{C1}) \quad (A3.2)$$

onde é suposto que as capacidades caloríficas dos fluidos frio e quente são constantes. a eq (A3.2) pode ser simplesmente escrita como:

$$Q_H + Q_R = C_{pC}(T_{C2} - T_{C1}) \quad (A3.3)$$

b- Fluido quente:

$$Q_{vc,H} + H_{H1} = H_{H2} + W_{vc,H} \quad (A3.4)$$

também aqui,

$$W_{vc,H} = 0 \text{ e } Q_{vc,H} = -(Q_C + Q_R)$$

o que permite escrever:

$$-(Q_C + Q_R) = H_{H2} - H_{H1} = Cp_H (T_{H2} - T_{H1}) \quad (\text{A3.5})$$

a eq (A3.5) pode ser escrita como:

$$Q_C + Q_R = Cp_H (T_{H1} - T_{H2}) \quad (\text{A3.6})$$

c- Aplicando o Primeiro Princípio ao processo global resulta:

$$Q_{vc} + H_{C1} + H_{H1} = H_{C2} + H_{H2} + W_{vc} \quad (\text{A3.7})$$

$$\begin{aligned} Q_{vc} = Q_H - Q_C &= (H_{C2} - H_{C1}) + (H_{H2} - H_{H1}) \\ &= Cp_C (T_{C2} - T_{C1}) + Cp_H (T_{H2} - T_{H1}) \end{aligned} \quad (\text{A3.8})$$

e portanto, para o processo global,

$$Q_H - Q_C = Cp_C (T_{C2} - T_{C1}) + Cp_H (T_{H2} - T_{H1}) \quad (\text{A3.9})$$

A partir deste ponto, podem ser feitos os seguintes comentários a respeito da aplicação do Primeiro Princípio da Termodinâmica ao processo de recuperação de energia:

1 - A eq(A3.9) representa a eq(A3.6) menos a eq(A3.3);

2 - Supondo novamente, que as capacidades caloríficas e as temperaturas terminais dos fluidos são valores conhecidos, tem-se um sistema com 3 incógnitas ( $Q_R$ ,  $Q_C$  e  $Q_H$ ) e com duas equações independentes. Portanto, conclui-se que o Primeiro Princípio, sózinho, não resolve o problema

3 - Da eq(A3.3) vem:

$$Q_H + Q_R = Const. \rightarrow Min Q_H \Leftrightarrow Máx Q_R$$

4 - Da eq(A3.6) vem:

$$Q_C + Q_R = Const. \rightarrow Min Q_C \Leftrightarrow Máx Q_R$$

5 - Da eq(A3.9) tem-se que:

$$\begin{aligned} Q_H - Q_C = Const. &\rightarrow \uparrow Q_H \Leftrightarrow \uparrow Q_C \\ &\rightarrow Min Q_H \Leftrightarrow Min Q_C \end{aligned}$$

### **A3.2.2 - APLICAÇÃO DO SEGUNDO PRINCÍPIO DA TERMODINÂMICA**

Considere-se que as utilidades quentes de processo, que transferem  $Q_H$  de energia ao processo o fazem a uma temperatura  $T_{OH}$ . Analogamente, as utilidades frias para as quais o processo transfere  $Q_C$  de energia têm uma temperatura de referência igual a  $T_{oC}$ . A aplicação do Segundo Princípio da Termodinâmica ao processo global resulta:

$$\sigma = S_{C2} + S_{H2} - S_{C1} - S_{H1} - \left( \frac{Q_H}{T_{oH}} - \frac{Q_C}{T_{oC}} \right) > 0 \quad (A3.10)$$

Considerando-se apenas as irreversibilidades térmicas, pode-se escrever:

$$TdS = dH = Cp dT \rightarrow dS = \frac{Cp \cdot dT}{T}$$

e assim,

$$\sigma = Cp_C \ln \frac{T_{C2}}{T_{C1}} - Cp_H \ln \frac{T_{H1}}{T_{H2}} - \left( \frac{Q_H}{T_{oH}} - \frac{Q_C}{T_{oC}} \right) > 0 \quad (A3.11)$$

fazendo-se uso das equações (A3.3), (A3.6) e (A3.11) chega-se a:

$$\sigma = Cp_C \ln \frac{T_{C2}}{T_{C1}} - Cp_H \ln \frac{T_{H1}}{T_{H2}} - \frac{Cp_C(T_{C2} - T_{C1}) - Q_R}{T_{oH}} + \frac{Cp_H(T_{H1} - T_{H2}) - Q_R}{T_{oC}} > 0 \quad (A3.12)$$

Definindo os seguintes parâmetros:

$$T_{C,m} = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{\ln \frac{T_{C2}}{T_{C1}}} \quad e \quad T_{H,m} = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{\ln \frac{T_{H1}}{T_{H2}}}$$

chegaremos à:

$$\sigma = Cp_C(T_{C2} - T_{C1}) \left( \frac{1}{T_{C,m}} - \frac{1}{T_{oH}} \right) + Cp_H(T_{H1} - T_{H2}) \left( \frac{1}{T_{H,m}} - \frac{1}{T_{oC}} \right) - Q_R \left( \frac{1}{T_{oC}} - \frac{1}{T_{oH}} \right) > 0 \quad (A3.13)$$

Após a aplicação do Segundo Princípio da Termodinâmica ao processo, podem ser feitas as seguintes observações:

- 1 - O Segundo Princípio introduz uma variável adicional, o termo de geração de entropia ( $\sigma$ );
- 2 - Da eq(A3.13) nota-se que:

$$\sigma = \text{Const 1} - \text{Const 2} \cdot Q_R \rightarrow \text{Min } \sigma \Leftrightarrow \text{Máx } Q_R$$

Conclusões:

1 - A maximização da recuperação energética ( $Q_R$ ) além de implicar na minimização do consumo da utilidade quente ( $Q_H$ ) e da utilidade fria ( $Q_C$ ), também implica na minimização das irreversibilidades térmicas envolvidas.

2 - Pode-se mostrar que, para o caso aqui considerado:

$$Q_{R,max} = Cp_{min}(T_{H1} - T_{C1} - \Delta T_{min}) \quad (\text{A3.14})$$

de onde se pode também obter as expressões de  $Q_{C,min}$  e  $Q_{H,min}$ , usando as (A3.3) e (A3.6).

### A3.3 - A RECUPERAÇÃO DE ENERGIA EM REDES

Nesta etapa, faremos um análise de um processo envolvendo várias correntes quentes e frias e ao qual serão aplicados os Princípios da Termodinâmica.

Na análise que segue, parte-se da premissa de que a planta integrada a ser projetada possui vazões e temperaturas de entrada e saída fixadas para cada corrente que dela faz parte, ditadas pelas condições dos processos envolvidos.

O conhecimento das características desses processos permite classificar as diversas correntes presentes em "quentes" (a serem resfriadas) e "frias" (a serem aquecidas). Obtida a curva de temperatura versus carga térmica para cada corrente, é possível efetuar a uma temperatura, o somatório dos requisitos energéticos de resfriamento e de aquecimento, obtendo-se uma curva composta das correntes quentes e uma curva composta das correntes frias, respectivamente.

Da aplicação do Primeiro Princípio da Termodinâmica para o conjunto das correntes quentes tem-se:

$$Q_C + Q_R = \sum_j^m \left( \sum_i^{N_H} C_{P_{i,j}} \right) (T_{j,1} - T_{j,2}) = \text{Const.} \quad (\text{A3.15})$$

onde  $C_p = dQ/dT$ , "j" é o intervalo de temperatura, isto é,  $T_{j,2} < T_j < T_{j,1}$ , e "i" é uma corrente. Analogamente, o conjunto das correntes frias deve satisfazer:

$$Q_H + Q_R = \sum_j^n \left( \sum_i^{N_C} C_{P_{i,j}} \right) (T_{j,2} - T_{j,1}) = \text{Const.} \quad (\text{A3.16})$$

onde  $T_{j,1} < T_j < T_{j,2}$  no intervalo j. Logo, o conjunto das correntes satisfaz:

$$Q_H - Q_C = \text{const} \quad (\text{A3.17})$$

As quantidades  $Q_H$  e  $Q_C$  são as demandas de calor das utilidades quente e fria, cujas temperaturas são  $T_{0,H}$  e  $T_{0,C}$  respectivamente.

A aplicação do Segundo Princípio da Termodinâmica, considerando apenas as irreversibilidades de natureza térmica, resulta em:

$$\sigma_T = \sum_j^m \left( \sum_i^{N_H} C_{P_{i,j}} \right) (T_{j,1} - T_{j,2}) \left( \frac{1}{T_{0,C}} - \frac{1}{T_{j,m}} \right) + \sum_j^n \left( \sum_i^{N_C} C_{P_{i,j}} \right) (T_{j,2} - T_{j,1}) \left( \frac{1}{T_{j,m}} - \frac{1}{T_{0,H}} \right) +$$

$$Q_R \left( \frac{1}{T_{0,C}} - \frac{1}{T_{0,H}} \right) > 0 \quad (\text{A3.18})$$

Uma vez que os dois primeiros termos em somatório no lado direito da equação (A3.18) são constantes, e  $T_{o,C} < T_{o,H}$ , pode-se concluir que a maximização do calor recuperado  $Q_R$  implica na minimização da taxa de geração de entropia  $\sigma$ . Isso nos traz diretamente à consideração do método do "Pinch Point".

### **A3.3.1 - O MÉTODO DO "PINCH POINT"**

Através deste método, procura-se projetar uma rede de trocadores que execute a maior recuperação possível de calor  $Q_R$ , e conseqüentemente o menor consumo das utilidades quente ( $Q_H$ ) e fria ( $Q_C$ ), se uma dada diferença mínima de temperaturas deve ser respeitada em todo trocador de calor. Designando esta diferença mínima por  $\Delta T_{min}$ , vê-se que, quando as curvas compostas são aproximadas horizontalmente uma da outra para atender a este requisito, obtém-se uma máxima recuperação de calor e também um mínimo consumo de utilidades. Valores usuais de  $\Delta T_{min}$  são da ordem de 10-20 °C, sendo objeto de estudos de otimização (compromisso entre energia e capital).

A determinação da máxima recuperação de energia e do mínimo consumo de utilidades para um dado  $\Delta T_{min}$ , pode ser feita seja graficamente, seja a partir do procedimento tabular descrito em Linnhoff et al. (1982). Para o projeto da rede, de crucial importância é o entendimento de que, no PP, a temperatura comum das correntes quentes presentes, difere da temperatura comum das correntes frias presentes de uma quantidade  $\Delta T_{min}$ . Deste fato resulta que o PP é adiabático, isto é divide o diagrama da Fig.2.7 (no Capítulo 2) em duas regiões entalpicamente balanceadas: a região acima do PP ("sumidouro" de energia ( $Q_H$ )), e a região abaixo do PP ("fonte" de energia ( $Q_C$ )). Estas regiões são ilustradas na Fig. 2.8.

A partir desta propriedade básica do PP, Linnhoff et al.(1982) derivam diversas regras de projeto da rede, a saber: a) acima do PP, cada corrente quente só pode ceder calor a uma corrente fria, isto é, nenhuma utilidade fria ou máquina que retire calor deve ser usada; b) abaixo do PP, cada corrente fria só pode receber calor de uma corrente quente, isto é, nenhuma utilidade quente

ou máquina que introduza calor deve ser usada; e c) nenhum calor deve ser transferido através do PP. Violação de qualquer destas regras implica em consumo de utilidades além do mínimo (via eq. (A3.17) em cada região).

Por fim, Linnhoff et al. (1982) propõem iniciar o projeto, em cada região, a partir do PP, respeitando os seguintes critérios para alocação de trocadores de calor entre correntes:

a) Regra de Subdivisão de Correntes:

acima do PP:  $N_H \leq N_C$ , caso contrário subdividir uma corrente fria;

abaixo do PP:  $N_C \leq N_H$ , caso contrário subdividir uma corrente quente;

b) Regra de CP:

acima do PP:  $C_{PH} \leq C_{PC}$  para cada trocador, caso contrário subdividir uma corrente quente;

abaixo do PP:  $C_{PC} \leq C_{PH}$  para cada trocador, caso contrário subdividir uma corrente fria.

Ambas as regras devem ser aplicadas junto ao PP. Nos trocadores de calor aí localizados, denominados trocadores essenciais, a maior carga térmica possível é alocada (regra heurística), ficando eventuais resíduos para serem supridos por trocadores suplementares ou por utilidades.

A seguir, será aplicado o procedimento heurístico proposto por nós, neste trabalho (ver Capítulo 6), a um estudo de caso obtido da literatura (Linnhoff et al., 1982) - uma unidade real de destilação de petróleo. Esta análise tem o intuito de aplicar a estratégia de separação de correntes acima e abaixo do PP para o projeto da rede de trocadores de calor do processo.

### **A3.4 - ESTUDO DE CASO**

O caso analisado refere-se a uma bateria de pré-aquecimento de óleo cru, cujos dados foram colhidos em Linnhoff et al. (1982) e são reproduzidos na Tabela A2.1 (no Anexo 2). Trata-se de uma unidade de destilação convencional cujo esquema pode ser encontrado nesse Anexo. Os dados de consumo de utilidade quente na unidade existente registravam 68 MW e as menores diferenças de temperaturas eram de 7°C a 13°C. Em nosso estudo, foi adotado para  $\Delta T_{min}$  o valor de 20 °C, representativo da instalação como um todo.

Através de um programa de computador por nós construído, e que tem por base o procedimento tabular de Linnhoff et al. (1982), determinamos que o mínimo consumo de utilidades quente e fria seriam então de 61.16 MW e 41.56 MW respectivamente, com o PP situado a 183 °C para as correntes quentes, e 163 °C para as correntes frias.

A partir daí, aplicou-se o algoritmo proposto às regiões acima e abaixo do PP, obtendo-se a configuração indicada na Figura A3.2. Iniciou-se o projeto pela região abaixo do PP, por ser aquela onde as restrições junto ao PP eram maiores (diferença muito pequena entre os dois lados da desigualdade (6.2). Logo de início, o algoritmo revelou a necessidade de subdivisão da corrente 9, nas porcentagens indicadas junto aos trocadores essenciais 1,2,3,4. Da mesma forma, na região acima do PP, o algoritmo apontou a necessidade de subdivisão da corrente 9, para o que foram mantidas as mesmas porcentagens anteriores, junto aos trocadores 5,6,7,8. Os trocadores suplementares (não numerados) e utilidades comportam os resíduos de carga térmica.

#### **A3.4.1 - COMENTÁRIOS**

Duas importantes simplificações podem ser feitas no projeto preliminar da Figura 3: a) os trocadores 1/5, 2/6, 3/7, e 4/8 podem ser juntados aos pares, sem violar o  $\Delta T_{min}$  adotado e mantendo o mesmo consumo de utilidades; b) as correntes (6) e (7) (mesmo fluido) podem ser misturadas logo antes do ingresso em um único resfriador. Com estas simplificações o número

total de equipamentos de troca de calor cairia de 20 para 15 (sendo 9 trocadores de calor, 5 resfriadores e 1 aquecedor). Comparando os resultados obtidos com o algoritmo proposto aos relatados por Linnhoff et al. (1982), percebe-se boa concordância de valores.

Some-se a isso o fato de que o algoritmo proposto por este estudo tenta ser mais claro e investe na simplicidade de cálculos. Em nosso estudo, foi desprezada uma corrente (número 5) de nafta, visto que apresentava requisitos mínimos de resfriamento (1.4 MW), e não afetava a localização do PP. Pudemos verificar que mesmo incluindo esta corrente, o consumo de energia da planta ficou praticamente inalterado.

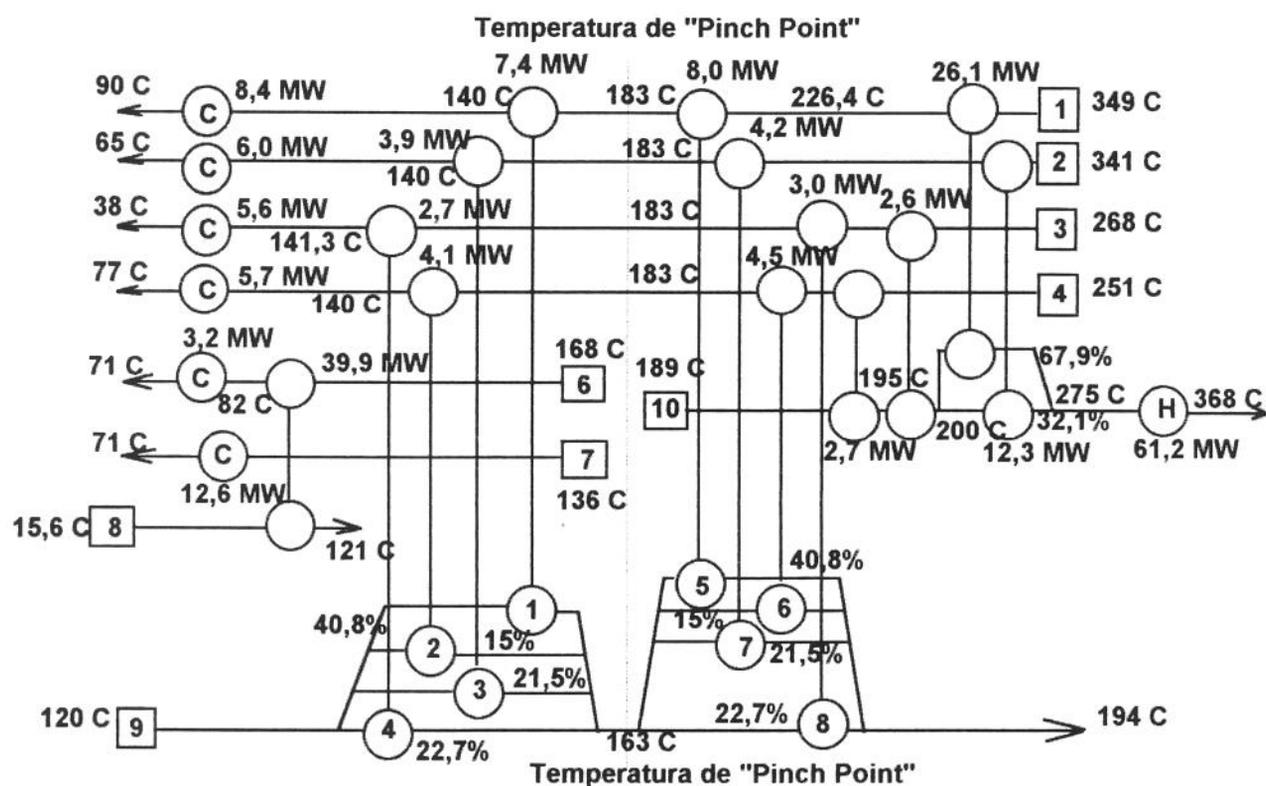


Figura A3.2. - Esquema de projeto da rede para Máxima Recuperação Energética

## ANEXO 4

### O PROJETO DE TROCADORES DE CALOR

Para as várias possibilidades de transferência de calor, ditadas pelo valor do  $\Delta T_{\min}$  escolhido, existe a necessidade de se estimar a área de troca térmica para cada equipamento da rede (no caso, permutadores e resfriadores) de modo a termos um valor estimado para a área total da rede. O método do "Pinch Point" e a aplicação da Programação Matemática, nos permite o conhecimento das cargas térmicas envolvidas em cada equipamento térmico da rede. As temperaturas terminais de cada corrente, em cada um dos equipamentos térmicos, são encontradas por meio de um balanço energético para o equipamento. Sendo assim, a estimativa de um coeficiente global de transferência de calor, além de um arranjo específico para o escoamento dos fluidos, é um parâmetro desejável, para a estimativa da área de troca térmica dos equipamentos da rede.

#### **A4.1 - ESTIMATIVA DO COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR, PARA OS TROCADORES DE CALOR DA REDE**

A seguir, serão feitas estimativas para o valor do coeficiente global de transferência de calor " $U_m$ " para os vários trocadores da rede, obedecendo-se a disposição dos fluidos (no caso

ou nos tubos do equipamento) originariamente esquematizada pela REPLAN, para a rede observada, na condição de operação.

#### **A4.1.1 - Trocador 1: Gasóleo (no casco) e Nafta (nos tubos)**

Para esse trocador, dispomos de informações passadas pela Refinaria de Paulínia, acerca de testes feitos pela *Foster Wheeler Limited*, para o trocador (ou permutador de calor) utilizando esses fluidos, nessa disposição (o permutador P 2202 A/B) e que apresentaram um valor de  $U_m$  variando entre 294 e 296,3 W/(m<sup>2</sup>.°C). Para os cálculos efetuados neste estudo, foi adotada a estimativa de 295,2 W/(m<sup>2</sup>.°C).

#### **A4.1.2 - Trocador 2: LCO (no casco) e Gasóleo (nos tubos)**

Para os testes da *Foster Wheeler Limited* para o permutador P 2204, o coeficiente global de transferência de calor variou de 170,3 W/(m<sup>2</sup>.°C), (para uma carga térmica de 0,97 MW) a 216,3 W/(m<sup>2</sup>.°C) (para uma carga térmica de 1,63 MW). Através de interpolação linear entre os valores de  $U_m$ , para as cargas térmicas envolvidas nos testes, adotou-se, para os cálculos neste estudo, o valor de  $U_m = 197$  W/(m<sup>2</sup>.°C) (para uma carga térmica de 1,39 MW, para o trocador a ser projetado).

#### **A4.1.3 - Trocador 3: Gasóleo (no casco) e Odec Prod (nos tubos)**

Para os testes da *Foster Wheeler Limited* para o permutador P 2206, o coeficiente global de transferência de calor variou de 145,9 W/(m<sup>2</sup>.°C) a 238,4 W/(m<sup>2</sup>.°C). Através da comparação entre os valores das cargas térmicas envolvidas nos testes, adotou-se, para os cálculos neste estudo, o valor de  $U_m = 238,4$  W/(m<sup>2</sup>.°C) (para uma carga térmica de 4,36 MW, para o trocador a ser projetado).

#### **A4.1.4 - Trocador 4: Gasóleo (no casco) e HCO (nos tubos)**

Para os testes da *Foster Wheeler Limited* para o permutador P 2209 A/D, o coeficiente global de transferência de calor variou de 31,2 a 289 W/(m<sup>2</sup>.°C) . Através da comparação entre os valores das cargas térmicas envolvidas nos testes, adotou-se, para os cálculos neste estudo, o valor de  $U_m = 306 \text{ W/(m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$  (para uma carga térmica de 13,73 MW, para o trocador a ser projetado).

#### **A4.1.5 - Trocador 5: Gasóleo (no casco) e Odec Rec (nos tubos)**

Para os testes da *Foster Wheeler Limited* para o permutador P 2211, o coeficiente global de transferência de calor variou de 316,7 a 323,6 W/(m<sup>2</sup>.°C). Através da comparação entre os valores das cargas térmicas envolvidas nos testes, adotou-se, para os cálculos neste estudo, o valor de  $U_m = 319,6 \text{ W/(m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$  (para uma carga térmica de 6,92 MW, para o trocador a ser projetado).

Da literatura (Özsisik, 1985) tem-se a seguinte expressão para a estimativa do coeficiente global de transferência de calor " $U_m$ ", em função dos coeficientes de transferência de calor peliculares dos fluidos envolvidos no equipamento:

$$U_m = \frac{1}{\frac{d_e}{h_i \cdot d_i} + \frac{d_e}{2 \cdot K_t} \ln \frac{d_e}{d_i} + \frac{1}{h_e} + R_t \cdot \frac{d_e}{d_i} + R_e} \quad (\text{A4.1})$$

dos testes da *Foster Wheeler Limited* pôde-se observar os valores para os coeficientes peliculares dos hidrocarbonetos envolvidos nos resfriadores (nafta:  $h = 851,5 \text{ W/(m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$ ; LCO:  $h = 170,3 \text{ W/(m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$ ; Odec Prod:  $h = 170,3 \text{ W/(m}^2\text{.}^\circ\text{C)}$ ). Além disso, para a estimativa de  $U_m$ , foram obtidos desses mesmos testes os valores da condutividade térmica dos tubos (feitos em aço-carbono com  $K_t = 45 \text{ W/(m.}^\circ\text{C)}$  tipo BWG 18 (diâmetro interno = 0,652 in (0,01656 m) e diâmetro externo = 0,75 in (0,01905 m)) e resistências térmicas de depósito (nafta:  $R = 0,00018 \text{ m}^2\text{.}^\circ\text{C/ W}$ ;

LCO:  $R = 0,00036 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/ \text{W}$ ; Odec Prod:  $R = 0,00053 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/ \text{W}$ ). Para o coeficiente pelicular da água de resfriamento, obteve-se da literatura (Özisik, 1985) o valor de  $h = 3974 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  e uma estimativa para a resistência térmica de depósito ( $R = 0,00018 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/ \text{W}$ ).

#### **A4.1.6 - Resfriador 1: Nafta (no casco) e Água de resfriamento (nos tubos)**

Considerou-se a água de resfriamento escoando no interior dos tubos e a aplicação da equação A4.1 permitiu a estimativa de  $U_m = 354,2 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ .

#### **A4.1.7 - Resfriador 2: LCO (no casco) e Água de resfriamento (nos tubos)**

Considerou-se a água de resfriamento escoando no interior dos tubos e a aplicação da equação A4.1 permitiu a estimativa de  $U_m = 148,1 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ .

#### **A4.1.8 - Resfriador 3: Odec Prod (no casco) e Água de resfriamento (nos tubos)**

Considerou-se a água de resfriamento escoando no interior dos tubos e a aplicação da equação A4.1 permitiu a estimativa de  $U_m = 142 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ .

## **A4.2 - O CÁLCULO DA ÁREA DE TROCA TÉRMICA**

Uma vez especificada a carga térmica (proveniente da aplicação dos métodos de resolução da Programação Matemática e da Tecnologia "Pinch") de cada trocador de calor, das temperaturas terminais das correntes envolvidas e das estimativas para os coeficientes globais de transferência de calor " $U_m$ ", pode-se chegar à uma estimativa para a área de transferência de calor através da expressão clássica abaixo, onde se considera um escoamento contra-corrente

$$Q = U_m \cdot A \cdot \Delta T \quad (\text{A4.2})$$

na qual:

$$\Delta T = F_c \cdot LMDT \quad (\text{A4.3})$$

onde  $F_c$  representa uma correção (Kern, 1950) com relação a um escoamento contra-corrente verdadeiro (no qual esse fator é igual à unidade) e é lido em figuras (de acordo com o número de passagens do fluido quente e do fluido frio pelo trocador de calor) em função de dois parâmetros:

$$R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}} \quad e \quad P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}} \quad (\text{A4.4})$$

$F_c$  pode ainda ser obtido diretamente, (para o caso de um trocador de calor com uma passagem pelo casco e duas passagens pelos tubos - trocador 1-2) através da seguinte equação (Kern, 1950).

$$F_c = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - P}{1 - R \cdot P}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left(\frac{2 - P \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} \quad (\text{A4.5})$$

A média logarítmica das diferenças de temperaturas é dada por:

$$LMDT = \frac{(T_{H1} - T_{C2}) - (T_{H2} - T_{C1})}{\ln\left(\frac{(T_{H1} - T_{C2})}{(T_{H2} - T_{C1})}\right)} \quad (\text{A4.6})$$

na qual os índices H e C respectivamente referen-se aos fluidos quente e frio e os índices 1 e 2 referen-se às condições respectivas de entrada e de saída dos fluidos no trocador de calor.