

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA

**Integração Energética de uma Planta de
Eteno com Aspectos de Flexibilidade:
Aplicação da Análise *Pinch* em Conjunto com a
Otimização Matemática**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Marcelo Beninca

Porto Alegre

2008

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Integração Energética de uma Planta de
Eteno com Aspectos de Flexibilidade:
Aplicação da Análise *Pinch* em Conjunto
com a Otimização Matemática**

Marcelo Beninca

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de concentração: Integração, Modelagem, Simulação e Controle de Processos

Orientador:

Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler

Co-orientador:

Prof. Dr. Argimiro Resende Secchi

Porto Alegre

2008

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Integração Energética de uma Planta de Eteno com Aspectos de Flexibilidade: Aplicação da Análise Pinch em Conjunto com a Otimização Matemática*, elaborada por Marcelo Beninca, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Profa. Dra. Lígia Damasceno Ferreira Marczak

Prof. Dr. Paulo Smith Schneider

Prof. Dr. Marcelo Farenzena

M.Sc. Marcelo Escobar Aragão

Agradecimentos

Aos meus orientadores, professores Jorge e Argimiro, pelo auxílio, orientação e sobretudo pelo voto de confiança e crença em meu potencial, meus sinceros agradecimentos.

Ao colega Felipe Duarte, por sua dedicação e auxílio na elaboração desse trabalho, meu agradecimento.

À minha esposa Ana Paula, sem cujo incentivo e auxílio esse trabalho não teria sido concluído, agradeço especialmente.

À minha filha Laura, que se viu nascer juntamente com este texto, e que por isso se viu algumas vezes privada da minha companhia, mas não de meu amor, dedico esta dissertação.

Resumo

Desde a década de 60, o problema de síntese de redes ótimas de trocadores de calor que resultem no menor consumo energético possível e com o menor número de equipamentos, vem despertando o interesse da comunidade científica e industrial, motivando a criação de técnicas e ferramentas especializadas.

Este trabalho analisa as oportunidades de integração energética de uma Planta de Olefinas existente, identifica e quantifica as reduções de consumo de energia possíveis, propondo modificações do arranjo da rede de trocadores de calor para viabilizar estes objetivos. Além da análise das oportunidades na condição de projeto de operação da planta, variações das condições operacionais foram levadas em consideração para propor modificações que se adequassem à operação da planta real (flexibilidade).

Em virtude da complexidade da planta e dimensão do problema em análise, a metodologia do trabalho foi dividida em duas: a planta como um todo foi inicialmente avaliada com as ferramentas tradicionais da Análise *Pinch*, levando em conta a necessidade de integração conjunta calor e trabalho devido à existência de ciclos de refrigeração. Desta avaliação inicial, as oportunidades foram identificadas e as modificações propostas.

Posteriormente, segregando as modificações para que representassem porções menores e independentes entre si, uma delas foi selecionada para ser reanalisada, levando-se em conta dois cenários operacionais diversos. A redução de dimensão do problema permitiu a aplicação das metodologias matemáticas para síntese de redes flexíveis, gerando uma proposta de modificação que se adéqua aos cenários de operação propostos.

Abstract

Since early 60's, scientific and industrial community has been interested on synthesis of optimum heat exchanger networks capable of minimum energy consumption and requiring few heat transfer equipments, and has been motivated to develop specialized tools and techniques to approach this problem.

This work analyses heat integration opportunities of an Olefins Plant, identifies and quantifies reduction of energy consumption, and propose changes of the existent heat exchanger network to achieve these goals. Besides the analysis of plant design conditions, multiple operational scenarios were considered to propose modifications able to handle real plant operation (flexibility).

On the strength of plant complexity and large dimension, work methodology was splitted in two parts: initially, the whole plant was evaluated with traditional Pinch Analysis tools, considering heat and power integration in conjunct since refrigeration cycles are available. From this initial evaluation, opportunities are identified and modifications proposed.

After that, modifications are segregated so as to represent small and independent portions of the original process. One of them is selected to be re-analyzed, considering two distinct operational scenarios. The reduction of problem dimension allowed mathematical methodologies to the synthesis of flexible networks to be applied, generating a feasible modification capable to fulfill proposed operational scenarios.

Sumário

Lista de figuras	9
Lista de tabelas	11
Lista de siglas	13
Caracteres gregos	13
Demais símbolos e abreviações	13
Capítulo 1 - Introdução	15
Capítulo 2 - Integração Energética através da Análise <i>Pinch</i>	19
2.1 Panorama Histórico da Integração Energética.....	19
2.2 Definição da Tabela do Problema e determinação do consumo mínimo de utilidades	21
2.3 O princípio <i>plus – minus</i>	23
2.4 A colocação apropriada das utilidades	23
2.5 Colocação de utilidades abaixo da temperatura ambiente.....	25
2.6 Síntese e evolução da rede de trocadores de calor	27
Capítulo 3 - A Planta de Olefinas.....	31
3.1 A Copesul	31
3.2 A Planta 1 da Unidade de Olefinas: descrição sucinta.....	32
3.3 A Planta 1 da Unidade de Olefinas: descrição detalhada	35
Capítulo 4 - Aplicação da Análise <i>Pinch</i> na Planta de Olefinas.....	41
4.1 Definição do problema	41
4.2 Utilidades disponíveis	42
4.3 Custo Marginal das Utilidades.....	44
4.4 Coleta de dados das correntes de processo.....	45
4.5 Determinação dos Consumos Mínimos de Utilidades	48
4.5.1 Diferença mínima de temperatura admissível.....	48
4.5.2 Construção das Curvas Compostas	49
4.5.3 Análise “plus-minus”	50
4.5.4 Análise das Grandes Curvas Compostas	50
4.5.5 Colocação de utilidades acima da temperatura ambiente	51
4.5.6 Colocação de utilidades abaixo da temperatura ambiente	52
4.6 Síntese e evolução da rede de trocadores de calor	56
4.7 Apêndice I: Dados dos Trocadores e Diagramas de Grade de R-1 e R-2	65
4.8 Apêndice II: O AspenPinch	77
Capítulo 5 - Síntese de redes flexíveis de trocadores de calor: formulação matemática.....	81
5.1 Redefinição do problema e cenários de operação.....	81
5.2 Panorama Histórico da Síntese de Redes Flexíveis	84

5.3 A formulação multiperíodo com decomposição e sua implementação	86
5.3.1 O problema LP	86
5.3.2 O problema MILP	90
5.3.3 O problema NLP	93
5.4 Apêndice: Implementações em Matlab.....	105
Capítulo 6 - Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros.....	107
6.1 Sugestões para trabalhos futuros	109
Referências Bibliográficas.....	111

Lista de figuras

Figura 2.1:	Soma vetorial de correntes de processo no diagrama T x Q.....	22
Figura 2.2:	Exemplo de Curva Composta (CC).....	22
Figura 2.3:	O princípio <i>plus-minus</i>	23
Figura 2.4:	Diagrama de Curvas <i>Gran</i> Compostas.	24
Figura 2.5:	Colocação apropriada das utilidades.	24
Figura 2.6:	Geração do EGCC e colocação dos níveis de refrigeração.....	26
Figura 2.7:	Representação de um Diagrama de Grades Balanceado.....	27
Figura 2.8:	Síntese da rede de trocadores.	28
Figura 3.1:	Áreas da Planta 1 da Copesul.....	33
Figura 3.2:	Áreas 11 da Planta 1 da Copesul.	38
Figura 3.3:	Área 13 (criogênica) da Planta 1 da Copesul.	38
Figura 3.4:	Área 13 (Morna) da Planta 1 da Copesul.....	39
Figura 4.1:	Curva Composta (CC) para Copesul 1.	49
Figura 4.2:	Grande Curva Composta (GCC) para Copesul 1.	51
Figura 4.3:	GCC para Copesul 1, acima da temperatura ambiente.	51
Figura 4.4:	EGCC para a planta atual Copesul 1.	53
Figura 4.5:	EGCC para o projeto MER de Copesul 1.	54
Figura 4.6:	EGCC para o projeto MER de Copesul 1, modificando níveis do RP.	56
Figura 4.7:	Diagrama conceitual da A11 da Copesul 1, com integrações propostas (R-2). 59	59
Figura 4.8:	Diagrama conceitual da A13 da Copesul 1, com integrações propostas (R-2). 60	60
Figura 4.9:	Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1), região entre <i>pinches</i> de utilidade (289,7/283°C) e (150,3/147,3°C).....	67
Figura 4.10:	Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1), região entre <i>pinch</i> de utilidade (150,3/147,3°C) e de processo (83/80°C).....	68
Figura 4.11:	Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1) , região entre <i>pinches</i> de processo (83/80°C) e utilidades (33/30°C).	69
Figura 4.12:	Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1) , região entre <i>pinches</i> de utilidade (33/30°C) e (-6/-9°C).....	70
Figura 4.13:	Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1) , região entre <i>pinches</i> de utilidade (-6/-9), (-19/-21), (-35/-38), (-52/-55) e (-69/-72°C).	71
Figura 4.14:	Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre <i>pinches</i> de utilidade (289,7/283°C) e (150,3/147,3°C).....	72
Figura 4.15:	Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre <i>pinch</i> de utilidade (150,3/147,3°C) e de processo (83/80°C).....	73
Figura 4.16:	Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2) , região entre <i>pinches</i> de processo (83/80°C) e utilidades (33/30°C).	74
Figura 4.17:	Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2) , região entre <i>pinches</i> de utilidade (33/30°C) e (-6/-9°C).....	75
Figura 4.18:	Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2) , região entre <i>pinches</i> de utilidade (-6/-9), (-19/-21), (-35/-38), (-52/-55) e (-69/-72°C).	76
Figura 4.19:	Entrada de dados das correntes de processo, no AspenPinch.	77
Figura 4.20:	Diagramas CC e GCC, no AspenPinch.....	78

Figura 4.21:	Identificação de um ciclo (<i>loop</i>), no AspenPinch (em verde e rosa na figura).	78
Figura 5.1:	Diagrama da seção 13R02-13T03-13T01 atual.	82
Figura 5.2:	Panorama histórico dos métodos numéricos de integração energética.	85
Figura 5.3:	Diagramas de intervalos de temperatura para um problema com 2 períodos.	90
Figura 5.4:	Superestrutura para um problema monopérido.	93
Figura 5.5:	Superestrutura para um problema multipérido.	94
Figura 5.6:	Um ramal ℓ genérico da corrente $F_{p,i}$.	94
Figura 5.7:	Superestrutura para o problema 13R02-13T03-13T01 (correntes quentes).	98
Figura 5.8:	Superestrutura para o problema 13R02-13T03-13T01 (correntes frias).	99
Figura 5.9:	Representação da rede R-1.	102
Figura 5.10:	Representação da rede R-2.	103

Lista de tabelas

Tabela 4.1: Especificações das classes de vapor disponíveis.....	43
Tabela 4.2: Níveis de resfriamento do RP.....	43
Tabela 4.3: Níveis de recuperação do RP.	43
Tabela 4.4: Níveis de resfriamento do RE.	44
Tabela 4.5: Custos dos vapores e AR.	44
Tabela 4.6: Tabela do Problema.	46
Tabela 4.7: Consumo de Utilidades do processo atual.	48
Tabela 4.8: ΔT_{\min} dos trocadores atuais.	49
Tabela 4.9: Mínimo Consumo de Utilidades para Copesul 1, acima da temperatura ambiente.	52
Tabela 4.10: Mínimo Consumo de Refrigerantes para Copesul 1.....	54
Tabela 4.11: Comparação do Consumo de Utilidades atual versus mínimo.....	55
Tabela 4.12: Efeito no RP com modificação dos níveis.	56
Tabela 4.13: Cruzamento de calor através dos <i>pinches</i> em R-1.....	57
Tabela 4.14: Comparação do Consumo de Utilidades atual, MER e R-2.....	58
Tabela 4.15: Sumário das propostas de integração energética em Copesul 1.....	64
Tabela 4.16: Resumo das informações dos trocadores da rede R-2, conforme reportado pelo AspenPinch.	65
Tabela 5.1: Dados das correntes de processo e utilidades da seção 13R02-13T03-13T01.83	
Tabela 5.2: Diagrama de intervalos da seção 13R02-13T03-13T01, para o cenário 1.....	87
Tabela 5.3: Diagrama de intervalos da seção 13R02-13T03-13T01, para o cenário 2.....	88
Tabela 5.4: Resultados dos problemas LP aplicados à seção 13R02-13T03-13T01. Consumo das utilidades quentes e frias, em cada cenário ($m^{HU}_{p,i}$ e $m^{CU}_{p,j}$).	89
Tabela 5.5: Resultados do problema MILP _m aplicado à seção 13R02-13T03-13T01. Cargas térmicas trocadas entre as correntes quentes e frias (e utilidades), em cada cenário ($Q_{p,i,j}$), kW.....	92
Tabela 5.6: Resultados do problema MILP _m aplicado à seção 13R02-13T03-13T01. Trocadores de calor entre correntes quentes e frias ($u_{i,j}$).	92
Tabela 5.7: Solução para a rede multiperíodo do problema 13R02-13T03-13T01 (rede R-1).	100
Tabela 5.8: Consumo de utilidades quentes e frias da rede R-2.....	103
Tabela 5.9: Comparação do consumo de utilidades quentes e frias do sistema 13R02-13T03- 13T01 atual, da rede MER gerada pela otimização matemática (R-1) e da rede R-2 evoluída manualmente da anterior, no cenário 1.	104

Lista de siglas

Os símbolos e abreviações utilizados ao longo desta dissertação são listados abaixo. Além da definição do termo em português, o termo em inglês é apresentado de forma a facilitar a compreensão. Os itens em caracteres gregos são discriminados dos demais para facilitar a localização.

Caracteres gregos

ΔT_{\min}	Mínima diferença de temperatura entre correntes quentes e frias (approach).
ΔT_{ml}	Diferença de temperatura média logarítmica, o mesmo que “dtml”.
η_C	Eficiência de Carnot (<i>Carnot Factor</i>).
η_{ex}	Eficiência Exergética.

Demais símbolos e abreviações

A	Área (m ²).
AQ	Água de <i>Quench</i> .
AR	Água de refrigeração.
C	Custo (\$/kg ou \$/ano).
C	Conjunto das correntes frias de processo e utilidades (C=CP∪CU).
CC	Curva Composta (<i>Composite Curve</i>).
CM	Condensado de Média Pressão.
CP	Conjunto das correntes frias de processo.
c_p	Calor específico (kW/(kg.K)).
CU	Conjunto das correntes frias de utilidades.
d	Resíduo de energia do intervalo.
dtml	Diferença de temperatura média logarítmica.
EGCC	Grande Curva Composta de Exergia (<i>Exergy Gran Composite Curve</i>).
Ex_p	Exergia demandada pelo processo.
Ex_r	Exergia perdida pela rede de trocadores de calor.
Ex_{refr}	Exergia fornecida pelo ciclo de refrigeração.
F,f	Vazão mássica (kg/h).
GCC	Grande Curva Composta (<i>Gran Composite Curve</i>).
H	Conjunto das correntes quentes de processo e utilidades (H=HP∪HU).
HP	Conjunto das correntes quentes de processo.
HU	Conjunto das correntes quentes de utilidades.
i	Corrente quente de processo e/ou de utilidade ($i \in \text{HP}$ ou $i \in \text{H}$, conforme o caso).
j	Corrente fria de processo e/ou de utilidade ($j \in \text{CP}$ ou $j \in \text{C}$, conforme o caso).
J	Função objetivo do problema de otimização.
k	Intervalo do Diagrama de Intervalos de Temperatura.
ℓ	Número de um ramal em uma superestrutura.
LP	Problema de otimização linear.
m	Vazão mássica (kg/h). Como subscrito, indica a condição multiperíodo.
MER	Máxima Recuperação de Energia (<i>Maximum Energy Recovery</i>).
MIC	Mínimo Custo de Investimento (<i>Minimum Investment Cost</i>).
MILP	Problema de otimização misto inteiro e linear.
MINLP	Problema de otimização misto inteiro e não-linear.

MNU	Mínimo Número de Unidades (<i>Minimum Number of Units</i>).
N	Número de restrições ou variáveis.
NLP	Problema de otimização não-linear.
OI	Óleo Intermediário; óleo de circulação intermediária da fracionadora primária.
OQ	Óleo de <i>Quench</i> ; óleo de circulação de fundo da fracionadora primária.
p	Cenário (ou período) de operação.
q	Carga térmica por unidade de massa (kJ/(kg.h)).
Q	Carga térmica (kW).
QQ	Carga térmica de um permutador de calor (kW).
RE	Ciclo de refrigeração com eteno.
RP	Ciclo de refrigeração com propeno.
s	Subrede (<i>subnetwork</i>), porção do Diagrama de Intervalos entre <i>pinches</i> .
t	Temperatura (K).
T ₀	Temperatura ambiente.
T _{in}	Temperatura de entrada de uma corrente de processo ou utilidade.
T _{out}	Temperatura de saída de uma corrente de processo ou utilidade.
u	Variável inteira, representando a quantidade de trocadores de calor.
U	Coefficiente global de troca térmica (kW/(m ² .K)).
VA	Vapor de Alta Pressão.
VB	Vapor de Baixa Pressão.
VD	Vapor de Diluição, misturado à nafta na reação de pirólise.
VM	Vapor de Média Pressão.
VS	Vapor de Super Alta Pressão.
y	Variável binária, representando a existência ou não de um trocador de calor.

Capítulo 1

Introdução

Na indústria química e petroquímica atual a conservação de energia tornou-se um dos temas de maior preocupação e relevância. O contínuo aumento dos custos de insumos energéticos, redução de disponibilidade dos combustíveis e aumento das restrições ambientais à emissão de poluentes inerente à geração de energia, têm justificado o investimento em projetos industriais que minimizem seu consumo energético.

Além disso, quanto mais antigas, maiores as oportunidades de otimização energética das plantas industriais existentes, visto que nas décadas passadas as preocupações com o consumo energético eram baixas e as ferramentas para avaliar e projetar plantas eram carentes nesse aspecto.

Numa abordagem simplificada, a busca pela otimização energética de um processo industrial pode ser subdividida em duas linhas de raciocínio: (i) a atuação direta no projeto e operacionalização das operações unitárias que constituem o processo, ou seja, a modificação de equipamentos, otimização dos ciclos de operação/manutenção, ajuste dos parâmetros operacionais, etc., que minimizem o consumo energético dos equipamentos; (ii) a modificação do fluxo do processo, ou seja, a reordenação das operações unitárias, redirecionamento das correntes de processo, e rearranjo da rede de trocadores de calor de forma a otimizar o consumo energético do processo. Na primeira abordagem, o foco é o desempenho dos equipamentos individualmente; na segunda, o objetivo é o desempenho do processo como um todo. Ambas contribuem para a redução de consumo de energia, com abordagens e metodologias diferentes.

Mais especificamente, na segunda abordagem pode-se visualizar o processo de uma maneira simplista como constituído de três partes básicas: um conjunto de operações unitárias, representadas por equipamentos de processo (reatores, torres, vasos, etc.); um conjunto de correntes de processo que interligam as operações unitárias mencionadas, e que possuem parâmetros fixos – temperaturas de entrada e saída, composição e capacidade térmica – que por sua vez podem ser subdivididas em correntes de processo quentes e frias, e

correntes de utilidades quentes e frias; e uma rede de permutadores de calor responsável pela troca de energia entre as correntes quentes e frias. Essa definição vem sendo empregada à pelo menos três décadas para simplificar a visualização e a abordagem do problema de otimização energética dos processos industriais, de forma que o mesmo possa ser resumido em uma frase:

“Dado um conjunto de correntes quentes e frias de processo, utilidades quentes e frias, e suas propriedades, qual a quantidade e o arranjo dos permutadores de calor que resulta no mínimo custo das instalações e menor consumo energético?”.

Os desenvolvimentos teóricos e práticos para a solução do problema formulado acima vêm gerando um campo de estudos que se convencionou denominar de Integração Energética.

O trabalho desenvolvido nesta dissertação propõe-se, então, a aplicar métodos de Integração Energética em uma das plantas industriais da Unidade de Olefinas da Copesul (descrita sucintamente no Capítulo 3), de forma a identificar seus potenciais de integração e propor modificações que levem à redução de consumo de energia. A intenção não é modificar a filosofia de processo: as operações unitárias permanecem, com seu arranjo físico e especificações de entrada e saída (vazões e temperaturas). A rede de trocadores de calor é o objeto de estudo, onde a quantidade de equipamentos e a interação entre as correntes quentes e frias será revista e modificada. O Capítulo 2 descreve os princípios da técnica escolhida para a solução desse problema, e no Capítulo 4 esta técnica (denominada Análise *Pinch*) é aplicada à planta industrial.

A técnica tradicional adotada para a integração energética da planta sob consideração, no entanto, presume parâmetros fixos de operação: temperaturas e vazões das correntes de processo são fixas, representando o cenário de projeto de operação da planta. Levando-se em conta que plantas reais operam em condições variáveis e diferentes daquelas estabelecidas em projeto, seja por modificação das condições de entrada (mudança de vazão, temperatura ou composição da carga, temperatura ambiente oscilando ao longo do dia, etc.) seja pela deterioração da eficiência dos equipamentos de processo (sujamento, perda de atividade de catalisadores, etc.), uma abordagem que levasse em conta as variações em relação ao projeto tornaria a análise mais robusta e melhor aplicável. Isso implica na necessidade de métodos que tornem a rede de permutadores de calor capaz de operar de forma otimizada não em uma condição apenas, mas em vários cenários definidos de antemão pelo projetista. Esse grau adicional de dificuldade na abordagem do problema de integração energética levou ao desenvolvimento de métodos de geração de redes ditas flexíveis, que atendem ao objetivo de operar em diversos cenários. No Capítulo 5 um destes métodos é descrito em detalhes e aplicado ao problema em questão.

Dada a complexidade e dificuldades computacionais na implementação da metodologia de geração de redes flexíveis escolhida, optou-se por reduzir a amplitude do problema a uma parte do processo original, parte essa selecionada a partir dos resultados da Análise *Pinch* executada anteriormente. A redução da escala do problema permitiu a obtenção dos resultados esperados, e de certa forma estabeleceu uma sistemática de trabalho que serve

de proposta às futuras aplicações dos métodos de integração energética. Essa sistemática pode ser enunciada nas seguintes etapas:

1. Análise *Pinch* da planta como um todo, considerando as correntes quentes e frias com suas especificações de projeto (vazão, composição e temperatura). Dessa análise sintetiza-se uma nova planta, que é evoluída de forma a aumentar sua similaridade à planta existente sem comprometer fundamentalmente a integração energética.
2. Subdivisão da planta sintetizada e evoluída na etapa anterior em seções isoladas que representem as várias oportunidades de integração observadas. Em uma dessas seções explora-se a aplicação dos métodos matemáticos para reavaliar a integração, envolvendo agora considerações de flexibilidade. Os métodos são aplicados às correntes quentes e frias que fazem parte da seção escolhida, nos vários cenários de operação determinados, e a rede de trocadores de calor flexível é sintetizada. Essa redução da escala do problema a ser analisado viabiliza a implementação dos métodos matemáticos.
3. A rede sintetizada para a seção da planta em análise é evoluída manualmente por critérios heurísticos e comparada à rede existente e à rede gerada pela Análise *Pinch* na etapa 1.

Por fim, as vantagens e desvantagens dos métodos empregados, bem como os resultados obtidos, são sumarizados e discutidos no Capítulo 6, onde as conclusões e sugestões para desenvolvimentos adicionais do trabalho apresentado também são propostas.

Capítulo 2

Integração Energética através da Análise *Pinch*

2.1 Panorama Histórico da Integração Energética

Desde a primeira metade do século 20 procurava-se uma abordagem sistemática para a otimização do consumo energético das plantas industriais (Linnhoff, 1989). Entenda-se por otimização energética como o máximo aproveitamento da energia disponível das correntes de processo, com o mínimo consumo adicional de correntes de utilidades (vapor de aquecimento, água de resfriamento, etc.). Essa definição centra o foco de análise nas correntes de processo e permutadores de calor que promovem a troca de energia entre elas, levando ao conceito de Integração Energética pelo Projeto de Redes de Trocadores de Calor, que consiste em técnicas para o dimensionamento de trocadores de calor e determinação da topologia da rede (combinação entre correntes de processo) com o objetivo de minimizar o consumo energético.

Já no final da década de 60, Masso & Rudd (1969) chegaram à formulação do problema a ser resolvido, no escopo da Integração Energética: “dado um conjunto de correntes quentes que precisam ser resfriadas e correntes frias que precisam ser aquecidas de temperaturas iniciais definidas até temperaturas finais especificadas, projetar a rede de trocadores de calor, aquecedores e resfriadores capaz de atingir estes objetivos com o menor custo”.

No fim da década de 70, através do trabalho de Boland e Linnhoff (1979), a Tecnologia *Pinch* surgiu como a solução para o problema de otimização energética, propondo-se a oferecer ferramentas simples e práticas que apresentavam de forma gráfica conclusões rápidas sobre a necessidade energética mínima e a quantidade ótima de trocadores de calor para um dado processo industrial, antes que qualquer detalhamento do projeto fosse executado (Linnhoff, 1993). De fato, a Tecnologia *Pinch* permite que se estime até mesmo a área de troca térmica total necessária, estabelecendo assim alvos (*targets*) que podem ser buscados durante o desenvolvimento do projeto. Pode-se conhecer previamente a demanda mínima de energia, o número e área total dos trocadores de calor e, de posse dessas

informações, avaliar a viabilidade econômica de um projeto em análise ou estimar o potencial de redução energética de um processo existente.

Ao longo das décadas de 80 e 90 os princípios fundamentais da Tecnologia *Pinch* (ou Análise *Pinch*, como passou a ser denominada na década de 80) foram enriquecidos com inúmeras outras técnicas e conceitos, que expandiram o poder de análise e determinação de alvos a outros sistemas e processos, incluindo destilação, bombas de calor, turbinas de co-geração, etc. (Linnhoff, 1993). A integração conjunta calor e trabalho, traduzindo os diagramas GCC para representar as exergias envolvidas no processo, capaz de levar em consideração o impacto no consumo de potência dos ciclos de refrigeração, foi introduzida por Linnhoff e Dhole (1992). A extensão da Análise *Pinch* à destilação iniciou-se com Dhole e Linnhoff (1993a), e foi estendida por Dhole e Linnhoff (1993b), envolvendo os conceitos exergéticos introduzidos anteriormente.

Mesmo a análise de redes de trocadores de calor recebeu aperfeiçoamentos posteriores e ganhou novas ferramentas (Princípio *plus-minus*, Diagrama de Grades Balanceado, entre outros) sempre fiéis aos preceitos originais de simplicidade de uso, visualização gráfica e pronta determinação dos alvos a alcançar (os *targets*), antes mesmo de ser necessário gerar a rede ou identificar as modificações do processo (Linnhoff, 1993). As técnicas fundamentais, assim como algumas das ferramentas de análise surgidas posteriormente foram utilizadas neste trabalho, e serão melhor exploradas nesse capítulo.

Em paralelo ao desenvolvimento da Tecnologia *Pinch*, ao longo das décadas de 80 e 90 surgiram implementações que reproduziram os conceitos inerentes ao *pinch* em formulações matemáticas, envolvendo problemas de otimização LP, MILP, NLP e MINLP, conforme descreve Floudas (1995). As formulações iniciaram com reproduções matemáticas da metodologia da Tecnologia *Pinch*, com seqüências de problemas de otimização propostas por Papoulias e Grossmann (1983), evoluindo para metodologias que envolviam a formulação de um problema único de otimização, como desenvolvido por Yee et alii (1991). Uma destas metodologias foi utilizada na segunda parte dessa dissertação, sendo melhor descrita e explorada no Capítulo 5, juntamente com seu contexto histórico. Estas metodologias vêm sendo aplicadas em inúmeros problemas (Ponce-Ortega et alii, 2008), e desenvolvidas desde então (Kralj e Glavič, 2005).

O material a seguir foi compilado a partir de algumas fontes (periódicos e livros) da vasta biblioteca de conhecimento derivada das primeiras fundamentações da Tecnologia *Pinch* por Bodo Linnhoff e colaboradores, a partir do final dos anos 70, e pretende rever as bases metodológicas aplicadas no Capítulo 4. Algumas das fontes são citadas diretamente no texto, outras contribuirão de forma resumida para as descrições das ferramentas, e são listadas abaixo.

LINNHOFF, B. et al. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. England: IchemE, 1982.

LINNHOFF, B. ; DHOLE, V. R. Shaftwork Targets for Low-Temperature Process Design. Chem. Eng. Sci., vol. 47, no. 8, 1992.

LINNHOFF, B. Pinch Analysis – A state-of-the-art overview. Trans IChemE, Vol. 71, Part A, september 1993.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B. Analysis, synthesis and design of chemical processes. USA: Prentice Hall, 1998.

2.2 Definição da Tabela do Problema e determinação do consumo mínimo de utilidades

A Análise *Pinch* parte de uma definição inicial do problema a ser avaliado, no qual as operações unitárias são eliminadas, mantendo-se apenas as correntes de processo que as interligam, e as correntes de utilidades disponíveis. As correntes de processo são caracterizadas por suas temperaturas de início e fim, e pela quantidade de energia que carregam: o produto da vazão mássica (m) pelo calor específico (c_p) considerado constante. Essas informações em conjunto determinam a chamada Tabela do Problema.

Uma informação chave para a análise do problema é a mínima diferença de temperatura admitida entre uma corrente quente e uma corrente fria qualquer que troquem calor entre si, o chamado *approach* mínimo, ou ΔT_{\min} . Este parâmetro afeta diretamente o resultado da análise: quanto menor o ΔT_{\min} , mais calor pode ser trocado entre correntes quente e frias e, portanto maior o aproveitamento energético levando a menores custos operacionais da rede projetada; no entanto maiores serão as dimensões dos trocadores envolvidos, levando a maiores custos de investimento.

As correntes quentes e frias são representadas graficamente num diagrama Temperatura versus Energia/Entalpia ($T \times Q$), onde aparecem como setas (ou vetores), estendendo-se no eixo vertical desde a sua temperatura inicial até sua temperatura final, e perfazendo uma dimensão horizontal proporcional a sua energia. Todas as correntes quentes são somadas vetorialmente entre si conforme mostra a Figura 2.1, assim como as correntes frias. No exemplo da Figura 2.1, a corrente (1) é uma corrente quente com temperatura inicial de 300°C e final de 150°C, com um conteúdo energético ($m.c_p.\Delta T$) de 1200 kW e inclinação $1/(m.c_p)$.

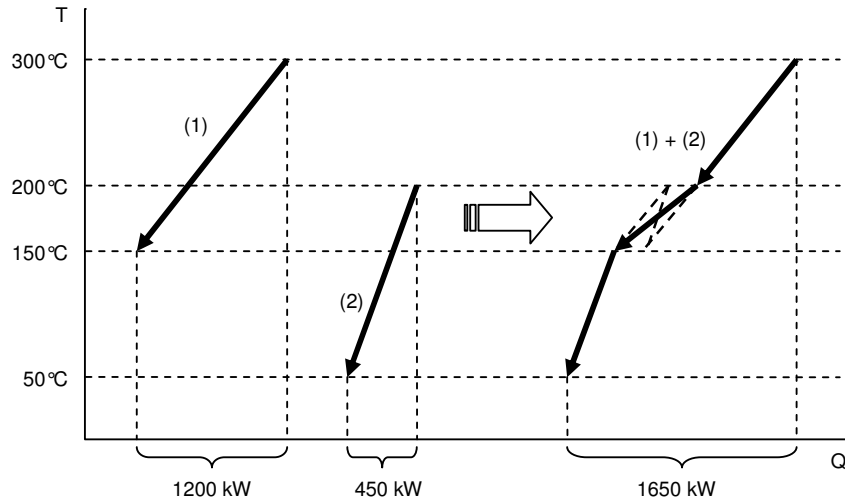


Figura 2.1: Soma vetorial de correntes de processo no diagrama T x Q.

Gera-se assim uma única curva que representa as correntes quentes, e outra curva representando as correntes frias, as quais são posicionadas no diagrama TxQ de tal forma que o ponto de máxima aproximação entre as curvas seja igual ao ΔT_{\min} definido. O gráfico assim estabelecido é denominado de Curva Composta do processo (CC), e é representado na Figura 2.2.

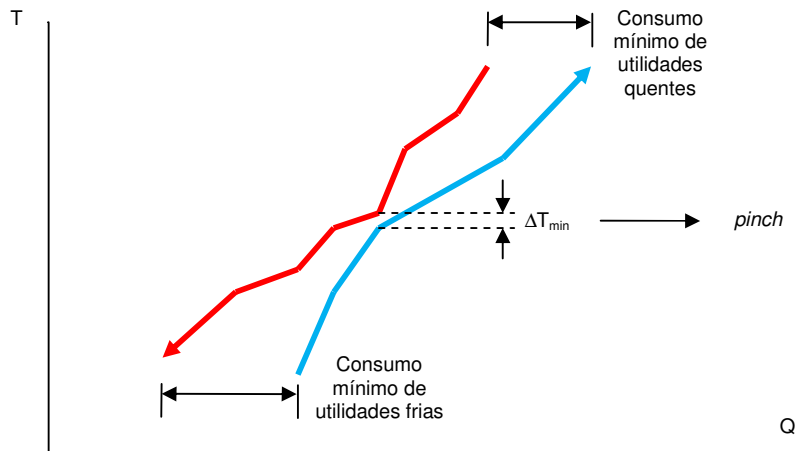


Figura 2.2: Exemplo de Curva Composta (CC).

Das Curvas Compostas surge o elemento que dá origem ao nome da metodologia: o ponto de *pinch* representa o ponto de estrangulamento que divide o processo em duas sub-regiões. A região acima do *pinch* é deficitária em energia, de forma que além do calor fornecido pelas correntes quentes, necessita de energia externa (na forma de utilidades quentes), para suprir a demanda das correntes frias. O inverso ocorre na região abaixo do *pinch*, onde as correntes quentes são superavitárias de energia, e precisam entregar parte de seu calor às utilidades frias. Da simples observação das Curvas Compostas é possível determinar-se o consumo mínimo de utilidades quentes e frias.

2.3 O princípio *plus – minus*

O princípio *plus-minus* (Linnhoff, 1993) é uma análise quantitativa do impacto que mudanças no processo (modificações das operações unitárias que compõem o processo) geram no consumo energético global. Apesar de a premissa inicial ser a análise da rede de trocadores e não o processo subjacente, a disponibilidade das Curvas Compostas e a facilidade do emprego do princípio *plus-minus* permitem uma rápida avaliação das modificações de processo que afetam diretamente a otimização energética sem alterar substancialmente o processo inicial.

Essa análise é empregada diretamente nas Curvas Compostas, e consiste na visualização da modificação do perfil das curvas (e da conseqüente demanda de utilidades quentes acima do *pinch* e utilidades frias abaixo do *pinch*), quando alterações de processo como, por exemplo, uma mudança de pressão numa coluna de destilação é proposta. Em um exemplo simples, suponha uma Curva Composta como a mostrada na Figura 2.3, onde o condensador e o refeedor de uma coluna de destilação estão indicados. No caso de redução de pressão da coluna, ambas as temperaturas de condensação e refeedimento diminuem. O condensador não cruza o *pinch*, gerando um sinal (-) e outro (+) que se cancelam mutuamente na curva de correntes quentes. O refeedor por sua vez cruza o *pinch*, gerando um sinal (-) na curva de correntes frias acima do *pinch*, e (+) abaixo dele, que por sua vez representam uma redução de utilidades quentes e frias do processo como um todo.

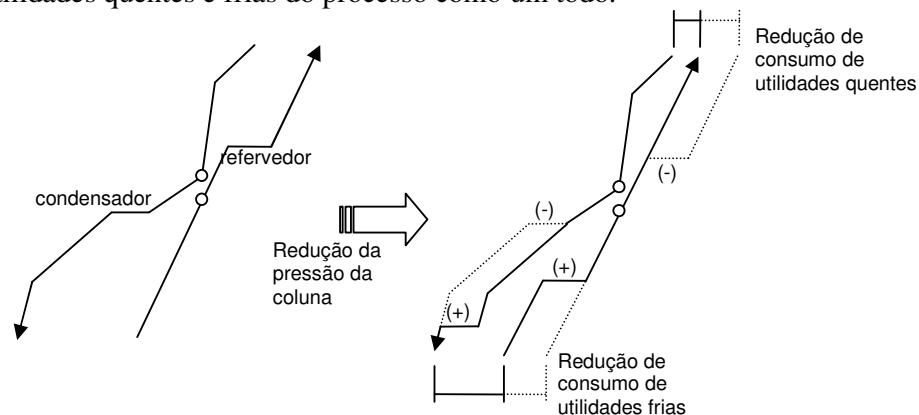


Figura 2.3: O princípio *plus-minus*.

Uma maneira de aplicar o princípio é investigar as correntes que compõem as Curvas Compostas nas proximidades do *pinch*. Essas são as correntes com maior possibilidade de impacto no consumo energético, pois pequenas alterações de processo podem conduzi-las através do *pinch*. Uma análise conjunta destas correntes e das operações unitárias que as envolvem permite uma aplicação adequada do princípio *plus-minus*.

2.4 A colocação apropriada das utilidades

A próxima etapa na Análise *Pinch* é a alocação adequada das utilidades, que consiste na determinação da quantidade requerida de cada utilidade quente e fria e sua correta alocação no processo. Isso é obtido a partir da construção do diagrama de Grandes Curvas Compostas

(GCC), resultante da diferença entre as curvas quentes e frias no diagrama $T \times Q$, conforme mostra a Figura 2.4 (Linnhoff et al., 1982). No CC, a curva das correntes frias é deslocada $+\Delta T_{\min}/2$ unidades no eixo das temperaturas, enquanto a curva das correntes quentes é deslocada $-\Delta T_{\min}/2$ unidades no mesmo eixo, de forma que ambas coincidam no ponto de *pinch*. A diferença de entalpias entre as duas curvas dá origem ao GCC.

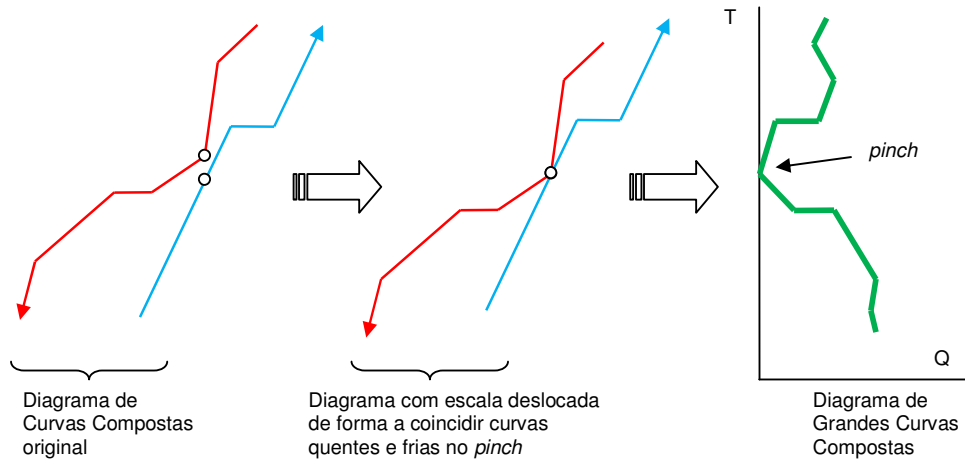


Figura 2.4: Diagrama de Grandes Curvas Compostas.

Através do GCC é possível identificar as regiões em que as correntes de processo suprem as necessidades de troca térmica, e onde as utilidades são necessárias. Na Figura 2.5, o GCC da figura anterior é ampliado na sua porção acima do *pinch*. Pode-se observar uma região em que a carga térmica das correntes frias pode ser suprida pelas correntes quentes (achurado), enquanto uma pequena porção das correntes frias de mais alta temperatura requer uma utilidade de temperatura T_1 ou superior. Próximo do *pinch*, o restante da carga térmica demandada pelas correntes frias pode ser suprido por uma utilidade de temperatura T_2 ou superior. Observam-se também as quantidades requeridas destas utilidades (Q_1 e Q_2 , respectivamente), cuja soma coincide com a carga térmica total requerida acima do *pinch*, informação essa que as Curvas Compostas já forneceram anteriormente.

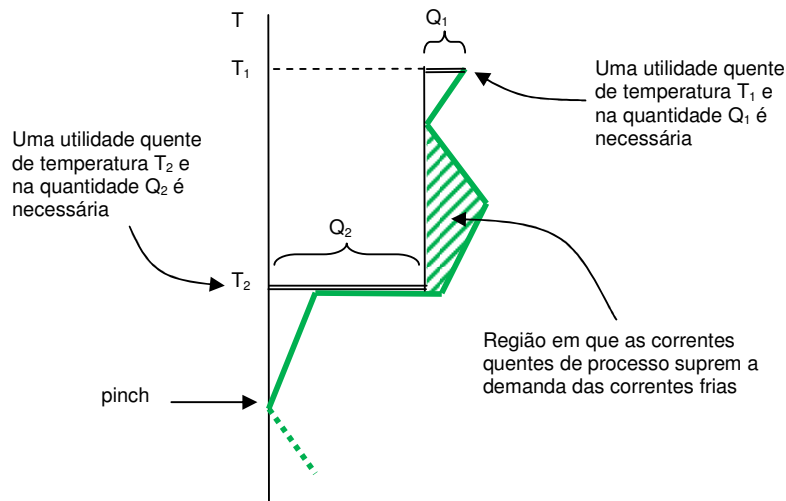


Figura 2.5: Colocação apropriada das utilidades.

Nota-se que a utilidade de temperatura T_1 poderia ser empregada para suprir a totalidade da demanda de energia acima do *pinch* ($Q_1 + Q_2$). No entanto, seria um desperdício desta utilidade, visto que uma corrente de mais baixa temperatura (desde que superior à T_2) poderia se encarregar de suprir a carga térmica Q_2 . É nisso que consiste a vantagem do GCC: utilizar ao máximo as utilidades de menor valia (menor temperatura), minimizando o uso das dispendiosas utilidades de mais alta temperatura.

O raciocínio de alocação das utilidades frias abaixo do *pinch* segue o mesmo princípio acima descrito. As utilidades frias vão sendo alocadas de acordo com as temperaturas demandadas, e nas quantidades necessárias para suprir as correntes quentes de processo.

Quando a curva GCC atinge a temperatura ambiente e avança para temperaturas ainda mais baixas, outras considerações precisam ser levadas em conta. Abaixo da temperatura ambiente os ciclos de refrigeração precisam fazer parte da análise, uma vez que a alocação das utilidades deixa de ser óbvia. A rede de trocadores passa a fazer parte do ciclo de refrigeração, e não apenas do processo original. Modificações na estrutura da rede de trocadores de calor mudam o desempenho do ciclo. De fato, abaixo da temperatura ambiente trata-se de estabelecer uma rede de trocadores de calor cujo alvo passa a ser a redução da potência consumida pelo ciclo de refrigeração. Nesse contexto, uma nova metodologia passa a ser necessária.

2.5 Colocação de utilidades abaixo da temperatura ambiente

Para superar a dificuldade da análise simultânea da rede de trocadores e do ciclo de refrigeração, Linnhoff e Dhole (1992) estabeleceram uma nova ferramenta, a Grande Curva Composta de Exergia (EGCC). A curva é montada a partir do GCC, transformando-se a ordenada T em $(1-T_0/T)$, onde T_0 é a temperatura ambiente (todas as temperaturas em kelvin). Este novo eixo corresponde à “eficiência de Carnot”, η_C . Neste gráfico, Figura 2.6, as áreas sob a curva correspondem a exergia. A curva do processo representa a exergia requerida pelo processo existente (Ex_p), e que deve ser fornecida pelo ciclo de refrigeração através da rede de trocadores. Os níveis de refrigeração são representados diretamente no diagrama, e a área abaixo deste representa a exergia fornecida pelo ciclo (Ex_{refrig}). A diferença entre a área (exergia) do ciclo e a área (exergia) do processo representa a exergia perdida pela rede de trocadores de calor (Ex_r).

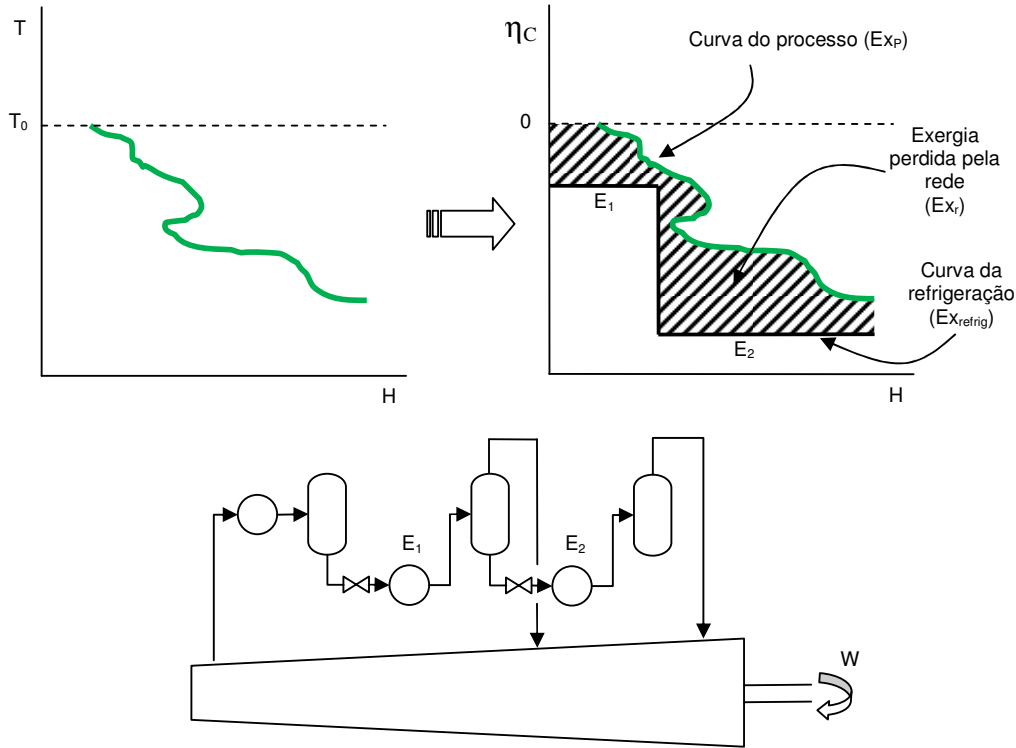


Figura 2.6: Geração do EGCC e colocação dos níveis de refrigeração.

Uma vez que o processo subjacente não se modifica ao longo da análise (a curva do processo não se altera no diagrama acima), o problema da redução do consumo de potência do ciclo resume-se à alocação dos níveis de refrigeração de tal forma a minimizar a área achurada, que corresponde à Ex_r .

O trabalho do ciclo de refrigeração é dado pela área abaixo da curva do ciclo no EGCC, e pela eficiência exergética do mesmo, conforme indica a equação 2.1.

$$W = \frac{Ex_{refrig}}{\eta_{ex}} \quad (2.1)$$

Qualquer modificação proposta para os níveis de refrigeração, representada no EGCC pode ser avaliada quanto ao impacto na potência consumida pelo ciclo através da relação anterior. A redução (ou aumento) de potência ΔW , decorrente de uma modificação da curva do ciclo no EGCC é determinada sabendo-se que:

$$\Delta W = \frac{\Delta Ex_{refrig}}{\eta_{ex}} = \frac{\Delta (Ex_r + Ex_p)}{\eta_{ex}} = \frac{\Delta Ex_r}{\eta_{ex}} \quad (2.2)$$

A eficiência exergética precisa ser determinada experimentalmente pela equação acima utilizando-se a potência consumida pelo ciclo e a exergia determinada do diagrama

para uma condição de operação do ciclo conhecida. Uma vez calculada, a eficiência exergética pode ser usada para toda a análise posterior, sem perda significativa de precisão.

2.6 Síntese e evolução da rede de trocadores de calor

As etapas anteriores permitiram a determinação das quantidades mínimas e variedades de utilidades necessárias ao processo. Essas informações permitem o esboço da rede de trocadores de calor que busca atingir estes objetivos. A metodologia de geração da rede de trocadores de calor que resulta no mínimo consumo de utilidades é denominada Síntese da rede.

A síntese parte da representação das correntes de processo de uma forma gráfica denominada Diagrama de Grades (*Grid*), que dispõe as correntes de acordo com suas temperaturas de início e fim, e localiza espacialmente o(s) ponto(s) de *pinch*(es). Uma ampliação posterior deste diagrama, o chamado Diagrama de Grades Balanceado (*Balanced Grid*), Figura 2.7, que inclui as correntes de utilidades, suas temperaturas de início e fim, e os *pinches* de utilidades (gerados no diagrama de Curvas Compostas quando nelas são incluídas as correntes de utilidades), permite uma síntese mais adequada da rede, levando-se em conta as restrições das correntes de utilidades (Linnhoff, 1993).

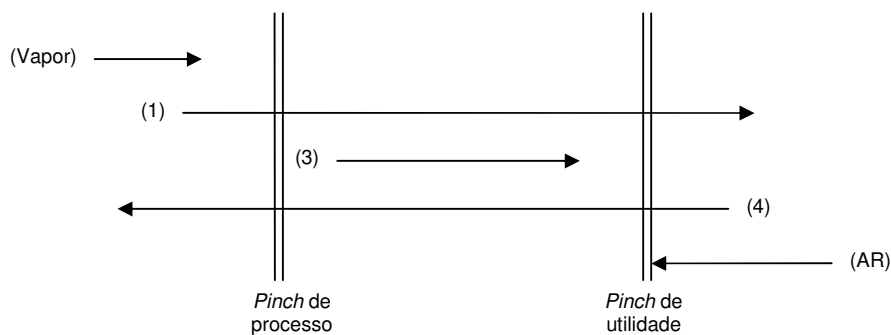


Figura 2.7: Representação de um Diagrama de Grades Balanceado.

No diagrama de *Grid*, a síntese da rede inicia-se pelo *pinch*. No caso de vários *pinches*, a síntese começa pelo *pinch* mais restrito, aquele com menor flexibilidade de escolha dos pares de correntes a trocarem calor. Nas proximidades do *pinch*, escolhem-se correntes frias e quentes de forma a trocarem calor obedecendo regras simples (Linnhoff et al., 1982):

- Acima do *pinch* (regiões de temperatura alta), escolher correntes de forma a obedecer a relação $(m.cp)_{\text{quente}} \leq (m.cp)_{\text{fria}}$. Isso é necessário a fim de evitar-se a violação do ΔT_{min} nos trocadores de calor junto ao *pinch*.
- Abaixo do *pinch* (regiões de temperatura baixa), escolher correntes de forma a obedecer a relação $(m.cp)_{\text{quente}} \geq (m.cp)_{\text{fria}}$, pela mesma razão anterior.
- Se não for possível obedecer às regras anteriores, ou quando o número de correntes quentes e frias for diferente, dividir as correntes de forma a atendê-las.

Nas correntes escolhidas, posiciona-se o permutador de calor de forma a trocar a máxima carga térmica, se possível trocando todo o calor disponível de uma das correntes (princípio do *tick-off*), para eliminá-la da análise.

Afastando-se do *pinch* as regras deixam de ser restritivas, e o projetista passa a ter mais liberdade na escolha das correntes que trocarão de calor. A síntese prossegue até que todas as correntes tenham trocado todo seu calor disponível, como ilustra a Figura 2.8.

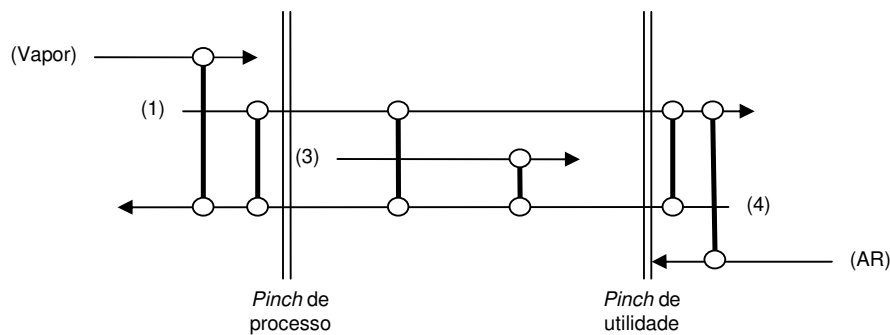


Figura 2.8: Síntese da rede de trocadores.

Num caso de reprojeto (*retrofitting*), ou avaliação de uma rede existente, às regras tradicionais de posicionamento de trocadores de calor soma-se a recomendação de buscar a máxima similaridade com a instalação existente, de forma a minimizar os custos de investimento na modificação da rede (Linnhoff et al., 1982).

A rede sintetizada em geral apresenta complexidades (divisões de corrente, múltiplos trocadores de calor entre duas correntes, etc.) que podem ser simplificadas com algum impacto no consumo de utilidades. A conveniência de reduzir o número de trocadores ou eliminar uma divisão de corrente fica invariavelmente a cargo do projetista da rede, que deverá pesar o impacto energético frente à redução do custo do investimento. O processo de modificação da rede buscando sua simplificação é denominado de “Evolução da Rede”, e pode ser executado por meio de técnicas consolidadas, buscando-se ciclos (*loops*) e percursos (*paths*) na rede (Linnhoff et al., 1982), até heurísticas pessoais a cargo do projetista, de acordo com seu conhecimento particular do processo em análise.

Um ciclo consiste em um percurso fechado que envolve dois ou mais trocadores de calor e suas correntes quentes e frias. A evolução da rede pode ser executada localizando-se sucessivamente os ciclos da mesma, e eliminando um dos trocadores envolvidos (em geral, o de menor carga térmica). A eliminação de um trocador requer um aumento da carga térmica de outro trocador para compensar, o que muitas vezes leva à violação do ΔT_{\min} pré-estabelecido. O ajuste da rede à eliminação do trocador é executado através da identificação de um percurso que interligue um trocador de utilidade quente a um trocador de utilidade fria através do permutador que viola o ΔT_{\min} . Aumentando-se a carga térmica dos trocadores de utilidades em uma quantidade específica, é possível restabelecer o *approach* adequado no trocador de processo, readequando a rede. O aumento de carga térmica das utilidades quentes

e frias é precisamente a medida do impacto da eliminação do trocador inicial, e representa o calor trocado através do *pinch*.

No reprojeto, a rede evoluída, por fim, pode ser comparada à rede original e seus benefícios quantificados. De fato, antes mesmo da síntese da rede, somente com as informações de consumos mínimos de utilidades, já era possível averiguar as potencialidades de integração energética, comparando-os aos consumos atuais da rede existente. Os trocadores existentes podem ser comparados aos propostos na rede evoluída, e sua adequação ao serviço proposto pode ser estimada pela análise da relação $Q/\Delta T_{ml}$, uma vez que essa quantidade está relacionada à área de troca térmica. Assim, a relação $Q/\Delta T_{ml}$ atual de cada trocador é avaliada, e comparada às relações $Q/\Delta T_{ml}$ da rede proposta. Os trocadores que mostram valores atuais superiores aos demandados pela rede proposta indicam que estarão adequados ao serviço, caso contrário estarão subdimensionados, exigindo um investimento adicional para aumentar sua área (Turton et al., 1998).

Capítulo 3

A Planta de Olefinas

A familiaridade do autor com a Planta 1 de Olefinas da Companhia Petroquímica do Sul (Copesul), recentemente adquirida pela Braskem S.A., aliada à complexidade inerente a esse processo petroquímico, bem como a disponibilidade de informações operacionais elegeram-na como objeto de estudo desta dissertação.

Além disso, a tecnologia datada da década de 70 (apesar dos freqüentes aprimoramentos ao longo dos anos) candidata-a como provável detentora de oportunidades de integração energética que poderiam ser exploradas nesse trabalho.

A descrição a seguir parte de uma visão geral da empresa (Copesul), seguida pelo detalhamento da Planta 1, num nível de detalhe suficiente para delinear as fronteiras do estudo de integração energética desenvolvido nos capítulos subseqüentes.

3.1 A Copesul

A Companhia Petroquímica do Sul, Copesul, foi fundada em 1979 como a empresa de primeira geração do então recentemente criado III Pólo Petroquímico do Brasil. Como empresa de Primeira Geração, é a responsável por suprir produtos petroquímicos básicos (eteno, propeno, benzeno, butadieno, etc.) às empresas que os transformam em resinas poliméricas, solventes, química fina, etc. Estas últimas, por sua vez, denominam-se empresas de Segunda Geração.

A Copesul nasceu como uma empresa do grupo Petrobrás, e manteve sua condição de estatal até 1993, quando foi vendida aos grupos Ipiranga e Odebrecht, os quais passaram a dividir o controle acionário da Companhia. Em 2007, num dos maiores negócios do setor petroquímico brasileiro, o Grupo Ultra e a Braskem compraram as empresas do grupo

Ipiranga, resultando no posterior fechamento do capital da Copesul e sua incorporação pela Braskem. A antiga Copesul passou então a ser designada “UNIB Triunfo”.

A Copesul é subdividida em três Unidades Operacionais, a saber: Unidade de Olefinas, Unidade de Aromáticos e Unidade de Utilidades, todas as três interdependentes, trocando correntes de processo e utilidades, e responsáveis por atividades específicas.

A Unidade de Olefinas é responsável pelo recebimento e estocagem da nafta petroquímica e condensado de petróleo, suas matérias-primas principais. A primeira é um líquido incolor obtido a partir do fracionamento do petróleo, e a segunda é uma corrente de hidrocarbonetos condensada quando da extração de gás dos poços petrolíferos, e de qualidade semelhante à nafta. Nafta e condensado são craqueados termicamente nas duas Plantas da Unidade de Olefinas, gerando desde produtos leves (hidrogênio, metano), eteno e propeno (os principais produtos), etano, propano, corrente C₄ e gasolinas (matérias-primas para a Unidade de Aromáticos), até óleos residuais, entre outros produtos.

A primeira planta da Unidade de Olefinas (Planta 1) entrou em operação em 1982, tendo sido aprimorada tecnologicamente ao longo dos anos, numa busca contínua por desengargalamentos, aumentos de capacidade e redução de custos operacionais. Esta planta processa basicamente nafta petroquímica, além de pequena quantidade de correntes de reprocesso.

A segunda planta da Unidade de Olefinas (Planta 2) entrou em operação em 1999, tendo sido igualmente aprimorada ao longo dos anos. Esta planta foi concebida com uma grande flexibilidade de processamento de cargas alternativas, sendo o destino de todo o condensado de petróleo processado na Copesul.

A Unidade de Aromáticos recebe as correntes C₄ e gasolina das plantas da Unidade de Olefinas, de onde extrai butadieno, benzeno, tolueno, xilenos, além de purificar a corrente de propano da Planta 1.

A Unidade de Utilidades, por sua vez, apóia a operação das demais unidades operacionais suprindo-as com vapores, águas, ar, entre outras utilidades essenciais. Algumas utilidades são fornecidas às empresas de segunda geração, razão pela qual a primeira geração é muitas vezes conhecida por “Central de Matérias-Primas”.

3.2 A Planta 1 da Unidade de Olefinas: descrição sucinta

Simplificadamente, o processo inerente a todas as plantas de olefinas (ou plantas de eteno, como são também conhecidas) é o seguinte: a matéria prima, um derivado do petróleo (nafta, gasóleo, condensado de petróleo, etano, etc.), é submetida a altas temperaturas (em baixas pressões) de forma a deflagrar e sustentar a reação de craqueamento térmico (ou pirólise), na qual moléculas grandes de hidrocarbonetos rompem-se gerando moléculas menores. As matérias-primas em geral contêm muito poucos insaturados, mas no processo de craqueamento cada cisão molecular gera insaturações nas moléculas resultantes,

transformando parafinas (alcanos) em olefinas (alcenos). As α -olefinas são privilegiadas nesse processo. Reações secundárias, no entanto, conduzem à formação de moléculas maiores que as originais, resultando em hidrocarbonetos diversos, desde gasolinas até óleos combustíveis. Hidrogênio e metano são também formados.

As plantas de eteno consistem num conjunto de equipamentos responsáveis pelo craqueamento térmico da matéria-prima, os fornos de pirólise, nos quais as altas temperaturas necessárias são obtidas pela queima de gás combustível, seguidos por diversas etapas de destilação fracionada para a separação dos produtos formados na pirólise. Adicionalmente, algumas etapas de hidrogenação seletiva e absorção são empregadas para a remoção de contaminantes e produtos indesejados. Alguns produtos (óleos e gasolinas) são separados por fracionamento em temperaturas altas; os demais, porém, exigem fracionamento a baixas temperaturas, até mesmo condições criogênicas. Por essa razão, dois ciclos de refrigeração operam dentro das plantas de olefinas para garantir as baixas temperaturas necessárias ao processo. Esses ciclos empregam como fluido refrigerante dois dos produtos da planta: eteno e propeno. Ressalvadas diferenças estruturais e seqüenciamento dos equipamentos, todas as Empresas Licenciadoras (Lummus, Technip, Stone-Webster, KBR, Linde, etc.) que projetam plantas de eteno empregam o processo resumido acima.

A Planta 1 de Olefinas da Copesul emprega tecnologia KTI (fornos) e Technip (restante da planta). A planta divide-se em áreas, que desempenham etapas específicas no processo, e são denominadas por números. A Figura 3.1 mostra as áreas principais e suas interligações, descritas em mais detalhes a seguir.

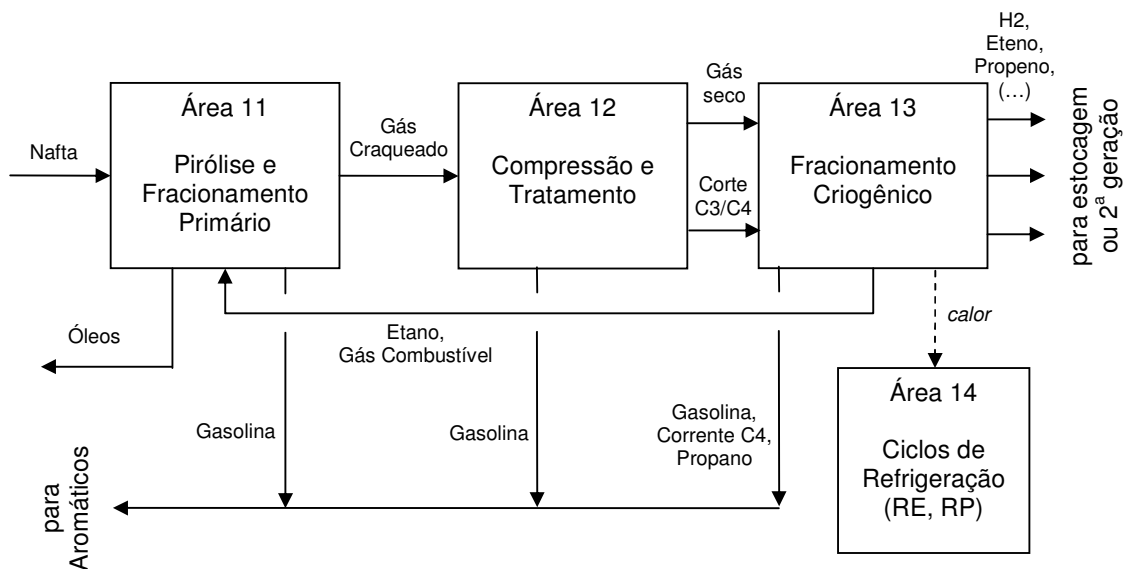


Figura 3.1: Áreas da Planta 1 da Copesul.

Na Área 11, a nafta é craqueada termicamente nos fornos de pirólise, gerando uma mistura de gases à alta temperatura que é resfriada e destilada, separando-se os óleos e a fração de gasolina mais pesada. Os demais produtos, ainda misturados e em fase gasosa, passam a denominar-se “gás craqueado”, e seguem para a área 12.

Na área 12, o gás craqueado é comprimido até altas pressões por compressores de cinco estágios, e passa por colunas de absorção com solução cáustica para eliminar o enxofre e o CO_2 . Estes componentes são venenos para os catalisadores da área 13 e das empresas de segunda geração. Além disso, nas baixas temperaturas da parte criogênica da planta o CO_2 ressublimaria. No processo de compressão, condensa-se uma gasolina pouco mais leve que a da área 11, bem como uma corrente C_3/C_4 , que depois de esgotadas para remoção de leves, são enviadas para a Unidade de Aromáticos e para a área 13, respectivamente. Já comprimido e tratado para eliminar os contaminantes, a mistura gasosa contendo todos os produtos remanescentes passa a ser chamada de “gás de carga”. Por essa razão, os equipamentos que comprimem o gás na área 12 são denominados “compressores de gás de carga”.

Na área 13, o gás seco é resfriado até que todo o C_1+ condense, permitindo a separação e purificação do hidrogênio. O H_2 assim produzido apresenta uma quantidade elevada de CO , que é veneno de catalisadores. Ele é eliminado por hidrogenação num reator de leito fixo, convertendo CO em $\text{H}_2\text{O} + \text{CH}_4$, e posteriormente é purificado numa unidade PSA (*Pressure Swing Absortion*), onde o CO e o CH_4 são absorvidos por um leito fixo.

A mistura condensada de produtos, que vão desde o metano até a fração restante da gasolina, é destilada seqüencialmente em colunas para separar o metano (desmetanizadora), o corte C_2 (desetanizadora), o corte C_3 (despropanizadora) e o corte C_4 (desbutanizadora). O que sobra é o corte C_{5+} que corresponde a uma gasolina leve, que segue para Aromáticos assim como todo o corte C_4 .

O metano separado na área 13 é utilizado como gás combustível nos fornos de pirólise da área 11.

O corte C_2 é hidrogenado seletivamente para transformar o acetileno (etino) em eteno e etano, uma vez que o acetileno é um veneno para os catalisadores das empresas de segunda geração. O corte C_2 hidrogenado é então fracionado para separar eteno de etano. O eteno é vendido; o etano é reciclado para a área 11 para ser craqueado até a extinção em fornos específicos. A coluna que fraciona o corte C_2 é chamada C_2 *splitter*.

O corte C_3 também é hidrogenado seletivamente para transformar MAPD (metil acetileno e propadieno) em propeno e propano. O MAPD, assim como o acetileno, é veneno de catalisadores. O corte C_3 hidrogenado é fracionado em propeno e propano. O primeiro é vendido; o segundo segue para Aromáticos para ser purificado. A coluna que fraciona o corte C_3 é chamada C_3 *splitter*.

A área 14 compreende os ciclos de propeno refrigerante (RP) e eteno refrigerante (RE). O ciclo de propeno refrigerante, composto por dois grandes compressores com dois estágios cada um, gera correntes líquidas e gasosas de propeno em diversos níveis de temperatura (43°C , $20,5^\circ\text{C}$, 5°C e -22°C) que removem calor de correntes da área 13 e do ciclo de eteno refrigerante, rejeitando calor para a água de refrigeração (AR) que resfria a descarga dos compressores de propeno. O ciclo de eteno refrigerante, composto por dois pequenos compressores de três estágios, gera correntes líquidas e gasosas de eteno em vários níveis (-

35°C, -55°C, -72°C e -100°C) que removem calor de correntes da área 13, rejeitando calor para o ciclo de propeno refrigerante que resfria a descarga dos compressores de eteno.

Os parágrafos anteriores permitem uma visão geral do processo em análise, seus princípios operacionais e a subdivisão básica da planta. Com isso a tarefa de compreensão do detalhe seqüencial do processo e suas nuances, tema dos próximos parágrafos, fica facilitada.

3.3 A Planta 1 da Unidade de Olefinas: descrição detalhada

Dentro de cada área, os equipamentos de processo são designados por *tags*, siglas compostas por letras e números que contém informações codificadas. Cada equipamento recebe um *tag* único, que inicia com o número da área a que pertence (11, 12, 13, 14), seguido de letra(s) que designa(m) o tipo de equipamento (T para torre, P para permutador, V para vaso, R para reator, TQ para tanque, etc.), e finalmente um código numérico que indica ordem seqüencial. Assim, 13P04 significa “o quarto trocador de calor da área 13”. A seqüência dos equipamentos e sua função dentro do processo são descritas a seguir.

A nafta é enviada da estocagem para os fornos de pirólise (12 fornos, operando em paralelo), passando antes por trocadores que a pré-aquecem (11P12 e 11P31). Nos fornos, a nafta é misturada com vapor gerado pela própria planta, e denominado Vapor de Diluição (VD). A mistura passa pelas seções de convecção e radiação, e atinge as elevadas temperaturas necessárias para o craqueamento térmico, sendo resfriada imediatamente na saída dos fornos, para minimizar a extensão das reações secundárias.

O gás craqueado assim gerado segue para a fracionadora primária (11T01), responsável por separar os componentes mais pesados (óleos) da mistura. O produto de fundo circula em elevadas vazões, fornecendo calor para diversas correntes de processo (11P15 e 11P29), recirculando para a carga da própria torre, onde promove o resfriamento por expansão e contato direto (*quench*). Por essa razão, essa circulação de óleo é denominada “circuito de óleo de *quench*” (OQ). Apenas uma pequena vazão de OQ é purgada do circuito, sendo enviada para estocagem para posterior venda. Uma circulação lateral de óleo também ocorre na seção intermediária da torre. Do prato 5, uma corrente de óleo denominada “óleo intermediário” (OI) circula por várias partes da planta, trocando calor com outras correntes de processo (11P20, 11P31, 12P51, 12P55, 13P40), recirculando finalmente para o prato 9. Por fim uma retirada lateral de óleo leve, chamado naftaleno, proveniente do prato 10 da 11T01, é esgotada na 11T02 para remoção dos leves e resfriada nos 11P16A e B, sendo então enviada para estocagem.

O produto de topo da fracionadora primária (11T01) segue para a torre de água de *quench* (11T03), onde todo o vapor de diluição e uma fração pesada da gasolina são condensados por contato direto (*quench*) com uma corrente de água circulante proveniente do fundo da própria 11T03, a “água de *quench*” (AQ). A AQ troca calor com diversas correntes de processo (11P16A/B, 11P12, 11P13, 12P54, 13P46, 13P49), e com água de refrigeração (11P17 e 11P18) antes de retornar para o topo e meio da 11T03.

Os produtos de fundo da 11T03 são água e gasolina, separados por decantação no 11V12. A água é pré-aquecida nos 11P19, 11P20, 11P21 e 11P29, e purificada nas 11T05 e 11T04, gerando nesta última o vapor de diluição (VD) que recircula para os fornos. A gasolina, por sua vez, além de servir de refluxo para a 11T01, é enviada para Aromáticos.

Do topo da 11T03, o gás craqueado livre de óleos, gasolina pesada e água segue para a área 12, para ser comprimido e tratado. A compressão é executada em cinco estágios nos dois compressores de gás de carga (12C01 e 12C21), que operam em paralelo. Entre um estágio e outro, a mistura é resfriada num permutador interestágio e direcionada para um vaso interestágio para que o condensado gerado seja separado. As correntes condensadas nos três primeiros estágios são esgotadas na 12T51 (*stripper* de GLP) para remover os leves, e segue para Aromáticos como gasolina média. Os hidrocarbonetos condensados nos dois últimos estágios são esgotados na 12T52 (*stripper* de C₂) e enviados para a 13T04, para se agregarem aos cortes C₃ e C₄.

Entre o 3º e o 4º estágio, o gás craqueado passa pelas torres de MEA (12T01 e 12T21) e soda (12T02 e 12T22), onde entra em contato com circulações de monoetanolamina (MEA) e soda cáustica, que removem os compostos de enxofre e o CO₂. A MEA usada é regenerada por aquecimento, expansão e destilação na 12T53, retornando para as 12T01 e 21. A soda usada é enviada para a Planta 2 de Olefinas para concentração e venda.

Na descarga dos 12C01 e 21, o gás seco é resfriado inicialmente pelos 12P52 e 12P53, e depois, já na área 13, por um conjunto de trocadores de calor chamado de “trem frio”: 13P58, 13P03, 13P04, 13P05, 13P06, 13P07 e 13P08. Aos trocadores de calor do trem frio, intercala-se um conjunto de trocadores de placas montados em conjunto e formando uma unidade construtiva única, denominada “colméia”. O gás seco é condensado nestes trocadores de calor por meio da troca térmica com correntes de processo frias e com os ciclos de propeno e eteno refrigerante. Só uma pequena quantidade permanece em estado gasoso, constituída pelo H₂ e por algum metano. Essa mistura gasosa é resfriada por expansão brusca (efeito Joule-Thompson) num equipamento denominado “caixa fria”, da qual emerge uma corrente rica em hidrogênio, e duas outras correntes de metano.

O CO contido no hidrogênio é convertido à H₂O e CH₄ num reator de leito fixo (Metanador, 13R01). Carga e efluente do reator trocam calor no 13P16, e um aquecimento adicional é suprido à carga pelo 13P17, enquanto o efluente é posteriormente resfriado nos 13P18 e 13P19.

As correntes condensadas no trem frio seguem para a desmetanizadora (13T01), que separa o metano pelo topo e o corte C₂+ pelo fundo. A condensação da torre é feita com eteno refrigerante (RE), e o fundo é refervido com uma corrente fase gás do ciclo de propeno refrigerante (RP). Numa adequação recente para desengargalar a torre, uma segunda desmetanizadora (13T08) foi adicionada ao esquema, integrada pelo topo com o prato 33 da 13T01. As duas desmetanizadoras produzem um corte C₂+ pelo fundo que são pré-aquecidos com o gás seco proveniente da área 12 nos 12P52 e 13P58 antes de seguirem para a desmetanizadora.

A desetanizadora (13T02) separa o corte C_2 pelo topo, que segue para a hidrogenação do acetileno num reator de leito fixo (Conversor de Acetileno, 13R02), em dois estágios. Carga do primeiro estágio e saída do segundo estágio trocam calor no 13P23, sendo a carga posteriormente aquecida com vapor de baixa pressão (VB) no 13P24, enquanto a temperatura de entrada do segundo estágio é controlada no 13P25. O resfriamento final com RP no 13P22 garante a condensação parcial da corrente para refluxo da 13T02. A fração não condensada segue para a *splitter* de C_2 (13T03) para a separação do corte C_2 em eteno e etano.

A 13T03 apresenta um refeedor de fundo, 13P28 e outro lateral, 13P27 ambos aquecidos por correntes fase gás do ciclo de RP. O eteno é produzido a partir de uma retirada lateral próxima do topo da torre, sendo suprido diretamente à segunda geração por tubovia. Parte da produção de eteno pode ser subresfriada nos 13P33, 34 e 35 para envio à estocagem.

A corrente de fundo da desetanizadora, constituída de corte C_{3+} , segue para a despropanizadora (13T04), que separa o corte C_3 pelo topo. O MAPD (Metil-acetileno e Propadieno) presente nessa corrente é hidrogenado seletivamente no Conversor de MAPD (13R03) em três estágios, transformando-se em propeno e propano. O 13R03 gera um subproduto de alto peso molecular, chamado *green oil*, que é separado do corte C_3 hidrogenado na 13T06, cujo produto de fundo retorna para a 13T04. O corte C_3 livre de pesados passa por peneiras moleculares (13V19 e 13V44) para remover água e contaminantes, sendo posteriormente fracionado em propeno e propano em duas C_3 *splitters*: 13T07 e 13T10, que operam em paralelo. O propeno gerado é resfriado e enviado para estocagem (esferas). Tanto a 13T06 quanto as 13T07 e 13T10 são refervidas com a água de *quench* da área 11.

O produto de fundo da despropanizadora, basicamente corte C_{4+} , segue para a desbutanizadora (13T04), que separa o corte C_4 pelo topo, enviado para Aromáticos. O produto de fundo, corte C_{5+} , mistura-se às gasolinas pesada e média geradas nas áreas 11 e 12 e também segue para Aromáticos, após resfriar-se no 13P41.

Nas Figuras 3.2, 3.3 e 3.4 são apresentados os diagramas de processo das áreas 11 e 13. A área 12 não foi exposta em virtude de sua exclusão da análise deste trabalho (vide Capítulo 4). Nos diagramas, os números identificam as correntes de processo que serão analisadas nos próximos capítulos.

Nota-se do descritivo acima, a já intensa integração energética existente na planta. Correntes de OI e AQ, sobretudo, percorrem a planta reaproveitando calor entre as áreas 11, 12 e 13, de forma a reduzir o consumo energético do processo. Algumas integrações são originais de projeto, outras foram introduzidas ao longo dos anos, nos esforços de melhorar a performance energética da planta. É nesse contexto que serão buscadas novas oportunidades de integração nos capítulos seguintes.

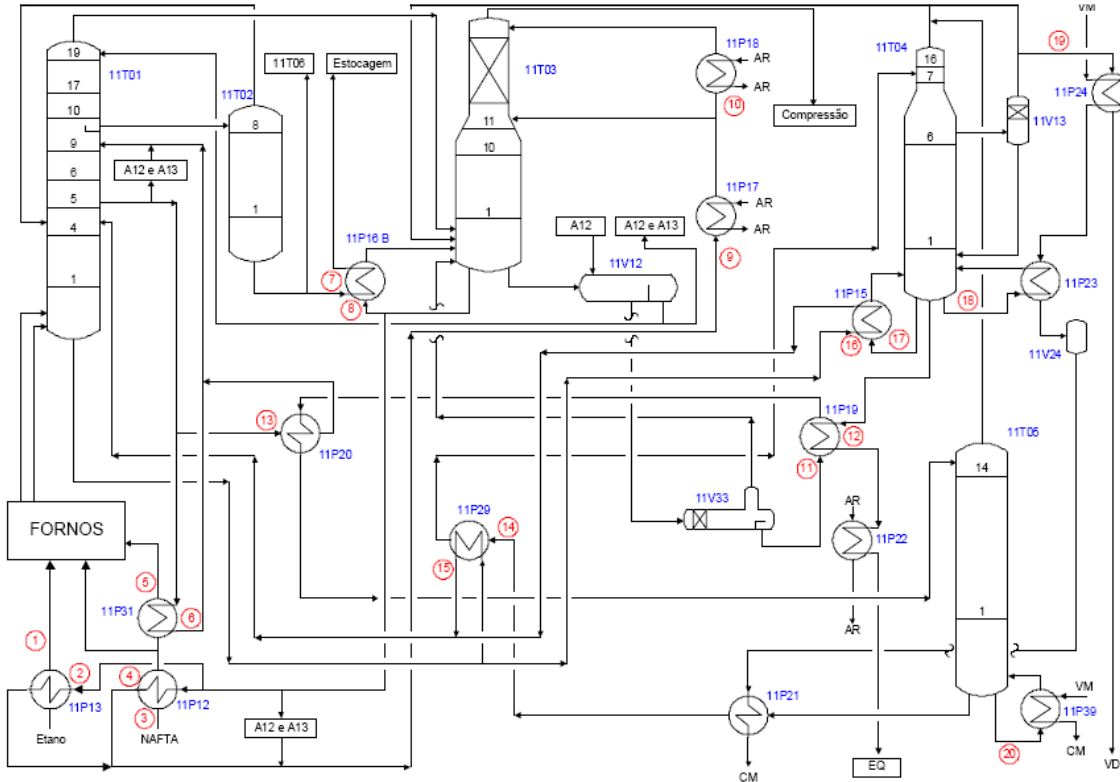


Figura 3.2: Áreas 11 da Planta 1 da Copesul.

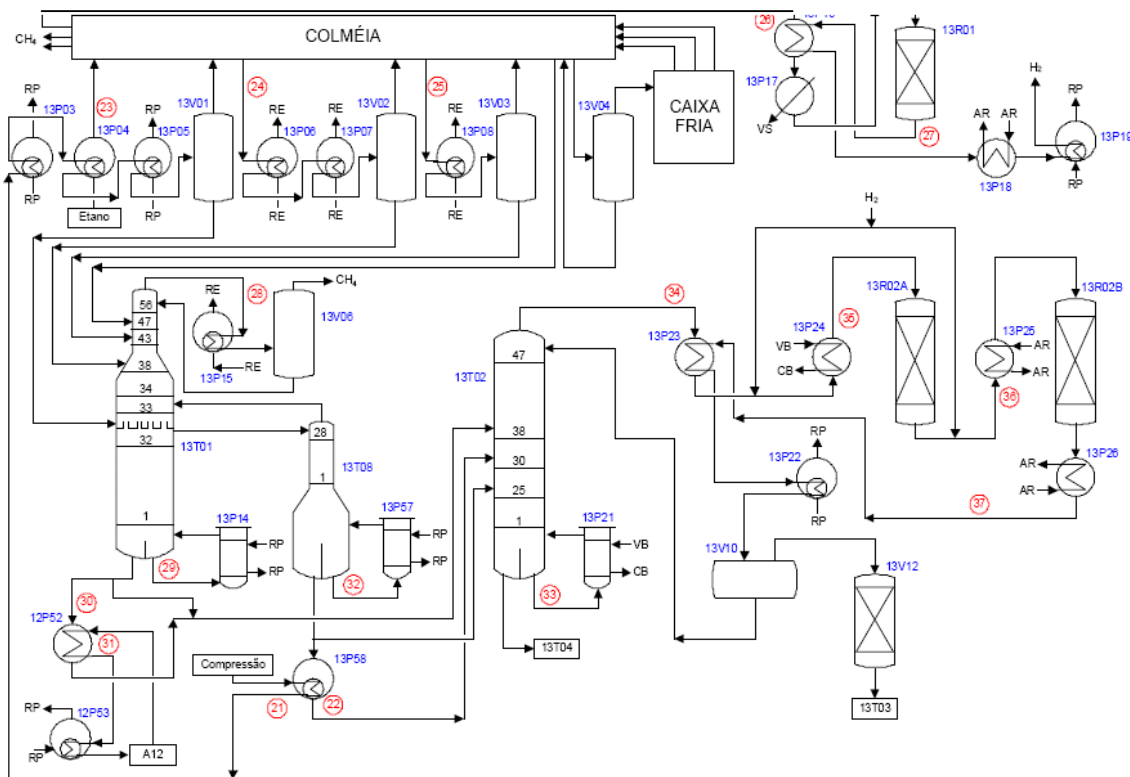


Figura 3.3: Área 13 (criogênica) da Planta 1 da Copesul.

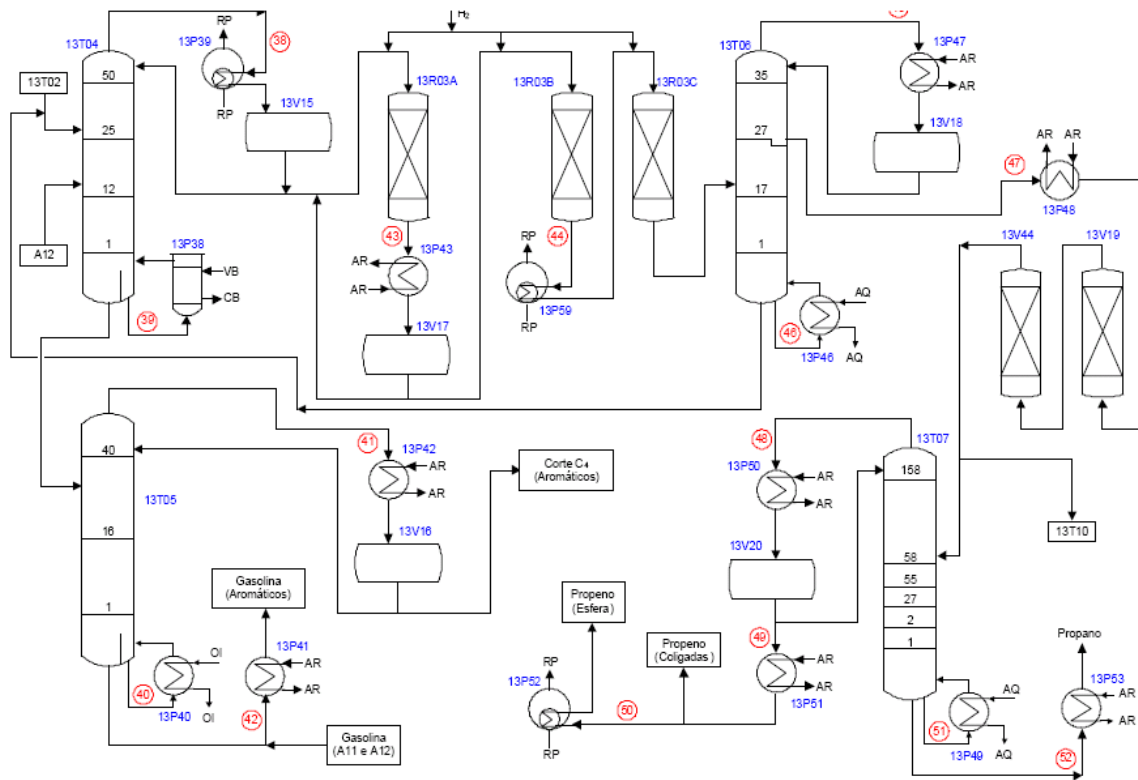


Figura 3.4: Área 13 (Morna) da Planta 1 da Copesul.

Capítulo 4

Aplicação da Análise *Pinch* na Planta de Olefinas

A Planta de Olefinas descrita no Capítulo 3, e doravante denominada Copesul 1, será agora analisada quanto às oportunidades de integração energética disponíveis por meio da Análise *Pinch*.

Por se tratar de um projeto do final da década de 1970, a planta original apresentava um grau de super-dimensionamento que foi explorado ao longo das Paradas Gerais de Manutenção (PGM), com progressivos aumentos de capacidade e de aproveitamento energético. A expectativa é que, após tantos anos de modificações, as possibilidades restantes de redução de consumo energético sejam poucas. Esta dúvida será averiguada neste capítulo.

Por se tratar de uma planta existente, o roteiro de análise aqui seguido é aquele sugerido por Linnhoff (1982): iniciar com a análise e síntese do processo como se a planta não existisse, e evoluir o projeto de forma a aumentar a similaridade com a planta existente. Com isso, obtêm-se oportunidades de integração que de outra forma não seriam visíveis. Além disso, sendo esta uma planta com parte substancial de suas trocas térmicas ocorrendo abaixo da temperatura ambiente envolvendo ciclos de refrigeração, a potência demandada pelos ciclos terá de ser levada em conta, conforme sugere Linnhoff e Dhole (1992). Este é, portanto um caso de integração combinada entre calor e trabalho.

A Análise *Pinch* da planta Copesul 1 foi executada com auxílio do aplicativo AspenPinch da Aspen Tech (vide Apêndice II, ao final deste capítulo). Em especial, os gráficos apresentados no decorrer deste capítulo foram gerados por este software.

4.1 Definição do problema

A análise principia com a definição das fronteiras do estudo: quais correntes serão ou não envolvidas na integração energética. Os critérios para esta definição baseiam-se em

restrições de processo e/ou julgamento do projetista, tais como complexidade dos equipamentos cujas correntes serão alvo do estudo, arranjo físico das áreas operacionais, restrições de perda de carga, entre outros.

De maneira geral, serão incluídas na análise as correntes pertencentes às áreas 11 e 13, excluídas as correntes internas dos fornos de pirólise. Modificações das correntes internas dos fornos implicariam em alterações da seção de convecção dos mesmos, sendo a priori inviável economicamente. As correntes da área 12 serão excluídas, com exceção das correntes de carga e fundo do 12V51, e das correntes de refervimento das torres *stripper* de GLP e C₂ 12T51 e 52. A exclusão da A12 se justifica, uma vez que as seções de tratamento de soda e MEA passam por modificações e revisões de projeto, e pela opção de não modificar-se o arranjo do resfriamento interestágio do compressor de gás de carga. Detalhando o escopo:

- Fornos de pirólise: nenhuma alteração de convecção ou radiação será avaliada. As correntes internas da convecção, radiação e TLX não serão incluídas no estudo;
- Compressores de gás de carga: não serão propostas alterações dos resfriadores interestágios. As correntes interestágio não serão incluídas, uma vez que alterações das mesmas impactam na performance dos compressores. A corrente de descarga dos compressores a partir do vaso de descarga do 5º estágio (12V07/27) está incluída;
- Tratamento de gás de carga: não será analisado em função das alterações de projeto em andamento. Todas as correntes foram excluídas;
- Colméia / Caixa fria: não serão analisadas, mantendo-se as especificações de entrada e saída das correntes. Ambos os equipamentos são de construção complexa (trocadores de placas, arranjados em um único conjunto mecânico), desestimulando modificações nas correntes que os envolvem;
- Segunda C3 *Splitter* (13T10): não será incluída na análise, em função de sua localização (situa-se junto à Planta 2), e por tratar-se de uma torre integrada energeticamente (com bomba de calor);
- Expedição de eteno/RE: a integração já existente entre o compressor de expedição de eteno e o ciclo de eteno refrigerante não foi avaliada, sendo excluída da análise.

4.2 Utilidades disponíveis

Os vapores de várias classes de pressão constituem as utilidades quentes disponíveis. A água de refrigeração (AR) é a única utilidade fria acima da temperatura ambiente (considerada como sendo 30°C). Abaixo da temperatura ambiente, o resfriamento é proporcionado pelos dois ciclos de refrigeração, RP e RE, consumindo trabalho de compressão. O trabalho consumido pelos ciclos de refrigeração fará parte da análise.

- O sistema de vapor envolve 4 classes de pressão (VS, VA, VM e VB), Tabela 4.1, todas interligadas por redutoras e com possibilidade de importação ou exportação através dos limites de bateria leste e oeste da planta. Modificações nos níveis de pressão não serão avaliadas.

Tabela 4.1: Especificações das classes de vapor disponíveis.

Classes de vapor	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Entalpia de vap. (kJ/kg)
VB (vapor de baixa pressão)	147,2	543	2122,0
VM (vapor de média pressão)	203,4	1768	1925,3
VA (vapor de alta pressão)	253,6	4318	1695,9
VS (vapor de super alta pressão)	318,7	11183	1252,9

- Por estar presente no processo atual, o condensado de média pressão (CM) resultante da condensação do VM será incluído entre as utilidades quentes disponíveis. A quantidade de CM utilizada estará vinculada à quantidade de VM empregada.
- A Água de Refrigeração (AR) está disponível à 30°C, com temperatura final estabelecida em 35°C;
- O ciclo de propeno refrigerante (RP) conta com um compressor de dois estágios e quatro níveis de temperatura, conforme indica a Tabela 4.2:

Tabela 4.2: Níveis de resfriamento do RP.

Nível de resfriamento	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Entalpia de vap. (kJ/kg)
RP0 (14V53)	20,5	1219	285,1
RP1 (14V52)	5	700	331,6
RP2 (14V51)	-22	248	373,9
RP3 (14V01)	-38	121	393,2

Parte do calor absorvido pelo ciclo de refrigeração é devolvido ao processo, constituindo uma recuperação de calor. Estas correntes estão disponíveis para fornecer calor ao processo, e serão tratadas como utilidades quentes, Tabela 4.3; no entanto, seu uso influenciará o trabalho consumido pelo ciclo de refrigeração e, portanto, seu impacto no RP terá de ser avaliado.

Tabela 4.3: Níveis de recuperação do RP.

Nível de resfriamento	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Entalpia de vap. (kJ/kg)
RPq2 (descarga compr.)	43	1768	280,6
RPq4 (topo 14V53)	20,5	1219	285,1
RPq5 (topo 14V52)	5	700	331,6

- O ciclo de eteno refrigerante (RE) conta com um compressor de três estágios e três níveis de refrigeração, conforme é indicado na Tabela 4.4:

Tabela 4.4: Níveis de resfriamento do RE.

Nível de resfriamento	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Entalpia de vap. (kJ/kg)
RE1 (14V56)	-55	817	335,8
RE2 (14V55)	-72	425	383,5
RE3 (14V03)	-100	111	409,9

O RE apresenta uma integração com o sistema de expedição de eteno, que confere ao primeiro uma característica de “ciclo aberto”, uma vez que há entrada e saída de refrigerante pelas suas fronteiras. Essa integração, conforme mencionado, não será abordada.

4.3 Custo Marginal das Utilidades

O custo marginal das utilidades indica o acréscimo de custo de produção para cada tonelada adicional de consumo da utilidade. Este custo leva em conta os itens variáveis (matérias-primas, combustíveis, insumos químicos, entre outros) e os itens fixos (mão-de-obra, por exemplo) envolvidos na geração da utilidade, sem incluir os custos de instalação da unidade.

O custo dos vapores e AR é periodicamente contabilizado pela Unidade de Utilidades da Copesul. Uma vez que somente o VS é gerado (os demais são produzidos por redução de pressão deste), o custo geral de produção de vapores é computado e distribuído entre as diversas classes de pressão. A Tabela 4.5 indica os valores para o primeiro semestre de 2005.

Tabela 4.5: Custos dos vapores e AR.

Utilidade	Custo (R\$/t)	Custo (R\$/GJ)
VB	19,39	9,14
VM	26,07	13,54
CM	0,00	0,00
VA	33,46	19,73
VS	38,94	31,09
AR	0,05	2,39

Ref.: Planilha de custos de produção de utilidades (fev/2005), Unidade de Utilidades, Copesul.

Os níveis de refrigeração do RP e RE não receberão custos associados, uma vez que sua quantificação só faz sentido em conjunto, considerando o uso de todos os níveis e seu impacto no trabalho de eixo requerido. Este sim pode ser quantificado em termos de custo, uma vez que as turbinas que impulsionam os compressores de refrigeração consomem vapor.

As turbinas do ciclo de RP consomem VS, extraem parte do vapor como VM e o restante é condensado à baixa pressão com AR. Para o cálculo do custo do kW consumido

pelo ciclo, uma análise conservativa consideraria que toda potência adicional requerida aumentaria o consumo de VS das máquinas e geraria uma extração equivalente de VM (sem alteração na condensação). Este cenário é conservativo na medida em que resulta no custo mais baixo possível. Assim, considerando uma eficiência isentrópica de 70% das turbinas, para cada kW de potência produzida seria necessária uma vazão de vapor de:

$$\dot{m}_{VS} = \frac{W}{\eta \cdot (H_{VS} - H_{VM})} = \frac{1kW}{0,7 \cdot (3398 - 3142)kJ/kg} \cdot 3600 \frac{kJ/h}{kW} = 20,04 kg/h \quad (4.1)$$

Na equação acima, H_{VS} e H_{VM} são as entalpias específicas daqueles vapores, nas condições de entrada e saída das turbinas: 515°C e 11183 kPa para o VS, e 350°C e 1768 kPa para o VM.

Aplicando-se os custos das utilidades citados na Tabela 4.5, e lembrando que para cada tonelada de VS consumido, uma tonelada de VM é gerada, tem-se para cada kW de potência demandado pelo ciclo RP um custo de $20,04/1000 \cdot (38,94 - 26,07) = R\$ 0,26 / h$. Cabe ressaltar que na análise econômica da integração energética, além dos custos das utilidades envolvidas, há que considerar-se a possibilidade de aumento de capacidade produtiva quando alguma destas utilidades limita a produção atual.

No caso da planta em questão, o ciclo de RP juntamente com a disponibilidade de AR, são hoje dois dos limitantes de capacidade, em especial nos dias quentes dos meses de verão. Reduções de consumo destas utilidades representam não só ganhos com redução de custo, mas também aumento de receita decorrente do incremento de produção. Estes ganhos adicionais não foram computados na análise econômica deste trabalho.

4.4 Coleta de dados das correntes de processo

As cargas térmicas e temperaturas de entrada e saída das correntes de processo foram obtidas de três fontes disponíveis: simulações estacionárias de partes da planta; folhas de dados dos trocadores de calor (dados de projeto) e dados atuais da planta. Em algumas situações, balanços de massa e energia foram executados para complementar os dados inexistentes.

As correntes que apresentavam mudança de fase foram representadas por subcorrentes (2 ou mais), de forma a capturar-se a não linearidade da relação entalpia versus temperatura. Na determinação das propriedades de algumas correntes foi utilizado o simulador estático de processos Aspen Plus.

Os dados listados na Tabela 4.6, usados para a Análise *Pinch* da planta, representam adequadamente as condições de operação da unidade, nas condições de carga plena (11 fornos em operação), sem restrições operacionais, e com reatores em fim de campanha (temperaturas de entrada elevadas). O consumo de utilidades do processo atual é indicado na Tabela 4.7.

Tabela 4.6: Tabela do Problema.

Nº		Descrição	Temp. Inicial (°C)	Temp. Final (°C)	Carga térmica (kW)
1	F	Etano (gás combustível) para fornos	23,4	68,8	269,23
3	F	Nafta dos tanques	18,4	63	8157,56
5	F	Nafta do 11P12 para os fornos	63	75	1795,79
7	Q	Light Fuel Oil (LFO) do fundo da 11T02	133,4	87,8	104,35
9	Q	Água de Quench (reciclo para 11T03)	64,5	46	60231,89
10	Q	Água de Quench (reciclo para 11T03)	46	33	10581,28
11	F	Água de Processo do fundo do 11V33	83,2	116	7976,26
12	Q	Purga da 11T04	162,4	40	2032,39
14	F	Água de Processo do fundo da 11T05	123,7	160,9	8568,43
17	F	Água de Processo do fundo da 11T04	162,41	162,58	44324,89
18	F	Água de Processo do fundo da 11T04	162,41	162,58	38175,49
19	F	Vapor de Diluição do topo da 11T04	162,4	180	1720,92
20	F	Água de Processo do fundo da 11T05	123,35	123,7	5813,89
21a	Q	Gás (HC's) da área 12 (compressão)	15,13	-0,2	4508,58
21b			-0,2	-35	12070,33
22a	F	Fundo da 13T08 (carga 2 da 13T02)	-6,4	-4,3	1495,42
22b			-4,3	-0,7	1382,62
22c			-0,7	2,4	589,82
22d			2,4	4,5	99,62
23a	F	Etano	-32,86	-32,3	944,56
23b			-32,3	-31,6	639,88
23c			-31,6	-31,3	110,25
24	Q	Gás (HC's) da Colméia do 13P12	-44	-65,9	4178,85
25	Q	Gás (HC's) da Colméia do 13P11	-76	-95,2	2340,43
26	F	H2 + CO da Colméia	23,1	283	2740,27
27	Q	H2 (Saída do 13R01)	289,7	23	2811,97
28	Q	Topo da 13T01	-94,8	-96,2	1188,41
29	F	Fundo da 13T01	2,38	12,42	4968,55
30	F	Fundo da 13T01 (carga 1 da 13T02)	12,42	21,2	1538,37
31	Q	Gás Craqueado (saída do compressor)	34,1	14	6441,92
32	F	Fundo da 13T08	-9	-7	4058,62
33	F	Fundo da 13T02	70	75	8302,00
34a	F	Topo da 13T02	-11,9	10,7	2796,25
34b			10,7	64,3	5272,84
36	Q	Saída 13R02A	70,6	61,8	858,14
37a	Q	Saída 13R02B	70,7	-13,4	8713,66
37b			-13,4	-16,7	8889,80
37c			-16,7	-17,3	883,74
38a	Q	Topo da 13T04 (corte C3)	12,45	12,24	3008,29
38b			12,24	11,95	6942,76

38c			11,95	9,1	205,55
39	F	Fundo da 13T04 (corte C4+)	79,7	87,6	9837,23
40	F	Fundo da 13T05 (corte C5+)	102	110	5153,14
41a	Q	Topo da 13T05 (corte C4)	42	41,83	2717,63
41b			41,83	41,67	1230,23
42	Q	Gasolina para aromáticos	111	38	3158,52
43	Q	Saída 13R03A	38	36,4	129,20
44a	Q	Saída 13R03D	61,6	49,3	537,01
44b			49,3	34	818,52
45a	Q	Topo da 13T06 (corte C3-)	51	49,14	2331,97
45b			49,14	46	1278,06
45c			46	41,2	813,50
46a	F	Fundo da 13T06 (corte C3)	58,7	61,2	2081,58
46b			61,2	65,9	1421,21
46c			65,9	75,4	1157,23
47	Q	PGQ (retirada lateral da 13T06)	54,7	38	689,05
48a	Q	PGP (topo da 13T07)	43,69	43,67	15993,77
48b			43,67	43,65	7921,03
48c			43,65	43,61	3744,03
48d			43,61	43,59	346,61
49	Q	PGP (para coligadas e esfera)	41,1	38	64,22
50	Q	PGP (para esfera)	38	10	89,45
51a	F	Fundo da 13T07	58,06	58,15	16001,63
51b			58,15	58,22	8364,72
51c			58,22	58,27	3699,11
52	Q	Fundo da 13T07 (propano)	58,1	33	28,51
53	Q	Topo da 13T03	-30,9	-34,1	32040,85
54	F	Fundo da 13T03 (refervedor)	-6,6	-6,1	18953,28
55	F	Refervimento lateral da 13T03	-21,5	-20,8	4720,88
56	Q	Eteno para TQ	-30	-97	1186,76
61	Q	AQ para usuários	83	64,5	41700,70
62	Q	OI para usuários	150,3	120	18149,28
63	Q	OQ para usuários	193,4	180	49521,54
64	F	Fundo 12T51	65,5	75,6	1525,56
65	F	Fundo 12T52	73,2	87,2	2593,46
66	F	HC do 12V51	15,3	45	1262,89
67	Q	OBTE para 11P42	243,4	90	610,46

Tabela 4.7: Consumo de Utilidades do processo atual.

Utilidade	Consumo atual (kW)
VB	26567,03
VM	39896,42
CM	3372,06
VA	0,00
VS	1040,69
RPq2	4720,89
RPq4	4968,56
RPq5	23011,94
<i>Total Utilid. Quentes</i>	103577,44
AR	116278,14
RP0	1580,11
RP1	15152,97
RP2	17816,89
RP3	36433,19
RE1	1568,58
RE2	3314,83
RE3	4011,36
<i>Total Utilid. Frias</i>	196156,19

4.5 Determinação dos Consumos Mínimos de Utilidades

Com a tabela do problema disponível, monta-se a Curva Composta (CC) do processo, da qual se obtém os consumos mínimos de utilidades quentes e frias. Isso estabelece o alvo (*target*), o objetivo a ser alcançado na geração da rede de trocadores de calor que resulte na máxima recuperação de energia (MER, *maximal energy recovery*).

4.5.1 Diferença mínima de temperatura admissível

Para tanto, é necessário determinar a diferença mínima de temperatura admissível entre correntes quentes e frias, ou ΔT_{\min} (também denominado *approach* mínimo). O valor desta variável influi no grau de integração energética e no custo de instalação da unidade.

No caso de projeto conceitual de um processo qualquer, valores variáveis de ΔT_{\min} podem ser comparados aos impactos em custos variáveis (demanda de utilidades) e fixos (tamanho dos trocadores) de forma a determinar-se o ΔT_{\min} que resulta no melhor custo-benefício. Numa planta existente, todavia, uma análise dos ΔT_{\min} aos quais os trocadores atuais estão submetidos auxilia na escolha do valor a ser empregado na análise.

No caso da Copesul 1, a Tabela 4.8 mostra um levantamento dos *approaches* a que estão submetidos os trocadores das correntes envolvidas na análise. Nesta tabela, são listados os menores e maiores ΔT de quatro conjuntos de trocadores: trocadores entre correntes quentes e frias de processo (P-P); entre correntes de processo e vapores (P-V); entre correntes

de processo e AR (P-AR) e entre correntes de processo e refrigerantes (P-Ref). Os ΔT médios de cada conjunto são também listados.

Tabela 4.8: ΔT_{\min} dos trocadores atuais.

ΔT (°C)	P-P	P-V	P-AR	P-Ref
Menor ΔT	3,0	23,4	3,0	3,0
Maior ΔT	105,4	82,9	31,8	63,8
ΔT médio	22,8	49,6	10,9	10,2
Número de trocadores	17	8	15	18

Como se observa, apesar dos ΔT médio serem relativamente elevados, em quase todos os conjuntos de trocadores existem equipamentos operando com ΔT pequenos. Portanto, de forma a não inviabilizar algum trocador que já opera atualmente, optou-se pelo valor de 3,0°C como ΔT_{\min} neste estudo, lembrando que se está trabalhando com um conjunto de trocadores que já existem.

4.5.2 Construção das Curvas Compostas

Conforme se verifica na Curva Composta do processo (Figura 3.1), o *pinch* localiza-se no nível de 83°C para as correntes quentes e 80°C para as correntes frias. Uma rede MER sintetizada para este processo deve consumir as seguintes quantidades mínimas de utilidades:

- Utilidades Quentes: 51581 kW;
- Utilidades Frias: 144161 kW.

Comparados aos consumos atuais de utilidades, observa-se a significativa oportunidade de integração energética.

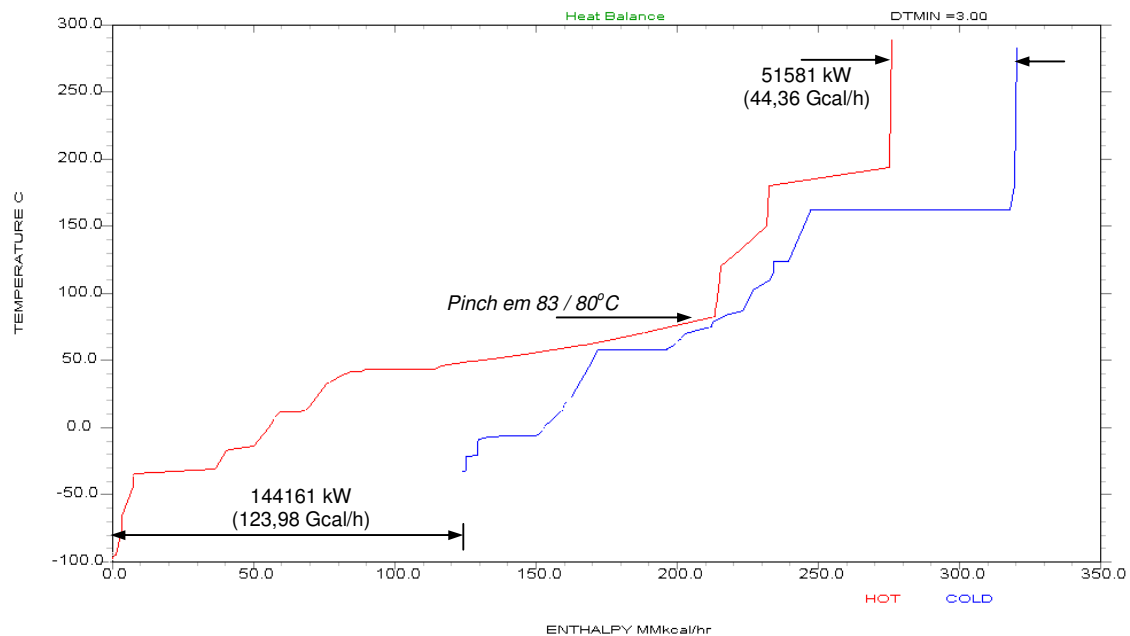


Figura 4.1: Curva Composta (CC) para Copesul 1.

4.5.3 Análise “plus-minus”

Estabelecido o consumo mínimo de utilidades para o processo existente, o princípio “plus-minus” investiga as potenciais modificações de processo que possibilitem um ganho adicional na integração energética. Isso é conseguido transportando correntes quentes abaixo do *pinch* para a região acima do *pinch*, e correntes frias acima do *pinch* para a região abaixo do *pinch*. Para o caso em questão, ordenando-se as correntes frias em ordem crescente de temperaturas finais, observa-se que as correntes 65, 39, 40, 11 estão cruzando o *pinch* ou estão logo acima dele. Destas, as três primeiras poderiam ser modificadas para deslocar-se para baixo do *pinch*. Analisando cada uma delas:

- redução de temperatura final da corrente 65 (fundo da 12T52), de 87,2 para abaixo de 83°C : demandaria redução de pressão da torre. Inviável pela atual limitação de hidráulica (pioraria a situação);
- redução de temperatura final da corrente 39 (fundo da 13T04) , de 87,6 para abaixo de 83°C: demandaria redução de pressão da torre. Esta modificação implicaria numa redução adicional da ordem de 4651 kW de utilidades quentes e frias;
- redução das temperaturas inicial e final da corrente 40 (fundo da 13T05) , de 102/110°C para abaixo de 83°C: demandaria redução de pressão da torre. Inviável pela atual limitação de hidráulica (pioraria a situação).

Quanto às utilidades quentes que cruzam o *pinch* ou estão abaixo dele, nenhuma pode ser modificada para deslocar-se para cima do *pinch*.

4.5.4 Análise das Grandes Curvas Compostas

A Grande Curva Composta (GCC), apresentada na Figura 4.2, permite a colocação das utilidades no processo. Acima do *pinch*, todas as classes de vapores estão disponíveis, com a restrição da conexão entre VM e CM: toda a quantidade de VM consumida deve corresponder a um consumo equivalente do CM gerado. Abaixo do *pinch*, o AR e todos os níveis de refrigeração estão disponíveis para remover calor do processo. A colocação dos níveis de refrigeração juntamente com os níveis de recuperação (RPq's), no entanto, não é óbvia, uma vez que seu impacto no trabalho de eixo requerido pelos ciclos de refrigeração deve ser levado em conta. Em função disso, a colocação de utilidades será analisada separadamente acima e abaixo da temperatura ambiente (Trivedi, 1994).

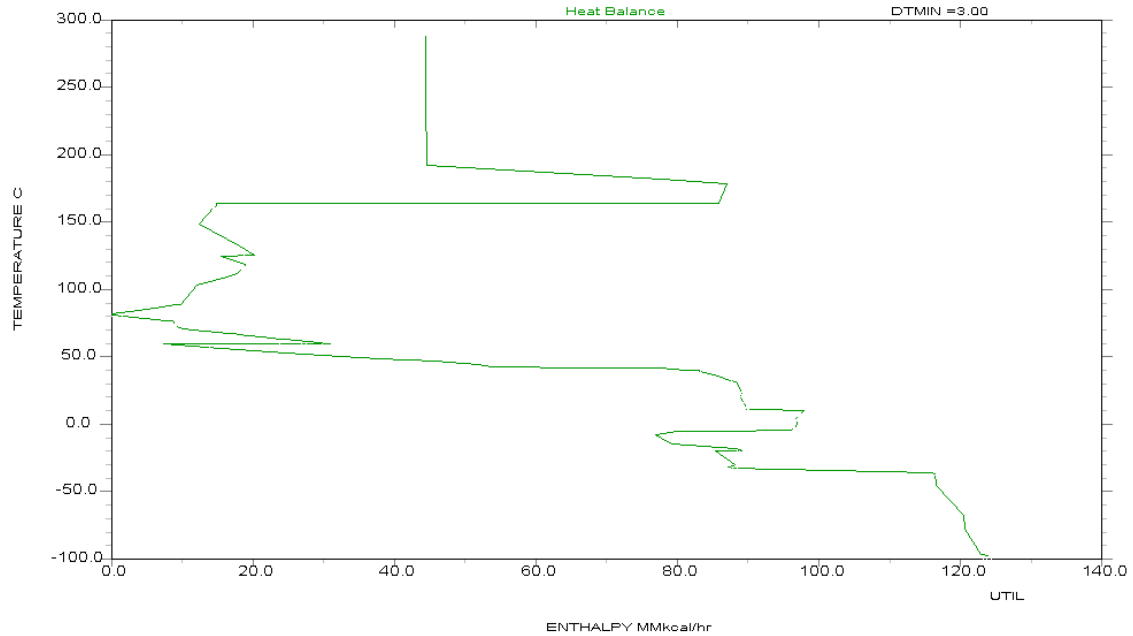


Figura 4.2: Grande Curva Composta (GCC) para Copesul 1.

4.5.5 Colocação de utilidades acima da temperatura ambiente

Na Figura 4.3, O GCC de Copesul 1 é rerepresentado, restrito à porção situada acima da temperatura ambiente (30°C). Nesta região, as utilidades disponíveis são as diversas classes de vapores e o AR. Na mesma figura estão indicadas as respectivas utilidades, maximizadas quanto ao uso. Não foram necessários os vapores VS e VA. Os consumos de cada utilidade são indicados na Tabela 4.9.

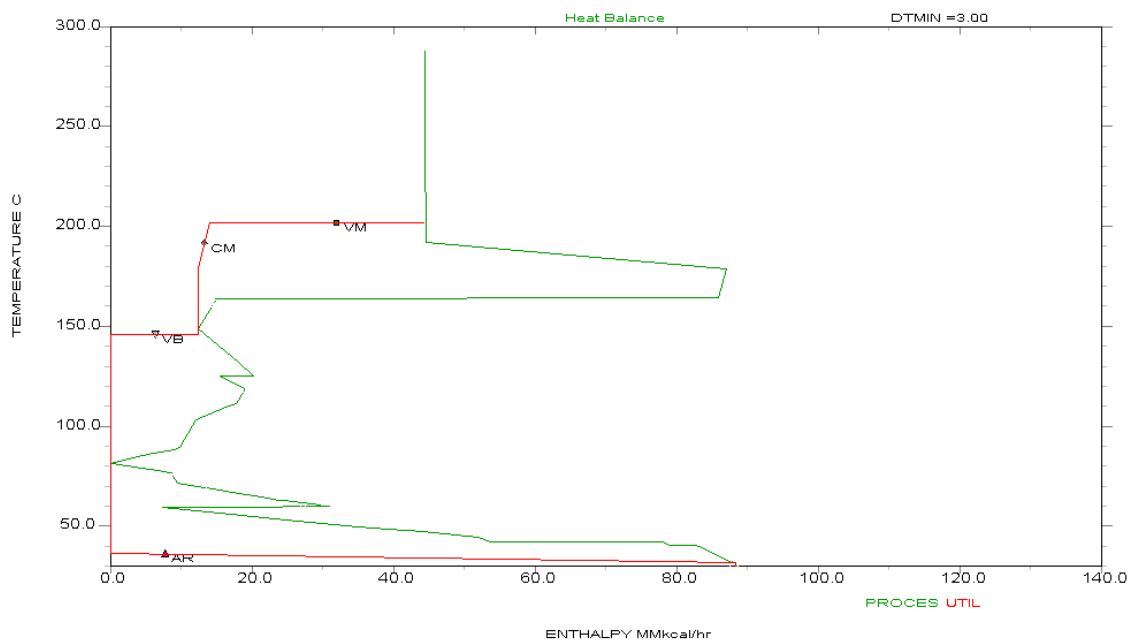


Figura 4.3: GCC para Copesul 1, acima da temperatura ambiente.

Tabela 4.9: Mínimo Consumo de Utilidades para Copesul 1, acima da temperatura ambiente.

Utilidade	Consumo mínimo (kW)
VB	14350,00
VM	35313,89
CM	1906,94
AR	102697,22

4.5.6 Colocação de utilidades abaixo da temperatura ambiente

Abaixo da temperatura ambiente, Linnhoff e Dhole (1992) sugerem que a Grande Curva Composta de Exergia (EGCC) é a melhor ferramenta para análise do processo e colocação das utilidades (refrigeração). Isso porque através desta curva, é possível quantificar diretamente o impacto dos níveis de refrigerantes e recuperadores no trabalho demandado pelo ciclo. O EGCC é gerado a partir do GCC, convertendo sua ordenada de T para $(1-T_0/T)$, onde T_0 é a temperatura ambiente (todas as temperaturas em Kelvin). Este novo eixo corresponde à “eficiência de Carnot”, η_C ou “Fator de Carnot” (*Carnot Factor* nos diagramas). As áreas sob as curvas deste gráfico correspondem à respectiva exergia. Neste gráfico, a curva do processo representa a exergia necessária e inevitável. A liberdade do projetista consiste na colocação dos níveis de refrigeração e recuperação no EGCC: um projeto que minimize a área entre os patamares do ciclo e a curva do processo minimizará a exergia perdida, levando a uma menor potência requerida pelo ciclo.

Para a determinação do trabalho dos ciclos de refrigeração via EGCC, faz-se necessário determinar a “eficiência exérgica” (η_{ex}) dos mesmos. Esta eficiência corresponde à razão entre a exergia do ciclo e o trabalho de eixo consumido por ele. A exergia do ciclo é obtida da área sob a curva dos níveis de refrigeração e recuperação no EGCC.

A eficiência exérgica só precisa ser determinada uma vez, a partir dos dados da planta atual. No caso em questão, uma vez que alguns usuários de RP (propeno refrigerante) não estão sendo incluídos na análise, a potência de projeto deste ciclo não pode ser usada no cálculo de η_{ex} . Tampouco o ciclo RE (eteno refrigerante) pode ter sua η_{ex} calculada facilmente, uma vez que a integração existente entre este ciclo e o compressor de expedição de eteno impede o emprego direto dos dados de projeto. Simulações dos dois ciclos seriam necessárias para obterem-se as respectivas potências para o caso em análise. Em função desta dificuldade, será considerada a eficiência exérgica de 60%, condizente com os exemplos apresentados em Linnhoff e Dhole (1992) e Smith (1995).

Assim, a Figura 4.4 mostra o EGCC de Copesul 1, com os níveis de refrigeração e recuperação atualmente empregados.

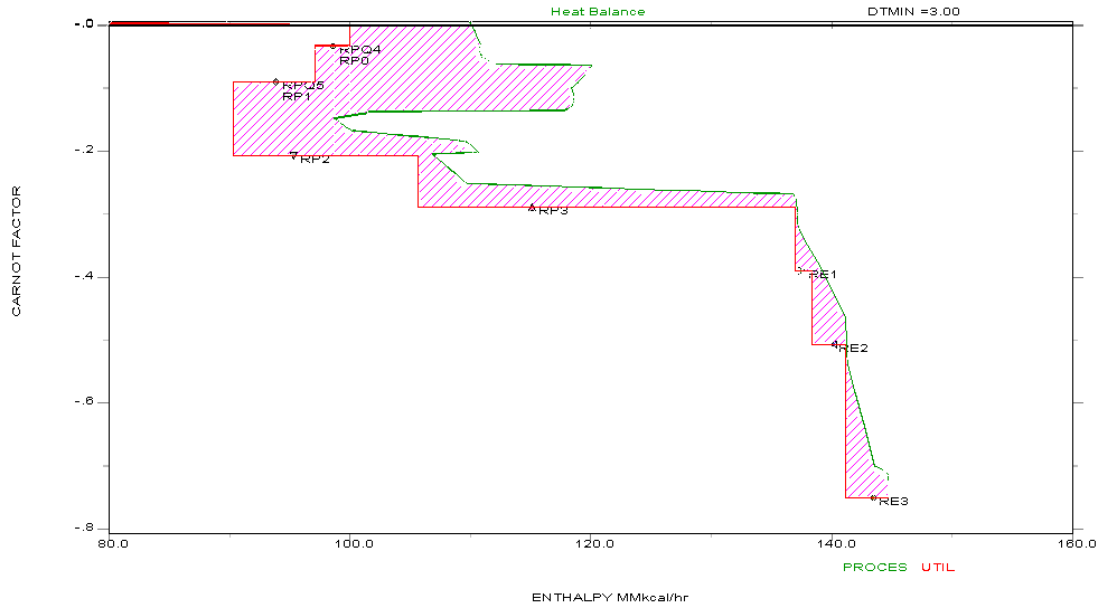


Figura 4.4: EGCC para a planta atual Copesul 1.

A área sob os patamares correspondentes ao ciclo RP representa a exergia fornecida por este ciclo, e totaliza 17794 kW. Aplicando-se a eficiência exergética mencionada acima, a potência requerida pelo ciclo RP atualmente seria:

$$W_{RP}^{atual} = \frac{\Delta Ex^{RP}}{\eta_{ex}} = \frac{17794}{0,6} = 29659 \text{ kW} \quad (4.2)$$

Quanto ao RE, uma vez que a condensação da descarga do compressor é feita com RP, a exergia entregue por este ciclo deve ser calculada tendo como referência a temperatura de condensação, -38°C . Isso modifica o EGCC, uma vez que o zero da eficiência de Carnot passa a ser a temperatura de -38°C . Para este caso, a área sob os patamares do RE seria 2210 kW. Utilizando-se a mesma eficiência exergética, a potência requerida pelo ciclo seria 3683 kW.

No EGCC, a curva do processo (em verde, na Figura 4.4) corresponde à exergia requerida pelo processo, sendo portanto imutável (salvo em caso de modificação do processo). Assim, no projeto MER, a colocação dos níveis de refrigeração e recuperação deve buscar a minimização da área achurada (entre a curva do processo e a curva dos ciclos de refrigeração), uma vez que esta área representa a exergia perdida do sistema. No caso da planta Copesul 1, a colocação adequada dos níveis é a indicada na Figura 4.5.

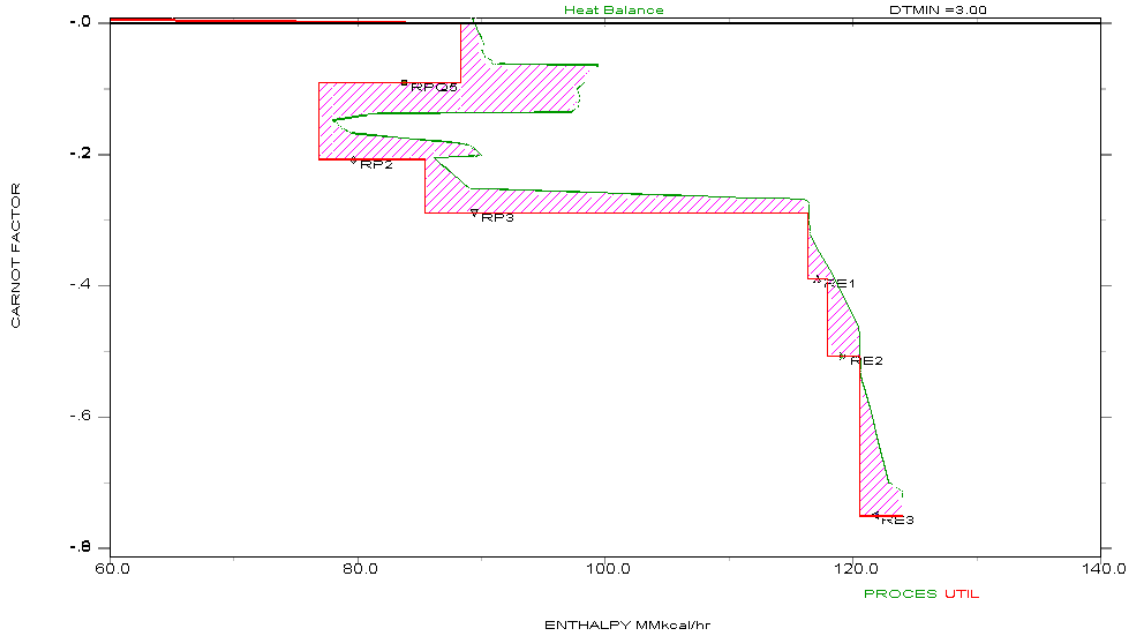


Figura 4.5: EGCC para o projeto MER de Copesul 1.

Como se pode observar, são necessários apenas dois níveis de refrigeração (RP2 e RP3) e um nível de recuperação (RPq5) do RP. Todos os níveis do RE são utilizados. É fácil verificar-se visualmente que a área achurada diminuiu: a perda de exergia, portanto, reduziu-se, resultando numa menor demanda de potência dos ciclos de refrigeração. De fato, a exergia associada ao ciclo RP é agora de 14421 kW, e 2093 kW ao RE. Considerando-se a eficiência exérgica utilizada anteriormente, a potência requerida pelos dois ciclos de refrigeração é de 24035 kW e 3489 kW, respectivamente.

A Tabela 4.10 indica as cargas térmicas de cada nível de refrigeração e recuperação dos ciclos, bem como suas potências requeridas.

Tabela 4.10: Mínimo Consumo de Refrigerantes para Copesul 1.

Utilidade	Consumo mínimo (kW)
RPq2	0
RPq4	0
RPq5	13302
RP0	0
RP1	0
RP2	9953
RP3	35965
<i>Pot. RP (kW)</i>	<i>24035</i>
RE1	1860
RE2	2953
RE3	4023
<i>Pot. RE (kW)</i>	<i>3489</i>

Por fim, a Tabela 4.11 faz a comparação entre o consumo atual de utilidades de Copesul 1, e o consumo mínimo. De uma maneira geral, é possível reduzir-se em cerca de 27% o consumo de vapores; 12% o consumo de AR e 13,5% a potência do RP.

Tabela 4.11: Comparação do Consumo de Utilidades atual versus mínimo.

Utilidade	Consumo atual (kW)	Consumo mínimo (kW)	Dif. %
VB	26569	14349	-46,0%
VM	39895	35314	-11,5%
CM	3372	1907	-43,4%
VA	0	0	
VS	1047	0	
RPq2	4721	0	
RPq4	4965	0	
RPq5	23011	13302	-42,2%
<i>Total Utilid. Quentes</i>	103580	64871	-37,4%
AR	116278	102697	-11,7%
RP0	1581	0	
RP1	15151	0	
RP2	17814	9953	-44,1%
RP3	36430	35965	-1,3%
RE1	1570	1860	+18,5%
RE2	3314	2953	-10,9%
RE3	4012	4023	+0,3%
<i>Total Utilid. Frias</i>	196161	157452	-19,7%
<i>Pot. RP (kW)</i>	29656	24035	-19,0%
<i>Pot. RE (kW)</i>	3683	3489	-5,3%

Uma redução adicional da potência do ciclo de RP poderia ser obtida, se for admitida a possibilidade de alterarem-se os níveis (temperaturas) de refrigeração. Observando-se a curva do processo no GCC (Figura 4.5), distingue-se claramente o *pocket* entre as temperaturas de 11 e -4°C , que pode ser aproveitado para reduzir-se a exergia perdida do sistema. Para isso, seria necessário modificar-se os atuais níveis de 20,5 e 5°C do RP, reduzindo-os para 9 e -3°C respectivamente. A modificação é mostrada no EGCC da Figura 4.6, e o impacto é indicado na Tabela 4.12. Obtém-se uma redução adicional de 10 % na potência requerida do ciclo RP, em comparação ao projeto MER. Esta modificação não será incluída na síntese da rede, ficando como sugestão para avaliação futura.

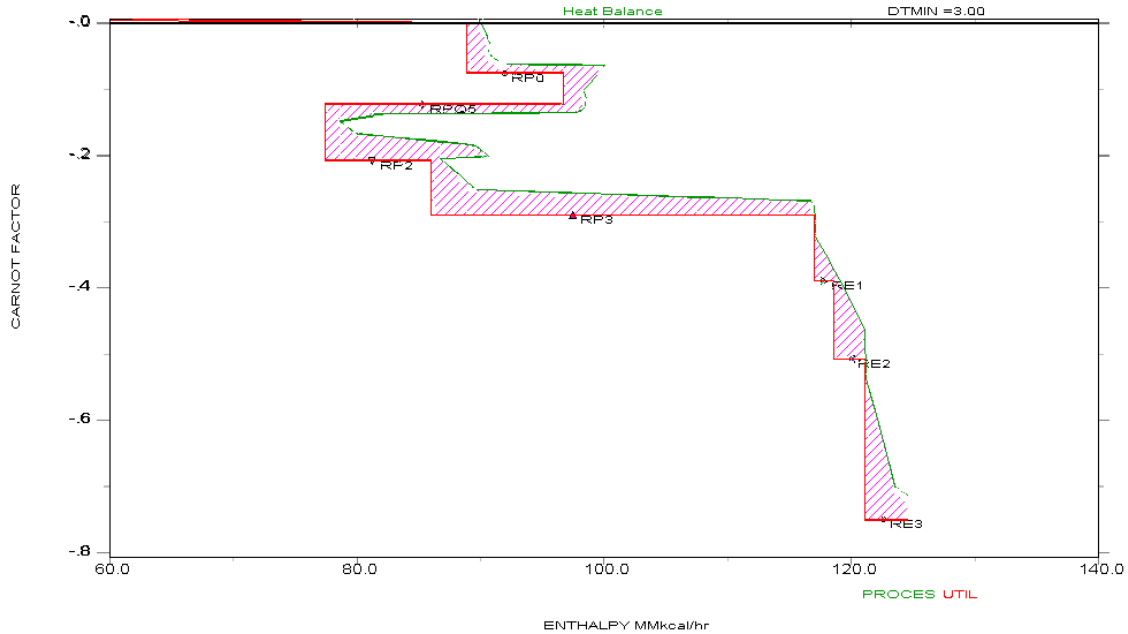


Figura 4.6: EGCC para o projeto MER de Copesul 1, modificando níveis do RP.

Tabela 4.12: Efeito no RP com modificação dos níveis.

Utilidade	Consumo mínimo, com os níveis atuais (kW)	Consumo mínimo, com níveis modificados (kW)
RPq2	0	0
RPq4	0	0
RPq5	13302	22325
RP0	0	9023
RP1	0	0
RP2	9953	9953
RP3	35965	35965
<i>Pot. RP (kW)</i>	<i>24035</i>	<i>21620</i>

4.6 Síntese e evolução da rede de trocadores de calor

Estabelecido o objetivo (*target*) conforme a Tabela 4.11, a rede MER (*maximal energy recovery*) pode ser gerada tendo por auxílio o Diagrama de Grades Balanceado que expõe as correntes quentes e frias, utilidades e os *pinches* de processo e de utilidades. A síntese da rede ocorre a partir dos *pinches*, seguindo as regras de projeto. Nos casos em que há mais de um *pinch*, o projeto inicia-se a partir do *pinch* mais restrito: aquele que mostra menos flexibilidade de escolha entre as correntes a serem combinadas (Linnhoff, 82).

Além das regras padrão para a síntese de redes MER, por se tratar de uma planta existente é fundamental buscar-se, dentre as possibilidades de troca térmica possíveis, aquelas que mais se aproximam à topologia da rede atual, maximizando-se a similaridade com a mesma, viabilizando e facilitando sua aplicabilidade.

Na síntese da rede foi utilizado o software AspenPinch 11.1, da Aspen Technology, que facilita o processo de colocação dos trocadores de calor, automatizando algumas etapas do trabalho. Em especial, o demorado processo de determinação das temperaturas dos trocadores e carga térmica restante das correntes, sujeito a erros de cálculo quando executado manualmente, fica bastante facilitado. O software gera saídas gráficas para todos os diagramas aplicados na Análise *Pinch*, simplificando a publicação dos resultados. A síntese da rede (posicionamento dos trocadores de calor e divisão de correntes), no entanto, é executada manualmente, segundo as regras da Análise *Pinch*.

A Figura 4.9 e subsequentes mostram o Diagrama de Grade em que se observam os *pinches* de utilidades e o *pinch* de processo. São empregados 77 trocadores de calor. A rede gerada (denominada R-1), não apresenta as características de uma rede MER visto que ocorre algum cruzamento de energia pelos *pinches*. Estes cruzamentos foram assumidos durante a síntese para aumentar a similaridade entre R-1 e a planta atual. (Os Diagramas de Grade foram movidos para o Apêndice I ao final do capítulo para não prejudicar a leitura do texto, devido ao seu tamanho).

No entanto, os cruzamentos de calor através dos *pinches* são pequenos, como se pode observar pela Tabela 4.13. Em função disso, o consumo de utilidades de R-1 é pouco superior ao da rede MER.

Tabela 4.13: Cruzamento de calor através dos *pinches* em R-1.

<i>Pinch</i>	Cruzamento (kW)
150,3/147,3°C	40
83/80°C	40
33/30°C	430

A rede R-1, apesar de aproximar-se muito da MER, impõe inúmeras combinações entre correntes inexistentes atualmente. A planta atual emprega 62 trocadores, sendo portanto necessário construir-se 15 trocadores para atender ao arranjo proposto.

R-1 pode ser evoluída de forma a eliminar-se alguns trocadores e rearranjar-se outros, reduzindo o custo de investimento e aumentando a similaridade com a planta atual. Conseguir-se isso admitindo-se cruzamentos através dos *pinches*, o que reduz a recuperação energética. A sistemática utilizada na evolução da rede R-1 foi a seguinte:

- localizam-se os ciclos (*loops*) presentes na rede, eliminando-se o trocador de menor carga térmica. O ΔT_{\min} é restabelecido identificando um percurso (*path*) que interligue uma utilidade quente e uma fria através do trocador que se deseja adequar. Caso o ciclo envolva trocadores existentes na planta atual, o mesmo é mantido intacto (critério de máxima similaridade);

- trocadores pequenos, em combinações inexistentes na planta atual, são eliminados e sua carga térmica distribuída aos trocadores vizinhos. Novamente, o ΔT_{\min} é restabelecido identificando um percurso que interligue uma utilidade quente e uma fria através do trocador que se deseja adequar;
- excesso de combinações em uma única corrente foram evitadas, para reduzir o impacto da perda de carga adicional no processo, conforme sugerido por Linnhoff, (1993). A regra não é rígida, e para permitir certa flexibilidade foi admitido até uma combinação a mais que a atualmente praticada. Assim, se por exemplo uma determinada corrente troca calor com duas outras atualmente, evitou-se mais de três combinações na rede gerada de forma a minimizar-se o risco da perda de carga adicional inviabilizar o arranjo. Para citar um caso específico, a corrente 34 (vide figura 4.8) que atualmente atravessa três permutadores, foi limitada na evolução da rede de forma a atravessar apenas quatro trocadores;
- grande parte das correntes envolvidas na análise interligam colunas de destilação. Foram evitadas as integrações totais entre correntes de topo e fundo de uma torre simultaneamente, o que poderia resultar em problemas de controlabilidade e partida, conforme Smith (1995). Nos casos em que foi proposta a integração de topo ou fundo de uma coluna com uma corrente de processo, os atuais refeedores/condensadores com utilidades foram mantidos com pequena carga térmica para facilitar a partida das respectivas torres;
- não foram admitidos trocadores em série nas correntes de refervimento das torres, uma vez que o arranjo físico resultante pode comprometer a operação em termosifão. Trocadores em paralelo foram admitidos.

Levando-se em conta a sistemática acima, o arranjo foi evoluído, resultando na rede R-2 mostrada na figura 4.14 e seguintes (vide Apêndice I, ao final deste capítulo).

A rede R-2 utiliza 70 trocadores de calor, e se aproxima significativamente da planta atual. Como consequência, os cruzamentos através dos *pinches* são consideravelmente maiores que em R-1, e o consumo de utilidades mostra-se superior ao projeto MER. A tabela 4.14 faz um comparativo. Ainda assim, em relação à condição atual a rede R-2 atinge uma redução de cerca de 20% no consumo de vapores, 12% de AR e 15% na potência do RP.

Tabela 4.14: Comparação do Consumo de Utilidades atual, MER e R-2.

Utilidade	Consumo atual (kW)	Consumo MER (kW)	Consumo R-2 (kW)
VB	26569	14349	14442
VM	39895	35314	39604
CM	3372	1907	1907
VA	0	0	0
VS	1047	0	0
RPq2	4721	0	0
RPq4	4965	0	1465
RPq5	23011	13302	16500
<i>Total Utilid. Quentes</i>	<i>103580</i>	<i>64871</i>	<i>73918</i>

AR	116278	102697	102545
RP0	1581	0	0
RP1	15151	0	6732
RP2	17814	9953	11977
RP3	36430	35965	36395
RE1	1570	1860	1500
RE2	3314	2953	3314
RE3	4012	4023	4023
<i>Total Utilid. Frias</i>	<i>196161</i>	<i>157452</i>	<i>166498</i>
<i>Pot. RP (kW)</i>	<i>26661</i>	<i>23053</i>	<i>24414</i>
<i>Pot. RE (kW)</i>	<i>4551</i>	<i>4475</i>	<i>4539</i>

A representação gráfica do processo atual, e das modificações oriundas de R-2, é mostrada nas Figuras 4.7 e 4.8.

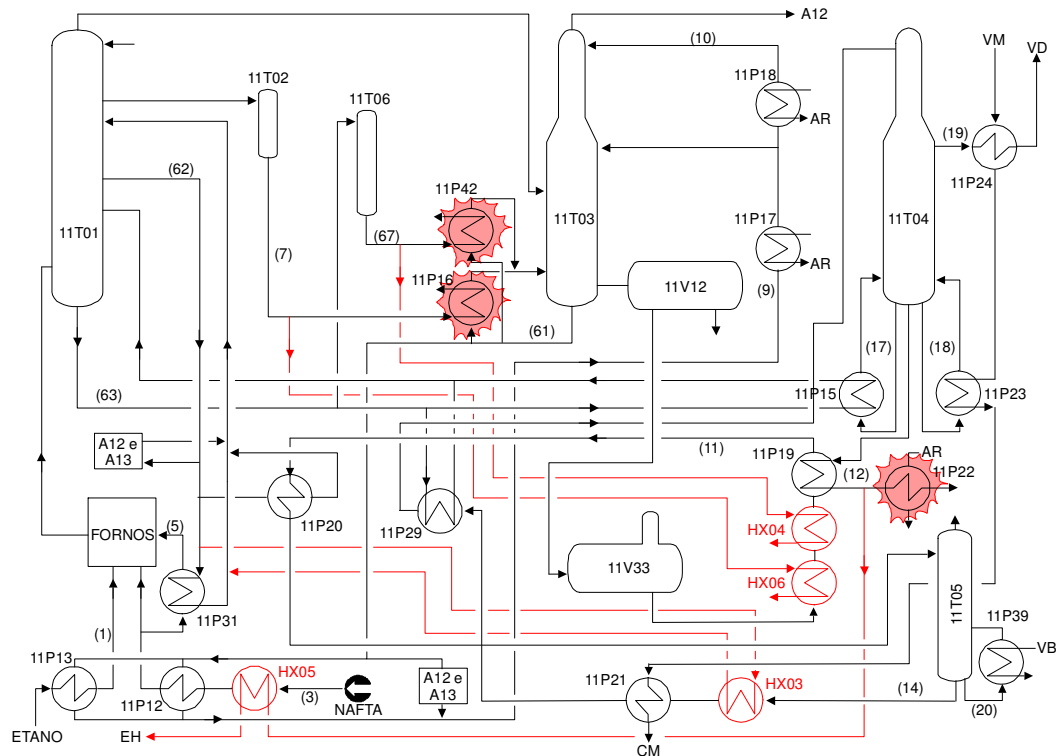


Figura 4.7: Diagrama conceitual da A11 da Copesul 1, com integrações propostas (R-2).

A pequena redução do VM é conseguida utilizando-se mais OQ para o refervimento da 11T04, às custas de redução do OQ no 11P29. As duas correntes de OBTE (correntes 7 e 67) passam agora a suprir o serviço perdido pelo 11P29 no pré-aquecimento da carga da 11T05 (corrente 11).

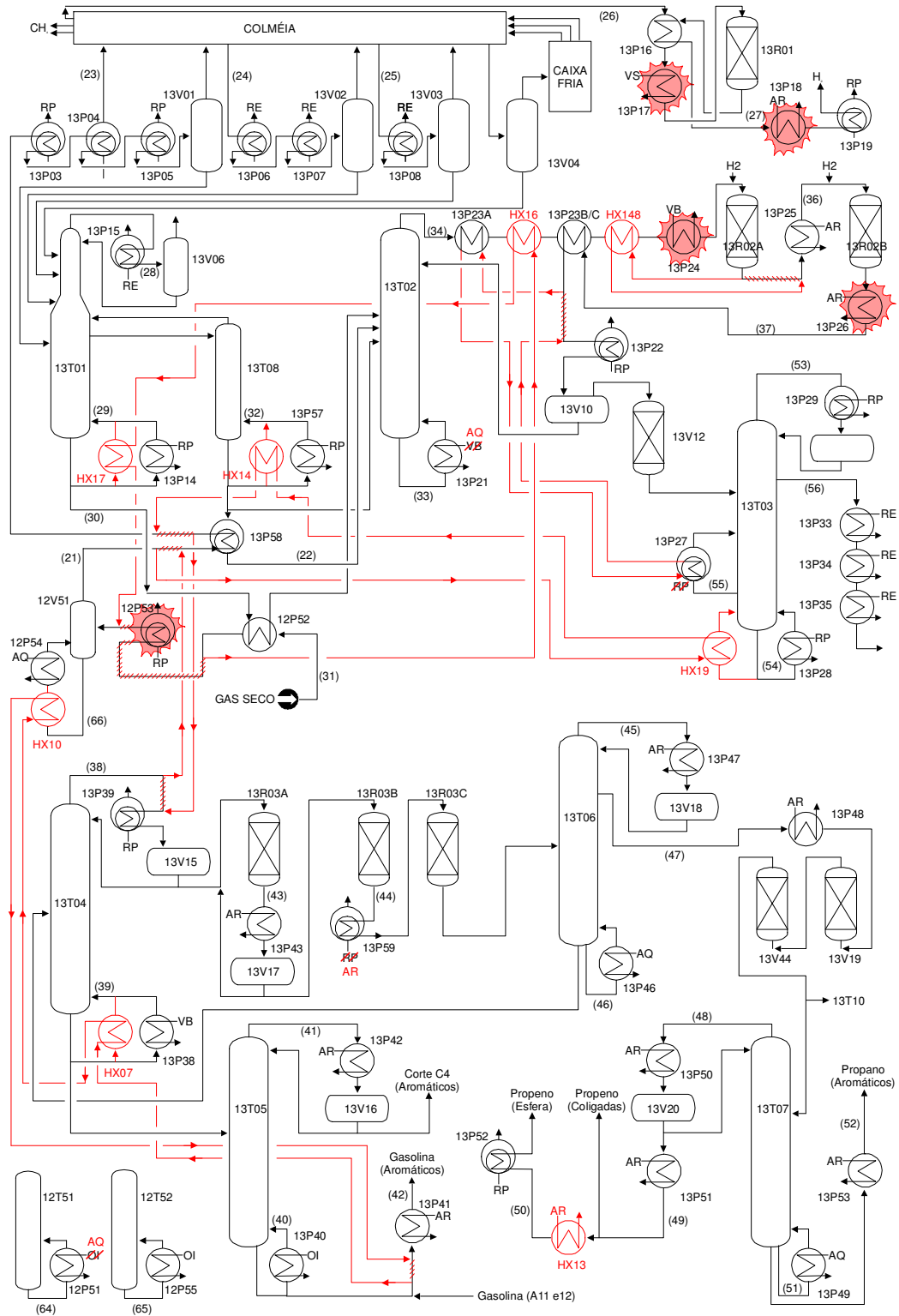


Figura 4.8: Diagrama conceitual da A13 da Copesul 1, com integrações propostas (R-2).

A redução do consumo de VB (12128 kW) é conseguida com a substituição desta utilidade por AQ (água de *quench*) no 13P21 (corrente 33, representando 8291 kW), e pelo refervimento de parte da corrente 39 (fundo da 13T04) com a corrente 42 (gasolina), reduzindo a carga térmica do atual 13P38 (1163 kW). Além disso, a integração entre as correntes do 13R02 permite a eliminação do atual 13P24 (2907 kW).

A redução do consumo de AR (13721 kW) é conseguida com a criação de novos usuários de AQ (correntes 64, 65 e 33), o que reduz a carga térmica do 11P17 em 7907 kW. Além disso, a integração das correntes do 13R02 elimina o 13P26 (2093 kW), e a integração do 13R01, ao eliminar o 13P18, reduz em mais 930 kW o consumo de AR. Por fim, o reaproveitamento de calor da corrente 12 (purga da 11T04) reduz outros 1512 kW e a integração da corrente 42 (gasolina) poupa quase 2326 kW. Isso tudo apesar da substituição do RP0 por AR no 13P59 (corrente 44), e pelo pré-resfriamento da corrente 50 com AR.

A redução dos diversos níveis do RP ocorre basicamente em função da eliminação do 12P53 (4651 kW de RP1) e da redução da carga térmica do 13P39 (3488 kW de RP1). Além disso, a integração das correntes do 13R02 contribuiu com 3023 kW a menos no 13P22 e outros 2907 kW a menos no 13P03, ambos reduzindo RP2. Finalmente, 1163 kW de redução no RP0 é obtida com a substituição desta utilidade por AR no 13P59. A redução das recuperações de RP ficaram por conta da integração da corrente 55 (refervimento lateral da 13T03) e parte da 54 (fundo da 13T03), impactando num total de 9302 kW a menos de RPq2 e RPq5, respectivamente. A integração das correntes 32 e 33 (fundo das 13T01 e 08) permite uma redução adicional de 3488 e 1977 kW nos RPq4 e RPq5, respectivamente.

As integrações propostas em R-2 podem ser compartimentadas num conjunto de modificações da planta independentes entre si. Isso significa que para obter-se a redução total das utilidades citadas nos parágrafos acima, todas as modificações precisariam ser executadas; no entanto a redução parcial de algumas utilidades poderia ser alcançada com a execução de algumas das modificações. Cada uma destas modificações gera um benefício que pode ser mensurado independentemente das demais, permitindo uma definição de quais executar ou não baseado no respectivo retorno econômico.

O benefício com redução de utilidades pode ser quantificado facilmente e computado em termos monetários utilizando-se os custos marginais indicados na Tabela 4.5. Em especial, o impacto nos ciclos de refrigeração de cada modificação proposta pode ser adequadamente mensurado através do EGCC.

O impacto em investimentos de novos equipamentos, linhas, válvulas ou bombas é um pouco mais difícil de mensurar. No entanto, é possível fazer uma avaliação simplificada da possibilidade de utilizar-se ou não os equipamentos existentes, através da análise da razão $Q/\Delta T_{mi}$ atual *versus* a situação proposta.

As modificações sugeridas, em ordem crescente de complexidade, são listadas abaixo e sumarizadas na Tabela 4.15. O grau de complexidade é qualitativo, estando ligado ao número de novos trocadores e modificações em equipamentos existentes.

- Substituição de RP0 por AR no 13P59: reduz em 1163 kW o consumo de RP0. Implica na adaptação ou construção de um novo trocador, uma vez que o *approach* reduz-se;
 - Benefício: redução de 130 kW no RP (-0,5%) e aumento no consumo de AR, representando um benefício de R\$ 206.113 / ano;
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (13P59) = 0,047 (atual); 0,098 (proposta) → Ficará subdimensionado.
- Substituição de VB por AQ no 13P21: reduz em 8256 kW o consumo de VB, além de reduzir na mesma proporção o consumo de AR nos 11P17. Implica na adaptação ou construção de um novo trocador, uma vez que o *approach* reduz-se;
 - Benefício: economia de R\$ 3.001.579 / ano com a redução de VB e AR;
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (13P21) = 0,096 (atual); 1,512 (proposta) → Ficará subdimensionado.
- Integração do 13R01: com um aumento significativo da área do 13P16 seria possível eliminar-se o 13P17 e 13P18, além de reduzir a carga térmica do 13P19. Isso representaria uma economia de 1047 kW de VS, 930 kW de AR e 116 kW de RP1. O 13P16 precisaria ser substituído ou ampliado, uma vez que sua carga térmica aumenta.
 - Benefício: economia de R\$ 1.147.989 / ano com a redução no VS e AR, e com a redução de 23 kW no RP (-0,09%);
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (13P16) = 0,011 (atual); 0,34 (proposta) → Ficará subdimensionado; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P19) = 0,007 (atual); 0,003 (proposta) → Ok.
- Integração da corrente de gasolina: utilizando-se a corrente 42 para referver parte do fundo da 13T05 (corrente 39) e do fundo do 12V51 (corrente 66), obtém-se uma redução de VB (no 13P38) e AR (no 13P41) de 1163 kW cada. Seriam necessários dois novos trocadores (HX07 e 10);
 - Benefício: economia de R\$ 422.757 / ano com a redução no VB e AR;
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (13P38) = 0,133 (atual); 0,117 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P41) = 0,09 (atual); 0,06 (proposta) → Ok.
- Integração do topo da 13T04, fundo das 13T03 e 13T08: utilizando-se a corrente 22 (2ª carga da 13T02) para auxiliar na condensação da corrente de topo da 13T04, obtém-se uma redução de 3570 kW de RP1 no 13P39. A corrente 21, por sua vez, ao não trocar mais calor com 22 pode ser utilizada para referver parte do fundo da 13T03 e da 13T08, reduzindo assim em 4535 kW o consumo de RPq5 no 13P28 e 1977 kW de RPq5 no 13P57. Na integração, a corrente 22 acaba por trocar mais calor que na condição atual, causando uma redução adicional de 3023 kW de RP2 no 13P03. Seria necessário construir-se dois novos permutadores (HX19 e 14).
 - Benefício: redução de 600 kW no RP (-2,3%), representando um benefício de R\$ 1.355.600 / ano;
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (13P39) = 1,557 (atual); 1,028 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P28) = 1,436 (atual); 1,107 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P57) = 0,269 (atual); 0,139 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P03) = 0,510 (atual); 0,396 (proposta) → Ok.

- Integração da A11: o arranjo complexo da integração das correntes da A11 busca um aumento de disponibilidade de OQ para refervimento da 11T04, o que reduz o consumo de VM nos 11P23 (291 kW). Para tanto, é acrescentado um novo usuário de OI (HX03, aquecendo a corrente 14), e as correntes quentes de OBTE (corrente 7 e 67) são aproveitadas para aquecer a corrente 11 ao invés de aquecer a AQ. Ao remover-se esta carga térmica da AQ, obtém-se uma redução de 698 kW de AR no 11P17. Por fim, a purga de fundo da 11T04 (corrente 12) é aproveitada para o pré-aquecimento da nafta (corrente 3), eliminando o 11P22 e reduzindo em 1628 kW o consumo de AR. Seriam necessários 2 novos permutadores (HX03 e 05), além do rearranjo de dois outros permutadores (11P16 e 11P42 poderiam fazer o serviço dos HX04 e 06). O 11P15 precisaria ser ampliado.
 - Benefício: economia de R\$ 176.711 / ano com a redução no VM e AR;
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (11P15) = 1,62 (atual); 1,64 (proposta) → Ficará subdimensionado; $Q/\Delta T_{ml}$ (11P19) = 0,006 (atual); 0,006 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (11P29) = 0,11 (atual); 0,11 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (11P20) = 0,29 (atual); 0,19 (proposta) → Ok; $Q/\Delta T_{ml}$ (11P21) = 0,05 (atual); 0,03 (proposta) → Ok.
- Integração do 13R02, 13T03 e 13T01: a corrente 31 pode ser utilizada para aquecer a corrente 34 (carga do 13R02A), e reverter parte do fundo da 13T01. Com isso o 12P53 deixa de ser necessário, representando uma redução de 4884 kW de RP1. O refervimento de parte do fundo da 13T01 resulta numa redução de 3488 kW de RPq4 no 13P14. O aquecimento da corrente 34 proporcionado pela corrente 31, aliado à integração entre saída e entrada do 13R02A (correntes 36 e 34) permite a eliminação do 13P24, representando uma redução de 2616 kW de VB. Esta integração reduz a carga térmica do 13P25, correspondendo a uma economia de 814 kW de AR. Por fim, a integração da corrente 37 com o refervimento lateral da 13T03 (corrente 55) permite a eliminação do 13P26, além de “folgar” o 13P22, representando uma redução de 2093 kW de AR e 3023 kW de RP2. Com a eliminação do RPq2 no 13P27, obtém-se uma redução de 4721 kW desta utilidade. Seriam necessários três novos trocadores (HX16, 17 e 148), além da reordenação dos atuais 3 cascos do 13P23. Os 13P22 e 13P27, em função da redução de seus *approaches*, ficarão subdimensionados.
 - Benefício: economia de R\$ 4.536.074 / ano com a redução de VB e AR, e com a redução de 1577 kW no RP (-5,9%);
 - $Q/\Delta T_{ml}$ (13P14) = 0,343 (atual); 0,084 (proposta) → OK; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P25) = 0,022 (atual); 0,001 (proposta) → OK; $Q/\Delta T_{ml}$ (13P22) = 0,904 (atual); 1,104 (proposta) → Ficará subdimensionado. $Q/\Delta T_{ml}$ (13P27) = 0,063 (atual); 0,229 (proposta) → Ficará subdimensionado.

Tabela 4.15: Sumário das propostas de integração energética em Copesul 1.

Modificação	Impacto em utilidades	Benefício econômico anual	Investimento necessário em trocadores
Substituição de RP0 por AR no 13P59	-130 kW RP +1163 kW AR	R\$ 206.113	Ampliação do 13P59
Substituição de VB por AQ no 13P21	-8256 kW VB -8256 kW AR	R\$ 3.001.579	Ampliação do 13P21
Integração do 13R01	-1047 kW VS -930 kW AR -23 kW RP	R\$ 1.147.989	Ampliação do 13P16
Integração da corrente de gasolina	-1163 kW VB -1163 kW AR	R\$ 422.757	2 novos trocadores
Integração do topo da 13T04, fundo das 13T03 e 13T08	-600 kW RP	R\$ 1.355.600	2 novos trocadores
Integração da A11	-291 kW VM -2326 kW AR	R\$ 176.711	2 novos trocadores, modificação dos 11P16 e 11P42
Integração do 13R02, 13T03 e 13T01	-1577 kW RP -2616 kW VB 2907 kW AR	R\$ 4.536.074	3 novos trocadores, ampliação dos 13P22 e 13P27

4.7 Apêndice I: Dados dos Trocadores e Diagramas de Grade de R-1 e R-2

Seguem abaixo os dados sobre os trocadores de calor da rede evoluída R-2 (Tabela 4.16), e os Diagramas de Grade para as redes R-1 e R-2 de Copesul 1.

Tabela 4.16: Resumo das informações dos trocadores da rede R-2, conforme reportado pelo AspenPinch.

Corrente 1 e 2 são as correntes que trocam calor no permutador designado por "ID". Tin e Tout são as temperaturas de entrada e saída das correntes (1) e (2).

ID do trocador	Corrente (1)	Corrente (2)	Tin (1)	Tout (1)	Tin (2)	Tout (2)	Q (kW)
HX01	63	18	193,4	190,8	162,4	162,4	293
11P23	VM	18	203,4	203,4	162,4	162,6	37882
11P29	63	14	193,4	182,3	139,6	160,9	49034
11P15	63	17	193,4	179,3	162,4	162,6	44325
11P24	VM	19	203,4	203,4	162,4	180,0	17209
13P23	37	34	70,7	31,4	14,7	56,0	40697
11P21	CM	14	203,4	180,0	131,3	139,6	19127
11P19	12	11	162,4	137,9	86,1	87,8	407
11P31	62	5	150,3	112,7	63,0	75,0	17958
HX03	62	14	150,3	138,8	123,7	131,3	17524
13P40	62	40	150,3	113,8	102,0	110,0	51531
12P55	62	65	150,3	110,9	73,2	87,2	25935
11P20	62	11	150,3	114,5	87,8	116,0	68545
HX05	12	3	137,9	40,0	18,4	27,3	16254
HX07	42	39	111,0	83,0	79,7	87,6	12115
13P38	VB	39	147,2	147,2	79,7	87,6	86257
HX06	7	11	133,4	87,8	83,2	83,6	104
11P39	VB	20	147,2	147,2	123,4	123,7	58139
HX16	31	34	29,3	24,9	25,2	14,7	14009
13P49_1	9	51	64,5	62,1	58,2	58,3	79257
13P59	44	AR	61,6	34,0	30,0	35,0	13556
12P54	61	66	83,0	82,8	38,6	45,0	273
13P46	61	46	83,0	68,2	58,7	75,4	46601
13P41	42	AR	60,1	38,0	30,0	35,0	957
13P25	36	AR	62,3	61,8	30,0	35,0	44
11P18	10	AR	46,0	33,0	30,0	35,0	105813
11P12	61	3	80,8	61,5	27,3	63,0	65321
13P21	61	33	80,8	73,8	70,0	75,0	83020
12P51	61	64	80,8	69,4	65,5	75,6	15256
HX17	31	29	24,9	14,0	23,8	16,5	35026
13P53	52	AR	58,1	33,0	30,0	35,0	28
11P13	61	1	80,8	62,9	23,4	68,8	269
13P14	RPQ4	29	20,5	20,5	23,8	83,0	14659
HX13	50	AR	38,0	33,0	30,0	35,0	16
13P51	49	AR	41,1	38,0	30,0	35,0	64

13P48	47	AR	54,7	38,0	30,0	35,0	689
13P47	45	AR	51,0	41,2	30,0	35,0	44236
13P43	43	AR	38,0	36,4	30,0	35,0	129
13P42	41	AR	42,0	41,7	30,0	35,0	39479
11P17	9	AR	62,1	46,0	30,0	35,0	52306
13P03	21	RP2	-60,0	-17,8	-22,0	-22,0	40697
13P50	48	AR	43,7	43,6	30,0	35,0	28006
HX14	21	32	-0,3	-60,0	-90,0	-70,5	19767
13P57	RPQ5	32	50,0	50,0	-90,0	-69,5	20820
HX10	42	66	83,0	60,1	15,3	38,6	990
13P49_2	61	51	73,4	64,5	58,1	58,2	20139
HX19	21	54	15,1	-0,3	-66,0	-63,6	45379
13P58	38	22	12,5	12,2	-64,0	45,0	35675
13P28	RPQ5	54	50,0	50,0	-66,0	-58,4	14415
13P39	38	RP1	12,2	91,0	50,0	50,0	65891
13P16	27	26	289,7	29,8	23,1	283,0	27403
13P19	27	RP1	29,8	23,0	50,0	50,0	72
HX144	37	34	31,4	14,2	-11,9	25,2	17845
12P52	31	30	34,1	29,3	12,4	21,2	15384
HX148	36	34	70,6	62,3	56,0	64,3	814
13P27	37	55	14,2	-14,1	-21,5	-20,8	47209
13P22	37	RP2	-14,1	-17,3	-22,0	-22,0	79121
13P04	21	23	-17,8	-22,7	-32,9	-31,3	16946
13P05	21	RP3	-22,7	-35,1	-38,0	-38,0	43000
13P29	53	RP3	-30,9	-34,1	-38,0	-38,0	32040
HX21	56	RP3	-30,0	-33,0	-38,0	-38,0	54
13P06	24	RE1	-44,0	-50,1	-55,0	-55,0	11639
13P33	56	RE1	-33,0	-52,0	-55,0	-55,0	336
13P07	24	RE2	-50,1	-65,9	-72,0	-72,0	30149
13P34	56	RE2	-52,0	-69,0	-72,0	-72,0	301
13P08	25	RE3	-76,0	-95,2	-100,0	-100,0	23404
13P15	28	RE3	-94,8	-96,2	-100,0	-100,0	11884
13P35	56	RE3	-69,0	-97,0	-100,0	-100,0	496
HX04	67	11	243,4	90,0	83,6	86,1	610
13P52	50	RP1	33,0	10,0	50,0	50,0	73

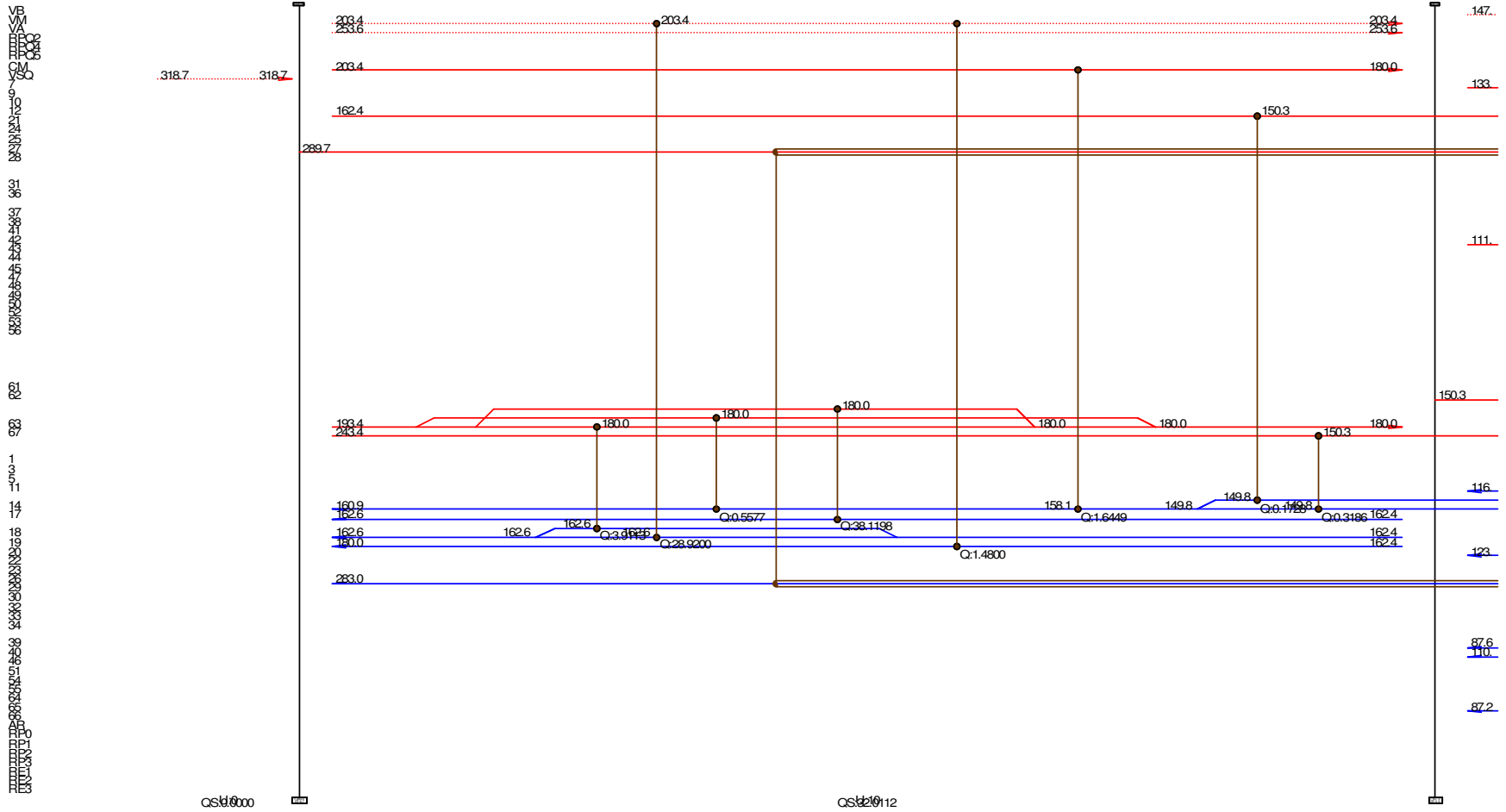


Figura 4.9: Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1), região entre *pinches* de utilidade (289,7/283°C) e (150,3/147,3°C).

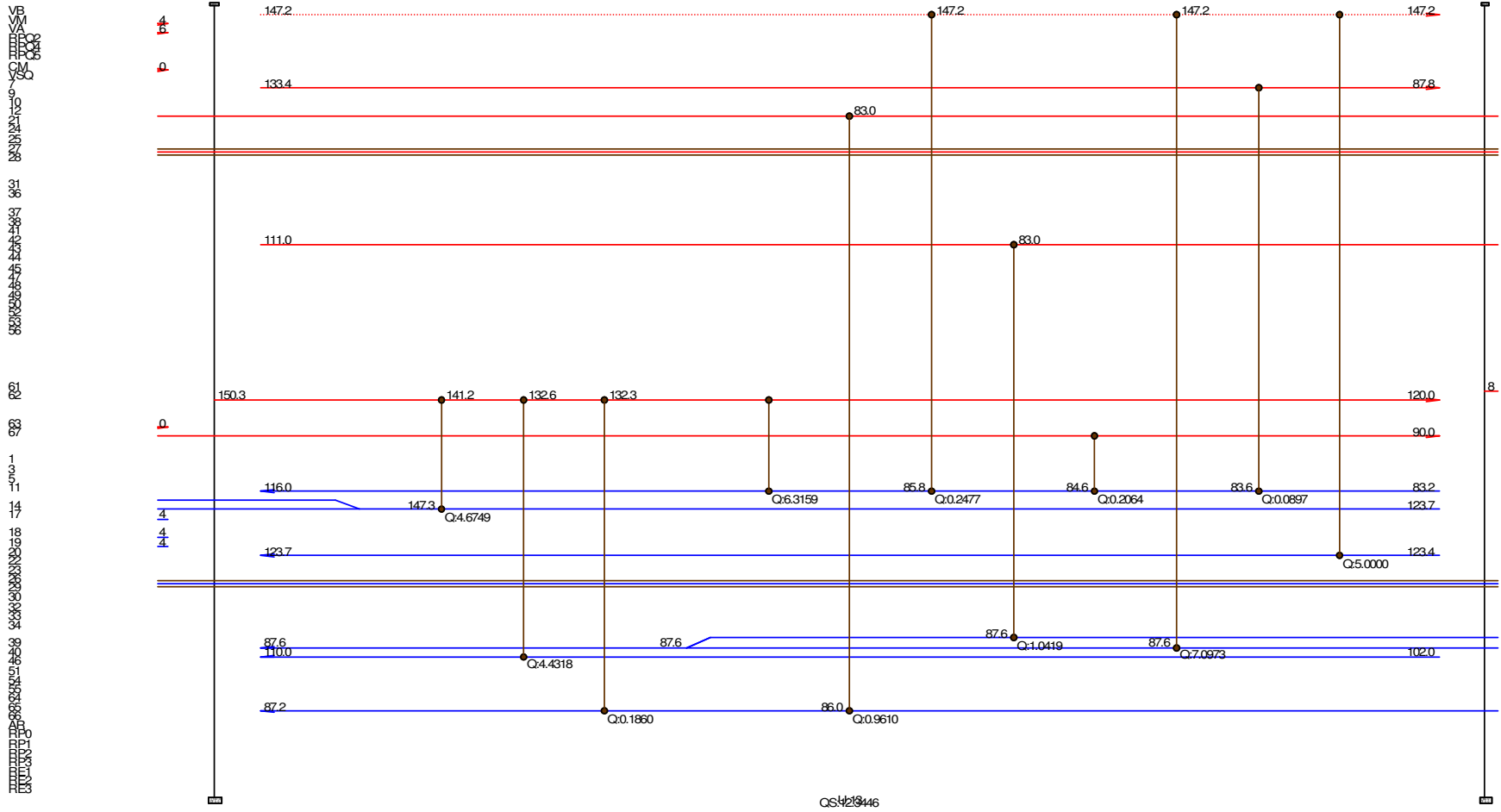
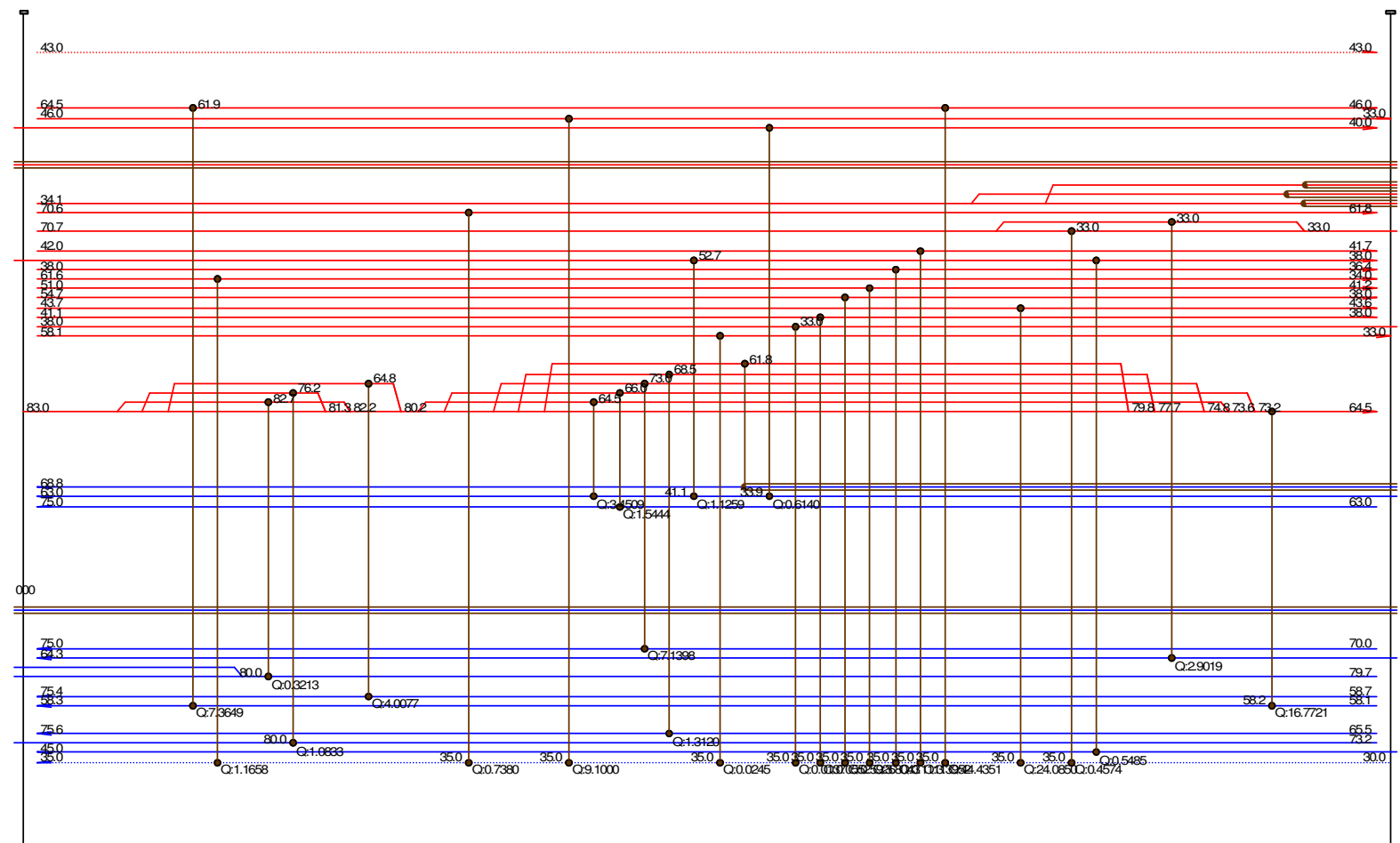


Figura 4.10: Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1), região entre *pinch* de utilidade (150,3/147,3°C) e de processo (83/80°C).

84.0
83.0
82.0
81.0
80.0
79.0
78.0
77.0
76.0
75.0
74.0
73.0
72.0
71.0
70.0
69.0
68.0
67.0
66.0
65.0
64.0
63.0
62.0
61.0
60.0
59.0
58.0
57.0
56.0
55.0
54.0
53.0
52.0
51.0
50.0
49.0
48.0
47.0
46.0
45.0
44.0
43.0
42.0
41.0
40.0
39.0
38.0
37.0
36.0
35.0
34.0
33.0
32.0
31.0
30.0
29.0
28.0
27.0
26.0
25.0
24.0
23.0
22.0
21.0
20.0
19.0
18.0
17.0
16.0
15.0
14.0
13.0
12.0
11.0
10.0
9.0
8.0
7.0
6.0
5.0
4.0
3.0
2.0
1.0
0.0



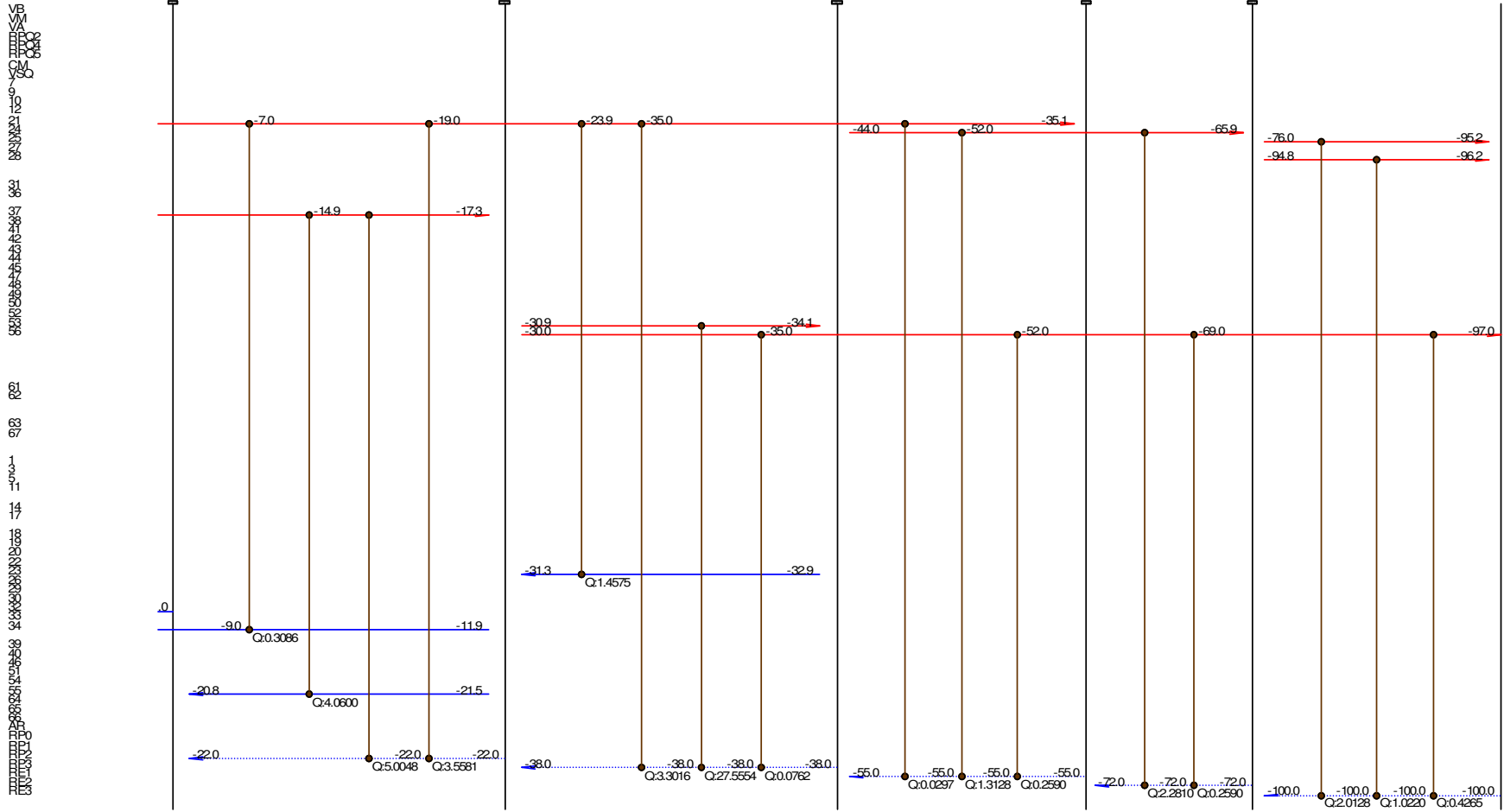


Figura 4.13: Rede gerada para a planta Copesul 1 (R-1) , região entre pinches de utilidade (-6/-9), (-19/-21), (-35/-38), (-52/-55) e (-69/-72°C).

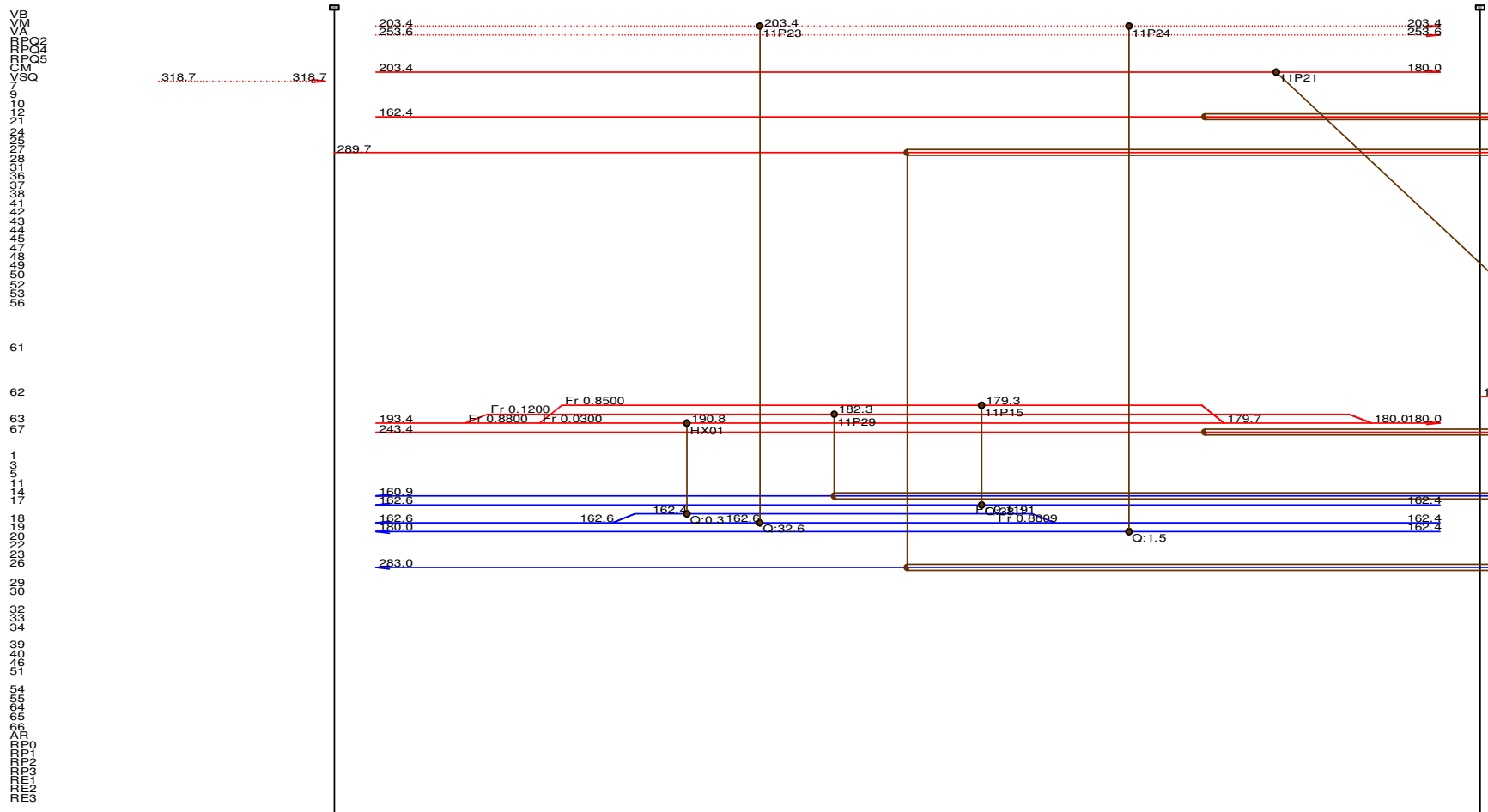


Figura 4.14: Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre *pinches* de utilidade (289,7/283°C) e (150,3/147,3°C).

1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92
93
94
95
96
97
98
99
100

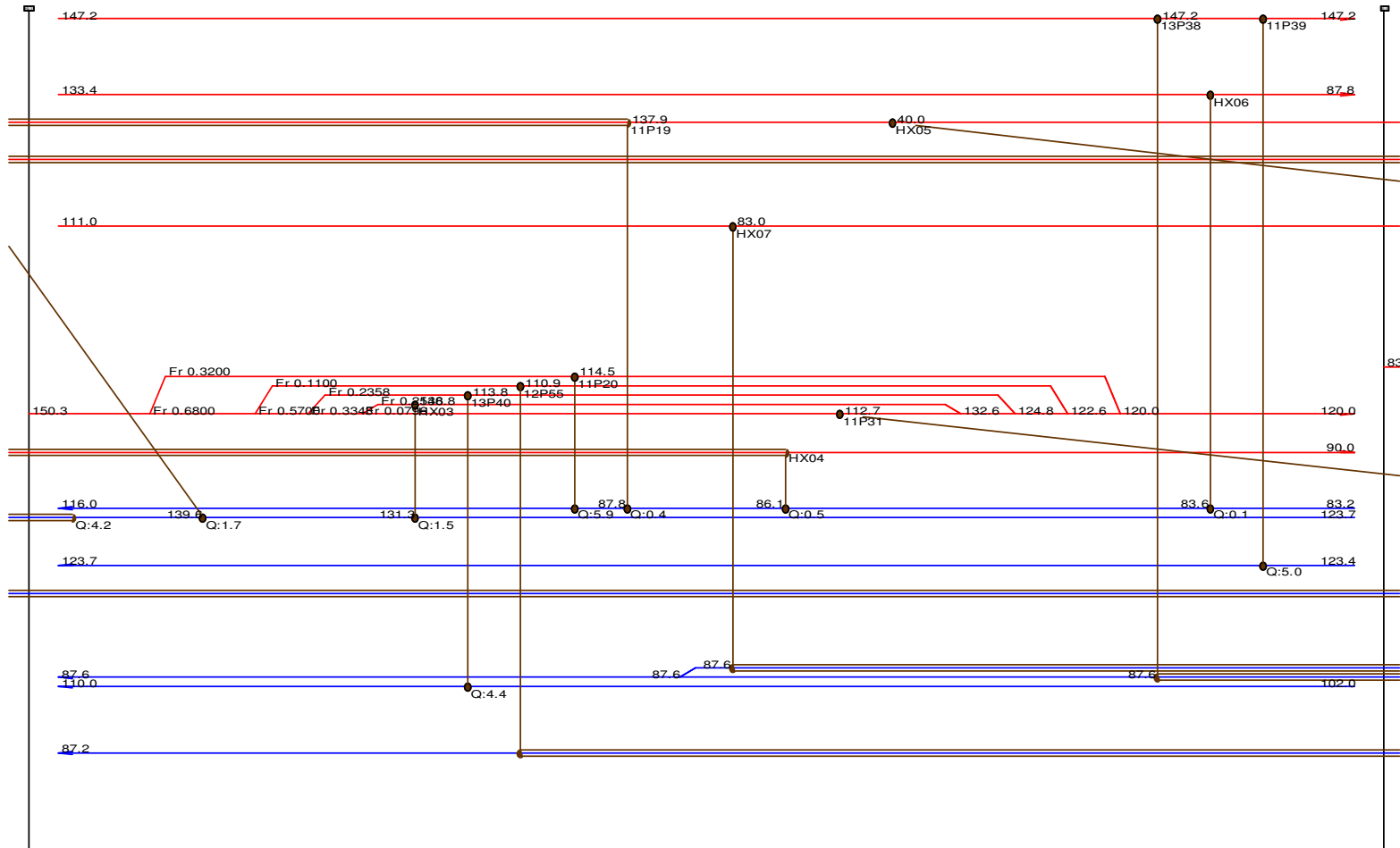


Figura 4.15: Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre *pinch* de utilidade ($150,3/147,3^\circ\text{C}$) e de processo ($83/80^\circ\text{C}$).

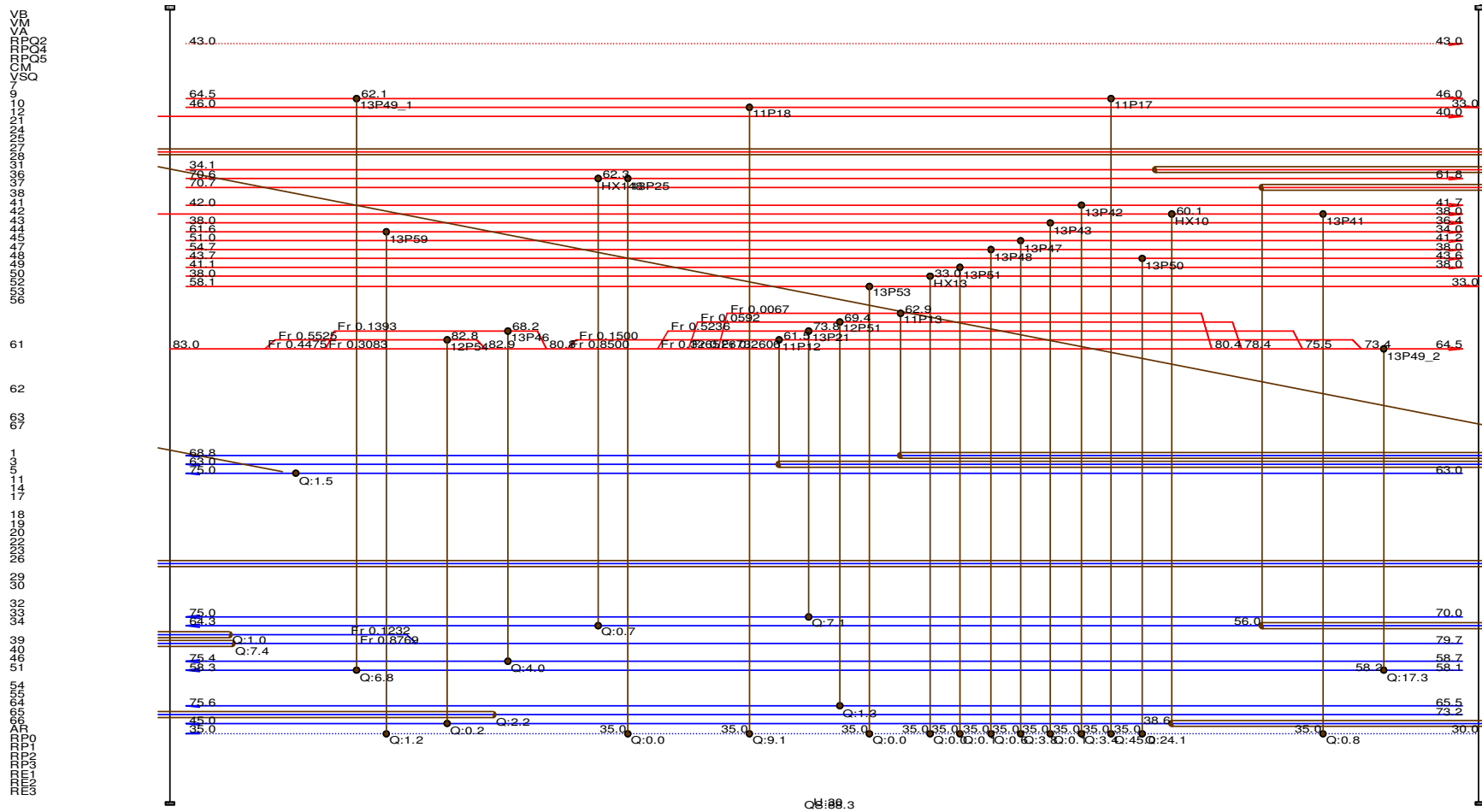


Figura 4.16: Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre *pinches* de processo (83/80°C) e utilidades (33/30°C).

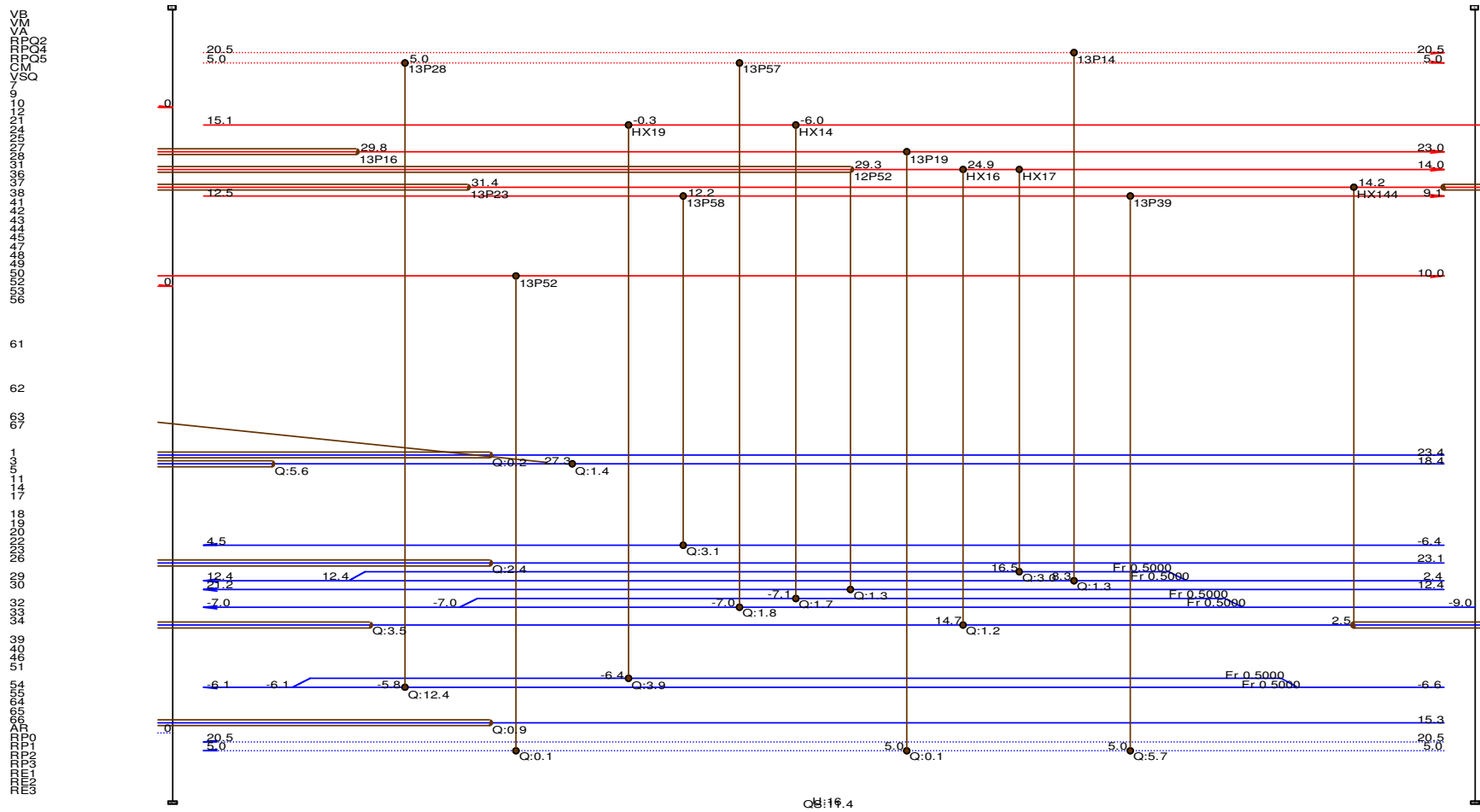


Figura 4.17: Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre *pinches* de utilidade (33/30°C) e (-6/-9°C).

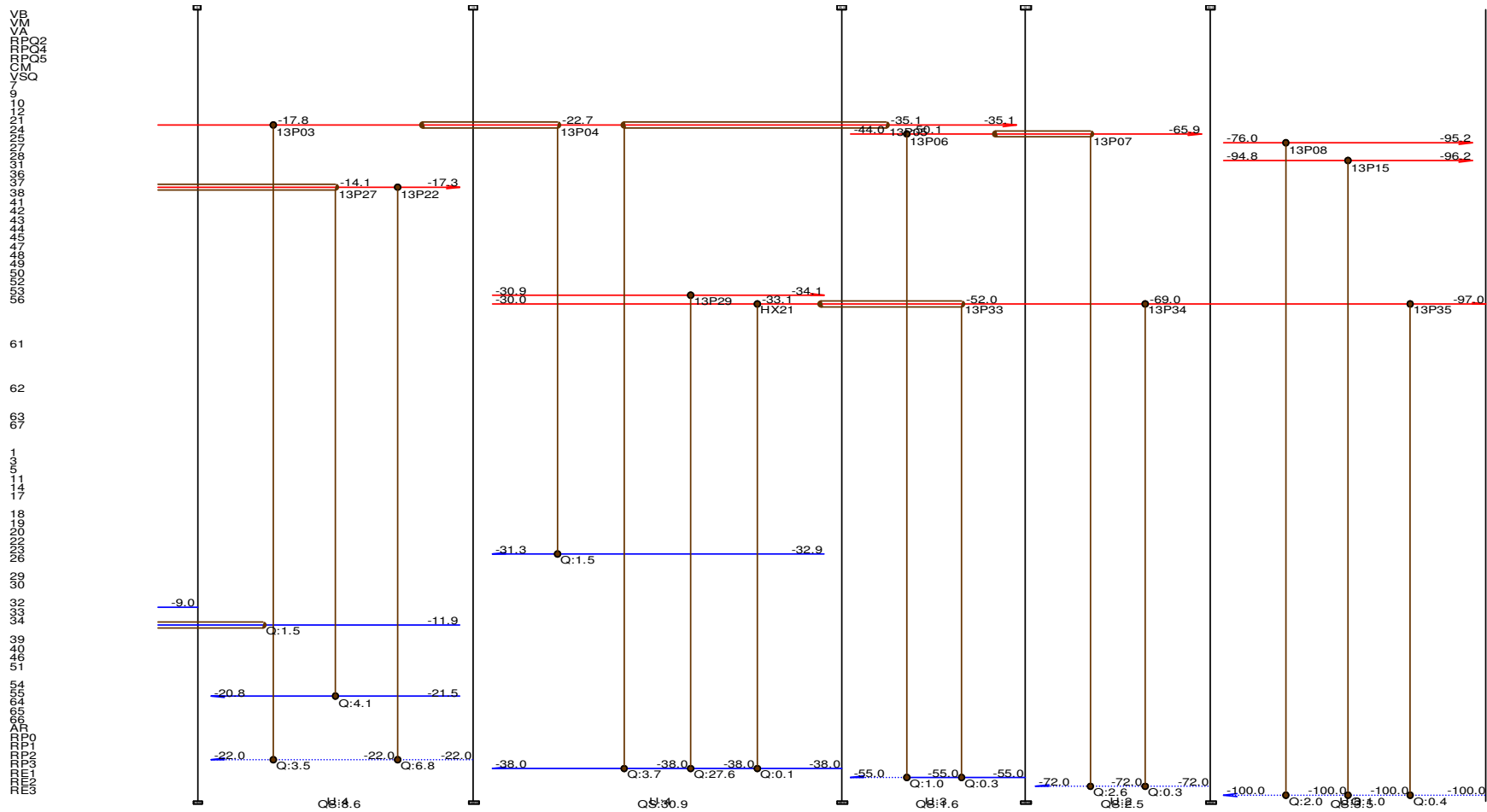


Figura 4.18: Rede evoluída para a planta Copesul 1 (R-2), região entre *pinches* de utilidade (-6/-9), (-19/-21), (-35/-38), (-52/-55) e (-69/-72°C).

4.8 Apêndice II: O AspenPinch

Neste capítulo, a metodologia da Análise *Pinch* foi executado com o auxílio do software AspenPinch 11.0, da Aspen Tech, desenvolvido especificamente para essa atividade. O aplicativo facilita a manipulação dos dados das correntes, permitindo uma integração direta com o simulador estacionário Aspen Plus da mesma empresa, o que simplifica a transferência de dados de simulação, e mesmo a posterior simulação de uma rede integrada.

Os casos de projeto são definidos no aplicativo, e múltiplos subcasos podem ser criados, os quais herdam as informações do caso inicial, o que permite múltiplas análises de um mesmo problema, sob aspectos diversos.

Os dados das correntes de processo e utilidades são informados ao sistema, em janelas como a mostrada na Figura 4.19.

Units	Name	Tsupp	Ttarg	Duty	MCP	Hfilm	Contrib	CostLaw	ON	Type	Comments	Simulatio
	C	C		MMkcal/hr	MMkcal/hr-C	kcal/hr-m ² C						
1:1	1	23.40	68.80	0.23	5.1000000E-3		Global		✓	COLD		
2:1	3	18.40	63.00	7.02	0.16		Global		✓	COLD		
3:1	5	63.00	75.00	1.54	0.13		Global		✓	COLD		
4:1	7	133.40	87.80	0.09	1.9679825E-3		Global		✓	HOT		
5:1	9	64.50	46.00	51.80	2.80		Global		✓	HOT		
6:1	10	46.00	33.00	9.10	0.70		Global		✓	HOT		
7:1	11	83.20	116.00	6.86	0.21		Global		✓	COLD		
8:1	12	162.40	40.00	1.75	0.01		Global		✓	HOT		
9:1	14	123.70	160.90	7.37	0.20		Global		✓	COLD		
10:1	17	162.41	162.58	38.12	224.23		Global		✓	COLD		
11:1	18	162.41	162.58	32.83	193.13		Global		✓	COLD		
12:1	19	162.40	180.00	1.48	0.08		Global		✓	COLD		
13:1	20	123.35	123.70	5.00	14.29		Global		✓	COLD		
14:1	21	15.13	-0.20	3.88	0.25		Global		✓	HOT		
14:2		-0.20	-35.10	10.38	0.30		Global		✓	HOT		
15:1	22	-6.40	-4.30	1.29	0.61		Global		✓	COLD		
15:2		-4.30	-0.70	1.19	0.33		Global		✓	COLD		
15:3		-0.70	2.40	0.51	0.16		Global		✓	COLD		
15:4		2.40	4.50	0.09	0.04		Global		✓	COLD		
16:1	23	-32.86	-32.30	0.81	1.44		Global		✓	COLD		
16:2		-32.30	-31.60	0.55	0.79		Global		✓	COLD		
16:3		-31.60	-31.30	0.09	0.32		Global		✓	COLD		
17:1	24	-44.00	-65.90	3.59	0.16		Global		✓	HOT		
18:1	25	-76.00	-95.20	2.01	0.10		Global		✓	HOT		
19:1	26	23.10	283.00	2.36	9.0675645E-3		Global		✓	COLD		
20:1	27	289.70	23.00	2.42	9.0675667E-3		Global		✓	HOT		
21:1	28	-94.80	-96.20	1.02	0.73		Global		✓	HOT		
22:1	29	2.38	12.42	4.27	0.43		Global		✓	COLD		
23:1	30	12.42	21.20	1.32	0.15		Global		✓	COLD		
24:1	31	34.10	14.00	5.54	0.28		Global		✓	HOT		
25:1	32	-9.00	-7.00	3.49	1.75		Global		✓	COLD		
26:1	33	70.00	75.00	7.11	1.13		Global		✓	COLD		

Figura 4.19: Entrada de dados das correntes de processo, no AspenPinch.

Com estes dados, e definido o ΔT_{\min} para o projeto, o aplicativo facilita a geração dos diagramas CC e GCC, além de simplificar a colocação de utilidades e a análise exergética.

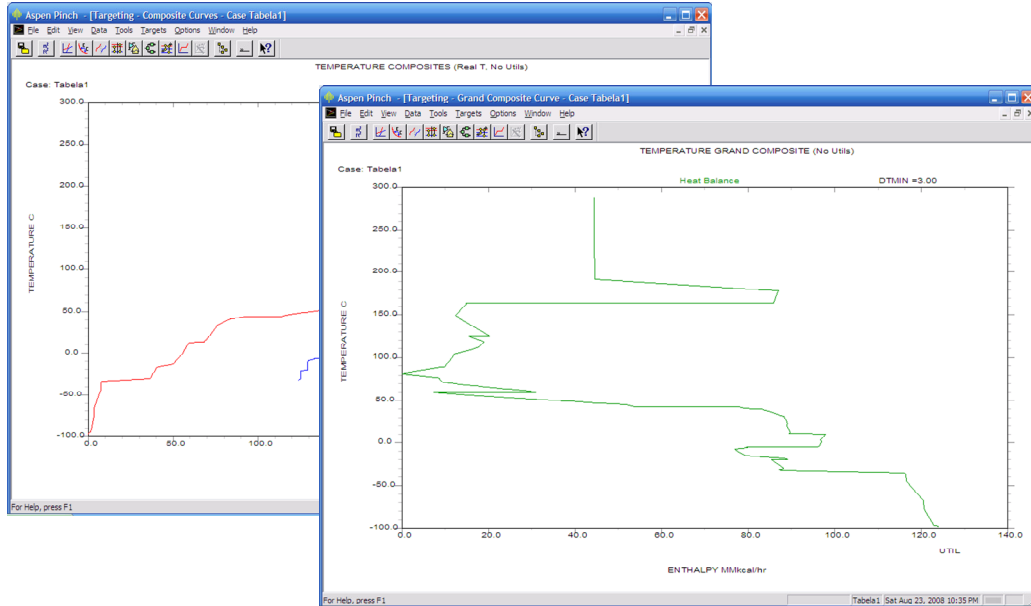


Figura 4.20: Diagramas CC e GCC, no AspenPinch.

A síntese e evolução da rede de trocadores de calor pode ser executada automaticamente pelo aplicativo, mas em geral o resultado não é adequado. A melhor alternativa é gerar manualmente a rede e evoluí-la, e para essas tarefas, o software facilita o trabalho na medida em que auxilia na visualização dos dados das correntes (tabela m.cp), indica as quantidades de calor remanescente, e automatiza o cálculo das temperaturas que cruzam os trocadores de calor. Auxilia ainda na localização dos ciclos e percursos, na evolução da rede.

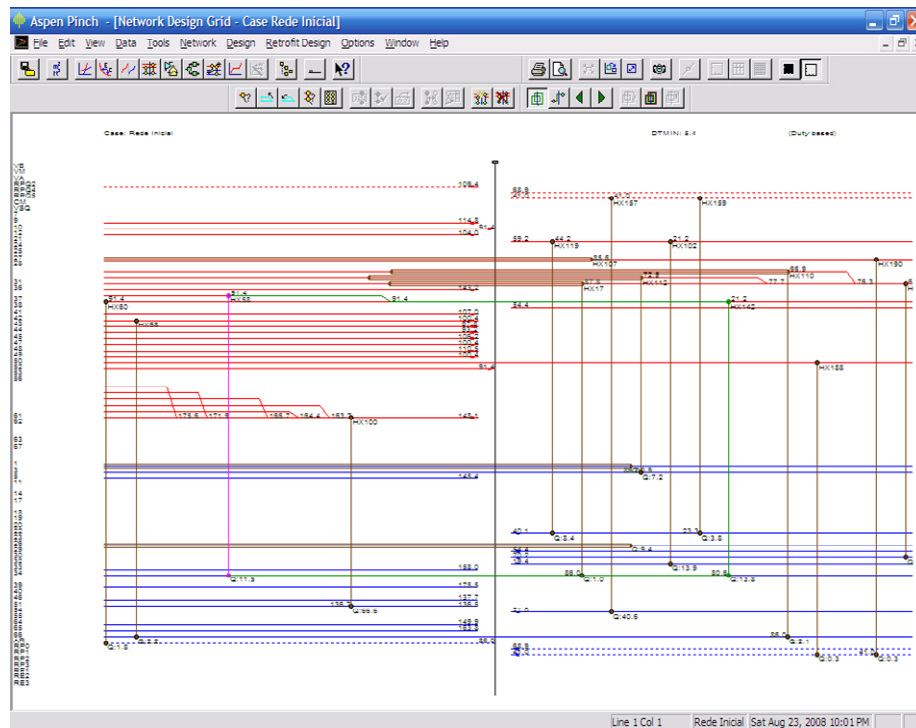


Figura 4.21: Identificação de um ciclo (*loop*), no AspenPinch (em verde e rosa na figura).

Em resumo, o aplicativo não substitui o trabalho do projetista, mas facilita sua interação com o problema liberando o usuário das tarefas de cálculo de energia remanescente e temperaturas das correntes que cruzam os trocadores, que num projeto de grande dimensão pode ser tediosa e levar facilmente a erros.

Capítulo 5

Síntese de redes flexíveis de trocadores de calor: formulação matemática

No capítulo anterior, a Análise *Pinch* permitiu identificar algumas oportunidades de integração energética da Copesul 1. As oportunidades foram segregadas e quantificadas. Neste capítulo, uma das oportunidades de integração será analisada mais a fundo, incluindo-se agora considerações de flexibilidade para determinar a rede de trocadores de calor mais adequada às condições operacionais. A redução da dimensão do problema facilita a implementação da metodologia escolhida.

Diferentemente da aplicação da Análise *Pinch*, a apresentação da metodologia de geração de redes flexíveis por métodos matemáticos será feita conjuntamente à descrição de sua implementação no problema em questão, de forma a facilitar a compreensão da aplicação de cada etapa da metodologia.

5.1 Redefinição do problema e cenários de operação

Na Análise *Pinch*, a seção da planta Copesul 1 avaliada sob a denominação de “Integração do 13R02, 13T03 e 13T01” apresentou consideráveis benefícios, com uma contrapartida em modificações significativas de equipamentos e tubulações conforme se verifica na Tabela 4.15. Pela sua representatividade, esta seção da planta foi escolhida para ser analisada com mais detalhe.

As correntes envolvidas e o arranjo de processo são apresentados na Tabela 5.1 e na Figura 5.1 a seguir.

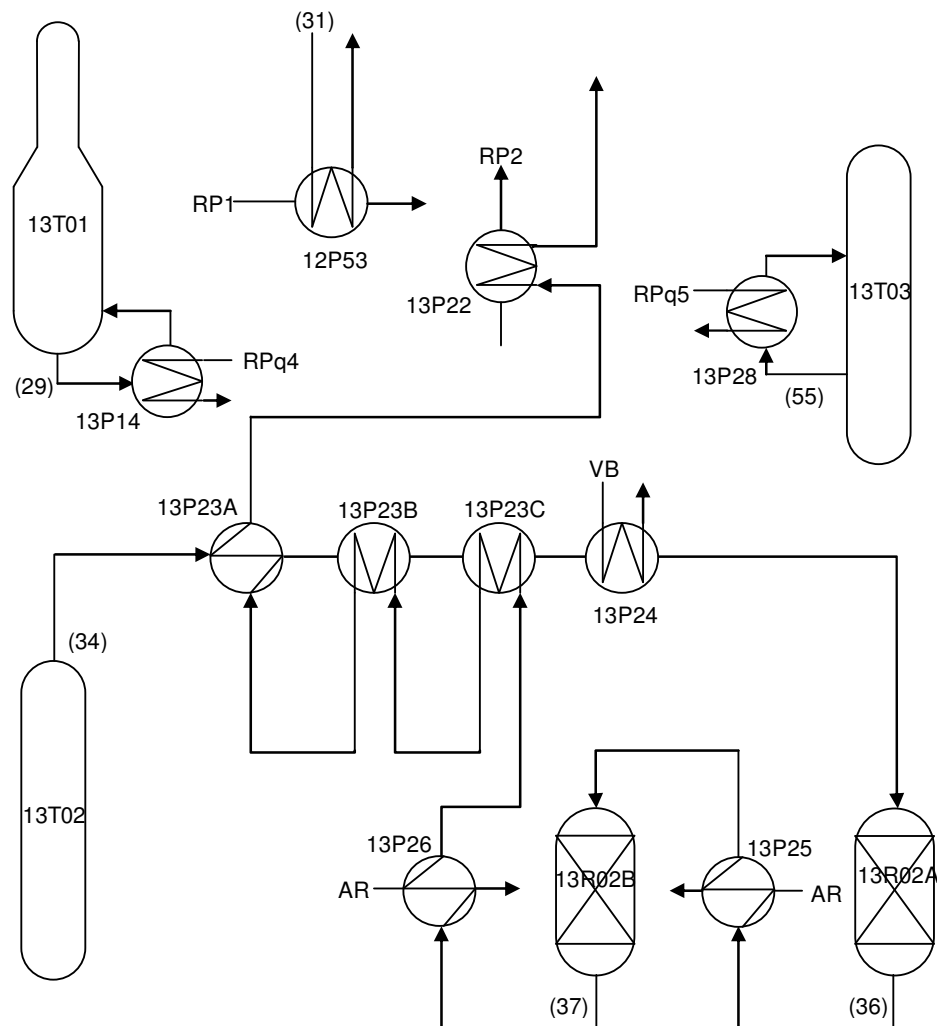


Figura 5.1: Diagrama da seção 13R02-13T03-13T01 atual.

Os sistemas envolvidos na análise são a corrente de gás seco (31) resfriada com RP, o refervimento (29) da torre desmetanizadora (13T01) e o refervimento lateral (55) da torre separadora de eteno (13T03) ambos aquecidos com correntes em fase vapor do ciclo de propeno refrigerante (RPq), e todo o circuito de topo da desetanizadora (13T02). Este último consiste numa corrente de topo (34) da desetanizadora contendo eteno, etano e acetileno, a qual é hidrogenada em dois leitos fixos de um reator (13R02) a fim de reduzir o teor de acetileno de ~8000 ppm para menos de 5 ppm. A carga do primeiro estágio do reator (34), além de ser pré-aquecida com o efluente do segundo estágio (37), sofre um aquecimento com vapor de baixa pressão (VB), enquanto as saídas de ambos os estágios são resfriadas com água de refrigeração (AR). A condensação final da saída do segundo estágio é feita com correntes em fase líquida do ciclo de propeno refrigerante (RP).

Na tabela 5.1 os custos das utilidades são os mesmos utilizados na Análise *Pinch*. A equação para o custo da rede, assim como o coeficiente global de troca térmica, foram retirados de Floudas e Grossmann (1987a).

Tabela 5.1: Dados das correntes de processo e utilidades da seção 13R02-13T03-13T01.

#	Tin (°C)	Tout (°C)	Fcp (kW/°C)
	cenário 1/ cenário 2	cenário 1/ cenário 2	
31	29,3	14	320
36	70,6 / 54	61,8 / 50	98
37a	70,7 / 54	-13,4	104
37b	-13,4	-16,7	2694
37c	-16,7	-17,3	1473
29	2,38	12,42	495
55	-21,5	-20,8	6744
34a	-11,9	10,7	124
34b	10,7	64,3 / 50	98
VB	147,2	146,2	1
RPq4	20,5	19,5	1
RPq2	43	42	1
RPq5	5	4	1
AR	30	35	0,2
RP2	-22	-21	1
RP1	5	6	1
$\Delta T_{min} = 3^{\circ}C$			
custos: VB=1 R\$/Gcal ; AR=1 R\$/Gcal; RP=RPq=1 R\$/kWh			
custo da rede dado por: $C = 4333A^{0,6}$ (\$/ano, A em m ²)			
U (coef. global troca térmica) = 0,8 kW/(m ² K)			

Até então as considerações, análises e conclusões sobre as possibilidades de integração energética vinham sendo tecidas sobre uma condição padrão de projeto. No entanto, esta seção da planta está sujeita a dois cenários de operação distintos que evoluem de um a outro, alternando-se num intervalo de alguns meses:

- Fim de campanha dos leitos do reator 13R02 (cenário 1): ao final de alguns meses de operação a temperatura de entrada dos leitos precisa ser aumentada em função da perda de atividade do catalisador. Assim, as correntes 34b (entrada do 1º estágio) e 36 (entrada do 2º estágio) aparecem na Tabela 5.1 com temperaturas finais (Tout) em 64,3 e 61,8°C, respectivamente. Já as correntes 36 (saída do 1º estágio) e 37a (saída do 2º estágio) aparecem com temperaturas de entrada (Tin) de 70,6 e 70,7°C, respectivamente.
- Início de campanha dos leitos do reator 13R02 (cenário 2): nessa condição, alcançada após a regeneração do reator, em função da elevada atividade do catalisador (leito fixo) a temperatura de entrada de ambos os leitos é mais baixa. Assim, as correntes 34b (entrada do 1º estágio) e 36 (entrada do 2º estágio) aparecem na Tabela 5.1 com temperaturas finais (Tout) em 50°C. As correntes 36 (saída do 1º estágio) e 37a (saída do 2º estágio) apresentam mesmas temperaturas de entrada (Tin) de 54°C.

Uma avaliação adequada das possibilidades de redução de consumo energético deve forçosamente levar em conta esses cenários operacionais, sob pena de gerar-se uma rede de trocadores de calor pouco robusta, que poupe energia em apenas um cenário, desperdiçando-a no outro cenário ou mesmo não sendo viável operacionalmente.

O problema passa a ser então a “*síntese de uma rede de trocadores de calor que minimize o consumo de energia (utilidades) e o custo das instalações em todos os cenários de operação previstos*”. Este problema já havia sido formulado no início da década de 1980, e algumas linhas de trabalho dali partiram. A síntese de redes viáveis para vários cenários operacionais é uma evolução inerente ao próprio desenvolvimento dos métodos matemáticos de integração energética, tendo ocorrido em paralelo e em conjunto com estes.

5.2 Panorama Histórico da Síntese de Redes Flexíveis

Desde o estabelecimento da Análise *Pinch* por Linhoff na década de 1970, diversos métodos alternativos de integração energética usando formulação matemática foram desenvolvidos nas décadas seguintes, em especial devido à disponibilidade de capacidade computacional progressivamente crescente, capaz de lidar com os problemas de grande dimensão gerados por estes métodos. Estes métodos implementavam inicialmente a lógica inerente à Análise *Pinch*, com intervalos de temperatura e suas limitações termodinâmicas sendo formulados e solucionados em etapas iterativas, como nos trabalhos de Papoulias e Grossmann (1983), e Floudas et al. (1986), tendo progressivamente evoluído para outros métodos mais complexos, formulados como um problema único não iterativo, como nos trabalhos de Ciric e Floudas (1991), e Yee et al. (1990).

O problema da síntese de redes capazes de atender os requisitos de mínimo consumo de utilidades e mínimo número de trocadores, levando em conta várias condições de operação foi inicialmente abordado por Marselle et al. (1982).

Floudas e Grossmann (1986) estenderam a metodologia que vinham desenvolvendo desde 1983, e que consistia na formulação de três problemas de otimização resolvidos em seqüência e de forma iterativa (um problema LP, um MILP e outro NLP), para o caso de vários cenários distintos de operação (multiperíodo, onde “período” é sinônimo de “cenário”). A implementação é dita “com decomposição” em função das várias etapas a serem vencidas e da característica iterativa. O método original (monoperíodo) partia da Tabela do Problema e de um *approach* mínimo pré-estabelecido, a partir dos quais era determinado o consumo mínimo de utilidades por meio de um problema LP. Com estes resultados era formulado um problema MILP que predizia as combinações entre as correntes quentes e frias, e as cargas térmicas envolvidas, informações estas que eram utilizadas na formulação de um problema NLP, o qual representava os balanços de massa e energia de uma superestrutura que indicava todos os possíveis arranjos entre as correntes que trocam calor. A solução do problema NLP fornecia as vazões e temperaturas de todas as correntes, bem como o arranjo da rede que minimizasse o custo de investimento (área dos trocadores). Todo o processo recomeçava então, com uma nova estimativa para o *approach* mínimo, e os valores no final eram comparados para determinar-se a melhor relação custo-benefício entre redução de consumo energético e custo de área de trocadores. Esta metodologia foi ampliada para o caso multiperíodo adaptando-se as formulações dos problemas LP, MILP e NLP conforme é detalhado em parágrafos subseqüentes desse capítulo.

Papalexandri e Pistikopoulos (1993, 1994), Konukman et al. (2002), entre outros, estenderam ao caso multiperíodo os métodos numéricos de integração energética ditos “sem decomposição” estudados por Ciric e Floudas, que formulavam um único problema de otimização do tipo MINLP. A formulação reunia os balanços de massa e energia (além de restrições termodinâmicas e outras), desenvolvidos a partir de uma hiperestrutura que representava todas as possíveis combinações de correntes quentes e frias. Por não se conhecer previamente o consumo das utilidades, tampouco quais correntes quentes e frias que iriam combinar-se (como acontece na etapa NLP dos métodos com decomposição), a hiperestrutura é muito mais complexa que a superestrutura mencionada anteriormente, dificultando a solução do problema. Papalexandri e Pistikopoulos (1993, 1994), e Konukman et al. (2002) adicionaram à formulação monopерíodo as considerações dos vários períodos de operação, de forma a adaptar estes métodos ao caso multiperíodo.

A figura 5.2 resume o panorama histórico do desenvolvimento das metodologias com e sem decomposição, nas implementações mono e multiperíodo.

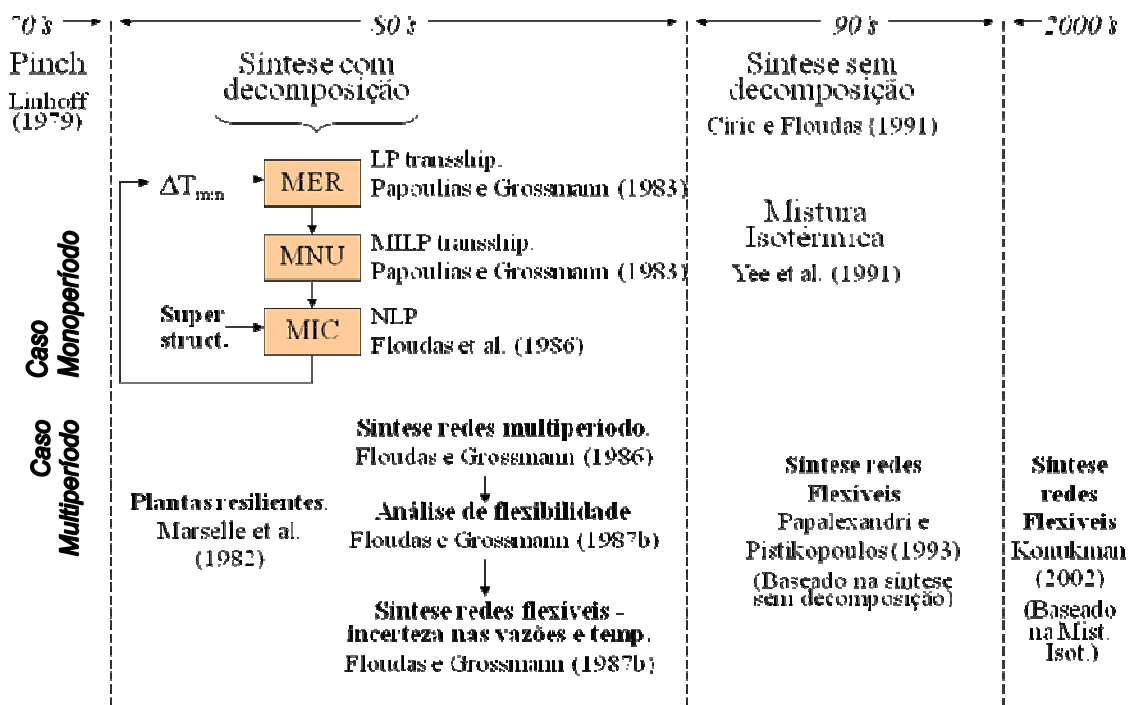


Figura 5.2: Panorama histórico dos métodos numéricos de integração energética.

O método com decomposição desenvolvido por Floudas e Grossmann (1986) foi aplicado no problema de síntese da rede da seção 13R02-13T03-13T01 para os dois cenários de operação descritos anteriormente. A escolha baseou-se na menor complexidade para a solução dos problemas de otimização dessa metodologia, que envolve duas formulações lineares e uma formulação não-linear, de dimensão menor que aquela desenvolvida nos métodos sem decomposição.

5.3 A formulação multiperíodo com decomposição e sua implementação

Conforme descrito por Floudas (1985), o método original (monoperíodo), uma implementação da lógica empregada na Tecnologia *Pinch* e baseado no modelo “Transshipment”, destinava-se à geração de redes de trocadores de calor para um ponto único de operação da planta, baseando-se numa seqüência de três problemas de otimização que eram formulados a partir da definição de um *approach* mínimo. De início, um problema LP é formulado para determinar-se o ponto de *pinch* e o mínimo consumo de utilidades quentes e frias (MER, *Minimum Energy Requirement*). Definidos os consumos de utilidades e a localização do *pinch*, um problema MILP é formulado para determinar-se o calor trocado entre as correntes de processo, em cada sub-rede (acima e abaixo do *pinch*), minimizando o número de trocadores (MNU, *Minimum Number of Units*). Por fim, de posse dos calores trocados entre as correntes e baseando-se numa superestrutura que representava as múltiplas topologias permitidas para a rede, um problema NLP é formulado para determinar-se as vazões e temperaturas de cada trocador, minimizando o custo da instalação (MIC, *Minimum Investment Cost*).

O problema da flexibilidade foi inicialmente abordado nesta formulação com a introdução do conceito de operação multiperíodo: a rede de trocadores de calor a ser sintetizada deveria ser capaz de operar de forma viável não só em um único ponto de operação (período), mas sim num conjunto discreto de pontos de operação, nos quais as vazões e temperaturas das correntes envolvidas se modificariam. Assim, o problema de sintetizar uma rede que fosse capaz de operar não apenas na condição de projeto do processo, mas também em situações de baixa e alta carga, verão e inverno, por exemplo, poderia ser solucionado. Para tanto, Floudas e Grossmann (1986, 1987a) modificaram o método original para levar em conta a operação multiperíodo. Basicamente, as restrições dos problemas LP, MILP e NLP foram multiplicadas para cada ponto de operação, e na função objetivo do problema MILP foi introduzida uma nova variável inteira para contemplar a possibilidade de um mesmo trocador operar em diversos períodos sem que o mesmo fosse computado mais de uma vez.

O método de síntese de redes flexíveis multiperíodo, da forma como foi descrito no parágrafo anterior, foi implementado parte em MATLAB, parte em GAMS, e cada uma das três etapas do método é descrita pormenorizadamente a seguir.

5.3.1 O problema LP

A primeira etapa do método, o problema LP, tem por objetivo determinar o consumo mínimo de utilidades quentes e frias a serem utilizadas no processo, além da localização do ponto de *pinch*. O problema é baseado na formulação “LP *Transshipment Model*”, que por sua vez baseia-se na partição em intervalos de temperatura definidos pelo ΔT_{\min} (*approach*) escolhido.

Para o problema 13R02-13T03-13T01, por coerência com a Análise *Pinch* do capítulo anterior, e de forma a não inviabilizar trocadores de calor que operam na rede atual, o

Tabela 5.3: Diagrama de intervalos da seção 13R02-13T03-13T01, para o cenário 2.

Tk	Tk+1	Carga térmica (kW) no intervalo								
		31	36	37a	37b	37c	29	55	34a	34b
418,7	417,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
417,7	363,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
363,5	351,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
351,5	338,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
338,5	336,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
336,5	325,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
325,5	324,5	-	97,56	103,60	-	-	-	-	-	-
324,5	321,5	-	292,55	310,81	-	-	-	-	-	295,11
321,5	314,5	-	-	725,22	-	-	-	-	-	688,60
314,5	313,5	-	-	103,60	-	-	-	-	-	98,37
313,5	309,5	-	-	414,41	-	-	-	-	-	393,48
309,5	304,5	-	-	518,02	-	-	-	-	-	491,86
304,5	300,8	-	-	383,37	-	-	-	-	-	363,95
300,8	292	2820,32	-	911,73	-	-	-	-	-	865,69
292	291	320,46	-	103,60	-	-	-	-	-	98,37
291	286,92	1307,66	-	422,79	-	-	-	-	-	401,39
286,92	285,5	455,11	-	147,09	-	-	702,67	-	-	139,65
285,5	285,2	-	-	31,05	-	-	148,49	-	-	29,53
285,2	280,5	-	-	486,97	-	-	2325,90	-	581,51	-
280,5	279,5	-	-	103,60	-	-	494,88	-	123,72	-
279,5	276,88	-	-	271,51	-	-	1296,61	-	324,18	-
276,88	276,5	-	-	39,42	-	-	-	-	46,98	-
276,5	275,5	-	-	103,60	-	-	-	-	123,72	-
275,5	262,6	-	-	1336,61	-	-	-	-	1596,15	-
262,6	258,1	-	-	466,27	-	-	-	-	-	-
258,1	254,8	-	-	-	8889,78	-	-	-	-	-
254,8	254,2	-	-	-	-	883,71	-	-	-	-
254,2	253,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
253,7	253,5	-	-	-	-	-	-	1348,82	-	-
253,5	253	-	-	-	-	-	-	3372,06	-	-
253	252,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Para cada intervalo de temperatura “ k ” equaciona-se um balanço de energia envolvendo as correntes quentes “ i ” \in HP (conjunto das correntes quentes de processo) e as correntes frias “ j ” \in CP (conjunto das correntes frias de processo), procedimento esse já empregado no caso monopérido. Em cada intervalo, o calor excedente “ d ” é transferido para o intervalo inferior (temperatura menor), garantindo assim o cumprimento da 2ª Lei da Termodinâmica. A diferença no caso multipérido é o fato de que o problema será formulado e resolvido para cada período “ p ” de operação. Para cada período serão definidos os consumos de utilidades e a localização do *pinch*. A formulação fica então:

$$(LP_p) \begin{cases} J = \min_{d,m} \left\{ \sum_i \dot{m}_{p,i}^{HU} \cdot C_i^{HU} + \sum_j \dot{m}_{p,j}^{CU} \cdot C_j^{CU} \right\} \\ s.t. \\ -d_{p,k-1} + d_{p,k} + \sum_j m_{p,j}^{CU} \cdot \dot{q}_{p,j,k}^{CU} - \sum_i m_{p,i}^{HU} \cdot \dot{q}_{p,i,k}^{HU} = \sum_i \dot{Q}_{p,i,k}^{HP} - \sum_j \dot{Q}_{p,j,k}^{CP} \\ d_{p,0} = d_{p,Nk} = 0 \quad ; \quad d_{p,k}, \dot{m}_{p,i}^{HU}, \dot{m}_{p,j}^{CU} \geq 0 \end{cases} \quad (5.1)$$

onde $d_{p,k}$ corresponde ao resíduo de calor do intervalo “ k ” no período “ p ”; $m_{p,j}^{CU}$ representa a vazão da utilidade fria “ j ” no período “ p ” (similar para a utilidade quente “ i ”); $q_{p,j,k}^{CU}$ corresponde à entalpia da utilidade fria “ j ” no intervalo “ k ” do período “ p ” (são dados do problema, com unidade de energia/massa); $Q_{p,i,k}^H$ representa a carga térmica da corrente quente de processo “ i ” no intervalo “ k ” do período “ p ” (este é um dado do problema). A função objetivo é o somatório dos custos de utilidade quentes e frias (custo unitário dado por C , em \$/massa), que deve ser minimizado. HP é o conjunto das correntes quentes de processo; CP é o conjunto das correntes frias de processo; HU é o conjunto das correntes quentes de utilidade e CU é o conjunto das correntes frias de utilidade.

Aplicado ao problema 13R02-13T03-13T01 definido na Tabela 5.1, e aos períodos (cenários) de operação propostos, os dois problemas LP resultantes foram resolvidos com a função “linprog”, disponível no pacote de otimização do Matlab, envolveram 31 equações de igualdade, 38 variáveis, e foram executados em 0,22 s cada um partindo de estimativas iniciais aleatórias, em um computador pessoal com processador Intel Pentium 4 (vide Apêndice ao final deste capítulo). O resultado está apresentado na Tabela 5.4.

Tabela 5.4: Resultados dos problemas LP aplicados à seção 13R02-13T03-13T01. Consumo das utilidades quentes e frias, em cada cenário ($m_{p,i}^{HU}$ e $m_{p,j}^{CU}$).

Utilidade	Consumo (kW) no cenário 1	Consumo (kW) no cenário 2
VB	0	0
RPq4	0	0
RPq2	0	0
RPq5	0	0
AR	6,6	4,8
RP2	5838,0	5692,0
RP1	646,0	1,7

Não há ponto de *pinch* em nenhum dos cenários do problema 13R02-13T03-13T01.

5.3.2 O problema MILP

A segunda etapa do método, o problema MILP, tem por objetivo determinar, a partir das informações obtidas na etapa anterior, qual a combinação entre correntes quentes e frias, utilidades quentes e frias, que resulta no menor número de trocadores de calor. Dos resultados do problema LP já se conhece a quantidade de utilidades a ser utilizada e a localização do *pinch*. A partir desta última informação pode-se subdividir os intervalos de temperatura em “*subnetworks*” (sub-redes), separadas pelo(s) *pinch(es)*. Cada período de operação é representado por um conjunto de intervalos de temperatura, os quais por sua vez são divididos em sub-redes de acordo com a posição do(s) *pinch(es)*, como exemplifica o diagrama da Figura 5.3:

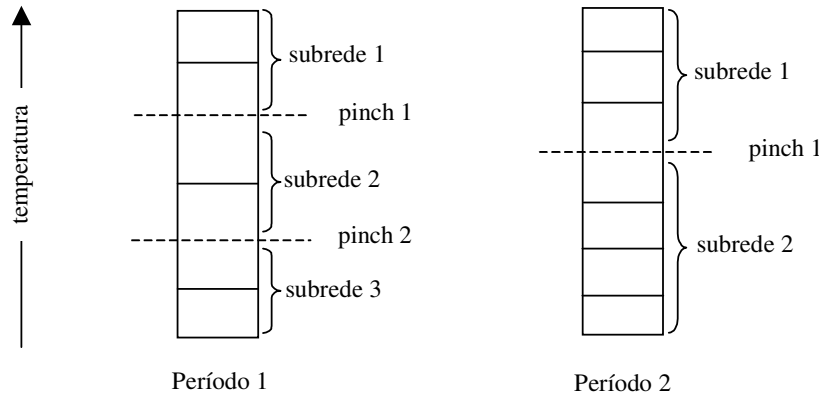


Figura 5.3: Diagramas de intervalos de temperatura para um problema com 2 períodos.

Para cada corrente quente “*i*” ∈ H (H=HP ∪ HU) e corrente fria “*j*” ∈ C (C=CP ∪ CU), incluindo-se nestas as utilidades quentes e frias, em cada intervalo “*k*” de cada sub-rede “*s*” de cada período “*p*” é formulado um balanço de energia:

$$-d_{p,i,k-1} + d_{p,i,k} + \sum_j \dot{Q}_{p,i,j,k} = m_{p,i}^H \cdot \dot{q}_{p,i,k}^H \quad ;$$

$$\sum_i \dot{Q}_{p,i,j,k} = m_{p,j}^C \cdot \dot{q}_{p,j,k}^C \quad ;$$

onde $\dot{Q}_{p,i,j,k}$ corresponde ao calor trocado entre “*i*” e “*j*” no intervalo “*k*” do período “*p*”. As demais variáveis são semelhantes ao problema LP. Nas equações acima, as variáveis “*m*” já foram determinadas no problema LP e as variáveis “*q*” são dados do problema. Nas equações acima não aparece o subscrito “*s*” pois o mesmo seria redundante ao subscrito “*k*”. O equacionamento é similar ao elaborado no problema LP, mas agora o balanço é feito separadamente para correntes quentes e frias, enquanto antes o balanço era global.

A existência ou não de uma troca térmica entre uma corrente quente “*i*” e uma corrente fria “*j*” numa sub-rede “*s*” de um período “*p*” é representada por uma variável binária $y_{p,i,j,s}$. Para condicionar a troca térmica entre duas correntes “*i*” e “*j*” numa sub-rede “*s*”, à existência de um trocador de calor entre as mesmas, surgem as seguintes restrições:

$$\sum_{k \in s} \dot{Q}_{p,i,j,k} \leq \min\{\dot{Q}_{p,i}^H, \dot{Q}_{p,j}^C\} \cdot y_{p,i,j,s} \quad .$$

Num período “ p ” qualquer, o número de trocadores de calor necessários seria então o somatório das variáveis $y_{p,i,j,s}$ para todos os “ i ”, “ j ” e “ s ”. No entanto, como o problema envolve mais de um período, e um trocador de calor entre duas correntes “ i ” e “ j ” pode ser utilizado em várias sub-redes (desde que as mesmas estejam em períodos diferentes), para evitar múltiplas contagens estabelece-se uma nova variável contínua $u_{i,j}$ que corresponde ao número máximo de unidades necessárias para que “ i ” troque calor com “ j ” entre todos os períodos, ou seja:

$$u_{i,j} = \max_{p=1,2,\dots,Np} \left\{ \sum_s y_{p,i,j,s} \right\} .$$

Como o objetivo deste problema é minimizar o número de trocadores de calor, a função objetivo ficaria:

$$J = \min \sum_i \sum_j u_{i,j} = \min \sum_i \sum_j \left[\max_{p=1,2,\dots,N} \sum_s y_{p,i,j,s} \right] .$$

Para simplificar o problema, o operador max da função objetivo pode ser removido reformulando a mesma da seguinte maneira:

$$\begin{aligned} J &= \min \sum_i \sum_j u_{i,j} \\ s.t. & \quad \cdot \\ u_{i,j} &\geq \sum_s y_{p,i,j,s} \end{aligned}$$

Reunindo tudo, obtém-se a formulação de um problema MILP (que envolve variáveis inteiras, variáveis contínuas e restrições lineares), conforme se verifica abaixo:

$$(MILP_m) \left\{ \begin{array}{l} J = \min_{u,y,\dot{Q},d} \sum_i \sum_j u_{i,j} \\ s.t. \\ u_{i,j} \geq \sum_s y_{p,i,j,s} \\ -d_{p,i,k-1} + d_{p,i,k} + \sum_j \dot{Q}_{p,i,j,k} = m_{p,i}^H \cdot \dot{q}_{p,i,k}^H \\ \sum_i \dot{Q}_{p,i,j,k} = m_{p,j}^C \cdot \dot{q}_{p,j,k}^C \\ \sum_{k \in s} \dot{Q}_{p,i,j,k} - U^*_{p,i,j} \cdot y_{p,i,j,s} \leq 0 \quad ; \quad U^*_{p,i,j} = \min \{ \dot{Q}_{p,i}^H, \dot{Q}_{p,j}^C \} \\ d_{p,i,0} = d_{p,i,k} = 0 \end{array} \right. \quad (5.2)$$

Esta formulação é chamada MILP multiperíodo, para diferenciá-la da formulação original, monoperíodo.

Aplicado ao problema 13R02-13T03-13T01 definido na Tabela 5.1, e aos períodos (cenários) de operação propostos, o problema MILP multiperíodo foi resolvido com o uso da função “minlpn”, apresentada em Secchi (2001), e envolveu 625 equações de igualdade, 252

inequações, 126 variáveis inteiras e 4599 variáveis contínuas, convergindo em ~4,0 h partindo de uma estimativa inicial aleatória, em um computador pessoal com processador Intel Pentium 4 (vide Apêndice ao final deste capítulo). O resultado está apresentado na Tabela 5.5 e na Tabela 5.6:

Tabela 5.5: Resultados do problema MILP_m aplicado à seção 13R02-13T03-13T01. Cargas térmicas trocadas entre as correntes quentes e frias (e utilidades), em cada cenário ($Q_{p,i,j}$), kW.

	29	55	34a	34b	AR	RP2	RP1
31	4903,55 / 4903,55						
36	65,00 / 65,00		786,50 / 320,35		6,63 / 4,77		
37a		785,22 / 639,53	2009,75 / 2475,90	5272,85 / 3866,12			645,92 / 1,74
37b		3935,65 / 4081,35				4954,13 / 4808,43	
37c						883,71 / 883,71	
VB							
RPq4							
RPq2							
RPq5							

Em cada célula da tabela indica-se a carga térmica do cenário 1 / cenário 2; células vazias indicam valor zero.

Tabela 5.6: Resultados do problema MILP_m aplicado à seção 13R02-13T03-13T01. Trocadores de calor entre correntes quentes e frias ($u_{i,j}$).

	29	55	34a	34b	AR	RP2	RP1
31	1						
36	1		1		1		
37a		1	1	1			1
37b		1				1	
37c						1	
VB							
RPq4							
RPq2							
RPq5							

Percebe-se pelo equacionamento e pela descrição anterior que a dificuldade na aplicação deste problema reside na manipulação de uma quantidade muito grande de variáveis, associadas a matrizes esparsas de grande dimensão. As grandes responsáveis por isso são as variáveis $Q_{p,i,j,k}$, uma vez que em número correspondem ao produto $N_p \cdot N_i \cdot N_j \cdot N_k$.

Como o número de intervalos “ k ” pode ser, no limite, igual a $2.(N_i+N_j)-1$, pode-se observar que este número é da ordem de $2.N_p.(N_i^2.N_j+N_i.N_j^2)$. Mesmo tomando o cuidado de excluir as cargas térmicas entre correntes de processo e utilidades com vazão nula (resultado dos problemas LP), e trocas térmicas entre utilidades, ainda sobram muitas variáveis.

5.3.3 O problema NLP

Calculadas as cargas térmicas trocadas entre as correntes de processo e com as utilidades em cada intervalo de temperatura de cada período, e sabendo-se o número de trocadores envolvidos, já seria possível elaborar manualmente a rede de trocadores de calor do problema. No entanto, essa tarefa não é muito simples e por essa razão buscou-se uma alternativa de geração automática da rede proposta por Floudas e Grossmann (1987a), baseada num problema de otimização.

O problema NLP tem por objetivo gerar a rede de trocadores de calor a partir das informações do problema MILP (unidades envolvidas e cargas térmicas de cada uma) e de uma superestrutura que reproduz todas as interligações possíveis entre os trocadores, definindo as vazões e temperaturas entre os trocadores que minimize a área de troca de cada um.

No caso monopérido, a superestrutura é montada para cada sub-rede prevista no problema MILP, onde os trocadores existentes são dispostos verticalmente e conectados por correntes de processo que interligam suas entradas e saídas de forma que qualquer combinação serial ou paralela possa ser produzida. Para uma corrente C1, trocando calor com H1 e H2 numa mesma sub-rede, por exemplo, ter-se-ia a superestrutura abaixo:

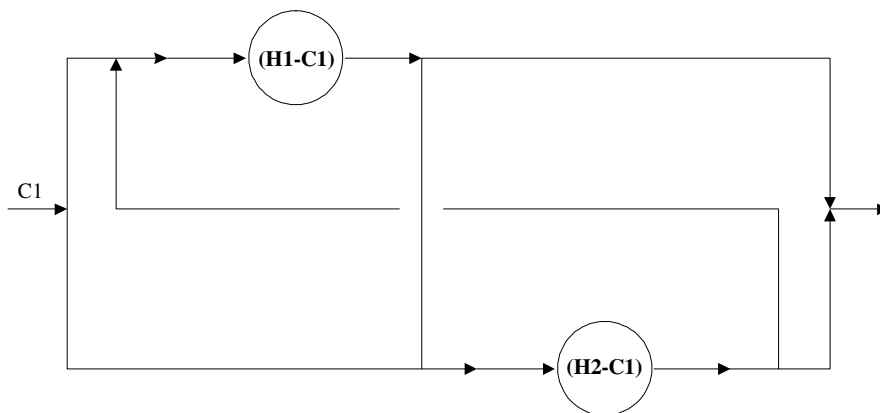


Figura 5.4: Superestrutura para um problema monopérido.

No caso multipérido em geral não é viável gerar superestruturas para cada sub-rede, uma vez que as mesmas mudam de período para período. A solução é gerar uma única superestrutura para todo o problema permitindo todas as combinações previstas, mesmo quando algumas destas combinações envolvem o mesmo par de correntes que trocam calor em diferentes sub-redes num dado período. Além disso, como a carga térmica de um trocador

pode variar de um período para outro e a área permanece a mesma, são necessários by-passes ao redor de cada trocador de calor para acomodar estas cargas térmicas variáveis. Assim, por exemplo, se uma corrente C1 é prevista trocar calor com uma corrente H1 em duas sub-redes diferentes (A e B), a superestrutura resultante é a mostrada abaixo:

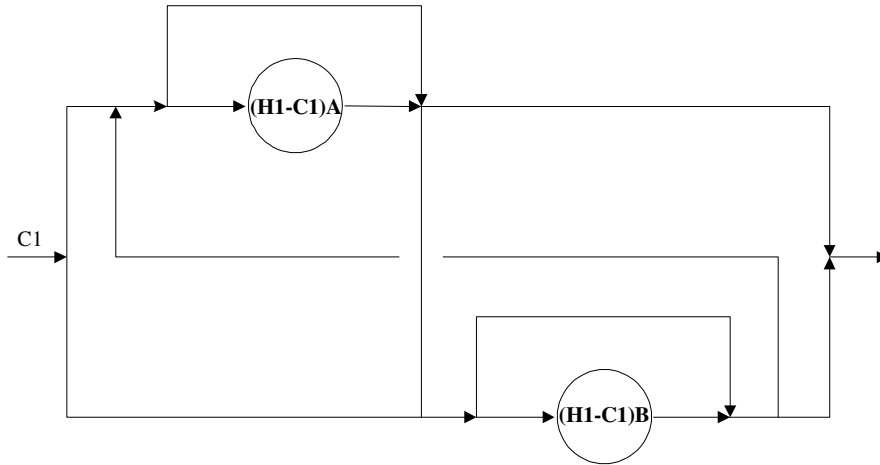


Figura 5.5: Superestrutura para um problema multiperíodo.

Para facilitar e generalizar o equacionamento do problema NLP, uma representação genérica de superestrutura para cada corrente de processo e utilidade pode ser elaborada partindo-se do arranjo básico indicado abaixo:

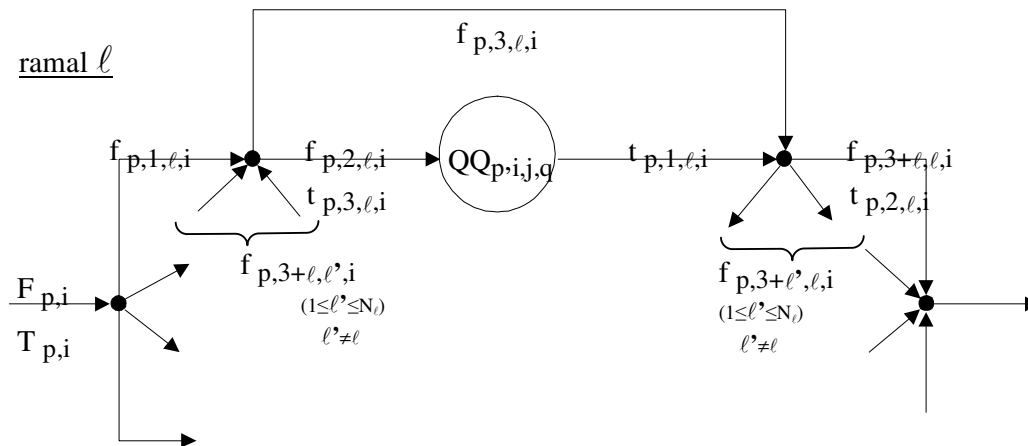


Figura 5.6: Um ramal l genérico da corrente $F_{p,i}$.

Cada corrente de processo é dividida em ramais, tantos quantos forem as combinações previstas para esta corrente. As vazões que percorrem o ramal são identificadas como $f_{p,x,l,i}$, onde “ p ” representa o período de operação, “ x ” é o número identificador da corrente no ramal, “ l ” é o número do ramal e “ i ” é o número da corrente. As temperaturas são identificadas por “ t ”, com os mesmos subscritos (observar que nas variáveis f e t , $i \in H \cup C$).

De início, a corrente de vazão $F_{p,i}$ e temperatura $T_{p,i}$ é subdividida em N_ℓ ramais. A corrente 1 que segue para o ramal “ ℓ ” é misturada com as correntes $3+\ell$ que vem dos demais ramais. A corrente resultante desta mistura, com temperatura $t_{p,3,\ell,i}$ é dividida em duas, uma que segue para o trocador de calor ($f_{p,2,\ell,i}$) e outra que o desvia ($f_{p,3,\ell,i}$). Ambas são mais uma vez misturadas após o trocador (ficando com temperatura $t_{p,2,\ell,i}$), sendo divididas em ℓ correntes. Destas, a de número $3+\ell$ segue para o misturador final enquanto as demais seguem para os misturadores à montante dos demais trocadores. A troca térmica envolvida neste ramal é dada por $QQ_{p,i,j,q}$ onde “ i ” é a corrente quente e “ j ” a corrente fria que trocam calor entre si, e “ q ” é o número de ordem do trocador (duas correntes “ i ” e “ j ” podem trocar calor em mais de uma sub-rede num mesmo período, por isso o subscrito “ q ” diferencia os múltiplos trocadores).

Os subscritos “ ℓ ” e “ q ” são relacionados à “ i ” e “ j ” através de $u_{i,j}$. A variável $u_{i,j}$ representa uma matriz bidimensional que indica o número de trocadores entre duas correntes quaisquer necessários para atender as cargas térmicas de cada período de operação, sendo um resultado do problema MILP. O problema 2, pág. 331 de Floudas e Grossmann (1986), por exemplo, composto por 7 correntes quentes e 2 correntes frias (utilidades incluídas), tem como solução do problema MILP a matriz u abaixo:

$$u = \begin{bmatrix} 2 & 0 \\ 1 & 0 \\ 1 & 0 \\ 1 & 0 \\ 1 & 0 \\ 1 & 1 \\ 1 & 0 \end{bmatrix}$$

O número de ramais de cada corrente é simplesmente a soma da linha ou coluna que representa aquela corrente. Para o problema acima, o número de ramais da corrente quente H1 é a soma dos elementos da primeira linha de u , ou seja, 2. Já o número de ramais da corrente fria C1 é a soma dos elementos da primeira coluna, ou 8. Em resumo:

$$N_\ell(i) = \sum_j u_{i,j} \quad ; \quad N_\ell(j) = \sum_i u_{i,j} \quad .$$

Por sua vez, “ q ” indexa os múltiplos trocadores entre duas correntes “ i ” e “ j ”. No exemplo acima, as correntes H1 e C1 trocam calor entre si por meio de dois trocadores. Um deles será $q=1$ e o outro $q=2$. As demais correntes trocam calor entre si por meio de apenas um trocador, portanto, nestes casos, $q=1$.

A formulação do problema de otimização consiste na elaboração de balanços de massa e energia para os misturadores e separadores e para o trocador de calor, de cada ramal, de cada corrente $i \in \text{HP} \cup \text{CP}$, em cada período:

$$\begin{aligned}
 & J = \min_{f, t, QQ, A, dtml} \sum_i \sum_j \sum_q c \cdot A_{i,j,q}^b \\
 & \text{Balanços de massa no primeiro divisor e nos misturadores antes e depois do trocador:} \\
 & F_{p,i} - \sum_{\ell=1}^{N\ell} f_{p,1,\ell,i} = 0; \quad (i \in HP \cup CP) \\
 & f_{p,2,\ell,i} + f_{p,3,\ell,i} - f_{p,1,\ell,i} - \left\{ \sum_{\ell'=1}^{N\ell} f_{p,3+\ell',\ell,i} - f_{p,3+\ell,\ell,i} \right\} = 0; \quad (i \in HP \cup CP) \\
 & f_{p,2,\ell,i} + f_{p,3,\ell,i} - \left\{ \sum_{\ell'=1}^{N\ell} f_{p,3+\ell',\ell,i} \right\} = 0; \quad (i \in HP \cup CP) \\
 & \text{Balanços de energia nos misturadores antes e depois do trocador:} \\
 & f_{p,2,\ell,i} \cdot t_{p,3,\ell,i} + f_{p,3,\ell,i} \cdot t_{p,3,\ell,i} - f_{p,1,\ell,i} \cdot T_{p,i} - \\
 & \left. (NLP) \right\} - \left\{ \sum_{\ell'=1}^{N\ell} f_{p,3+\ell',\ell,i} \cdot t_{p,2,\ell,i} - f_{p,3+\ell,\ell,i} \cdot t_{p,2,\ell,i} \right\} = 0; \quad (i \in HP \cup CP) \\
 & f_{p,2,\ell,i} \cdot t_{p,1,\ell,i} + f_{p,3,\ell,i} \cdot t_{p,3,\ell,i} - \left\{ \sum_{\ell'=1}^{N\ell} f_{p,3+\ell',\ell,i} \cdot t_{p,2,\ell,i} \right\} = 0; \quad (i \in HP \cup CP) \\
 & \text{Balanços de energia nos dois lados do trocador de calor:} \\
 & QQ_{p,i,j,q} - f_{p,2,\ell,i} \cdot (t_{p,3,\ell,i} - t_{p,1,\ell,i}) = 0; \quad (i \in HP, j \in CP) \\
 & QQ_{p,i,j,q} - f_{p,2,\ell,j} \cdot (t_{p,1,\ell,j} - t_{p,3,\ell,j}) = 0; \quad (i \in HP, j \in CP) \\
 & Q_{p,i,j} - \sum_q QQ_{p,i,j,q} = 0; \quad (i \in HP, j \in CP) \\
 & \text{Equação de projeto do trocador de calor:} \\
 & QQ_{p,i,j,q} - U_{i,j} \cdot A_{i,j,q} \cdot dtml_{p,i,j,q} = 0; \quad (i \in HP, j \in CP) \\
 & \text{Restrições para limitar o } \Delta T \text{ dos dois lados do trocador à } \Delta T_{\min}: \\
 & t_{p,3,\ell,i} - t_{p,1,\ell^*,j} \geq \Delta T_{\min}; \quad t_{p,1,\ell,i} - t_{p,3,\ell^*,j} \geq \Delta T_{\min}; \quad (i \in HP, j \in CP)
 \end{aligned} \tag{5.3}$$

A função objetivo corresponde ao mínimo custo da área total dos trocadores de calor da rede. Nas duas últimas restrições de desigualdade, “ ℓ^* ” é o ramal da corrente fria que troca calor com o ramal “ ℓ ” do trocador. O problema é não-linear em virtude das bilinearidades das equações de balanço de energia e das não-linearidades da função objetivo e dos $dtml$.

Pode-se observar que, entre restrições de igualdade e desigualdade, o número de restrições é:

$$Neq = Ni + 4 \cdot N\ell(i) \cdot [Ni + Nj] + 4 \cdot Ni \cdot Nj \cdot Nq(i, j) + Ni \cdot Nj$$

Nesta formulação, as variáveis de decisão são as vazões e temperaturas das correntes de cada ramal, as cargas térmicas, áreas e médias logarítmicas das temperaturas ($dtml$) de cada trocador. Para evitar problemas com logaritmos nos $dtml$, pode-se utilizar as aproximações de Paterson ou Chen, propostas por Floudas (1995):

$$dtml = \frac{2}{3}(\Delta T_h \cdot \Delta T_c)^{1/2} + \frac{1}{3} \left(\frac{\Delta T_h + \Delta T_c}{2} \right) \quad Paterson$$

$$dtml = \left[\Delta T_h \cdot \Delta T_c \cdot \left(\frac{\Delta T_h + \Delta T_c}{2} \right) \right]^{1/3} \quad Chen$$

Nas equações acima, ΔT_h é o *approach* do lado quente do trocador e ΔT_c é o *approach* do lado frio. Para lidar com ΔT negativos, Balakrishna e Biegler (1992) sugerem que se utilize a expressão abaixo:

$$\Delta T = \frac{1}{2} \left[(T_H - T_C)^2 + \varepsilon^2 \right]^{0.5} + \frac{1}{2} (T_H - T_C) \quad (5.4)$$

onde ε é um número suficientemente pequeno.

Para aplicar a formulação NLP ao problema 13R02-13T03-13T01 foi necessário primeiro determinar-se a superestrutura do problema. A superestrutura foi montada a partir da matriz u resultante do problema MILP, conforme indicam as Figuras 5.7 e 5.8. A observação de algumas particularidades do problema em questão permitiu simplificar a superestrutura:

- A corrente #31, conforme pode ser observado na Tabela 5.5, troca a mesma carga térmica em ambos os cenários, e apenas com uma corrente fria (#29). Por essa razão, não foi necessário incluir um *by-pass* no trocador (vide ramal da corrente $i=1$).
- A corrente #37c troca calor apenas com a utilidade fria, que por sua vez é considerada variável, tornando desnecessário um *by-pass* (o mesmo vale para todos os trocadores de utilidades nas demais correntes).
- As temperaturas e vazões de entrada e saída dos trocadores de utilidades não precisam ser envolvidas no equacionamento. Elas podem ser facilmente calculadas uma vez que os trocadores de utilidades são sempre posicionados no final das correntes, e sempre recebem a vazão total das mesmas. Assim, a vazão já está definida; a temperatura de saída do trocador é a temperatura final (*target*) da corrente de processo, e a temperatura de entrada pode ser calculada a partir das informações anteriores e da carga térmica do trocador (da Tabela 5.5).

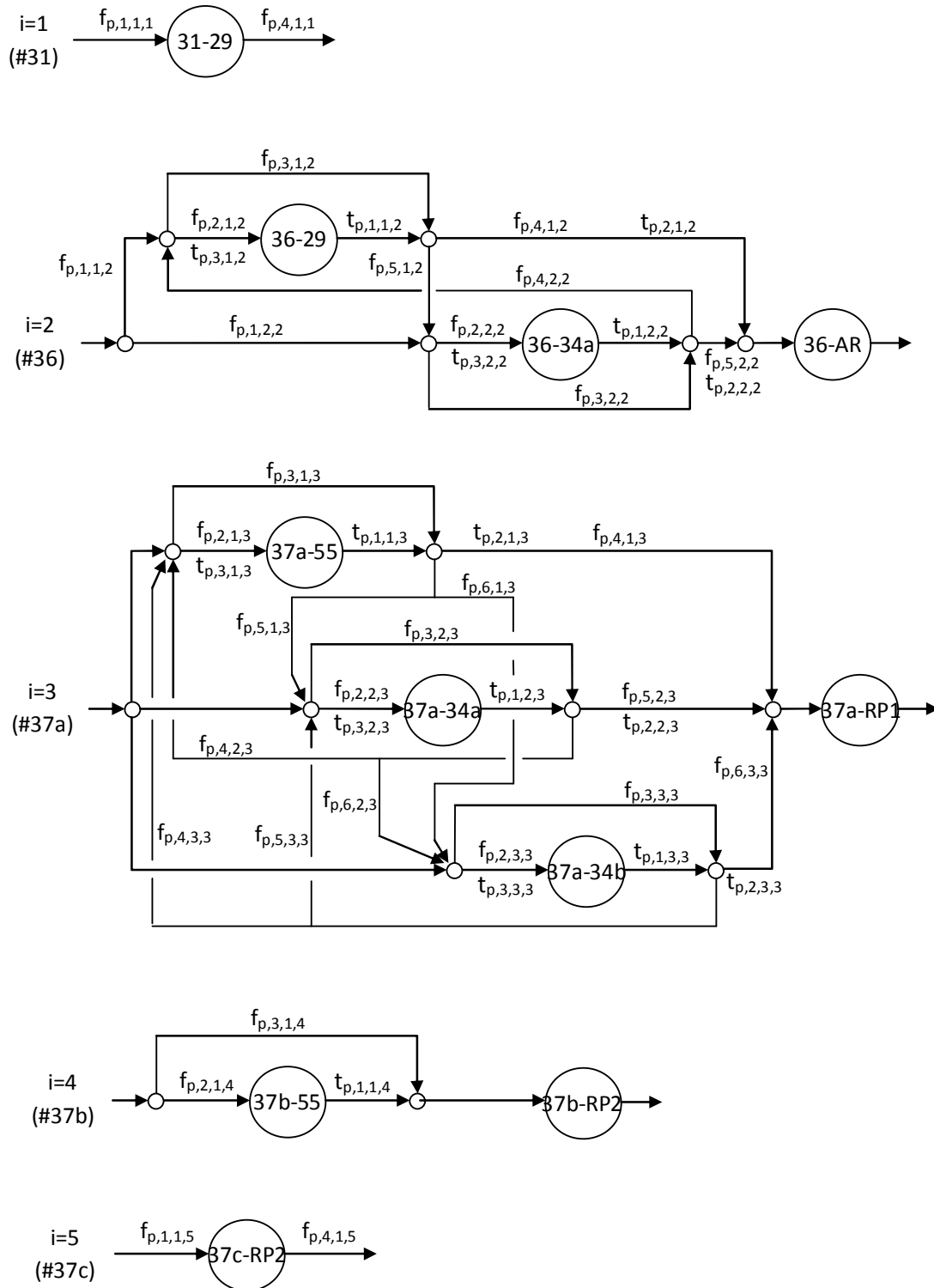


Figura 5.7: Superestrutura para o problema 13R02-13T03-13T01 (correntes quentes)

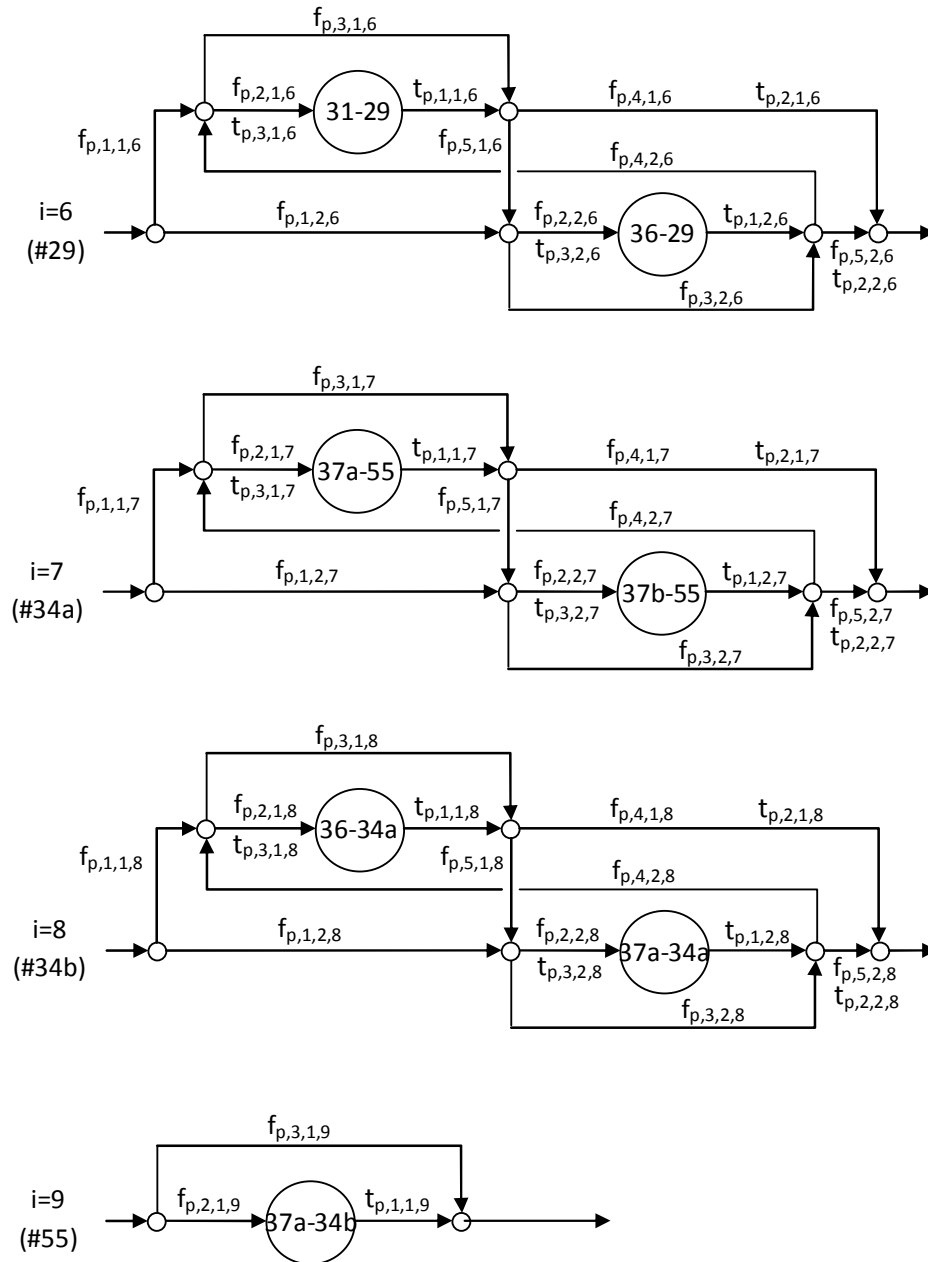


Figura 5.8: Superestrutura para o problema 13R02-13T03-13T01 (correntes frias)

Os balanços de massa e energia, e as restrições de viabilidade conforme indicado na Equação (5.3) foram formulados no aplicativo GAMS 21.3. Para restringir o espaço de busca do algoritmo, são estabelecidos limites inferiores e superiores para as variáveis:

- as vazões dos ramais são permitidas variar desde zero até a vazão inicial da corrente:

$$0 \leq f_{p,\ell',i} \leq F_{p,i} \quad , \text{ onde } 1 \leq \ell' \leq 3+\ell. \quad (5.5)$$

- as temperaturas dos ramais das correntes quentes são permitidas variar desde a temperatura inicial da corrente fria com a qual o ramal troca calor, até a temperatura de entrada da corrente quente:

$$T_{p,i} \leq t_{p,\ell',\ell,i} \leq T_{p,j} \quad , \text{ onde } 1 \leq \ell' \leq 3. \quad (5.6)$$

- as temperaturas dos ramais das correntes frias são permitidas variar desde a temperatura inicial da corrente fria, até a temperatura de entrada da corrente quente com a qual o ramal troca calor:

$$T_{p,j} \leq t_{p,\ell',\ell,j} \leq T_{p,i} \quad , \text{ onde } 1 \leq \ell' \leq 3. \quad (5.7)$$

- como os trocadores de calor entre “i” e “j” são únicos (todos os elementos não zero da matriz u são iguais a um) não é necessário introduzir as variáveis $QQ_{p,i,j,q}$ uma vez que todas são iguais à $Q_{p,i,j}$.

Além disso, um detalhe da topologia da superestrutura para o caso multiperíodo precisa ser levado em consideração na formulação: o equacionamento permite que, num determinado período, uma das subcorrentes internas (reciclos) dos ramais de uma das correntes da superestrutura seja zero, enquanto a outra subcorrente tenha valor não-nulo, enquanto num outro período essa configuração se inverta. Por exemplo, no período 1 as correntes $f_{p,5,1,2}$ e $f_{p,4,2,2}$ poderiam assumir valores 0,0032 e 0 respectivamente, enquanto no período 2 seus valores seriam invertidos. Essa situação é claramente inviável, pois gera um arranjo com recirculações de difícil construção. Para lidar com este problema, foram incluídas restrições adicionais na formulação, conforme abaixo:

$$\sum_{p=1}^{Np} \{f_{3+\ell,\ell',i,p}\} \cdot \sum_{p=1}^{Np} \{f_{3+\ell,\ell',i,p}\} \leq 0 \quad \text{para: } i=1\dots N_i+N_i; \ell=1\dots N_\ell; \ell'=(\ell+1)\dots N_\ell \quad (5.8)$$

A formulação completa do problema foi inserida no GAMS 21.3, e os solvers SNOPT 6.2 e MINOS 5.4 foram empregados seqüencialmente para solucionar o problema. Essa estratégia foi necessária para garantir a convergência, associada a alguns parâmetros específicos do solver SNOPT (tolerâncias = 1e-5 e opção de escala = 2; demais parâmetros = default). O solver MINOS rodou com todos os parâmetros default. O problema envolveu 218 variáveis, 87 restrições lineares e 133 restrições não-lineares, levando 4,8 s (SNOPT) + 1,4 s (MINOS) para convergir para a solução listada na Tabela 5.7 partindo de uma estimativa inicial aleatória, em um computador pessoal com processador Intel Pentium 4.

Tabela 5.7: Solução para a rede multiperíodo do problema 13R02-13T03-13T01 (rede R-1).

	Vazões (kW)		Temperaturas (K)		
	p=1	p=2	p=1	p=2	
$f\{p\}(1,1,1)$	320,46	320,46	$t\{p\}(3,1,2)$	335,5342	323,7152
$f\{p\}(4,1,1)$	320,46	320,46	$t\{p\}(1,1,2)$	311,8065	323,0486
$f\{p\}(1,1,2)$	-	-	$t\{p\}(3,2,2)$	343,6000	327,0000
$f\{p\}(2,1,2)$	2,79	97,56	$t\{p\}(1,2,2)$	335,5342	323,6946
$f\{p\}(1,2,2)$	97,56	97,56	$t\{p\}(2,1,2)$	327,3107	323,0486
$f\{p\}(2,2,2)$	97,56	96,86	$t\{p\}(2,2,2)$	335,5342	323,7152
$f\{p\}(3,1,2)$	5,12	-	$t\{p\}(3,1,3)$	273,4125	265,7899
$f\{p\}(4,1,2)$	7,91	97,56	$t\{p\}(3,2,3)$	292,8091	289,6864
$f\{p\}(3,2,2)$	-	0,58	$t\{p\}(3,3,3)$	343,7000	327,0000

$f\{p\}(5,2,2)$	89,65	-	$t\{p\}(1,1,3)$	258,5418	259,6171
$f\{p\}(5,1,2)$	-	-	$t\{p\}(1,2,3)$	273,4125	265,7899
$f\{p\}(4,2,2)$	7,91	97,56	$t\{p\}(1,3,3)$	290,7491	289,6864
$f\{p\}(1,1,3)$	-	-	$t\{p\}(2,1,3)$	259,2044	259,6171
$f\{p\}(2,1,3)$	52,79	103,60	$t\{p\}(2,2,3)$	273,4125	265,7899
$f\{p\}(1,2,3)$	4,07	-	$t\{p\}(2,3,3)$	290,7491	289,6864
$f\{p\}(1,3,3)$	99,53	103,60	$t\{p\}(1,1,4)$	258,1390	258,0850
$f\{p\}(4,1,3)$	55,23	103,60	$t\{p\}(3,1,6)$	275,3812	275,3800
$f\{p\}(5,2,3)$	48,37	-	$t\{p\}(3,2,6)$	275,3800	275,3800
$f\{p\}(6,3,3)$	-	-	$t\{p\}(1,1,6)$	285,4272	285,8347
$f\{p\}(2,2,3)$	103,60	103,60	$t\{p\}(1,2,6)$	284,9042	322,8443
$f\{p\}(3,1,3)$	2,44	-	$t\{p\}(2,1,6)$	285,4272	285,4286
$f\{p\}(3,2,3)$	-	-	$t\{p\}(2,2,6)$	284,9042	284,8086
$f\{p\}(3,3,3)$	-	-	$t\{p\}(3,1,7)$	251,5000	251,5000
$f\{p\}(5,1,3)$	-	-	$t\{p\}(3,2,7)$	251,5000	251,5000
$f\{p\}(6,1,3)$	-	-	$t\{p\}(1,1,7)$	251,7161	252,2163
$f\{p\}(4,2,3)$	55,23	103,60	$t\{p\}(1,2,7)$	252,7652	252,1975
$f\{p\}(6,2,3)$	-	-	$t\{p\}(2,1,7)$	251,7161	252,2163
$f\{p\}(2,3,3)$	99,53	103,60	$t\{p\}(2,2,7)$	252,7652	252,1975
$f\{p\}(4,3,3)$	-	-	$t\{p\}(3,1,8)$	261,1000	281,1111
$f\{p\}(5,3,3)$	99,53	103,60	$t\{p\}(3,2,8)$	261,1000	261,1000
$f\{p\}(2,1,4)$	2693,92	2693,92	$t\{p\}(1,1,8)$	274,8787	308,1383
$f\{p\}(3,1,4)$	-	-	$t\{p\}(1,2,8)$	291,2560	281,1111
$f\{p\}(1,1,5)$	1472,89	1472,89	$t\{p\}(2,1,8)$	274,8787	308,1383
$f\{p\}(4,1,5)$	1472,89	1472,89	$t\{p\}(2,2,8)$	291,2560	281,1111
$f\{p\}(1,1,6)$	488,02	488,02	$t\{p\}(1,1,9)$	337,3000	323,0000
$f\{p\}(2,1,6)$	488,02	469,06	Áreas (m ²)		
$f\{p\}(1,2,6)$	6,86	6,86	[31-29]	435,3	
$f\{p\}(4,1,6)$	488,13	488,02	[36-29]	1,9	
$f\{p\}(5,2,6)$	6,74	6,86	[36-34a]	13,7	
$f\{p\}(5,1,6)$	-	-	[37a-55]	75,4	
$f\{p\}(2,2,6)$	6,86	1,40	[37a-34a]	480,8	
$f\{p\}(4,2,6)$	0,12	-	[37a-34b]	981,1	
$f\{p\}(1,1,7)$	3633,56	892,90	[37b-55]	730,5	
$f\{p\}(2,1,7)$	3633,56	892,90			
$f\{p\}(1,2,7)$	3110,55	5851,21			
$f\{p\}(4,1,7)$	3633,56	892,90			
$f\{p\}(5,2,7)$	3110,55	5851,21			
$f\{p\}(3,1,7)$	-	-			
$f\{p\}(2,2,7)$	3110,55	5851,21			
$f\{p\}(3,2,7)$	-	-			
$f\{p\}(5,1,7)$	-	-			
$f\{p\}(4,2,7)$	-	-			
$f\{p\}(1,1,8)$	57,09	-			
$f\{p\}(2,1,8)$	57,09	11,86			
$f\{p\}(1,2,8)$	66,63	123,72			
$f\{p\}(4,1,8)$	57,09	11,86			
$f\{p\}(5,2,8)$	66,63	111,86			
$f\{p\}(3,1,8)$	-	-			
$f\{p\}(2,2,8)$	66,63	123,72			
$f\{p\}(3,2,8)$	-	-			
$f\{p\}(5,1,8)$	-	-			
$f\{p\}(4,2,8)$	-	11,86			
$f\{p\}(2,1,9)$	6744,11	6744,11			
$f\{p\}(3,1,9)$	-	-			
$f\{p\}(3,1,6)$	-	18,95			
$f\{p\}(3,2,6)$	-	5,58			

A rede pode ser melhor visualizada pela representação de fluxograma, conforme indicado na Figura 5.9.

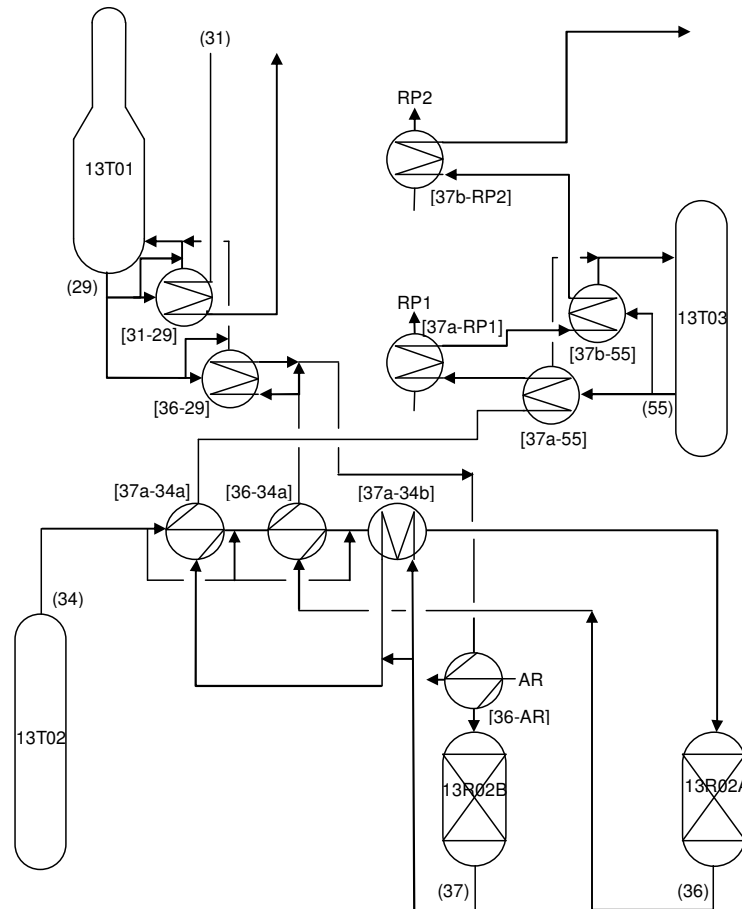


Figura 5.9: Representação da rede R-1.

No diagrama acima, os trocadores de calor são representados pelas correntes quentes e frias que os atravessam, identificadas entre colchetes.

A rede R-1 é a rede MER, ou seja, o arranjo que minimiza o consumo de utilidades. Porém, ela apresenta duas características que podem ser manualmente aprimoradas:

- A corrente #29, responsável pelo refervimento da torre 13T01, passa por dois trocadores de calor em paralelo de dimensões bastante distintas: [31-29] troca 4895 kW enquanto [36-29] troca apenas 65 kW. Isso pode ser visto na Tabela 5.5, que indica as cargas térmicas entre correntes, calculado no MILP. Eliminando o trocador [36-29], transfere-se sua carga térmica para o trocador de [36-AR]. Para compensar, a redução de refervimento da corrente #29 pode ser executada com uma utilidade quente (RPq4), que já está disponível no arranjo atual. Esse ajuste impacta no consumo energético da rede, aumentando em 65 kW o consumo de AR e de RPq.
- A corrente #37, ao interagir com a corrente #55, passa por dois trocadores em paralelo que se alternam com utilidades. Isso se deve provavelmente ao fato da corrente #37 ter sido

dividida em três subcorrentes, para lidar com a variação da capacidade calorífica causada pela mudança de fase. Do modo como está estruturado, o arranjo permite o uso de dois níveis de RP, porém a combinação dos dois trocadores de processo e dos dois trocadores de utilidades é mais adequada. O resultado dessa modificação é o aumento de 646 kW (cenário 1) e 2 kW (cenário 2) de uma das utilidades frias (RP2), e um decréscimo similar da outra utilidade (RP1).

Com as modificações propostas acima, a rede resultante (R-2) é representada na Figura 5.10. O consumo de utilidades final é indicado na tabela a seguir.

Tabela 5.8: Consumo de utilidades quentes e frias da rede R-2.

Utilidade	(kW) no cenário 1	(kW) no cenário 2
VB	0	0
RPq4	65,0	65,0
RPq2	0	0
RPq5	0	0
AR	71,6	69,8
RP2	6484,0	5694
RP1	0	0

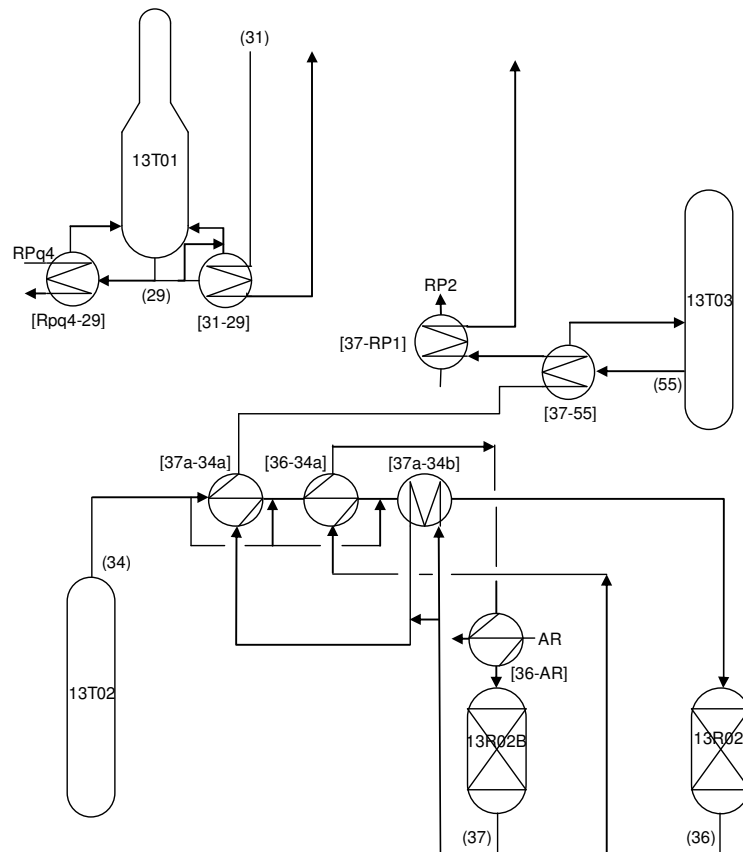


Figura 5.10: Representação da rede R-2.

Para efeito de comparação, a tabela abaixo indica os consumos de utilidades do sistema 13R02-13T03-13T01 atual, frente aos consumos das redes R-1 (MER), e R-2. A comparação é feita no cenário 1, visto que este é a base para a determinação dos consumos da rede atual.

Tabela 5.9: Comparação do consumo de utilidades quentes e frias do sistema 13R02-13T03-13T01 atual, da rede MER gerada pela otimização matemática (R-1) e da rede R-2 evoluída manualmente da anterior, no cenário 1.

Utilidade	Consumo (kW) da rede atual	Consumo (kW) da rede MER (R-1)	Consumo (kW) da rede R-2
VB	2616,3	0	0
RPq4	4965,1	0	65,0
RPq2	0	0	0
RPq5	4720,9	0	0
AR	3000,0	7,0	71,6
RP2	10895,2	5837,1	6484,0
RP1	4906,9	651,2	0

A formulação matemática permitiu assim levar-se em conta aspectos de flexibilidade, gerando uma rede capaz de operar nos dois cenários propostos de operação com um consumo de energia inferior ao praticado anteriormente. As dificuldades computacionais para a solução dos problemas gerados (MILP e NLP, sobretudo) justificam o uso desse método em seções reduzidas da planta, o que por sua vez remete à Análise *Pinch* a tarefa de avaliação de porções maiores da planta, criando uma sinergia no emprego das duas metodologias em escalas de aplicação diferentes.

A possibilidade de investigação de múltiplos cenários operacionais, e mesmo a inclusão de outras considerações de projeto (perdas de carga, heurísticas de controlabilidade, etc.), tornam as metodologias de integração energética por otimização matemática uma ferramenta poderosa. Considerações como as empregadas na evolução da rede R-1 para R-2 acima (eliminação de trocadores muito pequenos, ou trocadores com múltiplas utilidades numa mesma corrente de processo) podem ser incorporadas diretamente na formulação matemática por meio de restrições apropriadas, o que demonstra a potencialidade do método.

Da maneira como a metodologia foi apresentada nesse capítulo, apesar de atingir o resultado esperado, o esforço computacional envolvido e a elaboração manual da superestrutura do problema geraram as maiores dificuldade na implementação e solução do problema. Novos softwares e pacotes de otimização que venham a surgir, juntamente com implementações que gerem automaticamente a superestrutura do problema, deverão minimizar estes impactos.

5.4 Apêndice: Implementações em Matlab

Para a implementação em Matlab do problema LP, as equações 5.1 foram reescritas na forma matricial:

- Variáveis de decisão:

$$x_p = [d_{p,1} \quad d_{p,2} \quad \dots \quad d_{p,Nk-1} \quad m_{p,1}^{CU} \quad m_{p,2}^{CU} \quad \dots \quad m_{p,Nj}^{CU} \quad m_{p,1}^{HU} \quad m_{p,2}^{HU} \quad \dots \quad m_{p,Ni}^{HU}]'$$

- Coeficientes da Função Objetivo:

$$J = [0 \quad 0 \quad \dots \quad 0 \quad C_1^{CU} \quad C_2^{CU} \quad \dots \quad C_{Nj}^{CU} \quad C_1^{HU} \quad C_2^{HU} \quad \dots \quad C_{Ni}^{HU}];$$

- Restrições: $Aeq_p x_p = Beq_p$, onde:

$$Aeq_p = \begin{bmatrix} 1 & 0 & \dots & 0 & \dot{q}_{p,1,1}^{CU} & \dot{q}_{p,2,1}^{CU} & \dots & \dot{q}_{p,Nj,1}^{CU} & -\dot{q}_{p,1,1}^{HU} & -\dot{q}_{p,2,1}^{HU} & \dots & -\dot{q}_{p,Ni,1}^{HU} \\ -1 & 1 & \dots & 0 & \dot{q}_{p,1,2}^{CU} & \dot{q}_{p,2,2}^{CU} & \dots & \dot{q}_{p,Nj,2}^{CU} & -\dot{q}_{p,1,2}^{HU} & -\dot{q}_{p,2,2}^{HU} & \dots & -\dot{q}_{p,Ni,2}^{HU} \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & \dots & -1 & \dot{q}_{p,1,Nk}^{CU} & \dot{q}_{p,2,Nk}^{CU} & \dots & \dot{q}_{p,Nj,Nk}^{CU} & -\dot{q}_{p,1,Nk}^{HU} & -\dot{q}_{p,2,Nk}^{HU} & \dots & -\dot{q}_{p,Ni,Nk}^{HU} \end{bmatrix}$$

$$Beq_p = \left[\left(\sum_i \dot{Q}_{p,i,1}^H - \sum_j \dot{Q}_{p,j,1}^C \right) \quad \left(\sum_i \dot{Q}_{p,i,2}^H - \sum_j \dot{Q}_{p,j,2}^C \right) \quad \dots \quad \left(\sum_i \dot{Q}_{p,i,Nk}^H - \sum_j \dot{Q}_{p,j,Nk}^C \right) \right]$$

Pode-se observar nas matrizes acima que $d_{p,0}$ e $d_{p,Nk}$ não aparecem como variáveis de decisão, uma vez que seus valores são forçosamente igual a zero (número de colunas com zeros e uns na matriz Aeq é $k-1$ por este motivo). O ponto de *pinch* pode ser obtido do resultado da otimização, verificando-se qual dos $d_{p,k}$ atingiu o valor zero.

Aplicado ao problema 13R02-13T03-13T01 definido na Tabela 5.1, e aos períodos (cenários) de operação propostos, os dois problemas LP resultantes foram resolvido com a função “linprog”, disponível no pacote de otimização do Matlab, envolveram 31 equações de igualdade, 38 variáveis, e foram executados em 0,22 s cada um partindo de estimativas iniciais aleatórias, em um computador pessoal com processador Intel Pentium 4. O resultado está apresentado na Tabela 5.4.

O problema MILP (equação 5.2) foi igualmente reescrito na forma matricial, para facilitar sua implementação em Matlab:

- Variáveis de decisão:

$$x = [d_{1,1,1} \quad d_{1,1,2} \quad \dots \quad d_{Np,Ni,Nk-2} \quad d_{Np,Ni,Nk-1} \quad \dot{Q}_{1,1,1} \quad \dots \quad \dot{Q}_{p,i,1,k} \quad \dots \quad \dot{Q}_{p,1,j,k} \quad \dots \\ \dot{Q}_{p,Ni,j,k} \quad \dots \quad \dot{Q}_{p,i,Nj,k} \quad \dots \quad \dot{Q}_{Np,Ni,Nj,Nk} \quad u_{1,1} \quad \dots \quad u_{Ni,Nj} \quad y_{1,1,1,1} \quad \dots \quad y_{Np,Ni,Nj,Ns}]$$

- Função Objetivo: $J = f \cdot x$, onde:

$$f = [0 \ 0 \ \dots \ 0 \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ \dots \ 0 \ \dots \ 0 \ \dots \ 0 \ \dots \ 0 \ 1 \ \dots \ 1 \ 0 \ \dots \ 0]$$

- Restrições de Igualdade: $A_{eq} \cdot x = B_{eq}$, onde:

$$A_{eq} = \left[\begin{array}{cccc|cccc|cccc|cccc} 1 & 0 & \dots & 0 & 0 & 1 & \dots & 1 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ -1 & 1 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & & \dots & & & & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & -1 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 1 & \dots & 0 & \dots & 1 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ \hline 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 1 & \dots & 0 & \dots & 1 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 1 & \dots & 1 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \end{array} \right]$$

$$B_{eq} = \left[m_{1,1}^H \cdot \dot{q}_{1,1,1}^H \quad \dots \quad m_{Np, Ni}^H \cdot \dot{q}_{Np, Ni, Nk}^H \quad m_{1,1}^C \cdot \dot{q}_{1,1,1}^C \quad \dots \quad m_{Np, Ni}^C \cdot \dot{q}_{Np, Ni, Nk}^C \right]$$

As linhas acima do tracejado horizontal da matriz “Aeq” representam a segunda restrição do problema MILP. As linhas abaixo do tracejado horizontal correspondem à terceira restrição do problema.

- Restrição de Desigualdade: $A \cdot x \leq B$, onde:

$$A = \left[\begin{array}{cccc|cccc|cccc|cccc} 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 1 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & -U_{1,1,1} & \dots & 0 \\ & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & \dots & & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 1 & 0 & \dots & 0 & 0 & \dots & -U_{Np, Ni, Nj} \\ \hline 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & -1 & \dots & 0 & 1 & \dots & 0 \\ & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & & \dots & & & & & \dots & & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 & 0 & \dots & -1 & 0 & \dots & 1 \end{array} \right]$$

$$B = \mathbf{0} \quad .$$

As linhas acima do tracejado horizontal da matriz “A” representam a quarta restrição do problema MILP. As linhas abaixo do tracejado horizontal correspondem à primeira restrição do problema.

Aplicado ao problema 13R02-13T03-13T01 definido na Tabela 5.1, e aos períodos (cenários) de operação propostos, o problema MILP multiperíodo foi resolvido com o uso da função “minlpn”, apresentada em Secchi (2001), e envolveu 625 equações de igualdade, 252 inequações, 126 variáveis inteiras e 4599 variáveis contínuas, convergindo em ~4,0 h partindo de uma estimativa inicial aleatória, em um computador pessoal com processador Intel Pentium 4. O resultado está apresentado nas Tabelas 5.5 e 5.6.

Capítulo 6

Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

Nos capítulos anteriores foram exploradas algumas técnicas de integração energética, aplicadas a uma planta existente, no intuito de identificarem-se oportunidades de redução de consumo energético, quantificar tais oportunidades e propor modificações a fim de obtê-las.

A planta em análise mostrou-se adequada ao propósito, visto possuir uma dimensão suficientemente complexa para fazer emergir diversas oportunidades e envolver diversos campos da Análise *Pinch* (múltiplas utilidades, correntes com mudança de fase, ciclos de refrigeração, etc.), e suficientemente grande para evidenciar as dificuldades computacionais dos métodos de otimização, porém facilmente compartimentada para que a análise pudesse reduzir as dimensões do problema de forma a viabilizar sua investigação.

Na Análise *Pinch* da planta, as considerações apresentadas ao longo do Capítulo 4 podem ser sumarizadas como segue:

- A metodologia da Análise *Pinch* é aplicada facilmente em plantas de grande dimensão, com inúmeras correntes, mantendo a liberdade de escolhas pelo projetista que permite uma condução do processo de síntese e evolução da rede de uma forma simples e direta.
- Diversas oportunidades de integração energética foram observadas e mapeadas, e sugeridas as modificações para viabilizá-las. A análise *Pinch* mostra sua força na geração simples destas oportunidades e na sua quantificação. As oportunidades puderam ser segregadas em conjuntos independentes, o que facilitou a identificação de quais alternativas representam as melhores relações custo – benefício, auxiliando numa futura decisão de implementá-las. O próximo passo, nesse caso, seria a quantificação dos custos de investimento necessários para cada opção, e compará-los aos benefícios evidenciados.
- Claramente, as propostas nomeadas de “Integração do topo da 13T04, fundo das 13T03 e 13T08” e “Integração do 13R02, 13T03 e 13T01” na Tabela 4.15, são as que apresentam

maior atratividade, pelo retorno esperado e robustez das soluções. Por essa razão, a última delas foi escolhida para a investigação de flexibilidade executada no Capítulo 5.

- Apesar dos critérios usados na evolução da rede R-1 levarem em conta o número de combinações em cada corrente para evitar excessos que poderiam repercutir em perdas de carga muito maiores que as atualmente praticadas, algumas correntes precisaram ignorar estes cuidados para viabilizar integrações promissoras. É o caso das correntes 34, 36 e 37, contidas no conjunto “Integração do 13R02, 13T03 e 13T01”, que contam com mais trocadores de calor que o arranjo atual, o que resulta numa implicação desfavorável na perda de carga deste sistema. Visto que atualmente isso já é um problema, a implementação desta nova proposta necessitaria uma revisão do sistema para se adequar ao aumento da perda de carga.
- A avaliação dos ciclos de refrigeração, no item sobre a colocação de utilidades abaixo da temperatura ambiente, mostrou-se uma poderosa ferramenta, que pode ser melhor explorada em trabalhos futuros. Em especial, foi demonstrado o impacto da modificação dos níveis de refrigeração na redução do trabalho de eixo do ciclo RP.
- A Análise *Pinch* conta com inúmeras ferramentas, muitas das quais não foram empregadas nesse trabalho, mas que podem explorar outros aspectos do processo, buscando novas oportunidades em áreas como: integração de colunas de destilação, avaliação dos níveis de pressão dos vapores, integração de outras plantas juntamente com a analisada neste trabalho, etc.

Quanto à otimização matemática, alguns aspectos importantes foram apresentados no capítulo 5:

- A solução dos problemas de otimização que surgem da formulação matemática vai tornando-se progressivamente mais difícil, à medida que as etapas LP, MILP e NLP vão avançando. Mesmo problemas de pequena dimensão já envolvem matrizes esparsas de grande dimensão no problema MILP ($Q_{p,i,j,k}$), e superestruturas complexas, com muitas equações associadas, no problema NLP.

Cada novo cenário operacional levado em consideração multiplica o número de equações a serem resolvidas, o que dificulta a análise de problemas com muitos modos de operação, que podem ser comuns nas plantas reais.

Essas considerações justificam a redução de escala do problema da forma proposta neste trabalho: uma avaliação global com ferramentas mais simples (Análise *Pinch*), associada a uma investigação mais detalhada de uma porção reduzida do problema inicial, pela formulação matemática.

A otimização matemática permitiu a elaboração de uma rede que atendesse os requisitos de flexibilidade frente aos cenários de desativação do catalisador do reator envolvido, mostrando-se adequada do ponto de vista de integração energética. Uma avaliação posterior poderia discutir a forma de operação da rede flexível, propondo a filosofia de controle: que malhas controlariam quais variáveis (vazão das utilidades e *by-passes* dos trocadores).

A elaboração manual das superestruturas associadas ao problema NLP e a formulação dos balanços de massa e energia associados é de elevada dificuldade e propenso a diversos erros. Um procedimento automatizado para facilitar essa formulação, independente da intervenção humana, facilitaria sobremaneira a aplicação dos métodos matemáticos.

Cabe ressaltar a necessidade de incluir na formulação do problema NLP as Equações (5.8) para evitar o surgimento de redes inviáveis de serem implementadas na prática, conforme descrito na Seção 5.3.3. Tal cuidado não aparece na literatura relacionada.

Os problemas já mencionados de perda de carga elevada resultante do excesso de combinações (trocadores) em uma corrente qualquer, mencionado anteriormente nas considerações sobre a Análise *Pinch* aplicam-se à otimização matemática. Tais cuidados poderiam ser incluídos na formulação MILP, limitando-se as combinações numa corrente a um número máximo, correspondente ao já praticado atualmente, ou algum número considerado limite (NL_i). Tais restrições poderiam assumir a forma:

$$\sum_j u_{i,j} \leq NL_i \quad .$$

Os testes de viabilidade e flexibilidade propostos por Floudas e Grossmann (1986) não foram implementados aqui, o que significa que as redes geradas são viáveis para os cenários em consideração, mas nada garante que elas o sejam para qualquer situação intermediária, conforme demonstrado por Saboo (1985). Essa avaliação seria uma etapa posterior do trabalho.

Pode-se afirmar, por fim, que o objetivo maior de familiarizar o autor nos procedimentos, práticas e métodos de Integração Energética, seus pontos fortes e fracos, fragilidades e robustez, foi plenamente atingido.

6.1 Sugestões para trabalhos futuros

Das conclusões discutidas acima, surgem algumas sugestões de desenvolvimento futuro, que vêm listadas a seguir:

- Ficou evidente, na análise exergética dos ciclos de refrigeração (capítulo 4), que existem oportunidades de redução de potência de eixo alterando-se os níveis de refrigeração. Esses potenciais foram quantificados, mas sua implementação depende de uma análise subsequente.
- A etapa posterior na análise de flexibilidade é a confirmação de que todos os cenários de operação intermediários aos dois apresentados nesse trabalho são igualmente viáveis com a rede gerada. Para tanto, é necessário implementar os índices de viabilidade e flexibilidade descritos por Floudas e Grossmann (1987b). Essa implementação permite estender a análise de flexibilidade de ‘cenários de operação’ (discretos) para ‘intervalos de operação’ (contínuos).

- No capítulo 4 foi discutida a necessidade da Análise *Pinch* levar em consideração os ciclos de refrigeração, para garantir-se a redução do consumo energético e a correta colocação das utilidades. Esse cuidado não é tomado na formulação matemática. Uma implementação que leve em consideração este aspecto precisa ser desenvolvida.
- Por fim, dos diversos métodos de integração energética por otimização matemática mencionados no capítulo 5, apenas o método ‘com decomposição’ proposto por Floudas e Grossmann foi desenvolvido. Métodos ‘sem decomposição’ foram citados e poderiam ser testados e comparados ao apresentado nesse trabalho. Em especial, os métodos que usam o conceito de ‘mistura isotérmica’ devem ser avaliados, pois apesar deste conceito apresentar limitações conceituais (não admite certos arranjos de trocadores), ele introduz algumas simplificações que podem facilitar a implementação, conforme sugere Floudas (1995).

Capítulo 7

Referências Bibliográficas

Balakrishna, S.; Biegler, L. T. (1992), "A constructive targeting approach for the synthesis of isothermal reactor networks". *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32 (7), pp 1372.

Boland, D.; Linnhoff, B. (1979), "The Preliminary Design Of Networks For Heat Exchange By Systematic Methods". *Chem. Eng.*, April, pp 222.

Ciric, A. R.; Floudas, C. A. (1991), "Heat Exchanger Network Synthesis Without Decomposition". *Comp. Chem. Eng.* 15:385.

Dhole, V. R.; Linnhoff, B. (1993a), "Distillation Column Targets". *Comp. Chem. Eng.* Vol. 17, No 5/6, pp. 549.

Dhole, V. R.; Linnhoff, B. (1993b), "Overall Design Of Low Temperature Processes". *In: Anals of ESCAPE III Conference, Gratz, Austria, July.*

Floudas, C. A.; Ciric, A. R.; Grossmann, I. E. (1986), "Automatic Synthesis Of Optimum Heat Exchanger Network Configurations". *Aiche J.*, 32(2):276.

Floudas, C. A.; Grossmann, I. (1986), "Synthesis Of Flexible Heat Exchanger Networks For Multiperiod Operation". *Comput. Chem. Eng.*, Vol. 10, No. 2, pp 153.

Floudas, C. A.; Grossmann, I (1987a). "Automatic Generation Of Multiperiod Exchanger Network Configurations". *Comput. Chem. Eng.*, Vol 11, No 2, pp 123.

Floudas, C. A.; Grossmann, I (1987b). "Synthesis Of Flexible Heat Exchanger Networks With Uncertain Flowrates And Temperatures". *Comput. Chem. Eng.*, Vol. 11, No. 4, pp 319.

Floudas, C. A.; Grossmann, I. (1987c), "Active Constraint Strategy For Flexibility Analysis In Chemical Processes". *Comput. Chem. Eng.*, Vol. 11, No. 6, pp 675.

Floudas, C. A. (1995), "Nonlinear And Mixed-Integer Optimization". New York: Oxford.

Konukman, A. E. S; Çamurdan, M. C.; Akman, U. (2002), "Simultaneous Flexibility Targeting And Synthesis Of Minimum-Utility Heat Exchanger Networks With Superstructure Based Milp Formulation". *Chem. Eng. And Process.*, 41, pp. 501.

Kralj, A. K.; Glavić, P. (2005), "Optimization by stage-wise model for complex industrial heat exchanger network". *Chem. Eng.*, vol 20, part 1, pp. 343.

Linnhoff, B. (1982), "A User Guide On Process Integration For The Efficient Use Of Energy". England: Icheme, 1982.

Linnhoff, B. (1989), "Pinch Technology For The Synthesis Of Optimal Heat And Power Systems". *J. Energy Res. Tech.*, Vol. 111/137.

Linnhoff, B. ; Dhole, V. R. (1992), "Shaftwork Targets For Low-Temperature Process Design". *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 47, No. 8.

Linnhoff, B. (1993), "Pinch Analysis – A State-Of-The-Art Overview". *Trans Icheme*, Vol. 71, Part A, September.

Masso, A. H.; Rudd, D. F. (1969), "The Synthesis Of System Designs. II. Heuristic Structuring". *Aiche J.*, 15, 10.

Marselle, D. F.; Morari, M.; Rudd, D. F. (1982), "Design Of Resilient Processing Plants – II". *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 37, No. 2, pp 259.

Papalexandri, K. P.; Pistikopoulos, E. N. (1993), "A Multiperiod Minlp Model For Improving The Flexibility Of Heat Exchanger Networks". *Annals Of The European Symposium On Computer Aided Process Engineering*.

Papalexandri, K. P.; Pistikopoulos, E. N. (1994), "A Multiperiod Minlp Model For Synthesis Of Flexible Heat And Mass Exchanger Networks". *Comput. Chem. Eng.*, Vol. 18, No 11/12, pp. 1125.

Papoulias, S. A.; Grossmann, I. E. (1983), "A Structural Optimization Approach In Process Synthesis – II. Heat Recovery Networks". *Comp. Chem. Eng.*, 7:707.

Ponce-Ortega, J. M.; Jiménez-Gutiérrez, A.; Grossmann, I. E. (2008), "Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams". *Comp. Chem. Eng.*, vol 32, No 8, pp. 1918.

Saboo, A. K.; Morari, M.; Woodcock, D. C. (1985), "Design Of Resilient Processing Plants – VIII. A Resilience Index For Heat Exchanger Networks". *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 40, No. 8, pp 1553.

Secchi, A. R. (2001), "Manual Da Disciplina de Otimização de Processos do Departamento de Eng. Química". Ufrgs, 2001.

Smith, R. (1995), "Chemical Process Design". New York: Mcgraw-Hill.

Trivedi, K. K.; Pang, K. H.; Klavers, H. W.; O'Young, D. L.; Linnhoff, B. (1994), "Integrated Ethylene Process Design Using Pinch Technology". In: *Aiche Spring Meeting – Process Synthesis II*. Atlanta: Aiche.

Turton, R.; Bailie, R. C.;Whiting, W. B. (1998), "Analysis, Synthesis And Design Of Chemical Processes". Usa: Prentice Hall.

Yee, T. F.; Grossmann, I. E.; Kravanja, Z. (1990), "Simultaneous Optimization Models For Heat Integration – I. Area And Energy Targeting And Modeling Of Multi-Stream Exchangers". *Comp. Chem. Eng.*, 14(0):1151.