

Universidade Estadual de Campinas
Faculdade de Engenharia Química
Área de Concentração Sistemas de Processos Químicos e
Informática

**Síntese automática de redes de trocadores de calor
a partir de análise *Pinch* e programação matemática**

Dissertação de mestrado apresentada à
Faculdade de Engenharia Química da
Universidade Estadual de Campinas como
parte dos requisitos para a obtenção do título
de Mestre em Engenharia Química.

Autor:
Mariana Fraga de Santana
Orientador:
Prof. Dr. Roger Josef Zemp

Campinas – SP, março de 2012

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

Sa59s Santana, Mariana Fraga
Síntese automática de redes de trocadores de calor a partir de análise Pinch e programação matemática / Mariana Fraga de Santana. –Campinas, SP: [s.n.], 2012.

Orientador: Roger Josef Zemp
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

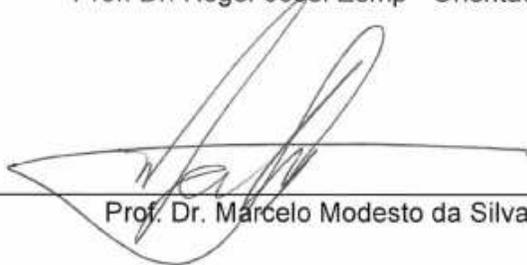
1. Permutadores térmicos. 2. Energia - Conservação. 3. Modelos Matemáticos. I. Zemp, Roger Josef. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Título em Inglês:	Automatic synthesis of heat exchanger networks using pinch analysis and mathematical programming
Palavras-chave em Inglês:	Heat exchanger networks, Optimization, Heat integration
Área de concentração:	Sistemas de Processos Químicos e Informática
Titulação:	Mestre em Engenharia Química
Banca Examinadora:	Marcelo Modesto da Silva, Aline Carvalho da Costa
Data da defesa:	30/03/2012
Programa de Pós Graduação:	Engenharia Química

Dissertação de Mestrado defendida por **Mariana Fraga de Santana** e aprovada em **30 de março de 2012** pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dr. Roger Josef Zemp - Orientador



Prof. Dr. Marcelo Modesto da Silva



Prof.ª Dr.ª Aline Carvalho da Costa

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química, defendida por **Mariana Fraga de Santana**, em **30 de março de 2012**.



Prof. Dr. Roger Josef Zemp - Orientador

Campinas, 2012

*“Se você segue o seu sonho, coloca-se em um caminho
que foi feito sob medida para que possa desenvolver
aquilo que sempre desejou fazer.
A partir daí, começa a encontrar com gente
que faz parte deste sonho, e as portas se abrem.”*
— JOSEPH CAMPBELL

Agradecimentos

A Deus, o Criador de todas as coisas, Aquele que direcionou o meu caminho desde a escolha da minha profissão até a decisão de me tornar Mestre. Obrigada, Senhor, por tantas bênçãos!

A minha mãe Elza, pelo amor incondicional, pelas horas ao telefone me ouvindo, por acreditar no meu talento e na minha determinação e me ensinar que só recebemos uma tarefa que somos capazes de executar.

Ao meu irmão Antonio, por me presentear com seu amor, cuidado infinito e o toque capaz de transformar uma simples atitude em aprendizagens eternas.

Ao meu namorado Rodolpho, por caminhar ao meu lado com amor e companheirismo, me fazendo acreditar nos meus sonhos e permitindo que eu desfrute das alegrias de sua família.

Ao meu orientador Roger Zemp, pela disposição de me orientar sempre com generosidade, ética e compromisso... E ao amigo Roger pelos sábios conselhos e pela confiança.

Aos colegas do LCAP, em especial Livia Tizzo e Thiago Costa, por compartilharem comigo seus conhecimentos em \LaTeX .

À professora Ana Frattini, por seus ensinamentos e sua delicadeza de sempre.

Aos amigos Nathália, Francine, Joyce, Carla, Mariana Giacomazze e Daiana, cuja amizade irradia uma força poderosa para seguir em frente.

À CAPES, pelo apoio financeiro.

RESUMO

Desde a crise energética dos anos 70, a otimização do consumo de energia se tornou uma importante tarefa para os engenheiros de processo. Duas diferentes metodologias têm sido aplicadas para minimizar o uso de energia em processos químicos. A primeira é a metodologia *Pinch*, que envolve a aplicação de análise termodinâmica do processo e baseia-se em metas de energia e custo para obter uma rede de trocadores de calor que opera com o mínimo consumo de energia. A segunda é a programação matemática, que consiste na elaboração de modelos matemáticos complexos resolvidos através de métodos numéricos. Neste trabalho, uma nova metodologia para a síntese de redes de trocadores de calor é apresentada. O procedimento proposto combina a abordagem sistemática da tecnologia *Pinch* com métodos de programação matemática (linear inteira mista) e procedimentos evolutivos. A nova metodologia é baseada na otimização de uma superestrutura cuja complexidade varia ao longo do procedimento de síntese da rede de trocadores, e que permite ao engenheiro de projeto a consideração das restrições do processo sem necessidade de formulação matemática das mesmas. Uma vantagem da metodologia é a possibilidade de considerar aspectos práticos como operabilidade e controlabilidade. O método proposto é ilustrado com a integração energética de três problemas típicos: um caso-teste com quatro correntes, o caso padrão em estudos de integração energética da planta simplificada de aromáticos e o caso recente do sistema de célula combustível a membrana trocadora de prótons. Foram obtidas redes alternativas para os casos estudados, que são energeticamente eficientes, mais baratas e simples.

Palavras-chave: integração energética; rede de trocadores de calor; otimização; metodologia *Pinch*; programação matemática.

ABSTRACT

Since the energy crisis of the 70s, the optimization of energy consumption has become an important task for process engineers. Two different methodologies have been applied to minimize energy use in chemical processes. The first methodology is the pinch method, which involves applying process thermodynamic analysis and it is based on energy and cost targets for a network of heat exchangers operating at the minimum power consumption. The second one is the mathematical programming, which is the development of complex mathematical models solved through numerical methods. In this work, a new methodology for the synthesis of heat exchanger networks is presented. The proposed procedure combines the systematic approach of Pinch technology with mathematical programming methods (mixed integer linear) and evolutionary procedures. The new methodology is based on the optimization of a superstructure whose complexity varies throughout the synthesis procedure of the network of exchangers, which allows the design engineer to consider the constraints of the process without having to include them into the mathematical formulation. One advantage of this methodology is the possibility of considering practical aspects such as controllability and operability. The proposed method is illustrated by the energy integration of three typical problems: a test case with four streams, the standard case in studies of energy integration simplified aromatics plant and the recent case of fuel processor system coupled to proton exchange membrane fuel cell. Alternative networks were obtained for the cases studied, which are energy efficient, cost-effective and simpler.

Keywords: energy integration; heat exchanger network; optimization; pinch method; mathematical programming.

Sumário

1	Introdução e objetivos	1
2	Revisão e fundamentação	5
2.1	Tecnologia <i>Pinch</i>	7
2.1.1	Conceitos chave da análise <i>Pinch</i>	8
2.1.2	O projeto da rede de trocadores de calor usando PDM . . .	14
2.1.3	O <i>Pinch</i> : significado e limitações	16
2.2	Métodos de síntese de redes usando programação matemática . . .	18
2.2.1	Problemas de otimização	18
2.2.2	Síntese sequencial e simultânea de redes de trocadores de calor	19
2.3	Evolução dos métodos de síntese de redes	20
2.3.1	Desvantagens da programação matemática na síntese de redes	21
2.3.2	Avanços da tecnologia no <i>Retrofit</i>	21
2.3.3	Avanços no controle de plantas integradas	23
2.3.4	Tendências na área de integração energética	23
3	Abordagem computacional proposta	27

3.1	Lógica	28
3.2	Estabelecimento do problema	30
3.3	Formulação do modelo	30
3.4	Vantagens e desvantagens da abordagem passo-a-passo	38
3.5	O programa	39
4	Estudo de casos	43
4.1	Estudo de caso 1: 4S1	43
4.2	Estudo de caso 2: Aromáticos	54
4.3	Estudo de caso 3:Processador de combustível	74
5	Conclusões e sugestões para trabalhos futuros	83
	Referências bibliográficas	86
A	Dados do problema 4S1.	93
B	PLIM para o caso 4S1.	95
C	Solução do problema de PLIM para o caso 4S1.	101
D	Relatório do caso 4S1.	105
E	Gráfico do caso 4S1.	107

Lista de Figuras

2.1	O modelo cebola do projeto de processos.	6
2.2	Fluxograma com duas correntes quentes e duas correntes frias, adaptado de Zemp (2011).	9
2.3	Procedimento para obtenção da curva composta quente	10
2.4	Procedimento para obtenção da curva composta fria	10
2.5	Curvas compostas plotadas juntas, a $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$, adaptado de Zemp (2011).	11
2.6	Cascata de calor para o fluxograma da Fig. 2.2.	13
2.7	Decomposição do processo no ponto <i>Pinch</i> , adaptado de Zemp (2011).	14
2.8	Rede de trocadores de calor seguindo PDM, adaptado de Zemp (2011).	16
3.1	Lógica usada para projetos de redes através do software <i>hensyn</i>	29
3.2	Lógica usada em projetos de redes baseados em tecnologia <i>Pinch</i> , adaptado de Shenoy (1995).	29
3.3	Superestrutura para um problema envolvendo seis correntes, baseado em Yee <i>et al</i> (1990).	31
3.4	Fluxograma de execução do programa <i>hensyn</i>	41
4.1	Reação e separação num processo químico.	44

4.2	Passo 1 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$.	45
4.3	Passo 2 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$.	46
4.4	Passo 1 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 11\text{ }^{\circ}\text{C}$.	47
4.5	Passo 2 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 11\text{ }^{\circ}\text{C}$.	48
4.6	Rede projetada usando abordagem simultânea.	51
4.7	Rede com três trocadores processo-processo e $\Delta T_{\min} = 11\text{ }^{\circ}\text{C}$. . .	52
4.8	Fluxograma simplificado da planta de aromáticos, adaptado de Linnhoff e Ahmad (1989).	55
4.9	Passo 1 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.	57
4.10	Passo 2 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.	58
4.11	Passo 3 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.	59
4.12	Passo 4 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.	59
4.13	Passo 5 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.	60
4.14	Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$	61
4.15	Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 16\text{ }^{\circ}\text{C}$	61
4.16	Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 18\text{ }^{\circ}\text{C}$	62
4.17	Rede de trocadores de calor obtida com abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$	63
4.18	Rede de trocadores de calor obtida com abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 10 trocadores de calor.	64
4.19	Rede obtida pela abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 16\text{ }^{\circ}\text{C}$	65
4.20	Rede obtida pela abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 18\text{ }^{\circ}\text{C}$	66
4.21	Fluxograma do sistema processador de combustível acoplado a PEMFC.	74
4.22	Curvas compostas, para $\Delta T_{\min} = 16\text{ }^{\circ}\text{C}$	76
4.23	Rede projetada por Oliva <i>et al</i> (2011) para $\Delta T_{\min} = 15,34\text{ }^{\circ}\text{C}$	77
4.24	Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 15,34\text{ }^{\circ}\text{C}$	79

4.25 Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^\circ\text{C}$	79
4.26 Rede de trocadores da calor projetada usando abordagem simultânea, para $\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^\circ\text{C}$	80

Lista de Tabelas

2.1	Dados das correntes para o fluxograma da Fig. 2.2	9
4.1	Variação do custo total da rede 4S1 após integração ($\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$).	47
4.2	Resultados da abordagem passo-a-passo, variando ΔT_{\min}	48
4.3	Prazo de retorno do investimento do caso 4S1.	50
4.4	Comparação entre as abordagens simultânea e passo-a-passo, variando ΔT_{\min}	53
4.5	Dados das correntes para a planta de aromáticos.	56
4.6	Ordem de alocação dos trocadores	62
4.7	Comparação entre soluções para o problema da planta de aromáticos.	67
4.8	Comparação entre a abordagem simultânea e a abordagem passo-a-passo.	69
4.9	Análise do tempo de retorno do investimento.	70
4.10	Avaliação da penalidade energética imposta por uma restrição.	71
4.11	Análise do problema remanescente para a rede passo-a-passo.	72
4.12	Combinação e carga térmica dos trocadores na variante da abordagem passo-a-passo.	73
4.13	Especificações das correntes usando glicerina como combustível no sistema.	75
4.14	Alocação de trocadores para a abordagem passo-a-passo.	78

4.15 Comparação entre os resultados de Oliva *et al* (2011) e deste trabalho. 81

Nomenclatura

$\Delta T_{ci,j,k}$ Diferença de temperatura para a combinação i, j depois do trocador de calor na posição k

$\Delta T_{hi,j,k}$ Diferença de temperatura para a combinação i, j antes do trocador de calor na posição k

$\Delta T_{hi,j,k+1}$ Diferença de temperatura para a combinação i, j antes do trocador de calor na posição $k+1$

ΔT_{\min} Diferença mínima de temperatura

$\dot{m}_i c_{pi}$ Produto entre vazão mássica e calor específico à pressão constante para a corrente de processo quente i

$\dot{m}_j c_{pj}$ Produto entre vazão mássica e calor específico à pressão constante para a corrente de processo fria j

N_b Número máximo de ramos

N_{hex} Número máximo de trocadores de calor entre correntes de processo

N_{\max} Número máximo de trocadores de calor na rede

N_{\min} Número mínimo de trocadores de calor na rede

N_{splits} Número máximo de divisões

$\dot{q}_{cj,k}$ Carga térmica da corrente de processo fria j no estágio k

$\dot{q}_{hi,k}$ Carga térmica da corrente de processo quente i no estágio k

\dot{Q}_{\max}	Máximo calor que pode ser trocado entre a corrente de processo quente i e a corrente de processo fria j
$\dot{q}_{qi,j,k}$	Calor trocado entre a corrente de processo quente i e a corrente de processo fria j no estágio k
\dot{q}_{vj}	Calor trocado entre a corrente de processo fria j e a utilidade quente
\dot{q}_{wi}	Calor trocado entre a corrente de processo quente i e a utilidade fria
$T_{cj,k}$	Temperatura da corrente de processo fria j no final do estágio k
$T_{cj,kini}$	Temperatura da corrente de processo fria j no final do primeiro estágio
$T_{cj,k+1}$	Temperatura da corrente de processo fria j no final do estágio $k+1$
$T_{cj,kout}$	Temperatura de saída da corrente de processo fria j
$T_{hi,k}$	Temperatura da corrente de processo quente i no final do estágio k
$T_{hi,kend}$	Temperatura da corrente de processo quente i no final do último estágio
$T_{hi,k+1}$	Temperatura da corrente de processo quente i no final do estágio $k+1$
$T_{hi,kout}$	Temperatura de saída da corrente de processo quente i
x_{cj}	Variável inteira representando a existência de uma unidade para a combinação j , utilidade quente
x_{hi}	Variável inteira representando a existência de uma unidade para a combinação i , utilidade fria
$x_{qi,j,k}$	Variável inteira representando a existência de uma unidade para a combinação i, j no estágio k
$y_{cj,k}$	Variável inteira representando a existência de uma divisão da corrente j no estágio k
$y_{hi,k}$	Variável inteira representando a existência de uma divisão da corrente i no estágio k

Capítulo 1

Introdução e objetivos

Nos últimos anos, o planeta vem assistindo um progresso significativo nas atividades industriais e no comportamento dos seres humanos, principalmente, em relação aos problemas ambientais. Por exemplo, nos anos 60, o tratamento de rejeitos era considerado apenas após a planta ter sido construída; nos anos 80 o tratamento ganhou uma maior atenção antes da construção da planta, mas ainda não era considerado como integrado ao projeto de processos; nos anos 2000, ele passou a ser incorporado na fase de projeto e desenvolvimento, onde todos os materiais são necessariamente *verdes* e a Integração de Processos é uma ferramenta fundamental para atingir as necessidades futuras das plantas.

Essas preocupações ambientais aumentam as incertezas e complexidade do projeto de processos. Com o impacto ambiental sendo considerado como um objetivo e não como uma restrição, muito mais incertezas são introduzidas no projeto de processos por causa das inserções dos impactos ambientais, tornando-o um trabalho de decisão envolvendo multiestágios e multi-objetivos. É necessário, então, que o projeto de processos seja desenvolvido de uma forma mais integrada. Não somente os produtos e o processo projetado, mas também flexibilidade, operabilidade e a dinâmica têm que ser considerados simultaneamente no estágio do projeto conceitual com a utilização da Integração de Processos (QUEIROZ E PESSOA, 2005).

A integração térmica envolve basicamente o projeto de uma rede de trocadores

de calor. Visando a otimização destas redes, várias técnicas e métodos foram desenvolvidos, principalmente durante as décadas de 70 e 80. Os estudos se iniciaram em busca apenas do ponto ótimo energético (consumo mínimo de utilidades), envolvendo posteriormente o custo ótimo global de toda a rede. Além da minimização do consumo de utilidades, a redução das áreas de transferência de calor e do número de equipamentos utilizados, com seus devidos custos de investimentos e de operação, constitui-se nos outros objetivos da integração térmica (ASSUNÇÃO E CORRÊIA, 1997).

Duas diferentes metodologias têm sido aplicadas com sucesso para minimizar o uso de energia em processos químicos: a abordagem sequencial, ou simplesmente análise *Pinch* e a abordagem simultânea ou programação matemática.

O desenvolvimento da tecnologia *Pinch* representou o ponto de partida para a recuperação de energia em redes de trocadores de calor, a partir de princípios termodinâmicos. Este método permite ao engenheiro calcular metas de energia e custo para o processo e desenvolver uma rede que opere com o consumo mínimo de energia.

Entretanto, segundo Polley (2001), se o engenheiro segue o procedimento cegamente, o resultado pode ser um projeto muito pobre, que desconsidera, por exemplo, a natureza dos fluidos a serem combinados e o *layout* da planta.

Em paralelo com esta técnica, a programação matemática evoluiu devido aos avanços da tecnologia computacional. O interesse e uso contínuo desta técnica resultaram na formulação de diversos algoritmos como programação linear, programação linear inteira mista, programação não linear e programação não linear inteira mista.

A programação matemática consiste na elaboração de modelos matemáticos complexos resolvidos usando métodos numéricos. Geralmente, um super fluxograma é construído contendo todas as alternativas de projeto possíveis de uma rede de trocadores de calor. Cada subsistema da superestrutura é resolvido e o resultado é gerado separadamente. O resultado global é dado depois de analisar todos os resultados obtidos. Conforme Biegler *et al* (1997), em geral, problemas de síntese de redes de trocadores de calor são formulados como problema de otimização não-linear inteira mista. Deste modo, a programação matemática é mais precisa e mais objetiva que a análise *Pinch*, mas é também difícil de ser aplicada em casos concretos e não oferece resultados rapidamente.

Embora a tecnologia *Pinch* seja simples o suficiente para não precisar de com-

putadores, os avanços nas últimas décadas tornaram os softwares não meramente convenientes, mas essenciais. Isto é certamente verdade no que diz respeito à meta, onde os cálculos tendem a ser repetitivos e entediantes. Então, com exceção de problemas pequenos, os outros cálculos de meta são melhor feitos com a ajuda de um pacote computacional (SHENOY, 1995).

Além disso, é preciso levar em conta que o método *Pinch* é apenas uma maneira de abordar o problema da síntese de redes de trocadores de calor, não um método sistemático para resolvê-lo e que as ferramentas computacionais disponíveis devem ser usadas para melhorar economicamente uma planta, sem ser restringida pela sua complexidade.

Portanto, este trabalho propõe a aplicação de conceitos termodinâmicos e o conhecimento das metas de energia, advindos da metodologia *Pinch*, combinada com recursos de otimização matemática, cuja interface seja mais amigável para o engenheiro de processo, a fim de solucionar problemas de síntese de redes de trocadores de calor visando estruturas de baixa complexidade.

Capítulo 2

Revisão bibliográfica e fundamentação teórica

A integração energética de processos objetiva o aproveitamento do potencial térmico do processo, o que conduz à menor necessidade de utilidades exteriores, com consequente redução do consumo de combustíveis e da emissão de efluentes gasosos provenientes da combustão.

Este tema ganhou relevância já na década de 70, quando a crise do petróleo direcionou a atenção para o melhor projeto de processos, no que se denomina atividade industrial sustentável. Segundo Smith (2005), para projetos de processos químicos, isto significa que processos devem usar matéria prima tão eficientemente quanto é econômico e praticável, para prevenir a produção de resíduo e preservar as reservas de matéria prima tanto quanto possível.

O projeto de integração de processos está baseado nas decisões hierárquicas. O projeto de processo começa com a escolha do reator (batelada ou contínuo). Uma vez que o reator é estabelecido, o sistema de separação é projetado e analisado. Neste nível, o balanço de massa e energia são analisados. Com base no balanço de energia, a rede de trocadores de calor é projetada, estabelecendo também a necessidade de utilidades (MORAR E AGACHI, 2010).

Esta hierarquia é representada pelas camadas no “diagrama cebola”, mostrado

na Fig. 2.1.

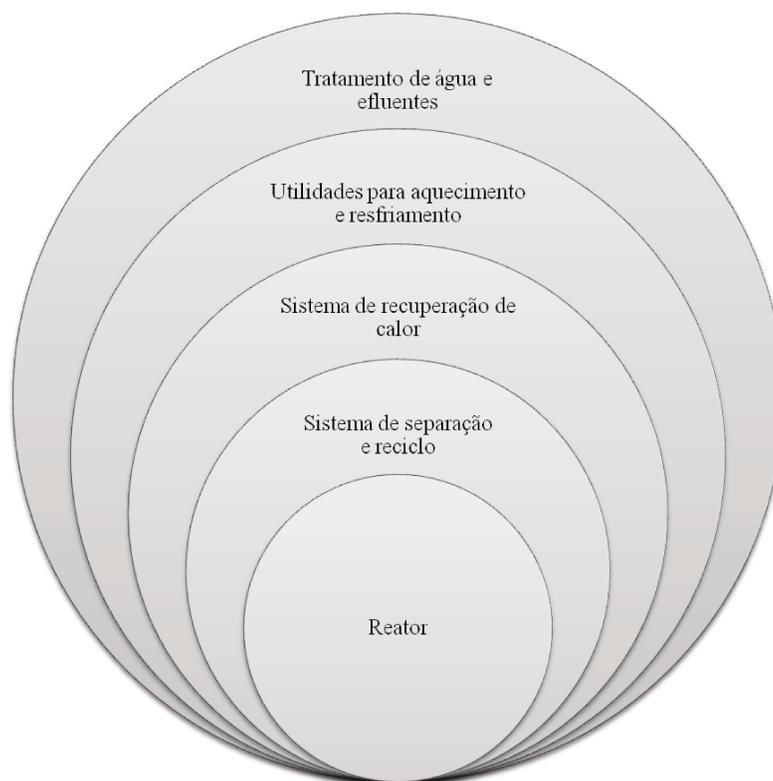


Figura 2.1: O modelo cebola do projeto de processos.

O problema da síntese de redes de trocadores de calor é amplamente estudado no campo da integração de processos, devido à sua importância na determinação da quantidade da recuperação da energia interna, e, portanto, a economia no consumo de energia (TOFFOLO, 2009).

A integração energética permite reduzir o consumo de utilidades exteriores ao processo aproveitando excessos entálpicos de correntes (correntes quentes) para fornecer a correntes com deficiência de energia (correntes frias). Assim, procede-se a uma troca de calor, onde a diferença de temperaturas é a força motriz. Após a análise de integração, as correntes com estas características deixam de permutar calor apenas com utilidades externas e passam a permutar também entre si (RELVAS *et al*, 2002).

Duas metodologias principais têm sido propostas para sintetizar redes de troca-

dores de calor: abordagens sequencial e simultânea.

Métodos de síntese sequencial usam a estratégia de dividir o problema da síntese de rede de trocadores de calor em uma série de subproblemas a fim de reduzir os requisitos computacionais para obter um projeto de rede. Esses métodos tipicamente envolvem a divisão do problema em um número de intervalos, que é normalmente realizado por divisão da faixa de temperatura em intervalos de temperatura (FURMAN E SAHINIDIS, 2002). Neste método, a demanda mínima de utilidades, o número mínimo de unidades de troca térmica, e o mínimo custo capital são obtidos sequencialmente pelo uso de regras heurísticas (OLIVA *et al*, 2011).

Por outro lado, na síntese simultânea de redes de trocadores de calor, a rede ótima é obtida sem a decomposição do problema. O problema é formulado como um problema de otimização não linear inteira mista (MINLP) (BIEGLER *et al*, 1997). Esta formulação está sujeita a várias simplificações usadas para facilitar a solução destes modelos complexos.

Estas metodologias serão melhor explicadas nas seções que se seguem.

2.1 Tecnologia *Pinch*

De acordo com Mizutani (2003), a abordagem sequencial, utilizando conceitos termodinâmicos e regras heurísticas, foi iniciada na tese de doutorado de Hohmann (1971), que desenvolveu o algoritmo tabular ou método da cascata de energia. Este procedimento foi a primeira forma rigorosa de cálculo do consumo de energia e precedeu a síntese de redes.

Os elementos centrais do método *Pinch* são o cálculo de metas de energia e custos para o processo (que informam o consumo mínimo de energia e o custo mínimo da rede de trocadores de calor que alcança este consumo) e uma metodologia sistemática para o projeto de redes de trocadores de calor que atingem de fato as metas, com base no uso de representações gráficas simplificadas da análise termodinâmica.

2.1.1 Conceitos chave da análise *Pinch*

Nesta seção, serão apresentados os conceitos chave da análise *Pinch*, a fim de tornar claro como é possível estabelecer metas de energia e com elas obter uma rede de trocadores de calor. Estes conceitos são apresentados em detalhes por Kemp (2007).

Conceitos básicos de troca de calor

Um fluxo que precisa ser aquecido ou resfriado, mas não muda em composição, é definido como uma **corrente**. Se este fluxo começa frio e precisa ser aquecido, é conhecido como **corrente fria**. Ao contrário, se precisa ser resfriado, é chamado **corrente quente**. Assim, um processo de reação, por exemplo, não é uma corrente, porque envolve a mudança na composição química. Por outro lado, quando a troca de calor entre duas correntes de processo não são viáveis na prática ou economicamente, **correntes de utilidades** são usadas para aquecer ou resfriar correntes de processo.

Construção e análise das curvas compostas

Um método gráfico para análise do comportamento energético do processo é o diagrama Temperatura-Entalpia. A Fig. 2.2 mostra o fluxograma simplificado de um processo químico, com suas temperaturas e cargas térmicas. Este processo, descrito por Gundersen (2002), será usado para ilustrar os conceitos doravante apresentados nesta seção.

Duas das correntes na Fig. 2.2 são fontes de calor (correntes quentes) e duas são sorvedouros para calor (correntes frias). Assumindo que as capacidades caloríficas são constantes, os dados para as correntes quentes e frias podem ser extraídos como apresentado na Tabela 2.1. Nota-se que as capacidades caloríficas são o produto da vazão mássica e da capacidade calorífica específica ($CP = \dot{m} c_p$).

Para cada intervalo de temperaturas podem adicionar-se separadamente as variações de entalpia referentes às correntes quentes e frias. Este procedimento pode ser representado num gráfico Temperatura vs Entalpia, onde são construídas as duas curvas compostas (uma para as correntes quentes e uma outra para as

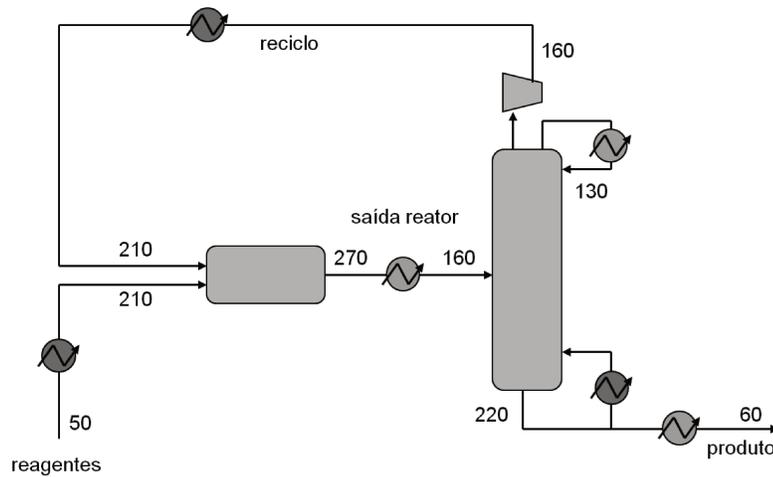


Figura 2.2: Fluxograma com duas correntes quentes e duas correntes frias, adaptado de Zemp (2011).

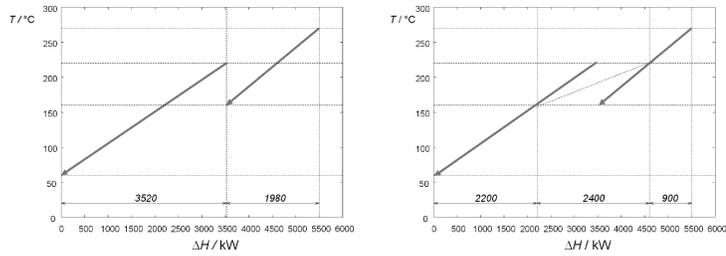
Tabela 2.1: Dados das correntes para o fluxograma da Fig. 2.2

Corrente	$T_{\text{Entrada}} / ^\circ\text{C}$	$T_{\text{Saída}} / ^\circ\text{C}$	$\dot{m} c_p / (\text{kW}/^\circ\text{C})$	$h / (\text{kW}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$
Saída reator	270	160	18	0,5
Produto	220	60	22	0,5
Reagentes	50	210	20	0,5
Reciclo	160	210	50	0,5

correntes frias). A construção de cada uma destas curvas envolve a divisão do eixo das temperaturas em diferentes intervalos, definidos pelas temperaturas inicial e final das correntes. O $\dot{m} c_p$ em cada intervalo é igual à soma dos $\dot{m} c_p$ individuais das correntes quentes/frias existentes no intervalo.

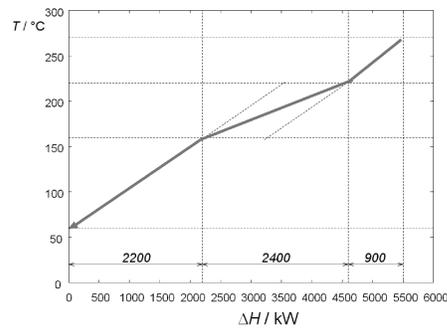
A construção das curvas compostas envolve a adição das variações de entalpia nos respectivos intervalos de temperatura criados das interseções entre as retas (LINNHOFF E FLOWER, 1978).

A figura 2.3 representa o procedimento de obtenção da curva composta quente referente ao Exemplo de Aplicação (Tabela 2.1):



(a) Correntes quentes

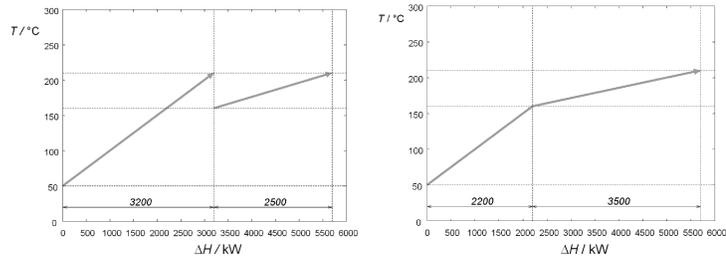
(b) Interseção entre as retas



(c) Curva composta quente

Figura 2.3: Procedimento para obtenção da curva composta quente a partir do diagrama Temperatura vs. Entalpia.

De modo análogo, obtém-se a curva composta fria (Figura 2.4).



(a) Correntes frias

(b) Curva composta fria

Figura 2.4: Obtenção da curva composta fria a partir do diagrama Temperatura vs. Entalpia.

As curvas compostas podem ser plotadas sobre o mesmo eixo, separadas pela diferença mínima de temperatura, ΔT_{\min} . A região onde as curvas se sobrepõem, Fig. 2.5, representa a máxima recuperação de calor entre as correntes de processo. A região sem sobreposição à esquerda da curva composta quente representa a quantidade mínima de utilidade fria requerida e a região sem sobreposição à direita da curva composta fria representa a quantidade de utilidade quente requerida.

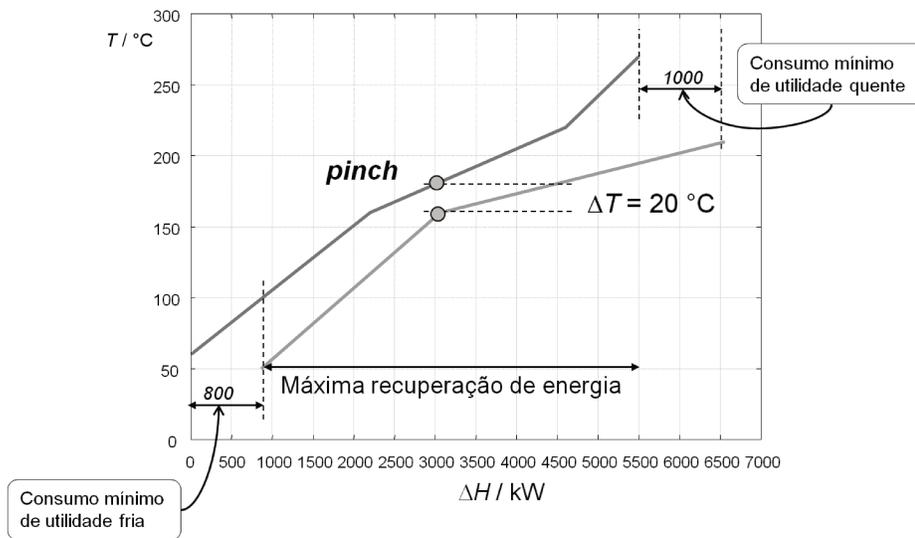


Figura 2.5: Curvas compostas plotadas juntas, a $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$, adaptado de Zemp (2011).

O valor de ΔT_{\min} é a menor diferença de temperaturas permitida entre duas correntes, uma quente e uma fria.

O ponto onde a diferença de temperatura entre as duas curvas é igual ao ΔT_{\min} escolhido é chamado de **ponto *pinch***. Sua posição localiza a temperatura do processo onde a transferência de calor é mais difícil e a força motriz nos trocadores de calor será menor. O ponto *pinch* identifica o gargalo do processo em termos de potencial de recuperação de calor (MARECHAL, 2009).

Algoritmo tabular

Em princípio, as curvas compostas poderiam ser usadas para obter metas de energia para dados valores de ΔT_{\min} . Entretanto, esse procedimento requer uma abordagem gráfica que se torna difícil e imprecisa para um número muito grande de correntes. Pensando nisso, Linnhoff e Flower (1978) propuseram um algoritmo para obter tais metas algebricamente, **o algoritmo tabular**.

A ideia base deste método é verificar, para cada intervalo de temperaturas, a quantidade entálpica disponível entre as várias correntes de processo aí existentes e transferir o excesso de entalpia de cada nível térmico para o nível imediatamente inferior (RELVAS *et al*, 2002). Os passos do algoritmo são descritos a seguir:

1. O primeiro passo consiste em dividir o processo em intervalos de temperatura, tal como na construção das curvas compostas. Para assegurar que todas as correntes dentro do mesmo intervalo respeitem o ΔT_{\min} e possam trocar calor entre si, as temperaturas são corrigidas, isto é, as correntes quentes são deslocadas para baixo em $\Delta T_{\min}/2$ e as correntes frias para cima em $\Delta T_{\min}/2$. Garante-se assim que é possível realizar a transferência de calor nos trocadores de calor, com diferenças nulas nas temperaturas corrigidas.
2. O segundo passo consiste em efectuar um balanço de energia, para os novos intervalos de temperaturas corrigidas.
3. O terceiro passo consiste em realizar a transferência do calor disponível de um intervalo para o intervalo imediatamente inferior, até o último intervalo, que deve trocar calor com utilidade fria.
4. O quarto passo é a identificação do intervalo com maior demanda de energia. Esta demanda de energia deve ser fornecida ao sistema pela utilidade quente.
5. No quinto passo, é realizado um novo balanço de energia, no qual a primeira transferência de calor é realizada da utilidade quente para o processo, zerando a demanda de energia.
6. O sexto passo consiste na identificação do ponto *Pinch*, que ocorre onde não há transferência de energia. Como as temperaturas foram deslocadas, o ponto *Pinch* é obtido adicionando e subtraindo $\Delta T_{\min}/2$ à temperatura deste intervalo.

A Fig. 2.6 mostra a aplicação do algoritmo tabular ao Exemplo de Aplicação (Tabela 2.1).

Inter- valos	Temperatura Deslocada / °C	Corrente				CP intervalo	ΔH / kW		Cascata inviável	Cascata viável	
		H1	H2	C1	C2						
		CP / (kW/°C) 18 22 20 50									
		$(T_{(i+1)} - T_i) / ^\circ\text{C}$									
1	260	40			18,0	720,0	excesso	▼ 0	▼ 1000	Utilidade quente	
	220	10						▼ 720	▼ 1720		
2	210	40			-52,0	-520,0	demanda	▼ -520	▼ -520		
	170	20			-30,0	-1200,0	demanda	▼ -200	▼ -1200	1200	
3	150	90			20,0	400,0	excesso	▼ -1200	▼ -1200		
	150	20			2,0	180,0	excesso	▼ -1000	▼ 0	PINCH	
4	60	10			2,0	180,0	excesso	▼ -600	▼ 400		
	50	10			22,0	220,0	excesso	▼ 180	▼ 180		
								▼ -420	▼ 580		
								▼ 220	▼ 220	Utilidade fria	
								▼ -200	▼ 800		

Figura 2.6: Cascata de calor para o fluxograma da Fig. 2.2.

Da esquerda para a direita são apresentados:

- Os intervalos de temperatura;
- As temperaturas deslocadas das correntes quentes e frias;
- A diferença de temperatura entre um intervalo e o intervalo imediatamente inferior;
- A representação gráfica das correntes com suas temperaturas deslocadas;
- O somatório da capacidade calorífica em cada intervalo, considerando positivo para correntes quentes e negativo para correntes frias;
- O balanço de energia para cada intervalo, calculado aqui como o produto do ΔT pelo $CP_{intervalo}$;
- A partir dos balanços de energia, são identificados os intervalos em que há demanda ou excesso de calor;
- Transferência de calor entre os intervalos (cascata inviável);
- Identificação da maior demanda de energia (utilidade quente requerida);
- Transferência de calor entre os intervalos após adição de utilidade quente necessária para fazer o fluxo de calor em cada intervalo ter pelo menos zero;

- Identificação do ponto *Pinch* e das metas de consumo de utilidade quente e fria.

O resultado do algoritmo tabular é idêntico ao da análise das curvas compostas, como esperado. As curvas compostas são úteis em fornecer conceitual compreensão do processo, mas o algoritmo tabular é uma ferramenta de cálculo mais conveniente.

2.1.2 O projeto da rede de trocadores de calor usando PDM

A primeira etapa da tecnologia *Pinch* tem como objetivo estabelecer as metas de consumo de energia em um processo. A segunda etapa, que será apresentada a seguir, consiste numa metodologia para síntese de redes, com o objetivo de atingir as metas de consumo, conhecida na área de integração energética como PDM (*Pinch Design Method*).

A identificação do ponto *Pinch* é fundamental na síntese de redes com base no PDM. Através dele é possível a divisão do problema em duas regiões: uma acima e outra abaixo do ponto *Pinch*, sendo a região superior uma receptora (sorvedouro) de calor (somente utilidade quente é necessária) e a região inferior uma fonte de calor (somente utilidade fria é necessária), Figura 2.7. Cada região é independente e equilibrada energeticamente (correntes de processo + utilidade).

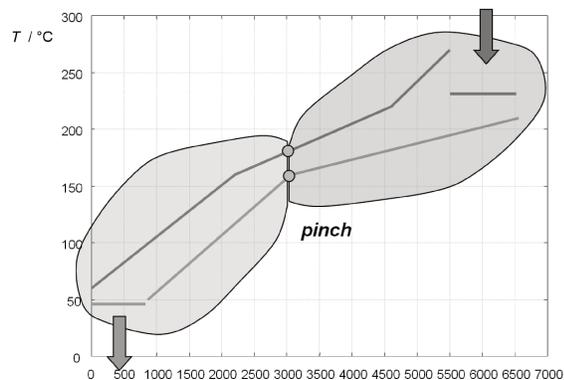


Figura 2.7: Decomposição do processo no ponto *Pinch*, adaptado de Zemp (2011).

Para a construção de uma rede que garanta as metas de consumo mínimo de energia, existem três regras básicas:

- Não transferir calor do processo através do ponto *Pinch*;
- Não utilizar utilidade quente para correntes abaixo do ponto *Pinch*;
- Não utilizar utilidade fria para correntes acima do ponto *Pinch*.

Estabelecidas estas três regras, pode-se iniciar a montagem da rede. Para a representação de rede de trocadores de calor Linnhoff e Flower (1978) apresentam o Diagrama de Grade (“Grid Structure”), como uma maneira de facilitar a localização do ponto *Pinch*, a divisão das duas regiões e a alocação de trocadores. A Fig. 2.8 mostra a forma deste diagrama.

Como o ponto *Pinch* representa o ponto em que é mais difícil a transferência de calor, a montagem da rede deve ser feita partindo das correntes próximas a ele. A síntese é efetuada seguindo uma sequência para a montagem da rede:

1. Dividir o problema no ponto *Pinch*.
2. Iniciar a análise no ponto *Pinch* e depois nas correntes afastadas.
3. Verificar o número de correntes acima e abaixo do ponto *Pinch*:
O número de correntes quentes imediatamente acima do ponto *Pinch* tem que ser menor ou igual ao número de correntes frias imediatamente acima do ponto *Pinch*. Caso contrário, deve-se dividir corrente fria. O número de correntes frias imediatamente abaixo do ponto *Pinch* tem que ser menor ou igual ao número de correntes quentes imediatamente abaixo do ponto *Pinch*. Caso contrário, deve-se dividir corrente quente.
4. Observar a regra do CP:
Para correntes combinadas imediatamente acima do ponto *Pinch* o CP da corrente quente tem que ser menor ou igual ao CP da corrente fria e para correntes combinadas imediatamente abaixo do ponto *Pinch* o CP da corrente fria tem que ser menor ou igual ao CP da corrente quente.
5. Maximizar as cargas para satisfazer as correntes escolhidas.
6. Satisfazer as necessidades restantes de aquecimento e resfriamento com utilidades.

A Fig. 2.8 mostra o Diagrama de Grade para o Exemplo de Aplicação, com a rede de trocadores de calor obtida seguindo o PDM. O consumo de utilidades atinge as metas, conforme esperado.

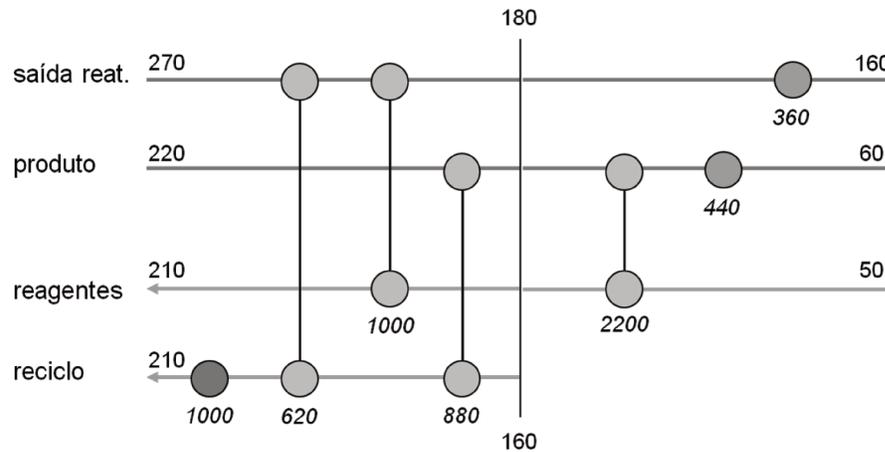


Figura 2.8: Rede de trocadores de calor seguindo PDM, adaptado de Zemp (2011).

2.1.3 O *Pinch*: significado e limitações

O importante significado do *Pinch* é que ele divide o sistema em dois subsistemas separados termodinamicamente, cada um dos quais está em balanço entálpico com sua utilidade relevante. No entanto, este método é apenas uma maneira limitada de abordar o problema, não um método sistemático para resolvê-lo.

A primeira limitação é que o método *Pinch* divide um problema de otimização de projeto em duas partes e produz projetos para cada sub-rede antes de fundir os resultados para fornecer uma estrutura inicial para subsequente otimização. Pelo uso das regras heurísticas, cada sub-rede fornece um projeto que usa o número mínimo de unidades. Entretanto, quando estes projetos são fundidos, o resultado é um projeto inicial que usa mais que o número mínimo de unidades para o problema global.

Além disso, a remoção de trocadores de calor pequenos não econômicos pode ser difícil de conseguir e o projeto inicial derivado usando o método *Pinch* pode resultar em projetos não ótimos. Outra fraqueza da metodologia é sua

falha para explicar a natureza das correntes a serem processadas - por exemplo, correntes de duas fases. Não somente porque o transporte de correntes de duas fases é problemático e caro (requerendo tubulações de diâmetro largo), mas, dada a dificuldade de manter boa mistura das fases, o número de trocadores de calor em que cada corrente é usada deveria ser minimizado (POLLEY E HEGGS, 1999).

Outra limitação é que, conhecendo as metas, o projetista é levado a buscar tais metas e só finalizar o projeto quando as atinge. Isso pode conduzir a redes muito complexas, com muitos trocadores numa mesma corrente, divisões de corrente e trocadores muito pequenos.

Falhas no reconhecimento dos impactos do projeto da rede na tubulação da planta e fluxo de processo são um problema realmente sério. Não somente aumentam significativamente as penalidades no custo de tubulação, mas também têm implicações de segurança. Finalmente, a tecnologia deve contar com dois tipos de programas, um programa para estabelecer as metas, que é relativamente simples e um otimizador de rede, um tanto mais complexo e caro. Ainda, como foi salientado, o resultado final (apesar do conforto proporcionado pela otimização sofisticada) pode não ser um projeto ótimo do processo.

Outra questão a se levar em conta é que no projeto de redes de trocadores de calor em que já existem trocadores de calor alocados (chamado na área de integração energética de *retrofit* de rede), se é necessária a adição de área de troca térmica e são usados trocadores de calor casco e tubos, é possível instalar novo feixe de tubos nos cascos existentes caso a área adicional seja pequena. Caso contrário, é necessário adicionar um novo casco. Para isso, há duas opções de alocação e cada uma tem suas implicações.

No caso de associação em série, a combinação conduzirá a um aumento na queda de pressão. Então, as novas exigências no sistema de bombeamento precisam ser avaliadas. Por outro lado, ao dividir o fluxo para alocação dos trocadores em paralelo, a vazão diminui, logo, a velocidade de escoamento é menor, é menor também a intensidade da turbulência e o coeficiente de transferência de calor tende a ser pior, exigindo mais área de troca térmica. Isso significa que a área calculada inicialmente com base no coeficiente do trocador existente não satisfaz a necessidade de troca. Ademais, o decréscimo na velocidade de escoamento aumenta a incrustação.

2.2 Métodos de síntese de redes usando programação matemática

Ao longo das décadas de 80 e 90, em paralelo ao desenvolvimento da análise *Pinch*, foram elaboradas formulações matemáticas que reproduziram os conceitos envolvidos nesta análise, gerando problemas de otimização.

As abordagens matemáticas para síntese de redes de trocadores de calor utilizam métodos como Programação Linear, Programação Não Linear, Programação Linear Inteira Mista e Programa Não Linear Inteira Mista. Estes métodos são menos intuitivos que a abordagem *Pinch*, porém possibilitam automação e sistematização e, além disto, podem explorar todas as vantagens que a computação moderna oferece (BRIONES E KOKOSSIS, 1999).

2.2.1 Problemas de otimização

Em matemática, problemas de Programação Linear (PL) são problemas de otimização nos quais a função objetivo e as restrições são todas lineares. Se pelo menos uma função, quer seja função objetivo quer seja uma restrição, for não linear, o problema é dito de Programação Não Linear (PNL).

Se todas as variáveis do problema pertencerem ao conjunto dos números inteiros, temos uma sub-classe da Programação Linear chamada Programação Inteira (PI) ou programação linear inteira. Quando somente algumas das variáveis são inteiras e outras contínuas, temos a Programação Inteira Mista (PIM).

Em problemas de síntese de redes, por exemplo, as variáveis inteiras binárias correspondem à presença (1) ou não (0) de um trocador. As variáveis contínuas correspondem às variáveis de processo, como temperatura e vazão.

2.2.2 Síntese sequencial e simultânea de redes de trocadores de calor

A síntese de redes de trocadores de calor via Otimização Matemática é subdividida em métodos determinísticos e não determinísticos. Os não determinísticos, como o Algoritmo Genético, foram criados para superar as dificuldades numéricas de obtenção do ótimo global, mas não são muito empregados em Integração Energética devido ao elevado esforço computacional.

Os métodos determinísticos, representados pelos métodos que utilizam Programação Matemática, podem ser divididos em Sequenciais e Simultâneos.

A síntese sequencial via programação matemática envolve a solução de três sub-problemas.

O primeiro sub-problema é a determinação do mínimo consumo de utilidades, correspondendo à máxima recuperação de calor para dado ΔT_{\min} . Trata-se de um problema de programação linear. O problema LP é equivalente ao cálculo do algoritmo tabular e o modelo do transbordo de energia pode ser facilmente generalizado para o caso de múltiplas utilidades, onde a função objetivo corresponde ao custo mínimo de utilidade (BIEGLER *et al*, 1997).

O segundo sub-problema usa as metas de utilidades encontradas no sub-problema anterior e resolve um problema de programação linear inteira mista para distribuição das cargas térmicas com número mínimo de trocadores de calor. A solução deste problema MILP não é necessariamente única, porque pode haver diversas configurações de rede para o mesmo número de unidades e custo de utilidade. Uma dada configuração pode não necessariamente ter suas cargas térmicas definidas de um único modo devido à presença de laços (conhecido na área de integração energética como *heat loops*)(BIEGLER *et al*, 1997).

O terceiro sub-problema visa gerar e otimizar a rede de trocadores de calor, baseado na distribuição de carga térmica e consumo de utilidades determinados nas etapas anteriores. É um problema de programação não linear formulado com base numa superestrutura.

Os métodos simultâneos surgiram como uma tentativa de tratar o problema da síntese de redes de trocadores de calor como uma tarefa única, sem a decomposição do problema. Métodos de síntese simultânea consistem em formulações de Programação Não Linear Inteira Mista, que consideram o número mínimo de unidades,

consumo mínimo de utilidades, cargas térmicas, cálculo de área e topologia da rede buscando o mínimo custo total. Os métodos de otimização simultânea não dependem de regras heurísticas.

2.3 Evolução dos métodos de síntese de redes

Ao longo das décadas de 80 e 90, em paralelo ao desenvolvimento da análise *Pinch*, foram elaboradas formulações matemáticas que reproduziram os conceitos envolvidos nesta análise, gerando problemas de otimização. As principais contribuições nesta área são comentadas a seguir.

Os autores mais significativos relacionados com o campo da integração de calor são Linnhoff, Floudas, Grossmann, Morari, Yee, Ciric, Saboo, Mathisen, Asante, Smith, Aguilera e Marcheti. O trabalho destes autores principais foram estendidos, melhorados ou usados para casos práticos por outros pesquisadores (MORAR E AGACHI, 2010).

O conceito de integração energética foi introduzido pela primeira vez por Linnhoff e Flower (1978), quando desenvolveram a técnica *Pinch* e demonstraram que é possível economizar uma importante parte da energia requerida pela planta através de ações específicas e de uma metodologia sistemática para síntese de redes de trocadores de calor.

Além do trabalho de Linnhoff e Hindmarsh (1983), outra técnica foi desenvolvida e aplicada em paralelo por Papoulias e Grossmann (1983) que modelaram o método de meta de consumo mínimo de utilidade num ambiente de programação linear (LP) usando o modelo de transbordo de energia (chamado na literatura específica de *transshipment model*). Este algoritmo foi estendido pelos próprios autores para programação linear inteira mista (MILP) para obter o número mínimo de combinações ao lado da solução do consumo mínimo de utilidade.

Baseado nesses modelos, Floudas *et al* (1986) conseguiram gerar automaticamente as configurações da rede de trocadores de calor que proporcionam um custo mínimo de investimento traduzido em custo mínimo de utilidade e número mínimo de unidades.

Uma extensão deste método foi usada em um trabalho posterior para rever o fato de que a síntese automática das redes de trocadores de calor pode ser desenvolvida

por uma formulação de programação não linear baseada numa representação de superestrutura de todas as possíveis estruturas de rede (FLOUDAS E GROSSMANN, 1987).

Yee *et al* (1990) introduziram um modelo de programação não linear (NLP) para considerar os custos de área e de utilidades para redes de trocadores de calor com vazões e temperaturas fixas. Este modelo foi estendido para programação não linear inteira mista (MINLP) onde as vazões e temperaturas foram tratadas como variáveis (YEE *et al*, 1990).

Segundo Furman e Sahinidis (2002), a produção científica nesta área cresceu entre o final da década de 80 e início da década de 90, especialmente graças aos avanços em técnicas de otimização e ao desenvolvimento dos computadores que viabilizaram a solução da síntese via técnicas simultâneas.

2.3.1 Desvantagens da programação matemática na síntese de redes

A principal vantagem da programação matemática é sua capacidade de encontrar a melhor solução possível, com precisão e objetividade. Entretanto, este método envolve a elaboração de modelos matemáticos complexos que visam minimizar o custo total da rede, gerando frequentemente redes muito complexas.

Em geral, simplificações precisam ser adotadas para resolver casos industriais, o que pode prejudicar a obtenção de uma solução aplicável. Os métodos de programação matemática são autônomos, dispensam a influência do projetista, que para tentar evitar problemas de segurança, operabilidade ou *layout*, precisam definir estas condições na elaboração do problema. A solução requer softwares caros e sofisticados e exige esforço computacional.

2.3.2 Avanços da tecnologia no Retrofit

Os métodos de integração de calor existentes eram baseados quer na técnica *Pinch* quer na programação matemática, mas não tinham sido capazes de resolver problemas de *retrofit* de projetos industriais usando procedimentos automatizados.

Asante e Zhu (1997) propuseram um novo método para o *retrofit* de redes de trocadores de calor, que combinava a análise termodinâmica das topologias da rede com as técnicas de programação matemática. Também introduziram o conceito de *Pinch de rede* como um limite para a recuperação de calor numa rede de trocadores de calor. Este método dividiria a tarefa do projeto em duas etapas: na primeira etapa que seria o estágio de diagnóstico, seriam feitas mudanças na topologia da rede para aumentar a recuperação de calor e reduzir a área de troca térmica. Durante o estágio de otimização, que seria a segunda etapa, o resultado da topologia seria então otimizado para produzir o projeto final. Porém a seleção de mudanças na topologia não era baseada na minimização do custo explícito. Por esta razão, nenhuma avaliação ou estimativa da área da rede seria necessária na primeira etapa, e isto simplificaria significativamente os modelos matemáticos usados. Além disso, as estimativas do custo de cada mudança de topologia potenciais não eram necessárias, e isso eliminaria a necessidade de determinar tais custos à frente do projeto. Embora isso signifique que o custo mínimo do *retrofit* não possa ser garantido, o método assegura que o custo final da rede estará próximo do mínimo.

Um trabalho bastante interessante voltado para problemas de *retrofit* de redes de trocadores de calor é apresentado por Rezaei e Shafiei (2009). Eles propuseram uma formulação que acopla Programação não linear, Programação linear inteira e Algoritmo genético, definindo a rede de trocadores de calor como uma sequência de genes. O benefício deste tipo de representação é que apenas as redes viáveis são produzidas durante o processo de otimização. Uma das vantagens é que o método não precisa de inicialização por causa do uso do algoritmo genético na otimização estrutural. Levando-se em conta que o número de ramos em cada divisão controlará o tamanho da superestrutura e do espaço de busca, apenas dois ramos foram permitidos para reduzir o tempo de otimização. No entanto, para redes em grande escala é necessária a inclusão de mais ramos, o que torna a estrutura da rede ainda mais complexa.

Tendo em vista que os processos complexos integrados tornam-se mais instáveis e difíceis para controlar, devido à redução dos graus de liberdade depois da integração, o projeto proposto, depois da integração de calor e *retrofit*, precisa encontrar uma solução para o esquema de controle.

2.3.3 Avanços no controle de plantas integradas

Oliveira *et al* (2001) analisaram as interações entre o controle de processo e o projeto de uma rede particular usando a otimização em estado estacionário e o cálculo do número de condições para a seleção de variáveis manipuladas. A rede projetada tinha controlabilidade fraca, devido à pequena quantidade de informação utilizada em relação ao comportamento dinâmico. Evidenciando que a eficiência de métodos computacionais tão sofisticados depende de uma programação complexa envolvendo tanta informação quanto possível.

Por sua vez, Tellez *et al* (2006) implantaram um procedimento compreensível para determinar a controlabilidade das plantas integradas. Eles propuseram muitas estratégias de controle da rede usando análises de controle multivariável e perturbações que poderiam ser implementadas facilmente para processo e projetos de sistemas de controle. Também desenvolveram uma metodologia para projeto de redes de trocadores de calor onde a controlabilidade e a recuperação de energia foram equilibradas durante o estágio de síntese.

Gonzalez *et al* (2006a) e Gonzalez *et al* (2006b) desenvolveram um método de controle levando em conta o objetivo de controle e o objetivo econômico da integração de calor. A solução foi obtida através da definição de uma função custo estendida que forneceu ao controlador a capacidade de direcionar o sistema para as condições ótimas. Propuseram um modelo de controle preditivo que, no entanto, foi testado apenas para uma rede de trocadores de calor de pequena dimensão.

Ambas as abordagens exigem o conhecimento de programação matemática avançada.

2.3.4 Tendências na área de integração energética

Os recentes desenvolvimentos da tecnologia de integração de processos apontam para duas tendências, conforme Smith (2000):

1. Ao invés de usar uma abordagem termodinâmica ou uma baseada na programação matemática, há uma tendência a fazer uso efetivo das duas filosofias simultaneamente;
2. Uma extensão maior de técnicas para resolver problemas de integração de

processo tem permitido uma extensão muito maior dos problemas de integração de processos a serem estudados. Enquanto nos anos 80 a integração de processos era quase exclusivamente devotada ao estudo da eficiência energética, agora as aplicações cobrem também o uso eficiente de matérias-primas, redução de emissões e operações de processos.

Dunn e Bush (2001) mostraram que a estratégia de produção mais limpa para conservação de energia e o projeto de redução de resíduo foram usados com sucesso para identificar o custo efetivo dos projetos e redução de resíduo e conservação de energia na empresa Solutia, principal fabricante mundial de polivinil butiral (PVB), acetato de vinilo etileno (EVA) e intercalares uretano termoplástico (TPU), películas aftermarket, barreira de proteção e filmes condutores, e processamento de produtos químicos para a indústria da borracha. Provaram que esta estratégia não somente assegurava o cumprimento de todas as regulamentações ambientais, como também mantinha o custo de fabricação dos produtos a um nível mais baixo possível.

Ainda pensando na extensa aplicação da integração de processos, Zhelev e Riddol (2006) apresentaram o contexto da combinação de emergia e *Pinch* associados a um problema industrial de gerenciamento de fontes considerando o impacto ambiental das atividades industriais. Os autores destacaram ainda que a combinação dessas duas abordagens (emergia e *Pinch*) tem as seguintes vantagens: ajuda a analisar/calcular/avaliar a variedade de recursos e serviços, commodities, processos e atividades objetivando a comparação de alternativas através do critério coletivo; estabelecendo metas de máximo/mínimo teórico do total de recursos e atividades para projetar e operar um processo industrial; ajuda a tomada de decisões e a comparação das principais alternativas para alguma etapa do projeto; introduz princípios de otimização através do conceito de *Pinch* e incorpora a capacidade de quantificar *o papel do meio ambiente em absorver e processar a poluição* através do conceito de emergia.

Esta abordagem combinada permite a consideração da natureza das matérias primas e produtos e sugere jeitos de minimizar o transtorno do meio ambiente quando tomando estes recursos a partir dele e lançando-os de volta. Isso considera o custo e as mudanças de projeto impostas tanto pela análise *Pinch* quanto pela de emergia.

Trabalhos recentes apontam uma tendência em modificar ou simplificar modelos existentes, com vistas a facilitar a obtenção dos resultados e torná-los mais

próximos de aplicações em problemas reais, tais como os trabalhos de Björk e Nordman (2005) e López-Maldonado *et al* (2011).

Diante de um tema tão importante e cujas pesquisas apontam para uma dependência cada vez maior da programação matemática, este trabalho propõe o resgate da simplicidade da tecnologia *Pinch*, associada a uma programação mais simples e acessível ao engenheiro de processo. De modo que se possam projetar redes de trocadores de calor, obter as modificações estruturais de redes existentes, levando em conta as restrições de processo, a experiência do engenheiro e, sem dúvida, as ferramentas computacionais adequadas.

Capítulo 3

Abordagem computacional proposta

Conhecidas as capacidades e limitações das duas metodologias para síntese de redes de trocadores de calor apresentadas nesta dissertação, é apresentada uma metodologia híbrida, denominada abordagem passo-a-passo.

Esta metodologia busca responder a seguinte questão:

Se no projeto da rede de trocadores de calor somente um trocador puder ser alocado, qual a melhor alocação?

Então o modelo de otimização linear inteira mista deve encontrar o único trocador que minimizará o consumo de utilidades. Obviamente, este consumo não será igual às metas para determinado ΔT_{\min} . Então, passa-se para o passo seguinte, em que as correntes satisfeitas pelo primeiro trocador foram eliminadas e um novo problema de otimização é gerado com as correntes que sobraram. Este novo problema responde à mesma questão e aloca mais um trocador. De modo análogo são realizados os próximos passos da síntese, até que o engenheiro considere que o consumo de utilidades já atende às necessidades da planta.

Caso o trocador alocado não seja adequado, por motivos de operabilidade,

segurança, controlabilidade, ou *layout*, por exemplo, o projetista pode proibir aquela alocação e continuar a integração.

Neste capítulo, são dados mais detalhes sobre a lógica, o modelo e as vantagens e desvantagens desta metodologia, e no capítulo posterior, será aplicada a estudos de caso que facilitarão a compreensão.

3.1 Lógica

Tipicamente, sínteses sequenciais via programação matemática envolvem a solução de três problemas. Primeiro, um modelo de programação linear é aplicado para obter o custo mínimo de utilidades, incluindo as combinações proibidas. Então, usando as metas de utilidades, uma formulação de programação linear inteira mista (MILP), para determinação da distribuição de carga térmica do mínimo número de combinações, é resolvida. Finalmente, uma rede baseada numa superestrutura é obtida usando um modelo de programação não linear (NLP) para o custo total mínimo.

A abordagem alternativa proposta nesta dissertação cria uma superestrutura que inclui todas as características e essencialmente minimiza a utilidade requerida. A superestrutura é otimizada usando apenas MILP e o julgamento do engenheiro. Posteriormente, área e custo da rede já otimizada são calculados.

A diferença entre a abordagem *Pinch* tradicional e a metodologia aplicada neste trabalho pode ser melhor entendida através dos fluxogramas apresentados nas Fig. 3.1 e 3.2.

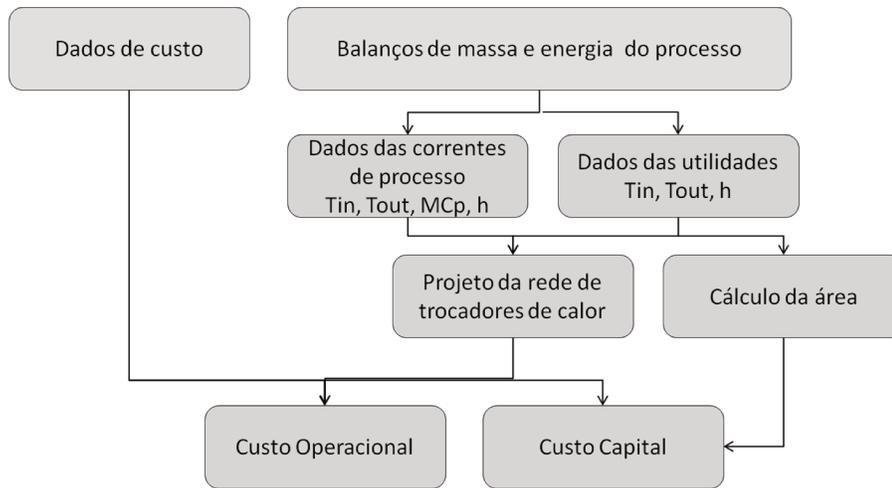


Figura 3.1: Lógica usada para projetos de redes através do software hensyn.

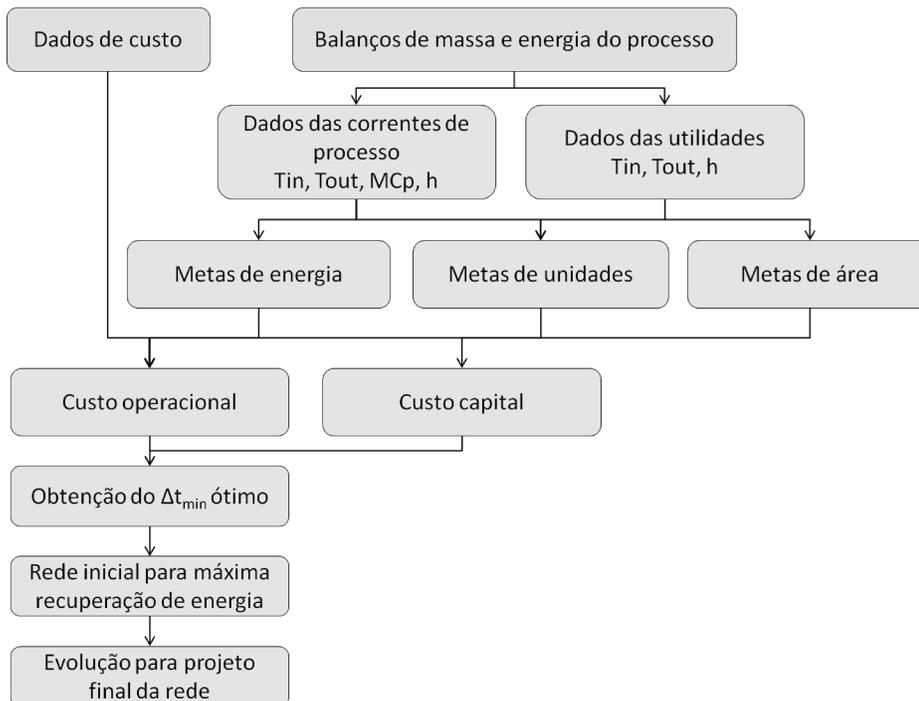


Figura 3.2: Lógica usada em projetos de redes baseados em tecnologia *Pinch*, adaptado de Shenoy (1995).

É possível observar nas Fig. 3.1 e 3.2 que, a partir dos balanços de massa e energia do processo, podem ser extraídos os dados das correntes de processo e utilidades. Os softwares que se baseiam em metodologia *Pinch* (Fig. 3.2) usam esses dados para o cálculo das metas de consumo de energia, metas de unidades e área de troca térmica. Ambas as metas são funções do ΔT_{\min} . O ponto ótimo pode ser determinado a partir de uma análise de custo detalhada, que envolve a predição de custo capital e operacional. É projetada uma rede inicial que permite alcançar as metas. Em seguida, faz-se a evolução da rede, com eliminação de laços e trocadores muito pequenos, realocando as cargas térmicas.

Por outro lado, o que se propõe neste trabalho se opõe à idéia de dividir o sistema em dois subsistemas independentes. Aqui, como vemos na Fig. 3.1, os dados extraídos do processo são usados para projetar uma rede que minimiza o consumo de utilidades. Logo, não é necessário lançar mão de NLP para a estimativa da área. A área de cada trocador é calculada após a síntese da rede. Só então são avaliados os custos capital e operacional.

3.2 Estabelecimento do problema

No modelo apresentado neste trabalho, I correntes quentes e J correntes frias são dadas, cada uma com suas temperaturas finais, capacidades caloríficas e coeficientes individuais de transferência de calor. As utilidades disponíveis são dadas com níveis de temperatura e custos operacionais. As funções de custo de investimento anualizado também são dadas. O engenheiro decide quantos estágios são permitidos e quantos trocadores de calor podem ser alocados em cada corrente e avalia as possíveis restrições inerentes ao processo. O problema, então, consiste em determinar a rede de trocadores de calor que minimiza o consumo de utilidades.

3.3 Formulação do modelo

A formulação do modelo é baseada na superestrutura proposta por Yee *et al* (1990). A Fig. 3.3 apresenta uma superestrutura para um problema envolvendo três correntes quentes e três correntes frias, em três estágios. Para criar esta

superestrutura, deve-se inicialmente determinar o número de estágios que vai ter. O número máximo de estágios da superestrutura é o maior valor entre o número de correntes quentes e o número de correntes frias do processo em questão. Em cada estágio, divide-se as correntes de forma que todas as correntes quentes possam trocar calor com todas as correntes frias.

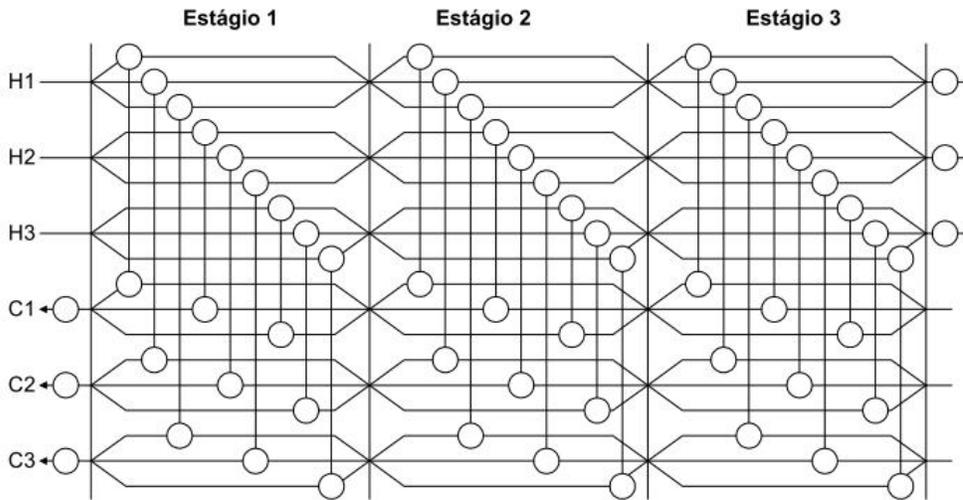


Figura 3.3: Superestrutura para um problema envolvendo seis correntes, baseado em Yee *et al* (1990).

As restrições para o modelo incluem os balanços de massa e energia para a superestrutura, bem como as restrições lógicas para existência das unidades de trocadores de calor na rede, em adição à função objetivo para consumo de utilidades.

Assim:

- Balanço de energia total para as correntes de processo

O balanço de energia total para uma corrente quente i é igual à soma da energia trocada com alguma corrente de processo fria j em algum estágio da superestrutura, mais o calor trocado com a utilidade fria w em algum estágio da superestrutura:

$$\sum_{k \in K} \dot{q}_{hi,k} + \dot{q}_{wi} = \dot{m}_i c_{pi} \cdot (T_{hi,k} - T_{hi,k+1}), \quad \forall i \in I \quad (3.1)$$

O balanço de energia total para uma corrente fria assim como para correntes quentes é:

$$\sum_{k \in K} \dot{q}_{c_j,k} + \dot{q}_{v_j} = \dot{m}_j c_{pj} \cdot (T_{c_j,k} - T_{c_j,k+1}), \forall j \in J \quad (3.2)$$

- Balanço de energia para cada intervalo de temperatura

O balanço de energia para uma corrente quente i , num dado intervalo de temperatura, é igual à soma do calor trocado por esta corrente com todas as correntes frias j naquele intervalo:

$$\sum_{j \in J} \dot{q}_{q_i,j,k} = \dot{q}_{h_i,k}, \forall i \in I \quad (3.3)$$

O mesmo é válido para uma corrente fria j :

$$\sum_{i \in I} \dot{q}_{q_i,j,k} = \dot{q}_{c_j,k}, \forall j \in J \quad (3.4)$$

- Balanço de energia para cada corrente de processo quente e fria em cada estágio da superestrutura

É necessário calcular a temperatura na fronteira de cada estágio. Para as correntes de processo quentes, a energia trocada no estágio k é igual à energia trocada com alguma corrente de processo fria:

$$\sum_{j \in J} \dot{q}_{q_i,j,k} = \dot{m}_i c_{pi} \cdot (T_{h_i,k} - T_{h_i,k+1}), \forall i \in I, k \in K \quad (3.5)$$

O mesmo se aplica para as correntes de processo frias:

$$\sum_{i \in I} \dot{q}_{q_i,j,k} = \dot{m}_j c_{pj} \cdot (T_{c_j,k} - T_{c_j,k+1}), \forall j \in J, k \in K \quad (3.6)$$

- Carga térmica das utilidades quente e fria

Completando os balanços de energia, é fácil obter a carga térmica das utilidades:

$$\dot{q}_{vj} = \dot{m}_j c_{pj} \cdot (T_{cj,kout} - T_{cj,kini}), \forall j \in J \quad (3.7)$$

$$\dot{q}_{wi} = \dot{m}_i c_{pi} \cdot (T_{hi,kend} - T_{hi,kout}), \forall i \in I \quad (3.8)$$

- Restrições para a viabilidade das temperaturas na superestrutura

Para assegurar um decréscimo monotônico das temperaturas do lado esquerdo para o lado direito da superestrutura, as seguintes restrições devem ser incluídas:

$$T_{hi,k} \geq T_{hi,k+1}, \forall i \in I, k \in K \quad (3.9)$$

$$T_{hi,kend} \geq T_{hi,kout}, \forall i \in I \quad (3.10)$$

$$T_{cj,k} \geq T_{cj,k+1}, \forall j \in J, k \in K \quad (3.11)$$

$$T_{cj,kout} \geq T_{cj,kini}, \forall j \in J \quad (3.12)$$

- Definição para as unidades de trocadores de calor

A conexão entre uma corrente quente i e uma corrente fria j é representada por uma variável inteira $x_{qi,j,k}$: se a conexão existe, $x_{qi,j,k} = 1$, se não, $x_{qi,j,k} = 0$.

$$\dot{q}_{qi,j,k} - x_{qi,j,k} \cdot \dot{Q}_{\max} \leq 0, \forall i \in I, j \in J, k \in K \quad (3.13)$$

Para utilidades:

$$\dot{q}_{wi} - x_{hi} \cdot \dot{Q}_{\max} \leq 0, \forall i \in I \quad (3.14)$$

$$\dot{q}_{vj} - x_{cj} \cdot \dot{Q}_{\max} \leq 0, \forall j \in J \quad (3.15)$$

Quando as unidades de trocadores de calor existem, é necessário que a diferença entre as temperaturas para as correntes de processo quente e fria seja maior que a diferença mínima de temperatura, permitida pelo usuário no módulo de entrada de dados.

$$\Delta T_{hi,j,k+1} = T_{hi,k} - T_{cj,k+1} \quad (3.16)$$

$$\Delta T_{ci,j,k} = T_{hi,k} - T_{cj,k+1} \quad (3.17)$$

$$\Delta T_{hi,j,k} \geq \Delta T_{\min} \cdot x_{qi,j,k} \quad (3.18)$$

$$\Delta T_{ci,j,k} \geq \Delta T_{\min} \cdot x_{qi,j,k} \quad (3.19)$$

Assumindo que cada conexão representada por $x_{qi,j,k}$ pode ser realizada por um trocador de calor, a solução do problema de MILP dá a carga térmica $\dot{q}_{qi,j,k}$ trocada entre a corrente quente i e a corrente fria j que minimiza o consumo de energia.

- Divisão de corrente

O engenheiro pode avaliar se é interessante permitir ou não divisões de corrente, fazendo uso novamente de relações para ativar as variáveis binárias $y_{hi,k}$ e $y_{cj,k}$, quando houver divisão.

$$y_{hi,k} + \sum_{j \in J} x_{qi,j,k} \leq 1, \forall i \in I, k \in K \quad (3.20)$$

$$y_{cj,k} + \sum_{i \in I} x_{qi,j,k} \leq 1, \forall j \in J, k \in K \quad (3.21)$$

O número máximo de divisões de corrente pode ser definido pelo usuário:

$$\sum_{i \in I} \sum_{k \in K} y_{hi,k} + \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} y_{cj,k} < N_{\text{splits}} \quad (3.22)$$

Quando as divisões existem, pode-se ainda determinar em quantos ramos a corrente pode ser dividida:

$$\sum_{j \in J} x_{qi,j,k} \leq N_b, \quad \forall i \in I, k \in K \quad (3.23)$$

$$\sum_{i \in I} x_{qi,j,k} \leq N_b, \quad \forall j \in J, k \in K \quad (3.24)$$

- Número de unidades de troca térmica

O engenheiro deve informar qual o número máximo de trocadores de calor que podem ser projetados na mesma alocação, isto é, entre a corrente quente i e a corrente fria j , em todos os intervalos de temperatura.

$$\sum_{k \in K} x_{qi,j,k} \leq N_{\text{hex}}, \quad \forall i \in I, j \in J \quad (3.25)$$

Além disso, pode definir o número de unidades de troca térmica entre correntes de processo, usando relações de número mínimo e número máximo de trocadores:

$$\sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} x_{qi,j,k} < N_{\text{max}} \quad (3.26)$$

$$\sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} x_{qi,j,k} > N_{\text{min}} \quad (3.27)$$

- Função objetivo

A função objetivo consiste em minimizar o consumo de utilidades quente e fria:

$$\min \sum_{i \in I} \dot{q}_{wi} + \sum_{j \in J} \dot{q}_{vj} \quad (3.28)$$

- Cálculos de área e custos da rede

Feita a síntese de uma rede capaz de recuperar calor, permitindo trocas térmicas entre as correntes de processo, independentemente da temperatura de *Pinch*, são realizados os cálculos de área e custos da rede. Estes cálculos não fazem parte da função objetivos e são realizados a partir do projeto final.

A área dos trocadores de calor é calculada assumindo troca térmica contracorrente global que se manifesta como transferência de calor vertical nas curvas compostas. Estritamente falando, esta é a área mínima somente quando os coeficientes de transferência de calor de todas as correntes e utilidades são iguais.

Considerando a troca térmica em contracorrente, a área de cada intervalo é determinada pelas equações:

$$A_k = \frac{Q_k}{\Delta T_{lm} \times U_k} \quad (3.29)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} \quad (3.30)$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_q - \Delta T_f}{\ln \frac{\Delta T_q}{\Delta T_f}} \quad (3.31)$$

em que:

A_k : Área de troca térmica do intervalo k

Q_k : Carga térmica do intervalo k

ΔT_{lm} : Média logarítmica da diferença de temperatura

U_k : Coeficiente global de transferência de calor no intervalo k

h_q : Coeficiente de película das correntes quentes

h_f : Coeficiente de película das correntes frias

ΔT_q : Diferença de temperatura em um extremo do intervalo

ΔT_f : Diferença de temperatura no outro extremo do intervalo

Sabe-se que o custo de energia é um gasto recorrente enquanto o custo capital é um investimento de uma única vez, a expectativa de vida da planta tem que ser considerada no cálculo dos custos anuais. Então, considerando o custo de operação como sendo:

$$CO = (C_{uq} \times Q_{uq,min}) + (C_{uf} \times Q_{uf,min}) \quad (3.32)$$

onde C_{uq} e C_{uf} são o custo de uma unidade de carga de utilidade quente e fria, respectivamente e $Q_{uq,min}$ e $Q_{uf,min}$ são o consumo de utilidade quente e fria, respectivamente.

O custo de investimento é dado por:

$$CI = a + b \times A^c \quad (3.33)$$

onde A é a área do trocador de calor, calculada como descrito anteriormente.

O custo total anual é dado por:

$$CT = CO + CI \times f \quad (3.34)$$

onde

$$f = \frac{(1+r)^t}{t} \quad (3.35)$$

f é o fator de anualização, r é a taxa de retorno do capital e t é a expectativa de vida da planta.

3.4 Vantagens e desvantagens da abordagem passo-a-passo

Dentre as vantagens da abordagem passo-a-passo, podemos destacar:

- Adição sequencial de trocadores:
Significa que no primeiro passo do projeto é alocado um trocador. Se o trocador for considerado adequado, as correntes satisfeitas são eliminadas e no próximo passo um novo trocador de calor é alocado.
- Único estágio de integração:
Como a cada passo somente um trocador é alocado, é necessário apenas um estágio na superestrutura.
- Área e custos com base na rede projetada:
Os cálculos de área e custos não são envolvidos na otimização, mas são obtidos com base na rede projetada para minimizar o consumo de utilidades. Não é estimado como nas metas da análise *Pinch*, é calculado a partir da carga térmica dos trocadores aceitos.
- Lida com restrições à medida em que surgem:
Não é necessário definir todas as restrições no início do projeto. Caso, em determinado passo da síntese, apareça uma combinação proibida, por exemplo, o projetista tem liberdade para naquele passo impedir a alocação e continuar a integração se interessar.
- Redução do esforço computacional:
É consequência dos fatores listados acima, como único estágio, não precisar elencar todas as restrições, não envolver cálculos de área e custos na otimização.

- Complexidade da rede definida pelo projetista:

Significa que o engenheiro decide quando parar a integração. A cada passo, ele avalia os benefícios de ter mais um trocador na rede, em relação à recuperação de energia proporcionada por este trocador, podendo parar o projeto a qualquer momento, também decide sobre o número de trocadores de calor que a rede terá, bem como sobre possíveis divisões de corrente.

A desvantagem desta metodologia é que pode implicar em penalidade energética, como consequência de uma topologia simples.

3.5 O programa

Para possibilitar o uso da metodologia apresentada na seção anterior em problemas industriais de integração energética, caso o procedimento apresente potencial para isso, é importante utilizar um programa de otimização com disponibilidade gratuita ou a baixo custo, e sem restrições de uso. O programa `lp_solve`¹, desenvolvido originalmente por Michel Berkelaar do Eindhoven University of Technology, apresenta estas características, com capacidade para resolver problemas dos tipos programação linear (LP) e programação linear inteira mista (MILP) de porte médio.

No `lp_solve` o problema de otimização é descrito através de um conjunto de equações e restrições, escritas em sintaxe apropriada em formato de texto. Entretanto, a geração manual do modelo, com cada equação ou restrição escrita na forma de uma equação algébrica, para cada caso estudado se torna inviável. Assim, foi utilizado neste trabalho o programa `hensyn`, desenvolvido originalmente por Zemp (2010), em fortran 90. A partir de um arquivo texto contendo os dados do processo, a descrição dos objetivos a serem satisfeitos (número máximo de trocadores, divisões de correntes, estágios, etc), e as restrições do processo, o programa `hensyn` gera um arquivo contendo a formulação do problema em sintaxe `lp_solve`, permitindo a sua solução pelo programa `lp_solve`. Posteriormente, esta solução é processada pelo programa `hensyn`, gerando um relatório com os resultados, e um arquivo com a descrição da estrutura da rede de trocadores, para ser processado pelo programa gráfico `gnuplot`² e gerar uma figura com o desenho

¹Disponível em: <http://lpsolve.sourceforge.net>

²Disponível em: <http://www.gnuplot.info>

da rede em padrão PDF.

As etapas na execução do procedimento são (figura 3.4):

1. o usuário descreve o processo e problema a ser resolvido em um arquivo (por exemplo, `4S1.dat`) (apêndice A);
2. `hensyn` lê o arquivo `4S1.dat` e gera a descrição do problema em sintaxe do `lp_solve` (`4S1.lp`) (apêndice B);
3. `hensyn` transfere a execução para o `lp_solve` que resolve o problema `4S1.lp` e grava o resultado da otimização no arquivo `4S1.res` (apêndice C);
4. `hensyn` lê o arquivo de resultados `4S1.res` e gera um relatório sobre a rede de trocadores de calor em formato $\text{L}^{\text{T}}\text{E}^{\text{X}}^3$ (por exemplo, `4S1.tex`) (apêndice D), e um arquivo com instruções para o desenho da estrutura da rede de trocadores (por exemplo, `4S1.plt`);
5. `hensyn` transfere a execução para o programa de gráficos `gnuplot` para gerar uma figura com a estrutura da rede de trocadores de calor, em padrão PDF (apêndice E).
6. `hensyn` transfere a execução para o programa $\text{L}^{\text{T}}\text{E}^{\text{X}}$ para gerar o relatório final.

Estas etapas são executadas automaticamente pelo programa `hensyn`, sem necessidade de intervenção pelo usuário.

³Disponível em: <http://www.miktex.org>

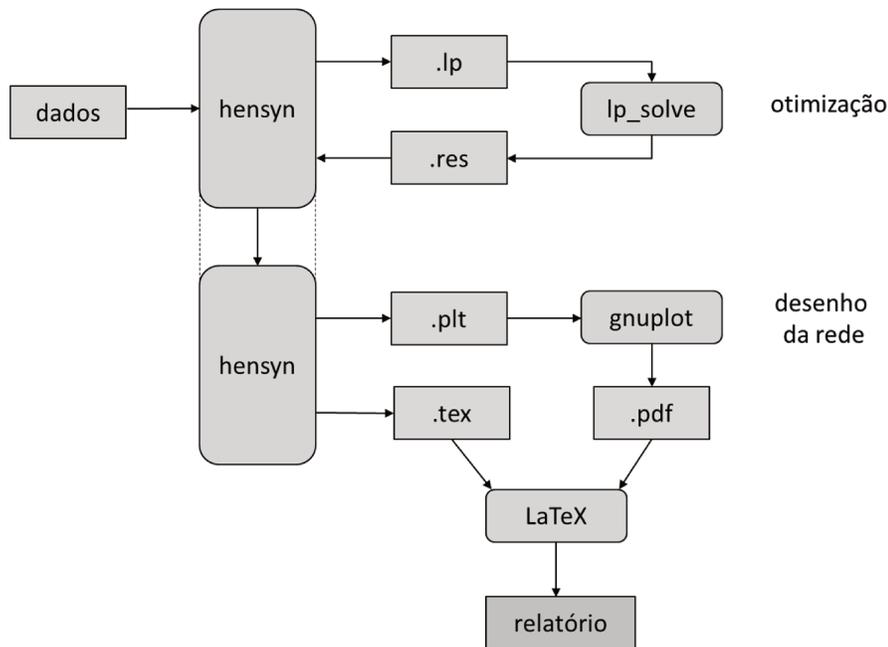


Figura 3.4: Fluxograma de execução do programa `hensyn`.

Durante a elaboração deste trabalho o programa `hensyn` foi continuamente corrigido e modificado, de acordo com as necessidades impostas pelo desenvolvimento do procedimento.

Este trabalho vem apresentar uma ferramenta para síntese de redes de trocadores de calor, adequada para o projetista que conhece bem o processo a ser integrado, sendo capaz de tomar decisões sobre as combinações de correntes permitidas e proibidas, sobre o *layout* e a segurança, entre outros aspectos, e de avaliar as penalidades energéticas resultantes de redes menos integradas, apesar de não dispor de tanto tempo para se familiarizar com softwares mais complexos.

Capítulo 4

Estudo de casos

A ferramenta apresentada neste trabalho será aplicada a três estudos de caso, para esclarecer a metodologia passo-a-passo e provar que conduz a estruturas de baixa complexidade. O primeiro estudo de caso é um problema pequeno, com quatro correntes de processo, que permite a ilustração detalhada da metodologia, em seguida, é estendida para um caso maior, bastante estudado na literatura de integração energética e para um terceiro caso, recente, que exemplifica sua aplicação a processos reais.

4.1 Estudo de caso 1: 4S1

O primeiro caso a ser estudado é o problema clássico de reação e separação num processo químico, com quatro correntes, desenvolvido em detalhes por Shenoy (1995), intitulado 4S1. O processo envolve uma reação exotérmica, seguida por separação usando destilação, como se vê na Fig. 4.1.

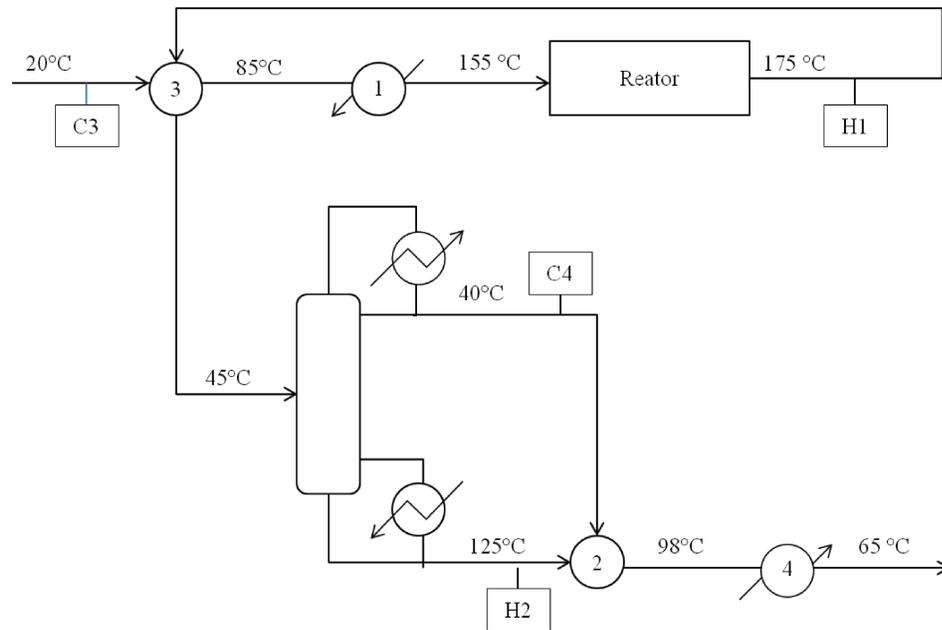


Figura 4.1: Reação e separação num processo químico.

Tratando da síntese de rede de trocadores de calor para o processo considerado, há duas correntes quentes e duas correntes frias relevantes para integração de calor. Isto é, a alimentação para o reator (corrente C3) é aquecida primeiro pelo efluente do reator de 20 °C a 85 °C, depois pelo vapor no aquecedor 1 até 155 °C. O efluente do reator (corrente H1) é resfriado pela corrente de entrada no trocador 3 de 175 °C a 45 °C. O produto de topo (corrente C4) da coluna de destilação é aquecido, no trocador 2, pelo produto de fundo de 40 °C a 112 °C. O produto de fundo (corrente H2) é resfriado primeiro pelo produto de topo de 125 °C a 98 °C, em seguida, por água de resfriamento no arrefecedor 4 para uma temperatura final de 65 °C.

Seguindo a abordagem *Pinch* tradicional mostrada por Shenoy (1995), para um $\Delta T_{\min} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, a meta para consumo de utilidade quente é 605 kW e de utilidade fria, 525 kW, e a temperatura *Pinch* é 115 °C.

Assumindo coeficiente de transferência de calor de $0,2 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$ para cada corrente, a área total de troca térmica necessária para atingir estas metas de consumo mínimo de energia, usando trocadores contracorrente é $1312,57 \text{ m}^2$. O projeto da rede, obedecendo às regras do *Pinch*, obtém número mínimo de trocadores de

calor igual a 7 para atingir a máxima recuperação de calor. A função de custo utilizada pelo autor é $CI = 3000 + 750A^{0,81}$, válida para trocadores de aço carbono, operando em contracorrente. Com isso, tem-se um custo total anual estimado em 262,79 k\$/ ano.

Iniciamos a síntese da rede usando a metodologia híbrida apresentada neste trabalho, a fim de avaliar os impactos de uma rede sem divisão de corrente e com menos trocadores de calor que o estimado. É a abordagem passo-a-passo, que consiste basicamente em alocar um trocador de calor e eliminar as correntes já satisfeitas, então, alocar o segundo, eliminando as próximas correntes satisfeitas e assim por diante, até que não seja mais possível recuperar calor.

A Fig. 4.2 mostra o primeiro trocador a ser alocado para este problema. Como se sabe, o primeiro trocador é aquele que permite maior recuperação de calor. Para um ΔT_{\min} de 20 °C, a carga térmica deste trocador é 1700 kW, que resfria a corrente H2 até 83 °C e aquece a corrente C1 até 105 °C. No próximo passo, portanto, a parte da corrente que já foi satisfeita não deve ser incluída no projeto.

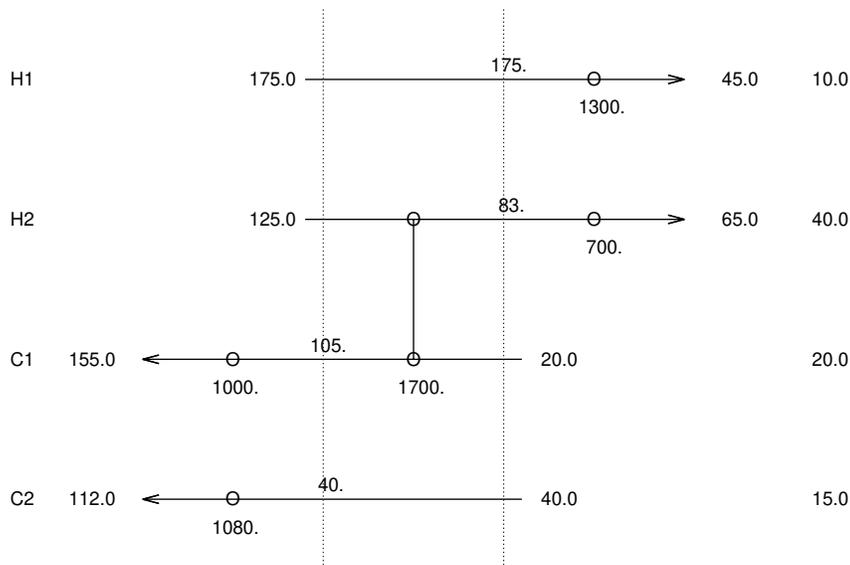


Figura 4.2: Passo 1 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 20$ °C.

Logo, a corrente H2 agora terá temperatura de entrada igual a 83 °C e temperatura de saída de 65 °C, enquanto que a corrente C1 terá temperatura de entrada igual a 105 °C e temperatura de saída de 155 °C. Isto diminui o esforço computacional requerido. No segundo passo da integração, um novo trocador é alocado, agora entre as correntes H1 e C2, com carga térmica de 1080 kW, conforme ilustra a Fig. 4.3.

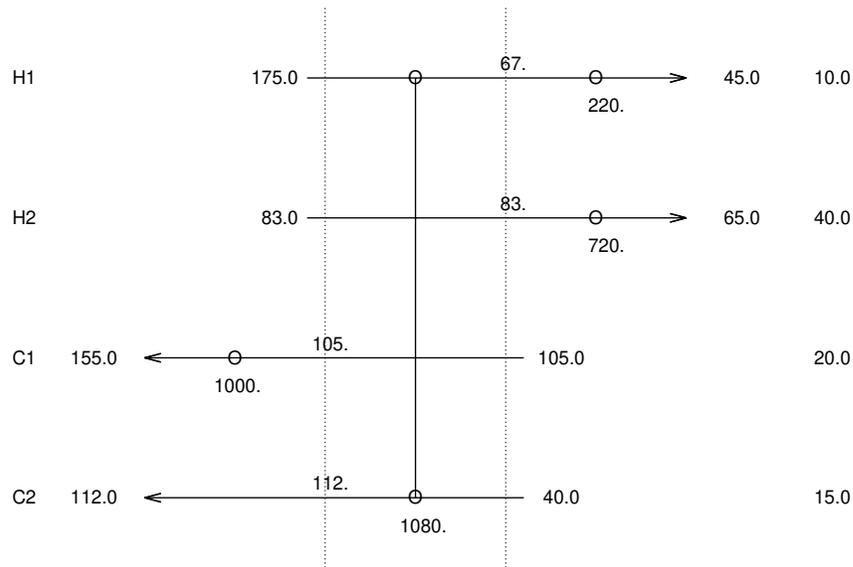


Figura 4.3: Passo 2 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 20$ °C.

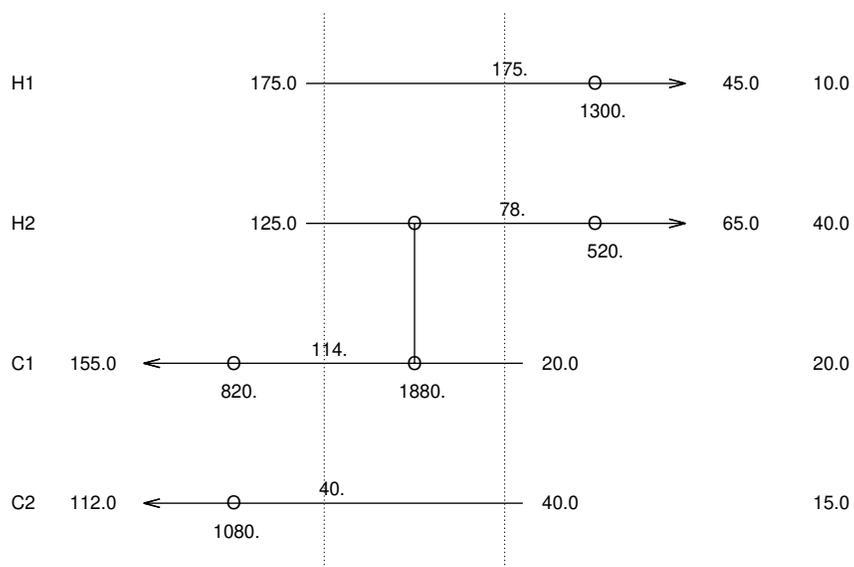
Usando esta abordagem, para um $\Delta T_{\min} = 20$ °C, o consumo de utilidade quente é de 1000 kW. É claro que o consumo está acima da meta de *Pinch*, mas a rede é extremamente simples e o projeto é desenhado gradativamente, permitindo ainda mais a interferência do engenheiro, que consegue perceber o impacto de cada trocador e decidir sobre sua alocação ou não, reconhecendo a penalidade energética que poderá pagar por tal projeto.

Avaliar a variação no custo total da rede após integração já fornece um indicativo de que o projeto é ou não interessante economicamente, como se vê na Tab. 4.1.

Tabela 4.1: Variação do custo total da rede 4S1 após integração ($\Delta T_{\min} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$).

	Custo de investimento	Custo operacional	Custo total
Primeira integração	+ 16 %	- 45 %	- 33 %
Segunda integração	+ 18 %	- 74 %	- 55 %

Entretanto, o ΔT_{\min} não é uma meta e não necessariamente deve ser $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Então, a abordagem passo-a-passo é usada para projetar a rede com ΔT_{\min} de $11 \text{ }^\circ\text{C}$. Os passos do projeto estão apresentados nas Figs. 4.4 e 4.5.

Figura 4.4: Passo 1 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 11 \text{ }^\circ\text{C}$.

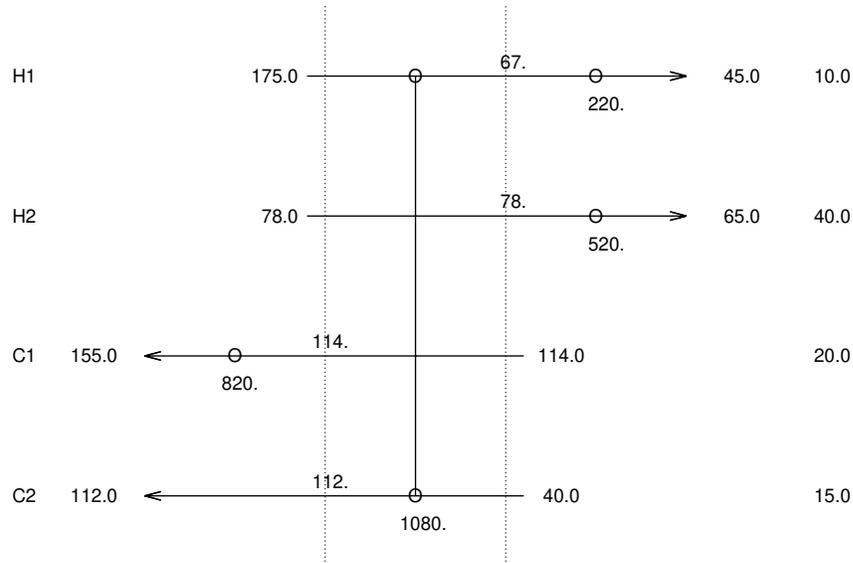


Figura 4.5: Passo 2 do projeto de rede para o problema 4S1, com $\Delta T_{\min} = 11 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

A Tabela 4.2 compara os resultados obtidos com a abordagem passo-a-passo para os dois ΔT_{\min} estudados. Vê-se que o consumo de utilidade quente da rede cujo ΔT_{\min} é $11 \text{ }^{\circ}\text{C}$ cai para 820 kW, o que reduz o custo total. Esse consumo pode variar com a variação de ΔT_{\min} , para o mesmo projeto passo-a-passo com três trocadores, a critério do engenheiro.

Tabela 4.2: Resultados da abordagem passo-a-passo, variando ΔT_{\min} .

$\Delta T_{\min} / \text{ }^{\circ}\text{C}$	$Q_q / \text{ kW}$	Custo total / (k\$/ano)
20	1000	272,3
11	820	256,6

Para avaliar o projeto, um dos critérios usados foi o tempo de retorno do investimento. Sabe-se que tempo de retorno do investimento é a razão entre a

receita do período e o investimento necessário para obter esta receita. Em síntese de redes, a receita pode ser entendida como a energia recuperada com a integração, isto é, o custo de utilidade EVITADO.

Logo, a partir da função de custo operacional e sabendo quanto de utilidade quente e fria deixou de consumir, tem-se a energia recuperada num período de 1 ano.

Para o caso em questão:

$$ER = (0,12 \times \text{Carga térmica do trocador}) + (0,01 \times \text{Carga térmica do trocador}) \quad (4.1)$$

onde ER é a Energia Recuperada.

O investimento real (CI_{real}) não deve ser anualizado, a fim de se saber em quanto tempo será recuperado, de tal modo que:

$$CI_{\text{real}} = \frac{CI}{0,3221} \quad (4.2)$$

Portanto:

$$PB = \frac{CI_{\text{real}}}{\text{Energia recuperada}} \quad (4.3)$$

onde PB é o *payback* simples ou prazo de retorno do investimento.

Assim, a Tab 4.3 vem apresentar os resultados de *payback* simples para o problema em estudo, em suas diferentes abordagens.

Tabela 4.3: Prazo de retorno do investimento do caso 4S1.

Abordagem	ΔT_{\min} / °C	ER acumulada / (\$/ano)	Investimento / \$	PB / ano
Pinch	20	412,75	408,88	0,99
P-P (trocaador 1)	20	221,00	136,91	0,62
P-P (trocaador 2)	20	361,40	233,47	0,65
P-P (trocaador 1)	11	244,40	175,10	0,72
P-P (trocaador 2)	11	384,80	271,65	0,71

A Tab. 4.3 mostra claramente que para diminuir o tempo de retorno de investimento é preciso diminuir o custo de investimento. De modo que, mantendo a configuração obtida com tecnologia *Pinch*, é necessário diminuir a área de troca térmica, que implica aumentar ΔT_{\min} e, conseqüentemente, aumentar o consumo de utilidade.

Por outro lado, aplicando a metodologia proposta neste trabalho, com a abordagem passo-a-passo, apenas dois trocadores são alocados, um a um, e o prazo de retorno do investimento é 34% menor que usando o método *Pinch*. Além disso, nesta mesma abordagem, diminuir o ΔT_{\min} , apesar de diminuir o consumo de utilidade, aumenta o investimento necessário em área, tornando o *payback* maior que para 20 °C, mas ainda assim, menor que na abordagem *Pinch* tradicional.

É preciso salientar que os cálculos de investimento, no caso da análise *Pinch*, são cálculos estimados, com base na estimativa da área. Enquanto que no caso da metodologia proposta neste trabalho, esses cálculos são realizados com base na área real do trocador.

O critério de projeto já fornece um indicativo da qualidade do projeto, mas é preciso comparar os resultados. Para isso, a ferramenta *hensyn* foi usada sob uma nova abordagem, a qual denominamos **abordagem simultânea**.

Esta abordagem assemelha-se à síntese de rede via programação matemática convencional, difere por não envolver os cálculos de área e custos na otimização. É necessário definir no módulo de entrada dos dados, o número de estágios permitidos,

da corrente que foi dividida, uma vez que sendo o CP diferente, a área de cada trocador também será diferente.

Do mesmo modo que para a abordagem passo-a-passo, foi feito o projeto também para ΔT_{\min} de $11\text{ }^{\circ}\text{C}$, Fig. 4.7.

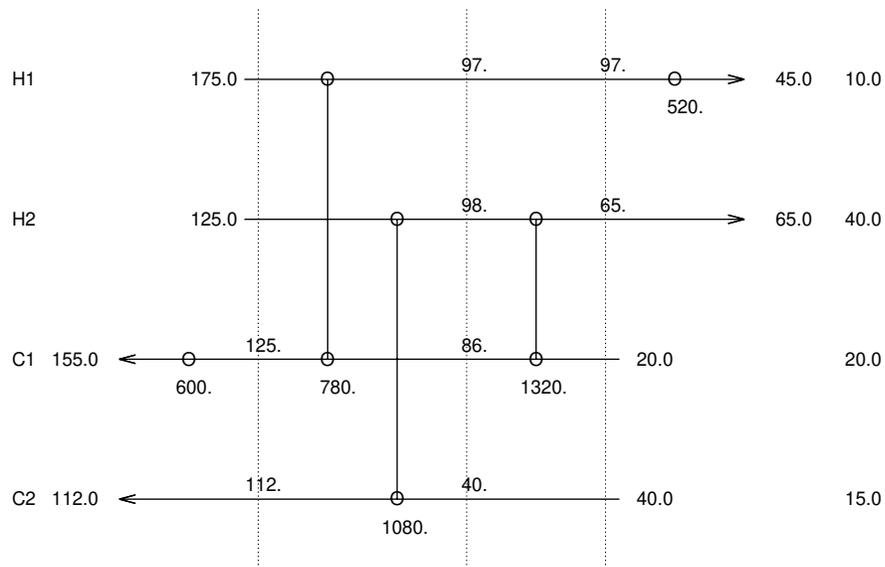


Figura 4.7: Rede com três trocadores processo-processo e $\Delta T_{\min} = 11\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Da Fig. 4.7, vê-se que a rede cujo ΔT_{\min} é $11\text{ }^{\circ}\text{C}$ alcança consumo menor que a meta de referência. Os resultados das duas abordagens para os dois ΔT_{\min} podem ser comparados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Comparação entre as abordagens simultânea e passo-a-passo, variando ΔT_{\min} .

Abordagem	ΔT_{\min}	Q_q / kW	Custo total / (k\$/ano)
simultânea	20	605	265
passo-a-passo	20	1000	272
simultânea	11	600	243
passo-a-passo	11	820	257

A Tabela 4.4 revela o fato ainda mais interessante de que o Custo Total Anual da rede com menor ΔT_{\min} é o mais baixo. Isso se dá provavelmente porque apenas um trocador opera com a diferença de temperatura em um dos lados igual ao ΔT_{\min} . Os demais têm folga na temperatura. Logo, não há um aumento significativo da área de troca térmica.

Observa-se que para ambos os ΔT_{\min} , a abordagem passo-a-passo gera uma rede cujo consumo de utilidades é maior que o obtido na abordagem simultânea. Em contrapartida, o custo total anual não é significativamente diferente. Isso se deve ao fato de que o custo de investimento (número de trocadores) é menor e compensa o custo operacional (consumo de utilidades). Logo, esta é uma abordagem que implica em penalidade energética, como resultado de um projeto muito mais simples e no qual o projetista decide sobre cada trocador no momento da alocação.

Mais uma vez, demonstrando que o objetivo deste trabalho é permitir o julgamento do engenheiro durante todo o projeto, contrariando os trabalhos puramente computacionais, em que o engenheiro recebe do software uma rede pronta, com tantos trocadores quanto necessário para atingir as metas, independente das dificuldades reais de implementação do projeto.

Nota-se também que, optando pelo projeto passo-a-passo, um único estágio de integração é necessário, reduzindo o esforço computacional requerido.

Estas análises conduzem às melhores decisões sobre a síntese da rede que reduz o consumo de utilidades, sem a obrigatoriedade de atingir as metas às custas de um projeto pobre, de difícil implementação, podendo-se optar por pagar a penalidade

energética que tal decisão implica. Isso não exclui a possibilidade de projetar uma rede mais complexa, com ΔT_{\min} maior e mais trocadores de calor para atender rigorosamente as metas, tal como a rede 4S1A (Fig. 4.6).

Esta abordagem talvez não pareça muito interessante, para um projeto pequeno como este, mas é de grande valia em projetos cujo número de correntes é grande e o esforço computacional requerido é muito maior. Pois a cada passo, mais correntes vão sendo satisfeitas e eliminadas do projeto, diminuindo a complexidade do problema de otimização.

4.2 Estudo de caso 2: Aromáticos

Uma vez demonstrada a eficiência do modelo *hensyn* na síntese de redes de trocadores de calor para um problema pequeno, que facilita a compreensão da ferramenta, é possível estender sua aplicação para um caso mais complexo.

Estabelecido em 1989 por Linnhoff e Ahmad, o problema em estudo nesta seção poderia ser considerado o problema padrão em estudos de integração energética. A planta era parte do maior complexo de aromáticos da Europa. A alimentação é nafta contendo principalmente parafinas e cicloparafinas que são transformadas em produtos contendo parafinas e compostos aromáticos. O fluxograma simplificado da planta de aromáticos é mostrado na Fig. 4.8.

Da Fig. 4.8, identificamos as correntes de processo e as classificamos em corrente quente ou fria:

Corrente 1: A corrente de alimentação é vaporizada (H1) e passada através de um reator de dessulfurização (R1) - *corrente fria*;

Corrente 2: Calor é recuperado da saída do reator em dois trocadores (A, B) antes da condensação (C1) e da separação gasosa (F1) - *corrente quente*;

Corrente 3: O líquido que vem do estágio de separação é reaquecido pela corrente de saída do reator (B) e alimenta uma coluna de esgotamento (D1), em que a fração leve e compostos contendo enxofre são removidos. A corrente de nafta dessulfurizada é misturada com o gás de reciclo - *corrente fria*;

Corrente 4: A mistura de duas fases é pré-aquecida no trocador de processo (D). A mistura finalmente atinge a temperatura de reação de 300 °C. As reações

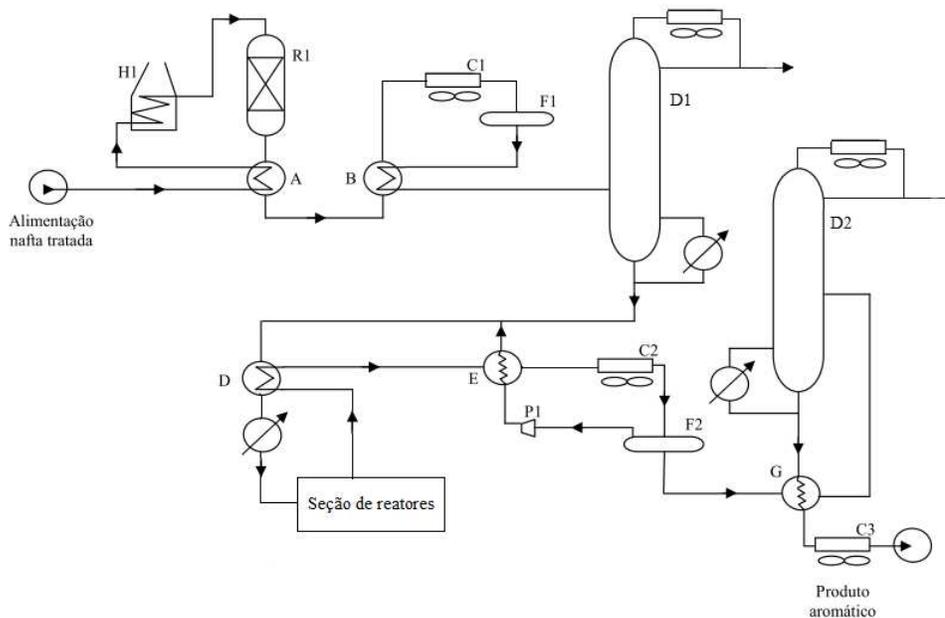


Figura 4.8: Fluxograma simplificado da planta de aromáticos, adaptado de Linnhoff e Ahmad (1989).

ocorrem na seção de reatores - *corrente fria*;

Corrente 5: A mistura emergente da seção de reatores é resfriada nos trocadores que pré-aquecem a alimentação (D, E) - *corrente quente*;

Corrente 6: O resfriamento final e a separação de gás acontecem em C2 e F2 - *corrente quente*;

Corrente 7: O reciclo de gás é comprimido (P1) e pré-aquecido (E) antes de misturar com o líquido de alimentação do reformador - *corrente fria*;

Corrente 8: O líquido do tambor flash passa por uma coluna de estabilização (D2), e um trocador de calor convencional (G) é instalado para reduzir a carga do referedor pela adição da corrente de alimentação pré-aquecida - *corrente fria*;

Corrente 9: A corrente reformada passa através do trocador de calor G e é finalmente resfriada em C3 antes da estocagem - *corrente quente*.

Este problema contém quatro correntes quentes e cinco frias. Os dados das correntes e os dados de custo são apresentados na Tab. 4.5.

A Tab. 4.5 mostra que o modelo da função custo do trocador é linear e a constante da função é pequena. Então, uma rede de trocadores de calor com custo mínimo provavelmente será aquela em que a área de troca térmica é mínima.

Tabela 4.5: Dados das correntes para a planta de aromáticos.

Corrente	$T_{\text{Entrada}} / ^\circ\text{C}$	$T_{\text{Saída}} / ^\circ\text{C}$	$\dot{m} c_p / (\text{kW}/^\circ\text{C})$	$h / (\text{kW}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$
H1	327	40	100	0,50
H2	220	160	160	0,40
H3	220	60	60	0,14
H4	160	45	400	0,30
C1	100	300	100	0,35
C2	35	164	70	0,70
C3	85	138	350	0,50
C4	60	170	60	0,14
C5	140	300	200	0,60
HU	330	250		0,50
CU	15	30		0,50

$$\text{Custo do trocador} / \$ = 10000 + 350A/\text{m}^2$$

$$\text{Fator de anualização} = 0,1332$$

$$\text{Custo de utilidade fria} = 6 \$ / (\text{kW} \cdot \text{ano})$$

$$\text{Custo de utilidade quente} = 60 \$ / (\text{kW} \cdot \text{ano})$$

Além disso, este estudo de caso também ajuda a validar a aplicação do algoritmo a um problema cujas correntes possuem diferentes coeficientes de transferência de calor.

Da metodologia *Pinch* tradicional, obtém-se as metas de consumo de energia,

para um $\Delta T_{\min} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$, a saber: 17,28 MW de utilidade quente e 25 MW de utilidade fria.

Linnhoff e Ahmad (1990) mostram em seu trabalho que uma rede de trocadores de calor com mínimo consumo de energia a $\Delta T_{\min} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ pode ser facilmente projetada, contando com 15 trocadores de calor e 2 divisões de corrente. O custo total anual desta rede é 4230 k\$ / ano.

Então, conhecidas as metas, a primeira estratégia aplicada na solução deste problema de integração energética é a abordagem passo-a-passo, capaz de diminuir o esforço computacional requerido e permitir maior interferência do engenheiro no projeto. Como o ΔT_{\min} não é o aspecto mais importante do projeto, a abordagem passo-a-passo foi aplicada a três ΔT_{\min} : 10, 16 e 18 $^\circ\text{C}$. Estes valores foram escolhidos para fins de posterior comparação com redes propostas na literatura conhecida para o caso em questão, bem como pelo fato de que trocadores com ΔT_{\min} maior são trocadores de calor de menor área, o que é interessante na prática.

Para $\Delta T_{\min} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$, o projeto é construído alocando um trocador, eliminando as correntes satisfeitas e alocando o próximo trocador, até que não se possa mais integrar, conforme mostrado nas Figs. 4.9 a 4.13.

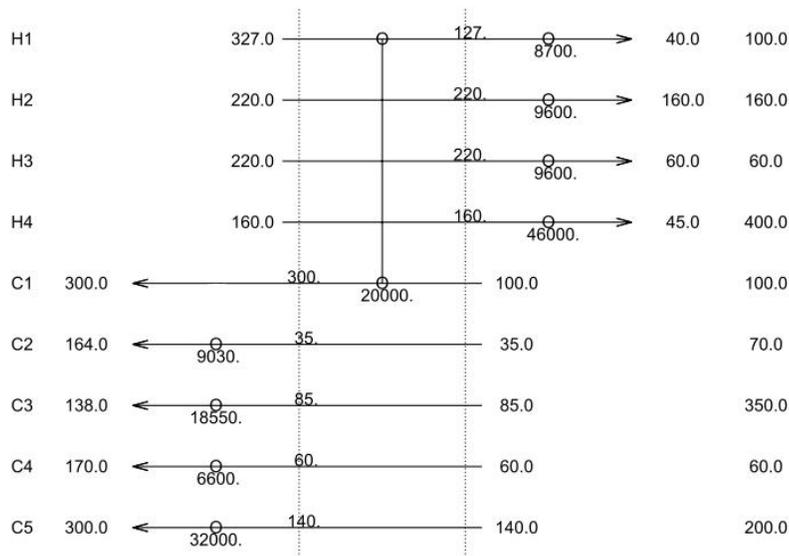


Figura 4.9: Passo 1 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.

Como se vê na Fig. 4.9, a corrente C1 já foi completamente satisfeita e a corrente H1 parcialmente satisfeita (de 327 a 127 °C). Portanto, podem ser eliminadas da próxima integração. Esta combinação H1-C1 é a que permite maior recuperação de calor (20 MW).

Já com a segunda integração (Fig. 4.10), elimina-se a corrente C2 e parte da corrente H4. O mesmo procedimento é repetido até que não se possa mais integrar (Figs. 4.11 a 4.13).

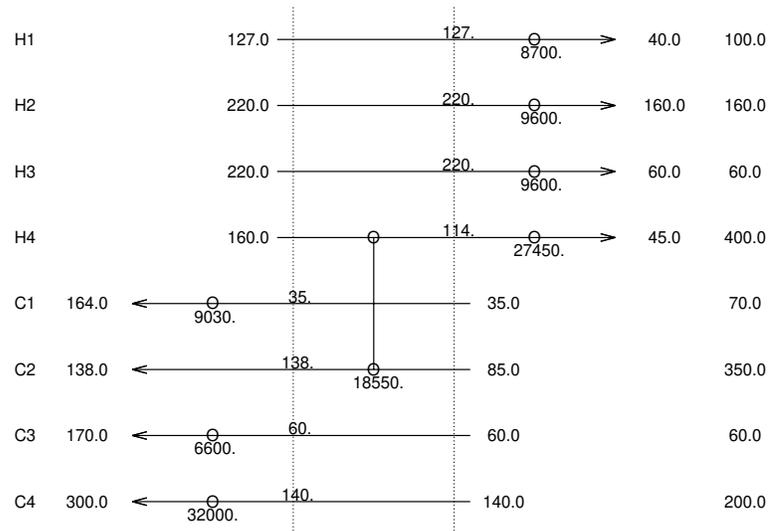


Figura 4.10: Passo 2 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.

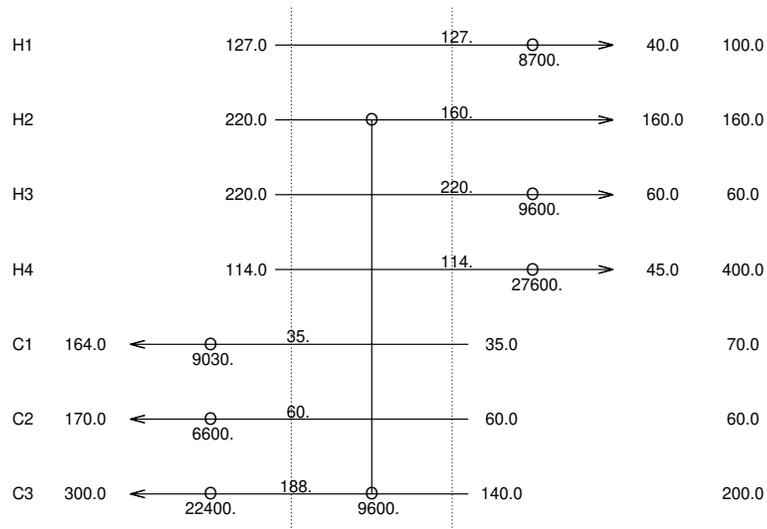


Figura 4.11: Passo 3 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.

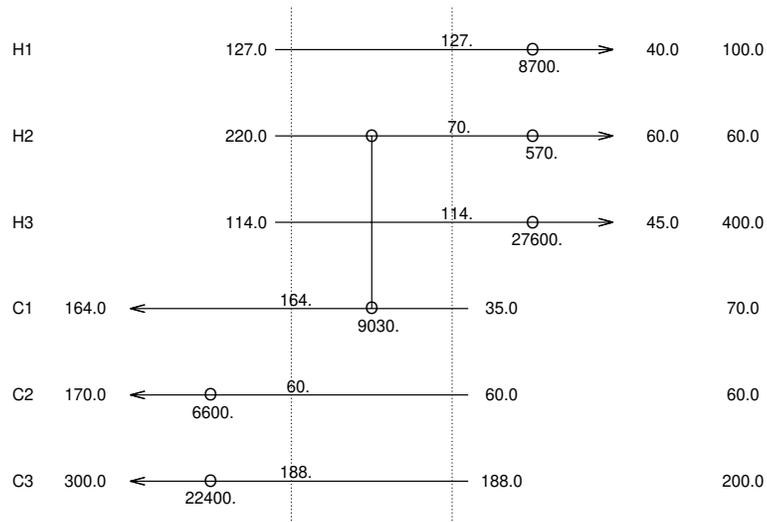


Figura 4.12: Passo 4 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.

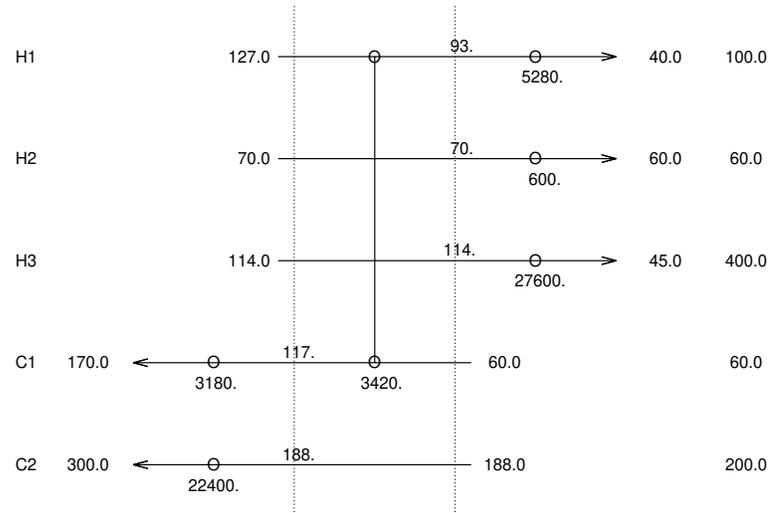


Figura 4.13: Passo 5 do projeto da rede de trocadores para a planta de aromáticos.

Uma vez estabelecidos os trocadores de calor com suas respectivas cargas térmicas, em cada etapa do projeto passo-a-passo, a abordagem simultânea foi utilizada apenas para desenhar a rede final. De modo que, no módulo de entrada dos dados, estes trocadores são impostos como restrições do processo. Então o projeto final contém 5 trocadores processo-processo, 2 aquecedores e 3 resfriadores, conforme representado na Fig. 4.14

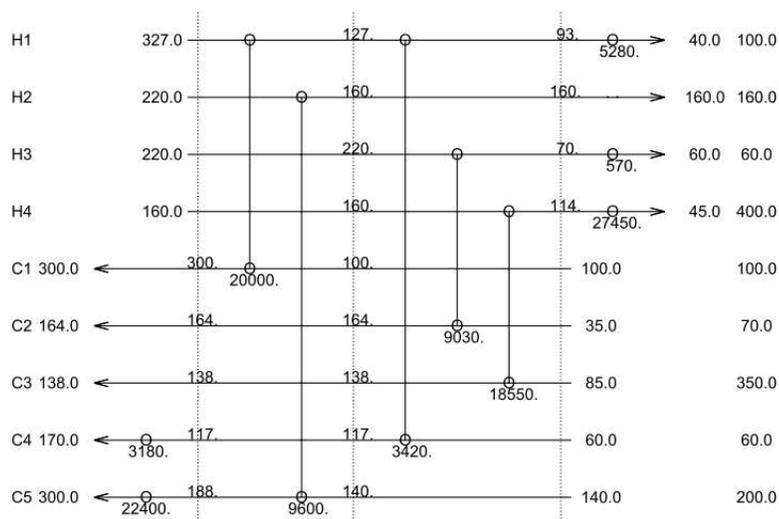


Figura 4.14: Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Agora o procedimento aplicado no projeto passo-a-passo já está claro e, para os ΔT_{\min} de 16 e 18 $^{\circ}\text{C}$, somente serão mostrados os projetos finais.

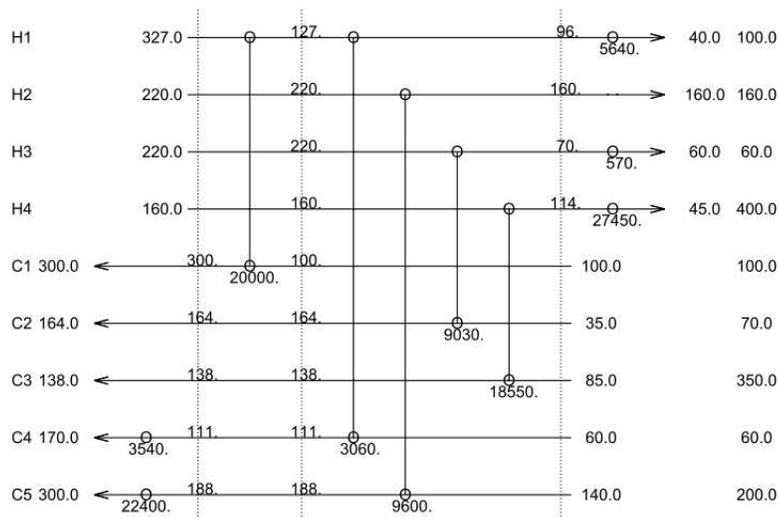


Figura 4.15: Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 16\text{ }^{\circ}\text{C}$.

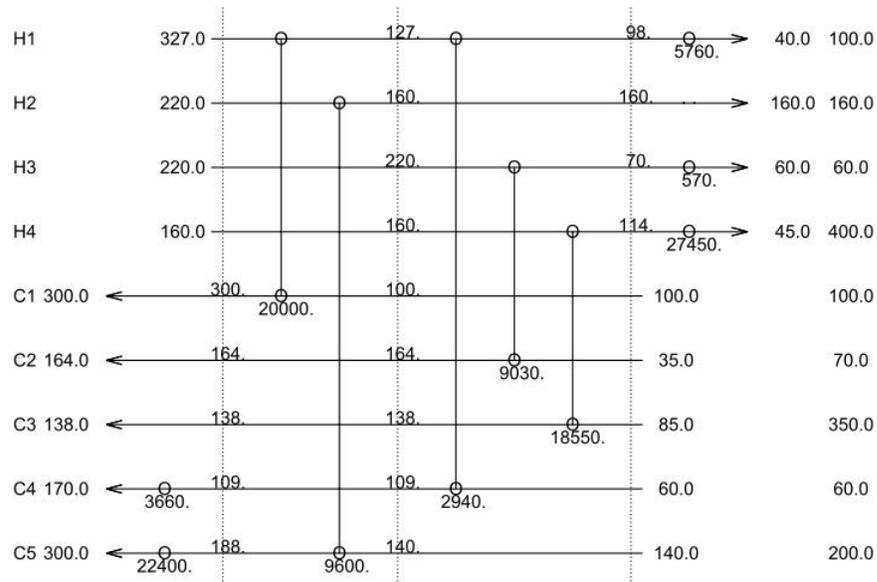


Figura 4.16: Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 18 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

A ordem em que os trocadores foram alocados está apresentada na Tab. 4.6. Para os três ΔT_{\min} estudados, a ordem foi a mesma e a carga térmica dos trocadores foi idêntica, exceto para o último trocador alocado, cuja temperatura em um dos lados é igual ao ΔT_{\min} , de modo que o menor ΔT_{\min} permite maior carga térmica.

Tabela 4.6: Ordem de alocação dos trocadores

Trocador	Combinação	Carga térmica / MW
1°	H1-C1	20,00
2°	H4-C3	18,55
3°	H2-C5	9,60
4°	H3-C2	9,03
5°	H1-C4	3,42 (10 °C) / 3,06 (16 °C) / 2,94 (18 °C)

Novamente, para fins de avaliação do projeto, foi realizada a síntese das redes usando abordagem simultânea. Uma topologia sem divisões de corrente foi escolhida para a síntese das redes, pois isto torna o projeto mais simples de implementar na prática. O resultado é mostrado na Fig. 4.17.

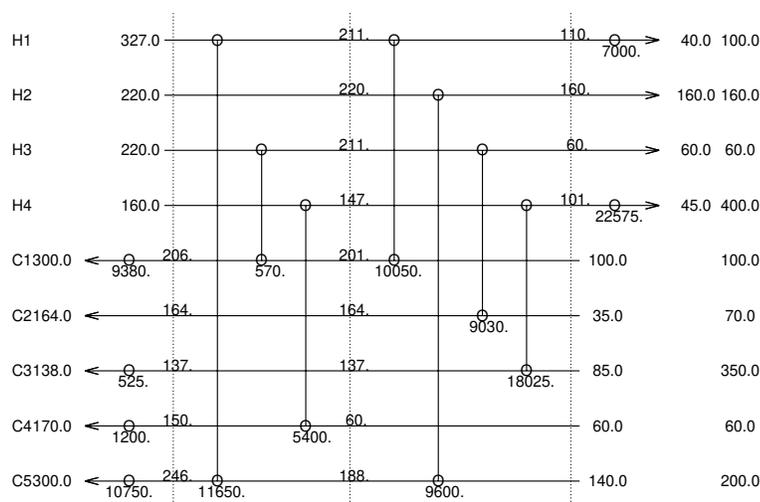


Figura 4.17: Rede de trocadores de calor obtida com abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 10 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

A rede apresentada na Fig. 4.17 conta com 13 trocadores de calor, sendo apenas 7 deles entre correntes de processo. Nota-se que o consumo de utilidade é 26% maior que a meta, no entanto, o custo total anual é 35% menor que o custo da rede proposta por Linnhoff e Ahmad (1990). Isso se deve ao menor número de trocadores, com menor área, requerendo menor investimento. Logo, paga-se uma penalidade em termos de energia, porém, ganha-se em termos de custo total e de redução da complexidade da rede.

Por outro lado, a estimativa para número de trocadores de calor é de 10 unidades. Então, o modelo de superestrutura proposto é usado para gerar uma nova rede com 10 trocadores e o resultado está na Fig. 4.18.

A estrutura mostrada na Fig. 4.18 tem três arrefecedores e três aquecedores e o custo total anual é quase 38% menor que a rede projetada segundo a tecnologia *Pinch* tradicional, embora o consumo de utilidades ainda se afaste da meta.

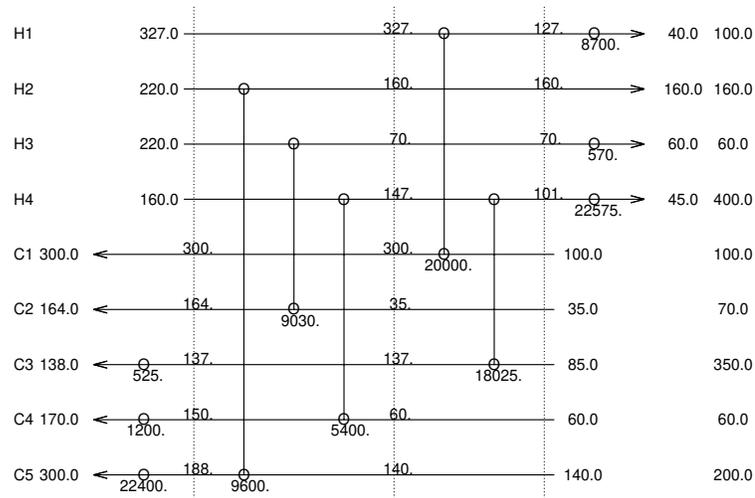


Figura 4.18: Rede de trocadores de calor obtida com abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ e 10 trocadores de calor.

A rede final obtida pela abordagem passo-a-passo (Fig. 4.14) para $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ pode ser confrontada com aquela mostrada na Fig. 4.18, obtida através da abordagem simultânea. As 4 primeiras combinações entre correntes de processo se repetem, com cargas exatamente iguais, exceto para a combinação H4-C3. Esse fato sugere que esta é realmente uma topologia que permite grande recuperação de calor.

É possível perceber que o consumo de utilidade é 5,7% maior na abordagem passo-a-passo. Em contrapartida, a rede final tem 1 trocador a menos que na abordagem simultânea. De modo que, o custo total anual é praticamente igual, sendo o custo da abordagem passo-a-passo 2% menor e o esforço computacional requerido significativamente menor, justificando a preferência por esta abordagem.

Para o mesmo estudo de caso, Linnhoff e Ahmad (1989) ressaltaram que a evolução da rede, seja para projetos de redes novas (denominado na área de integração energética de *grass root*) ou na modificação de redes já existentes (*retrofit*), conduz a estruturas mais simples, no entanto, tais estruturas finais têm elementos de transferência de calor cruzando o *Pinch* como resultado da otimização em função do custo capital. Mas, neste caso, isso só é permitido na fase de evolução.

Então, tem-se mais um indicativo de que permitir que os trocadores de calor

cruzem o *Pinch* pode conduzir a redes ótimas. Desse modo, os dois novos projetos obtidos com a metodologia desenvolvida neste trabalho apresentam quatro trocadores na Fig. 4.17 e três trocadores na Fig. 4.18 cruzando o *Pinch*, e o projeto não requer evolução.

No entanto, como citado anteriormente, não é necessário manter este ΔT_{\min} , uma vez que não é uma meta a ser cumprida. Portanto, foram projetadas 2 novas redes, com ΔT_{\min} de 16 e 18 °C.

A primeira estrutura, apresentada na Fig. 4.19, foi projetada para $\Delta T_{\min} = 16$ °C, enquanto que a segunda, ilustrada na Fig. 4.20, foi projetada com $\Delta T_{\min} = 18$ °C. Ambas possuem dois aquecedores e três arrefecedores.

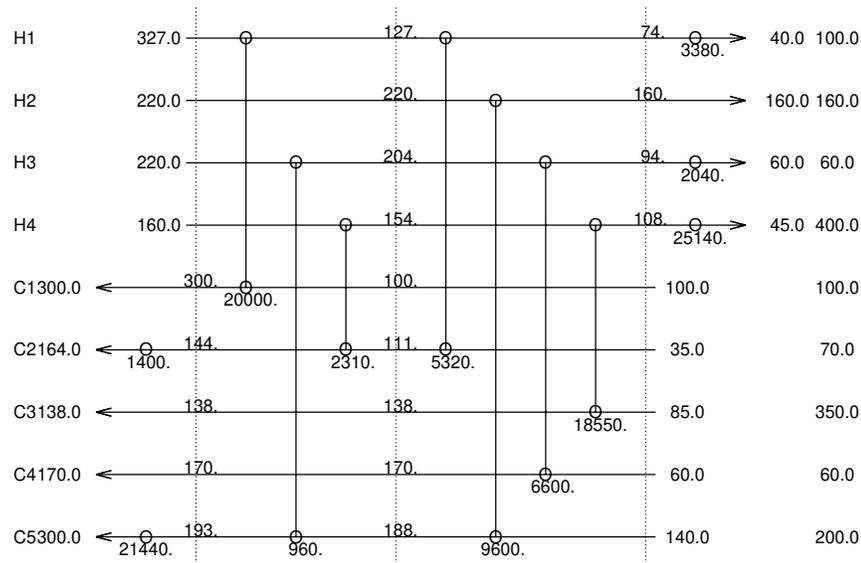


Figura 4.19: Rede de trocadores obtida pela abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 16$ °C.

Da análise das quatro soluções, apresentadas nas Fig. 4.17 - 4.20, pode ser observado que as combinações H1-C1, H2-C5 e H4-C3 aparecem nos quatro projetos, com trocadores com cargas térmicas muito parecidas, exceto para a combinação H1-C1 no primeiro projeto. Isso sugere que estes trocadores permitem grande recuperação de energia.

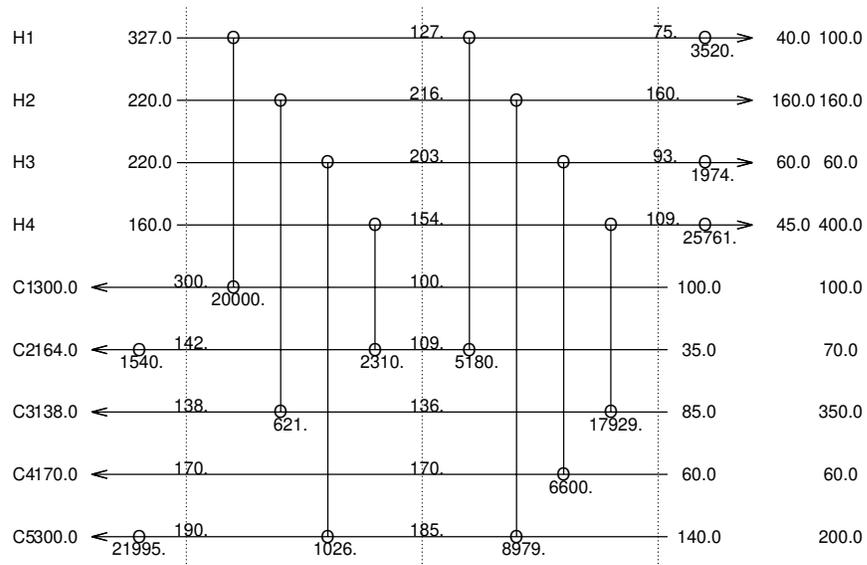


Figura 4.20: Rede de trocadores obtida pela abordagem simultânea para $\Delta T_{\min} = 18 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Na Tab. 4.7 as soluções obtidas usando abordagem passo-a-passo e abordagem simultânea são comparadas com outras encontradas na literatura. A literatura aqui apresentada contempla desde programação não linear até algoritmo genético, mostrando que este problema vem sendo amplamente estudado com técnicas mais complexas de programação, adquirindo caráter mais acadêmico do que prático.

É importante lembrar que para os engenheiros, uma rede de trocadores de calor ótima não é somente aquela com custo total anual mínimo, mas ela tem que atender às características específicas da planta, como flexibilidade, segurança, *layout* e operabilidade.

Tabela 4.7: Comparação entre soluções para o problema da planta de aromáticos.

Método	$Q_q /$ MW	$\Delta T_{\min} /$ °C	$N_{\text{trocadores}}$	$N_{\text{divisões}}$	Custo total / k\$/ano
Toffolo (2009)	24,12	15,77	12	2	2920
Toffolo (2009) *	23,68	13,32	15	4	2920
Yerramsetty e Murty (2008)	25,88	12,00	15	0	2942
Luo <i>et al</i> (2009)	23,62	1,44	14	3	2922
Luo <i>et al</i> (2009) *	23,46	10,59	12	1	2925
Lewin (1998)	25,09	10,00	12	2	2936
Lewin (1998) *	25,69	10,00	11	0	2946
Zhu <i>et al</i> (1995)	26,83	7,30	10	0	2980
Zhu <i>et al</i> (1995) *	26,22	11,60	14	2	2970
Fig. 4.14	25,58	10,00	10	0	2590
Fig. 4.15	25,94	16,00	10	0	2590
Fig. 4.16	26,06	18,00	10	0	2590
Fig. 4.17	21,85	10,00	13	0	2751
Fig. 4.18	24,12	10,00	11	0	2641
Fig. 4.19	22,84	16,00	12	0	2497
Fig. 4.20	23,53	18,00	13	0	2516

* Rede otimizada

Conforme previsto pela função de custo do trocador, ao se comparar as quatro redes projetadas neste trabalho entre si, vê-se que o custo total das redes se deve essencialmente à área de troca térmica. Por exemplo, comparando a Fig. 4.17 à Fig. 4.20, ambas têm o mesmo número de trocadores e o consumo de utilidades

na primeira é menor, entretanto, o custo total da segunda rede é menor, pois com ΔT_{\min} maior, a área de troca térmica é menor.

O consumo de utilidades obtido por Toffolo (2009) e Luo *et al* (2009) é menor que o consumo obtido nos projetos que usaram metodologia passo-a-passo (Figs. 4.14, 4.15 e 4.16), mas o número de trocadores das redes passo-a-passo é menor, nenhuma divisão de corrente foi utilizada e o custo total é menor que qualquer resultado da literatura comparada.

Além disso, como se vê na Tab. 4.7, a rede mostrada na Fig. 4.19 é capaz de obter consumo de utilidades menor que as duas redes projetadas por Toffolo (2009), com ΔT_{\min} maior, resultando num custo total anual 14% mais baixo. Note que nenhuma divisão de corrente foi necessária para chegar a este resultado, tornando a rede mais simples.

Por sua vez, a rede apresentada na Fig. 4.17 pode ser comparada às redes projetadas por Luo *et al* (2009), em ambos os casos, o custo total menor provavelmente se deve ao menor consumo de utilidades. Mais uma vez a rede é mais simples, sem divisões de corrente.

Ademais, a rede mostrada na Fig. 4.18 pode ainda ser confrontada com as redes propostas por Lewin (1998). Novamente, para o mesmo ΔT_{\min} , a rede proposta neste trabalho apresenta custo total anual inferior pois recupera mais calor.

A rede proposta por Yerramsetty e Murty (2008) tem custo total maior que qualquer uma das quatro redes desenvolvidas neste trabalho, tanto porque o consumo de utilidades é maior quanto por contar com maior número de trocadores de calor. Isso é uma consideração importante, dado que projetos de baixo custo geralmente contém um pequeno número de trocadores.

A última comparação evidenciada na Tab. 4.7 indica que a rede mostrada na Fig. 4.20 consegue recuperar mais calor que as duas redes propostas por Zhu *et al* (1995), uma das mais importantes referências em integração energética. Assim, o custo total da rede é menor, operando com maior ΔT_{\min} , o que implica em menor área de troca térmica.

Portanto, está comprovada a eficiência do modelo na síntese sequencial de redes de trocadores de calor para este estudo de caso.

É possível confrontar os resultados obtidos com o *hensyn* nas duas abordagens propostas para este estudo de caso, conforme mostrado na Tab. 4.8. Como se vê, somente o projeto com $\Delta T_{\min} = 18$ °C apresenta custo total anual maior na aborda-

gem passo-a-passo e esta diferença não é tão significativa. De onde se pode concluir que o engenheiro que opta pelo projeto passo-a-passo ganha em liberdade para interferir no projeto, a cada fase, bem como em trabalhar com uma rede bastante simples, com poucos trocadores. Para isso, talvez precise aumentar minimamente o custo total (neste caso em menos de 3%) e, em contrapartida, necessite de um esforço computacional muito menor, obtendo resultados rapidamente em qualquer computador de uso doméstico.

Tabela 4.8: Comparação entre a abordagem simultânea e a abordagem passo-a-passo.

$\Delta T_{\min} / ^\circ\text{C}$	Abordagem	Q_q / MW	$N_{\text{trocadores}}$	Custo total / k\$/ano
10	Simultânea	21,85	13	2751,0
	Passo-a-passo	25,58	10	2585,6
16	Simultânea	22,84	12	2496,8
	Passo-a-passo	25,94	10	2587,6
18	Simultânea	23,53	13	2516,2
	Passo-a-passo	26,06	10	2590,6

Entendidas as vantagens operacionais do projeto, pode-se analisar o tempo de retorno do investimento, critério econômico avaliado neste trabalho, com base na Tab. 4.9.

Tabela 4.9: Análise do tempo de retorno do investimento.

	ER acumulada / k\$/ano	Investimento / k\$	PB / ano
1° trocador	1320,00	1269,52	0,96
2° trocador	2544,30	2655,41	1,04
3° trocador	3177,90	3213,96	1,01
4° trocador	3773,88	3834,08	1,02
5° trocador (10 °C)	3999,60	4414,41	1,10
5° trocador (16 °C)	3975,84	4238,74	1,07
5° trocador (18 °C)	3967,92	4197,45	1,06

Obviamente, para os quatro primeiros trocadores, que são idênticos nos três projetos, o investimento e a energia recuperada por eles é a mesma, logo o tempo de retorno do investimento é igual. À medida em que se acrescentam trocadores à rede, o prazo para retorno do investimento aumenta sutilmente. Para o quinto trocador, que é diferente em cada um dos projetos, o tempo de retorno do investimento é maior no projeto cujo ΔT_{\min} é menor, porque o investimento neste trocador é maior em comparação à energia recuperada por ele. De modo geral, em ambos os projetos, o retorno do investimento é obtido em torno de 1 ano após a implantação da rede final. Esse é um prazo atrativo.

Até agora foram projetadas soluções para o problema sem restrições, isto é, sem proibição de alocação de trocador em qualquer posição. No entanto, em projetos reais, normalmente, existem inúmeras restrições à integração energética, devidas à localização das correntes no *site*, dificuldade de controle de temperatura ou risco de contaminação, por exemplo.

Neste trabalho, sugere-se que, por qualquer motivo, é proibido alocar um trocador entre as correntes H4-C3. Então, é avaliada a penalidade energética que esta restrição impõe à rede de trocadores de calor projetada usando cada uma das abordagens estudadas até aqui.

A Tabela 4.10 mostra as metas para o consumo de utilidade quente, para o problema sem restrição e com restrição, comparadas ao consumo das redes obtidas através da abordagem simultânea e da abordagem passo-a-passo, de onde se obtém a penalidade energética imposta pela proibição de alocação de trocador na combinação H4-C3.

Tabela 4.10: Avaliação da penalidade energética imposta por uma restrição.

	Metas	Simultânea	Passo-a-passo
Q_q (Com Restrição) / MW	25,73	32,20	41,95
Q_q (Sem Restrição) / MW	17,28	21,85	25,58
PENALIDADE / MW	8,45	10,35	16,37

Nota-se que das abordagens desenvolvidas neste trabalho, a simultânea é a que apresenta melhor resultado para o problema com restrições, sugerindo que é preciso tomar cuidado ao usar a abordagem passo-a-passo em projetos que envolvem restrição.

Por outro lado, se o engenheiro optar pelo projeto passo-a-passo, é possível fazer uma análise quantitativa do posicionamento e da carga térmica de cada trocador, aplicando a Análise do Problema Remanescente (APR), à medida em que a rede vai sendo sintetizada.

Do mesmo modo que na abordagem passo-a-passo apresentada neste trabalho, na APR, os segmentos de corrente satisfeitos pelo trocador são retirados. Então, o processo que sobrou é submetido à análise da meta de energia e o impacto sobre o aumento do consumo de utilidade é avaliado, em cada passo da síntese. Isto é, se o trocador estiver bem alocado, o consumo de utilidade da rede remanescente deve ser igual à meta de energia para o problema com restrição, uma vez que a necessidade energética das correntes retiradas da análise estão sendo satisfeitas por este trocador.

Portanto, como é apresentado na Tab. 4.11, para cada trocador alocado, foram verificadas a necessidade energética da rede remanescente (consumo de utilidade quente) e a diferença entre este valor e a meta, ou seja, a penalidade imposta pelo trocador alocado.

Tabela 4.11: Análise do problema remanescente para a rede passo-a-passo.

Q_q / MW	Penalidade / MW	Eficiência
30,43	4,70	0,85
34,90	9,17	0,74
39,80	14,07	0,65
41,80	16,07	0,62
41,95	16,22	0,61

De fato, o primeiro e o segundo trocadores com eficiências em torno de 80% poderiam ser mantidos na posição original, mas os demais deveriam ser reposicionados, para maximizar a recuperação de calor.

Destas observações, surge a perspectiva de diminuir o impacto dos trocadores, fazendo uma variação da abordagem passo-a-passo. Esta variação consiste em alocar o primeiro trocador, mas não eliminar as correntes por ele satisfeitas. Isto significa fixar a posição do trocador, mas permitir a realocação das cargas térmicas. As cargas térmicas dos trocadores são mostradas na Tab. 4.12, na ordem em que os trocadores foram adicionados.

Tabela 4.12: Combinação e carga térmica dos trocadores na variante da abordagem passo-a-passo.

Sem restrição		Com restrição	
Combinação	Carga térmica / MW	Combinação	Carga do térmica / MW
H1-C1	10,05	H1-C1	16,35
H4-C3	18,02	H2-C3	9,60
H2-C5	9,60	H3-C2	9,03
H3-C2	9,03	H4-C4	5,40
H4-C4	5,40	H1-C3	6,85
H1-C5	11,65	H4-C1	3,65
H3-C1	0,57	H3-C5	0,57

No projeto sem restrições, a abordagem passo-a-passo sem eliminação das correntes satisfeitas, tem consumo de utilidade quente igual a 21,85 MW e com restrições, este consumo passa a ser 34,73 MW. Logo, a penalidade da restrição neste caso é 12,88 MW. Para isso, à medida que os trocadores vão sendo alocados, a carga térmica vai sendo redistribuída, a exemplo do trocador H1-C1 que inicialmente tem carga de 20 MW, mas passa a 16,35 MW quando o sexto trocador é alocado.

Este resultado indica que ao optar pela abordagem passo-a-passo em casos com restrição, o engenheiro pode diminuir os impactos energéticos, permitindo a realocação de cargas.

Outra observação importante a respeito da metodologia passo-a-passo é que o engenheiro só precisa se preocupar com as restrições à medida em que elas ocorrem, enquanto que nas demais, todas as proibições devem ser avaliadas no início do projeto.

4.3 Estudo de caso 3: Rede de trocadores de calor para um sistema processador de combustível para um sistema processador de combustível

O último estudo de caso deste trabalho propõe o projeto de uma rede de trocadores de calor para um sistema processador de combustível acoplado à célula combustível a membrana trocadora de prótons (PEMFC) alimentado com uma mistura glicerina/água, estudado em detalhes por Oliva *et al* (2011). A Fig. 4.21 mostra um fluxograma para este processo.

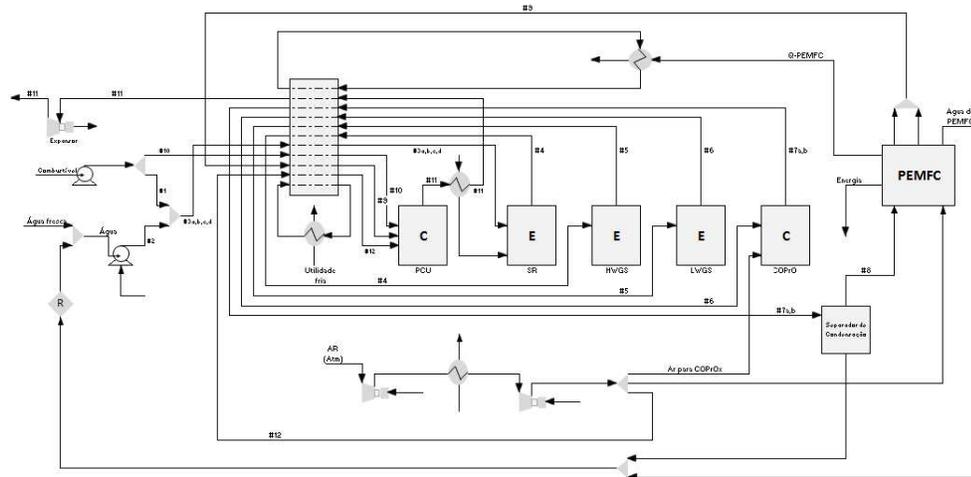


Figura 4.21: Fluxograma do sistema processador de combustível acoplado a PEMFC.

O processo envolve os seguintes componentes principais: reator de reforma a vapor (SR), reatores de deslocamento gás-água (WGS), reator de oxidação preferencial de monóxido de carbono (COPrOx), célula combustível a membrana trocadora de prótons (PEMFC), combustor, bombas, compressor e expansores. A temperatura da mistura água/glicerina aumenta de 39 a 705 °C, transferindo calor latente e calor sensível.

As temperaturas de operação, bem como os dados de custo do processo são detalhados na Tab. 4.13. Os dados de custo das utilidades não estão explícitos no trabalho de Oliva *et al* (2011), por isso foram estimados. Pode-se perceber que

os custos dos trocadores de calor são negligenciáveis comparados aos custos de utilidades.

Tabela 4.13: Especificações das correntes usando glicerina como combustível no sistema.

Nº na Fig. 4.21	Corrente	$T_{\text{Entrada}} / ^\circ\text{C}$	$T_{\text{Saída}} / ^\circ\text{C}$	$\dot{m} c_p / (\text{W}/^\circ\text{C})$	$h /$ $(\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$
#4	H1	705,00	500,00	0,700	87,15
#5	H2	542,14	150,00	0,665	31,54
#6	H3	247,36	237,00	0,656	57,21
#7a	H4	471,31	87,51	0,712	34,41
#7b	H5	87,51	80,00	4,109	97,43
#11	H6	806,55	272,82	1,766	10,22
#3a	C1	39,00	133,93	1,129	190,01
#3b	C2	132,93	133,93	289,230	190,01
#3c	C3	133,93	269,66	1,940	31,77
#3d	C4	269,66	705,00	0,656	9,78
#10	C5	25,00	300,00	0,003	194,02
#9	C6	80,00	500,00	1,681	13,23
	HU	808,00	807,00		10,22
	CU	25,00	28,00		87,77

$$\text{Custo do trocador} / \$ = 1 + 379,5A^{0,65} / \text{m}^2$$

$$\text{Fator de anualização} = 0,1332$$

$$\text{Custo de utilidade fria} = 987,93 \$ / (\text{W} \cdot \text{ano})$$

$$\text{Custo de utilidade quente} = 990,00 \$ / (\text{W} \cdot \text{ano})$$

Como se sabe, existem processos para os quais não existe ponto *Pinch*, isto é, até determinado valor de ΔT_{\min} apenas se necessita de utilidade quente ou fria, tal valor é denominado $\Delta T_{\text{transição}}$.

Na Fig. 4.22, apresentam-se as curvas compostas para este processo, que estão alinhadas de tal modo que somente utilidade fria é necessária. A partir deste ponto, qualquer que seja o valor de ΔT_{\min} , o consumo energético é constante. Trata-se de um problema limiar, sendo necessário somente a adição de 5,61 W de utilidade fria.

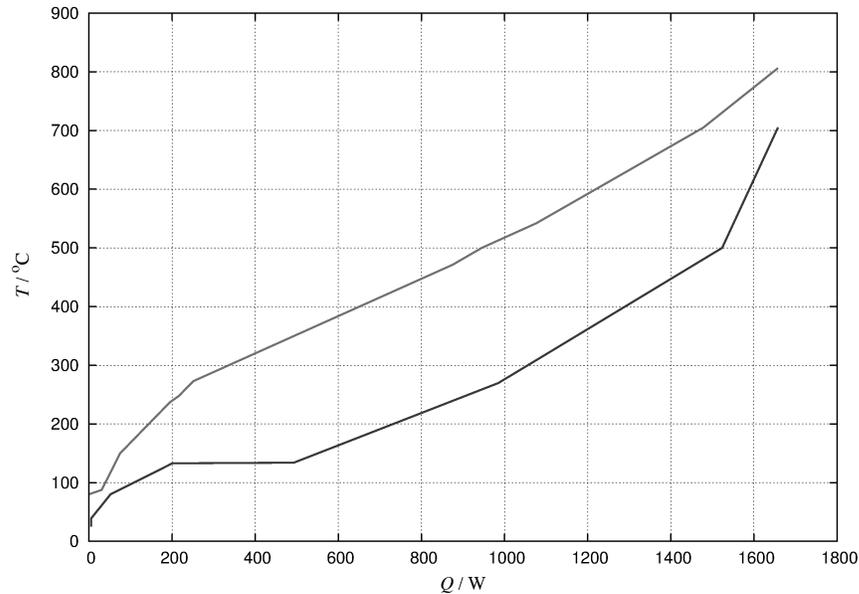


Figura 4.22: Curvas compostas, para $\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

O resultado obtido por Oliva *et al* (2011) é apresentado na Fig. 4.23. Esta rede atende às metas de energia para $\Delta T_{\min} = 15,34 \text{ }^{\circ}\text{C}$, porém a topologia é muito complexa, com muitas divisões de corrente e muitos trocadores na mesma corrente.

Uma topologia como esta pode inviabilizar a implementação do projeto, dadas as dificuldades de controle, segurança e limitações de espaço físico, por exemplo.

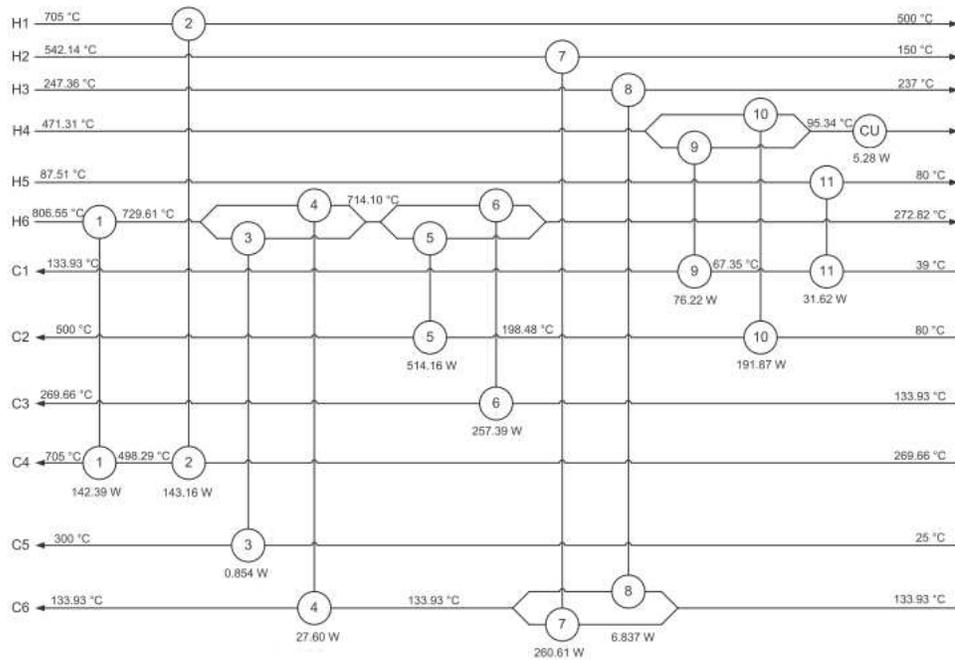


Figura 4.23: Rede projetada por Oliva *et al* (2011) para $\Delta T_{\min} = 15,34 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

O primeiro procedimento aplicado na solução deste problema foi a síntese passo-a-passo da rede, que é uma alternativa que requer menor esforço computacional, por precisar de apenas um estágio a cada passo, e permite a avaliação de cada trocador de calor. A Tab. 4.14 indica a ordem em que os trocadores foram alocados, bem como suas cargas térmicas.

Tabela 4.14: Alocação de trocadores para a abordagem passo-a-passo.

Trocador	$\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^\circ\text{C}$		$\Delta T_{\min} = 15,34 \text{ }^\circ\text{C}$	
	Combinação	Carga térmica / W	Combinação	Carga térmica / W
1	H6-C6	706,02	H6-C6	706,02
2	H2-C2	260,77	H2-C2	260,77
3	H6-C3	236,54	H6-C3	236,55
4	H1-C4	143,5	H1-C4	143,5
5	H4-C1	107,17	H5-C1	30,86
6	H4-C3	26,78	H4-C1	76,32
7	H4-C2	28,92	H4-C2	28,92
8	H3-C5	0,62	H4-C3	26,77
9			H4-C5	0,74

Neste caso, não foi possível usar a abordagem simultânea para desenhar a rede final, contendo todos os trocadores alocados passo-a-passo, porque impondo cada trocador como sendo uma restrição, o problema se torna complexo demais para o `lp_solve`, que apresenta dificuldades para convergir a uma resposta. Então, as redes foram desenhadas em `excel`, em lugar do `gnuplot`, para $\Delta T_{\min} = 15,34 \text{ }^\circ\text{C}$ (Fig. 4.24) e $\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^\circ\text{C}$ (Fig. 4.25).

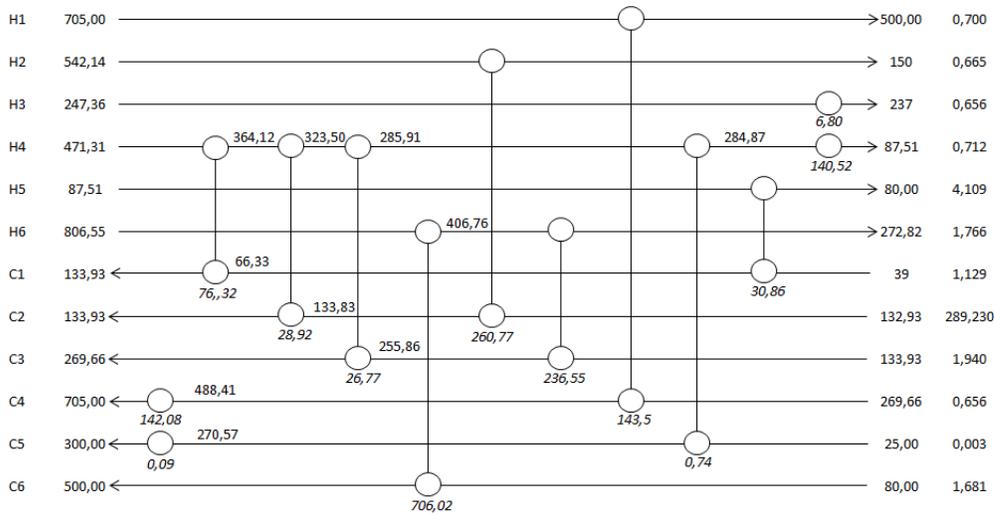


Figura 4.24: Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 15,34 \text{ }^\circ\text{C}$.

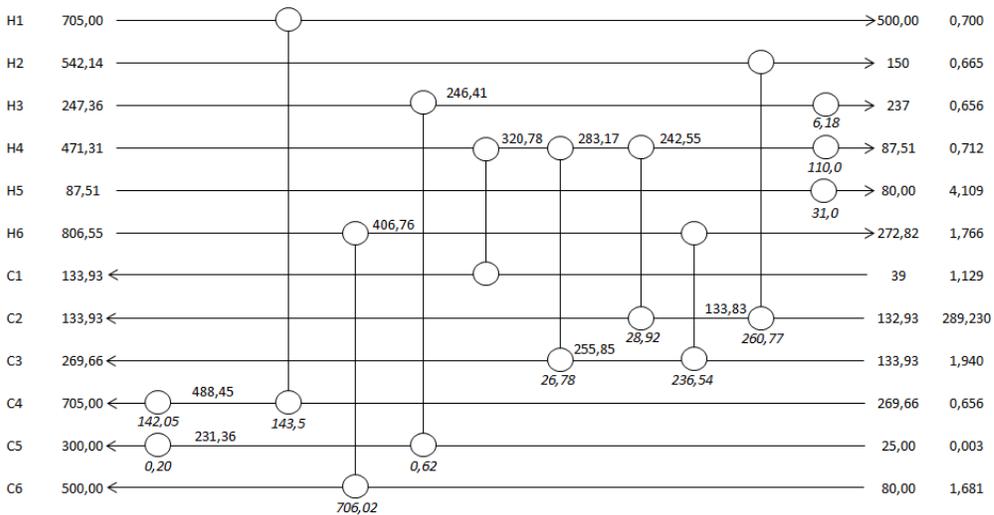


Figura 4.25: Rede final projetada passo-a-passo, para $\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^\circ\text{C}$.

Como se vê nas Figs. 4.24 e 4.25, a abordagem passo-a-passo aplicada neste caso resulta em redes que se afsatam da meta de consumo de energia, mas a estrutura é muito simples, com treze trocadores de calor, para os dois ΔT_{\min} estudados.

A abordagem simultânea também foi aplicada na solução deste problema e o resultado é mostrado na Fig. 4.26.

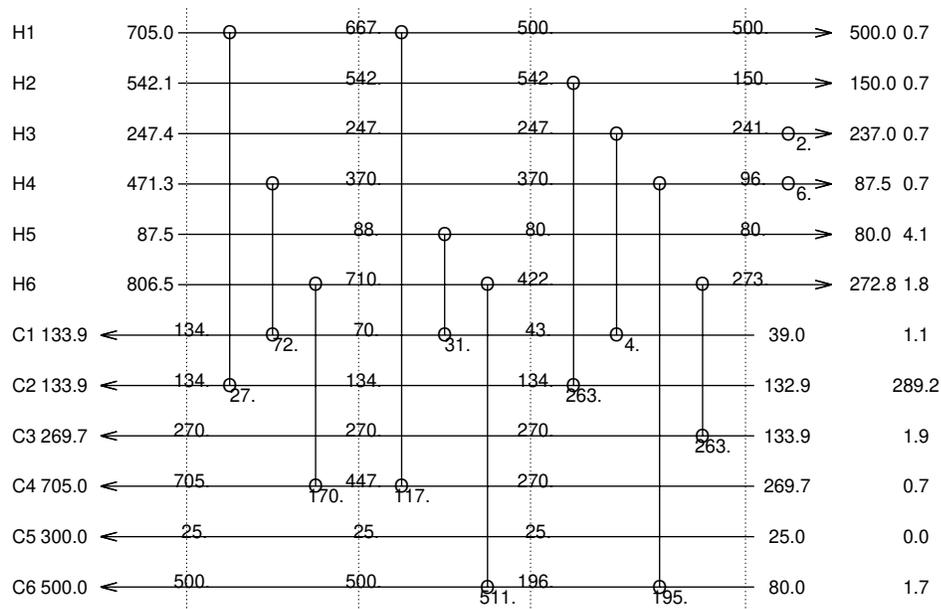


Figura 4.26: Rede de trocadores de calor projetada usando abordagem simultânea, para $\Delta T_{\min} = 16 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

A Tab. 4.15 compara os resultados da abordagem simultânea e passo-a-passo com o resultado conhecido da literatura.

Tabela 4.15: Comparação entre os resultados de Oliva *et al* (2011) e deste trabalho.

	Oliva	Simultânea	P-P
Nº de trocadores	12	12	13
Trocadores Processo-Processo	11	10	8
Trocadores Utilidades	1	2	5
Nº de divisões	4	0	0
Nº de estágios	7	3	1
Nº máx. de trocadores em uma corrente	5	3	4
$\Delta T_{\min} / ^\circ\text{C}$	15,34	16	16
% de recuperação de energia	99,68	99,51	90,5

Da Tab. 4.15, é possível perceber que a abordagem simultânea gera uma rede com apenas três estágios e nenhuma divisão de corrente, cuja recuperação de calor é praticamente igual à apresentada por Oliva *et al* (2011), acima de 99%. Além disso, contando com dois trocadores de utilidades e no máximo três trocadores em cada corrente, a rede é menos integrada, o que facilita o controle.

Já para a rede projetada passo-a-passo, o percentual de recuperação de calor cai para 90,5% aproximadamente. Isso acontece provavelmente porque uma vez alocado o trocador, as correntes satisfeitas são eliminadas e outras possíveis combinações de corrente não são mais testadas. Em contrapartida, a rede projetada passo-a-passo é menos integradas e têm mais trocadores de utilidades, o que é vantajoso do ponto de vista operacional, e somente um estágio é necessário, o que diminui o esforço computacional. Assim, cabe ao engenheiro de processo avaliar a rede mais adequada para o processo, estando ciente das penalidades que cada uma oferece.

Tendo em vista que o custo dos trocadores é negligenciável, comparado aos custos de utilidades, a análise de retorno do investimento torna-se desnecessária, pois o investimento em todos os trocadores de calor terá tempo de retorno menor que uma semana.

Neste trabalho, foram mostradas redes de trocadores de calor alternativas para cada caso estudado, que, embora algumas vezes não alcancem as metas de consumo de energia, têm estruturas mais simples. Portanto, tem-se mais um exemplo em que a aplicação da metodologia mostrou-se útil.

Vale ressaltar que, em todos os casos estudados, foi utilizado o `lp_solve`, que é um programa de otimização com disponibilidade gratuita.

Capítulo 5

Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

A integração energética de processos vem sendo estudada desde a década de 70 e tem acompanhado a evolução tecnológica. Por um lado, a tecnologia *Pinch* tradicional fornece metas de consumo de energia adequadas e sua metodologia sistemática de projeto conduz a redes capazes de atender tais metas, mas que não necessariamente representam o melhor projeto sob o ponto de vista prático. Por outro lado, de acordo com a literatura estudada, existe uma tendência para uma abordagem mais acadêmica, com formulações matemáticas cada vez mais complexas, envolvendo uso de softwares caros e desconsiderando as características da planta.

Nos capítulos anteriores, foi apresentada uma nova ferramenta para a síntese de redes de trocadores de calor que permitem recuperação de energia no processo. Ao contrário dos modelos computacionais convencionais envolvendo programação não linear e outras complicações, este trabalho baseia-se em programação linear inteira mista, que pode ser resolvida usando um software livre. A análise *Pinch* é usada no estabelecimento das metas e serviu de base para a abordagem passo-a-passo, desenvolvida aqui, que permite ao engenheiro pensar sobre a viabilidade da alocação de cada trocador, privilegiando uma abordagem mais prática.

Fez-se uso de três estudos de caso para validar e avaliar a aplicabilidade do modelo a processos mais complexos. O primeiro, com apenas quatro correntes, serviu como teste, para verificar a eficiência do modelo e as possíveis abordagens do problema.

O segundo é considerado o caso padrão dos estudos de integração energética. A metodologia desenvolvida neste trabalho foi aplicada e forneceu resultados, que quando comparados a resultados da literatura, se mostraram realmente atrativos. Isto é, foram obtidas redes de trocadores de calor de baixa complexidade e cujo custo total anual é menor quando comparado às redes geradas por outras metodologias, atendendo aos objetivos deste trabalho. Este caso também foi usado para ilustrar a avaliação de penalidades energéticas resultantes de restrições à integração. Para isto, fez-se uso da ferramenta *análise do problema remanescente*, pouco utilizada em trabalhos recentes. Desta forma, foi possível quantificar o impacto da alocação de cada trocador de calor sobre o consumo de energia de um processo com restrições.

O último estudo de caso diz respeito a um estudo recente de um sistema processador de glicerina acoplado à célula combustível a membrana trocadora de prótons. Trata-se de um problema mais complexo que o anterior, com mais correntes e com transferência de calor latente. Além disso, é um problema do tipo “limiar”, e o custo de investimento é desprezível quando comparado ao custo de utilidade. Mais uma vez a metodologia proposta neste trabalho apresentou excelentes resultados, minimizando o consumo de utilidade, tendo impacto direto no custo total da rede, mas principalmente, obtendo uma topologia bastante simples.

A metodologia apresentada neste trabalho foi aplicada à síntese de redes de trocadores de calor em processos sem a existência de trocadores já alocados (conhecido na área de integração energética como *grassroot design*). Em trabalhos futuros, o potencial da abordagem passo-a-passo pode ser aproveitado no *retrofit* de redes de trocadores de calor. No entanto, avaliar os trocadores que devem permanecer ou que devem ser retirados do processo não é tarefa simples. A metodologia deve ser adaptada de modo que um único estágio para cada trocador não mais seria suficiente, tornando-se necessário avaliar um estágio acima e um abaixo do trocador já alocado. Ademais, permitir que a carga térmica dos trocadores seja realocada, não eliminando as correntes satisfeitas, possivelmente trará melhores resultados, mas aumentará o esforço computacional requerido.

Finalmente, o desenvolvimento das técnicas de integração de processos traz importantes vantagens para os processos industriais em termos de, por exemplo,

aumento de produtividade, gestão de fontes de energia e conservação, prevenção da poluição, e redução nos custos de capital e operação. A metodologia *Pinch* foi um importante direcionador das modificações de processo, mas como alertavam Polley e Heggs (1999), a obediência cega às suas regras pode conduzir a plantas desnecessariamente complexas, caras e difíceis de controlar.

Portanto, é possível afirmar que a nova ferramenta para síntese de redes de trocadores de calor apresentada neste trabalho cumpriu seu propósito de utilizar procedimentos de otimização visando estruturas de baixa complexidade, que requer do usuário apenas o conhecimento dos dados das correntes a serem inseridos no módulo de entrada de dados, uma vez que o problema de otimização é gerado automaticamente.

Referências Bibliográficas

ASANTE, N. D. K., ZHU, X. X., An automated and interactive approach for heat exchanger network retrofit, **Chemical Engineering Research Design**, v. 75, pp. 349, 1997.

ASSUNÇÃO, V. F., CORRÊIA, P. B., Minimum Utility Usage in Heat Exchanger Network Synthesis using Generalized Graph Model. pp. 829 – 833, Florianópolis, SC. Anais do VII Encontro Nacional de Ciências Térmicas (ENCIT) / VI Congresso Latino-Americano de Transferência de Calor e Massa (LATCYM), 1997.

BIEGLER, L. T., GROSSMANN, I. E., WESTERBERG, A. W., **Systematic methods for chemical process design**. New Jersey, USA, Prentice Hall, 1997.

BJÖRK, K.-M., NORDMAN, R., Solving large-scale retrofit heat exchanger network synthesis problems with mathematical optimization methods, **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 44, n. 8, pp. 869 – 876, 2005.

BRIONES, V., KOKOSSIS, A. C., Hypertargets: a conceptual programming approach for the optimization of industrial heat exchanger networks - I: Grassroots designs and network complexity, **Chemical Engineering Science**, v. 54, pp. 519 – 539, 1999.

DUNN, R. F., BUSH, G. E., Using process integration technology for CLEANER production, **Journal of Cleaner Production**, v. 9, pp. 1 – 23, 2001.

FLOUDAS, C. A., GROSSMANN, I. E., Automatic synthesis of multiperiod heat exchanger network configurations, **Computers and Chemical Engineering**, v. 11, pp. 123, 1987.

- FLOUDAS, C. A., CIRIC, A. R., GROSSMANN, I. E., Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configurations, **AIChE Journal**, v. 32, pp. 276, 1986.
- FURMAN, K. C., SAHINIDIS, N. V., A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century, **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 41, n. 10, pp. 2335–2370, 2002.
- GONZALEZ, A. H., ODLOAK, D., MARCHETTI, J. L., Predictive control applied to heat exchanger networks, **Chemical Engineering and Processing**, v. 45, pp. 661, 2006a.
- GONZALEZ, A. H., ODLOAK, D., MARCHETTI, J. L., SOTOMAYOR, O. A. Z., Infinite horizon MPC of a heat exchanger network, **Chemical Engineering Research and Design**, v. 84, pp. 1041, 2006b.
- GUNDERSEN, T., **A Process Integration Primer**. Second ed. Trondheim NO, SINTEF Energy Research, 2002.
- HOHMANN, E. C., **Optimum Networks for Heat Exchange**. Tese de Doutorado, University of Southern California, 1971.
- KEMP, Y. C., **Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy**, second ed., 2007.
- LEWIN, D. R., A generalized method for HEN synthesis using stochastic optimization – II: The synthesis of cost-optimal networks, **Computers and Chemical Engineering**, v. 22, n. 10, pp. 1387–1405, 1998.
- LINNHOFF, B., AHMAD, S., Supertargeting: Optimum synthesis of energy management systems, **Journal of energy resources technology**, v. 111, pp. 121 – 130, 1989.
- LINNHOFF, B., AHMAD, S., Cost optimum heat exchanger networks - 1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost, **Computers and Chemical Engineering**, v. 14, n. 7, pp. 729 – 750, 1990.
- LINNHOFF, B., FLOWER, J. R., Synthesis of heat exchange networks. II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality, **AIChE Journal**, v. 24, pp. 633, 1978.

- LINNHOFF, B., HINDMARSH, E., The pinch design method for heat exchanger networks, **Chemical Engineering Science**, v. 38, pp. 745, 1983.
- LÓPEZ-MALDONADO, L. A., PONCE-ORTEGA, J. M., SEGOVIA-HERNÁNDEZ, J. G., Multiobjective synthesis of heat exchanger networks minimizing the total annual cost and the environmental impact, **Applied Thermal Engineering**, v. 31, n. 6-7, pp. 1099 – 1113, 2011.
- LUO, X., WEN, Q.-Y., FIEG, G., A hybrid genetic algorithm for synthesis of heat exchanger networks, **Computers and Chemical Engineering**, v. 33, n. 6, pp. 1169 – 1181, 2009.
- MARECHAL, F., Process integration techniques for improving the energy efficiency of industrial processes. Part II : Integration of energy conversion systems and process efficiency improvement. In: **Preprints from: UNESCO Encyclopedia of Life Support Systems**, cap. 3.19.1.8, Lausanne, EOLSS Publishers Co Ltd., 2009.
- MIZUTANI, F. T., **Síntese de Redes de Trocadores de Calor com o Projeto Detalhado das Unidades Via Programação Matemática**. Tese de Doutorado, Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2003.
- MORAR, M., AGACHI, P., Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques, **Computers and Chemical Engineering**, v. 34, pp. 1171 – 1179, 2010.
- OLIVA, D. G., FRANCESCONI, J. A., MUSSATI, M. C., AGUIRRE, P. A., Modeling, synthesis and optimization of heat exchanger networks. Application to fuel processing systems for PEM fuel cells, **International journal of hydrogen energy**, v. 36, n. 15, pp. 9098–9114, 2011.
- OLIVEIRA, S. G., LIPORACE, F. S., ARAJO, O. Q. F., QUEIROZ, E. M., The importance of control consideration for heat exchanger networks synthesis: A case study, **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 18, pp. 195, 2001.
- PAPOULIAS, S. A., GROSSMANN, I. E., A structural optimization approach in process synthesis. I. Utility systems, **Computers and Chemical Engineering**, v. 7, pp. 695, 1983.

- POLLEY, G. T., Pinch Technology Without Tears. In: **Proceedings from the Twenty-third National Industrial Energy Technology Conference**, Houston, Texas, USA, 2001.
- POLLEY, G. T., HEGGS, P. J., Don't let the Pinch Pinch you, **Chemical Engineering Progress**, v. 95 (December), pp. 27 – 36, 1999.
- QUEIROZ, E. M., PESSOA, F. L. P., Integração de Processos: Uma Ferramenta para Minimizar o Consumo Energético e o Impacto Ambiental. In: **Fronteiras da Engenharia Química I**, pp. 213 – 251, Rio de Janeiro, RJ, E-Papers Serviços Editoriais, 2005.
- RELVAS, S., FERNANDES, M. C., MATOS, H. A., NUNES, C. P., **Integração de Processos: Uma metodologia de otimização energética e ambiental**. Portugal, Grupo de Integração de Processos do Centro de Processos Químicos da UTL no IST, PolarPress, Lda, 2002.
- REZAEI, E., SHAFIEI, S., Heat exchanger networks retrofit by coupling genetic algorithm with NLP and ILP methods, **Computers and Chemical Engineering**, v. 33, pp. 1451 – 1459, 2009.
- SHENOY, U. V., **Heat Exchanger Network Synthesis: Optimization Process by Energy and Resource Analysis**. New York, Gulf Publishing Company, 1995.
- SMITH, R., State of the art in process integration, **Applied Thermal Engineering**, v. 20, pp. 1337 – 1345, 2000.
- SMITH, R., **Chemical Process Design and Integration**. New York, John Wiley and Sons Ltd., 2005.
- TELLEZ, R., SVRCEK, W. Y., YOUNG, B. R., Controllability of heat exchanger networks, **Heat Transfer Engineering**, v. 27, pp. 38, 2006.
- TOFFOLO, A., The synthesis of cost optimal heat exchanger networks with unconstrained topology, **Applied Thermal Engineering**, v. 29, n. 17-18, pp. 3518 – 3528, 2009.
- YEE, T. F., GROSSMANN, I. E., KRAVANJA, Z., Simultaneous optimization models for heat integration, **Computers and Chemical Engineering**, v. 14, pp. 1151 – 1185, 1990.

YERRAMSETTY, K. M., MURTY, C., Synthesis of cost-optimal heat exchanger networks using differential evolution, **Computers and Chemical Engineering**, v. 32, n. 8, pp. 1861 – 1876, 2008.

ZEMP, R. J. Hensyn. , 2010. [Software] Versão inicial.

ZEMP, R. J. Eficiência energética em processos químicos: parte I. , 2011. Notas de Aula da Disciplina: Eficiência Energética em processos químicos. Faculdade de Engenharia Química - UNICAMP.

ZHELEV, T., RIDOL, R., Energy recovery and environmental concerns addressed through energy-pinch analysis, **Energy**, v. 31, pp. 2486 – 2498, 2006.

ZHU, X. X., K., B., ROACH, J. R., WOOD, R. M., A method for automated heat exchanger network synthesis using block decomposition and non-linear optimization, **Chemical engineering research and design**, v. 73, n. 8, pp. 919–930, 1995.

Apêndice A

Dados do problema 4S1.

Módulo de entrada de dados: arquivo texto contendo a descrição do processo, isto é, dados das correntes de processo e utilidades, custos, objetivos a serem satisfeitos e restrições, caso existam.

#	hensyn	4s1			Comentário
2	num_hot				Número de correntes quentes
175.	45.	10.	0.2		T inicial, T final, CP, h
125.	65.	40.	0.2		T inicial, T final, CP, h
2	num_cold				Número de correntes frias
20.	155.	20.	0.2		T inicial, T final, CP, h
40.	112.	15.	0.2		T inicial, T final, CP, h
	utils				Palavra-chave indicando utilidades
180.	179.	0.120	0.2		T inicial, T final, Custo, h
	15.	25.	0.010	0.2	T inicial, T final, Custo, h
30.	0.750	0.81	0.3221		Função custo trocador: $a + b \wedge c$ a, b, c, fator anualização
3	num_stages				Número de estágios
2	max_branches				Número de ramos da divisão
1	max_splits				Número de divisões de corrente
2	max_hex_on_stream				Número máx. de trocadores na corrente
0	num_const				Número de restrições
20.	dtmin				Diferença mínima de temperatura

1000.	offset	Parâmetro para assegurar viabilidade do problema: deve ser maior ou igual à maior diferença de temperatura possível + Diferença mínima de temperatura)
0.0	10000.	Carga térmica mín. e máx. no trocador
4	4	Número de trocadores mín. e máx.
q		Função objetivo (q, n): Consumo de utilidade
l		Solver para otimização

Apêndice B

PLIM para o caso 4S1.

Descrição do problema gerado pelo hensyn, com a MILP para o caso 4S1, em sintaxe do lp_solve.

```
min: +qv1 +qv2 +qw1 +qw2 ;

/* número de unidades */
+xq111 +xq112 +xq113 +xq121 +xq122 +xq123
+xq211 +xq212 +xq213 +xq221 +xq222 +xq223 < 4;

+xq111 +xq112 +xq113 +xq121 +xq122 +xq123
+xq211 +xq212 +xq213 +xq221 +xq222 +xq223 > 4;

/* balanço por corrente */
+qq111 +qq121 -qh11 = 0;
+qq112 +qq122 -qh12 = 0;
+qq113 +qq123 -qh13 = 0;
+qh11 +qh12 +qh13 +qw1 = 1300.0000;
+qq211 +qq221 -qh21 = 0;
+qq212 +qq222 -qh22 = 0;
+qq213 +qq223 -qh23 = 0;
+qh21 +qh22 +qh23 +qw2 = 2400.0000;
-qq111 -qq211 +qc11 = 0;
```

```

-qq112 -qq212 +qc12 = 0;
-qq113 -qq213 +qc13 = 0;
+qc11 +qc12 +qc13 +qv1 =          2700.0000;
-qq121 -qq221 +qc21 = 0;
-qq122 -qq222 +qc22 = 0;
-qq123 -qq223 +qc23 = 0;
+qc21 +qc22 +qc23 +qv2 =          1080.0000;

/* balanço por estágios */
-10.0000 th11 -qq111 -qq121 <   -1750.0000;
10.0000 th11      -10.0000 th12 -qq112 -qq122 =      0.0;
10.0000 th12      -10.0000 th13 -qq113 -qq123 =      0.0;
10.0000 th13 -qw1 =          450.0000;
-40.0000 th21 -qq211 -qq221 <   -5000.0000;
40.0000 th21      -40.0000 th22 -qq212 -qq222 =      0.0;
40.0000 th22      -40.0000 th23 -qq213 -qq223 =      0.0;
40.0000 th23 -qw2 =          2600.0000;
-20.0000 tc11 -qv1 =          -3100.0000;
20.0000 tc11      -20.0000 tc12 -qq111 -qq211 =      0.0;
20.0000 tc12      -20.0000 tc13 -qq112 -qq212 =      0.0;
20.0000 tc13 -qq113 -qq213 <          400.0000;
-15.0000 tc21 -qv2 =          -1680.0000;
15.0000 tc21      -15.0000 tc22 -qq121 -qq221 =      0.0;
15.0000 tc22      -15.0000 tc23 -qq122 -qq222 =      0.0;
15.0000 tc23 -qq123 -qq223 <          600.0000;

/* ordem das temperaturas */
th11 <=   175.00;
th11 >= th12;
th12 >= th13;
th13 >=   45.00;
th21 <=   125.00;
th21 >= th22;
th22 >= th23;
th23 >=   65.00;
tc11 <=   155.00;
tc11 >= tc12;
tc12 >= tc13;

```

```
tc13 >= 20.00;
tc21 <= 112.00;
tc21 >= tc22;
tc22 >= tc23;
tc23 >= 40.00;

/* condição para alocação */
qq111 -1300.0000 xq111 <= 0;
qq112 -1300.0000 xq112 <= 0;
qq113 -1300.0000 xq113 <= 0;
qq121 -1080.0000 xq121 <= 0;
qq122 -1080.0000 xq122 <= 0;
qq123 -1080.0000 xq123 <= 0;
qq211 -2400.0000 xq211 <= 0;
qq212 -2400.0000 xq212 <= 0;
qq213 -2400.0000 xq213 <= 0;
qq221 -1080.0000 xq221 <= 0;
qq222 -1080.0000 xq222 <= 0;
qq223 -1080.0000 xq223 <= 0;
qw1 -1300.0000 xh1 <= 0;
qw2 -2400.0000 xh2 <= 0;
qv1 -2700.0000 xc1 <= 0;
qv2 -1080.0000 xc2 <= 0;

/* cálculo de dtmin */
dh111 = 175.0 - tc11 + 1000.00 ;
dc111 = th11 - tc12 + 1000.00 ;
dh112 = th11 - tc12 + 1000.00 ;
dc112 = th12 - tc13 + 1000.00 ;
dh113 = th12 - tc13 + 1000.00 ;
dc113 = th13 -20.0 + 1000.00 ;
dh121 = 175.0 - tc21 + 1000.00 ;
dc121 = th11 - tc22 + 1000.00 ;
dh122 = th11 - tc22 + 1000.00 ;
dc122 = th12 - tc23 + 1000.00 ;
dh123 = th12 - tc23 + 1000.00 ;
dc123 = th13 -40.0 + 1000.00 ;
dh211 = 125.0 - tc11 + 1000.00 ;
```

```
dc211 = th21 - tc12 + 1000.00 ;
dh212 = th21 - tc12 + 1000.00 ;
dc212 = th22 - tc13 + 1000.00 ;
dh213 = th22 - tc13 + 1000.00 ;
dc213 = th23 - 20.0 + 1000.00 ;
dh221 = 125.0 - tc21 + 1000.00 ;
dc221 = th21 - tc22 + 1000.00 ;
dh222 = th21 - tc22 + 1000.00 ;
dc222 = th22 - tc23 + 1000.00 ;
dh223 = th22 - tc23 + 1000.00 ;
dc223 = th23 - 40.0 + 1000.00 ;
```

```
/* cálculo de dtmin */
dh111 >= 1020.0 xq111 ;
dc111 >= 1020.0 xq111 ;
dh112 >= 1020.0 xq112 ;
dc112 >= 1020.0 xq112 ;
dh113 >= 1020.0 xq113 ;
dc113 >= 1020.0 xq113 ;
dh121 >= 1020.0 xq121 ;
dc121 >= 1020.0 xq121 ;
dh122 >= 1020.0 xq122 ;
dc122 >= 1020.0 xq122 ;
dh123 >= 1020.0 xq123 ;
dc123 >= 1020.0 xq123 ;
dh211 >= 1020.0 xq211 ;
dc211 >= 1020.0 xq211 ;
dh212 >= 1020.0 xq212 ;
dc212 >= 1020.0 xq212 ;
dh213 >= 1020.0 xq213 ;
dc213 >= 1020.0 xq213 ;
dh221 >= 1020.0 xq221 ;
dc221 >= 1020.0 xq221 ;
dh222 >= 1020.0 xq222 ;
dc222 >= 1020.0 xq222 ;
dh223 >= 1020.0 xq223 ;
dc223 >= 1020.0 xq223 ;
```

```
/* variáveis binárias */
xq111 <= 1.0;
xq112 <= 1.0;
xq113 <= 1.0;
xq121 <= 1.0;
xq122 <= 1.0;
xq123 <= 1.0;
xq211 <= 1.0;
xq212 <= 1.0;
xq213 <= 1.0;
xq221 <= 1.0;
xq222 <= 1.0;
xq223 <= 1.0;
xh1 <= 1.0;
xh2 <= 1.0;
xc1 <= 1.0;
xc2 <= 1.0;

/* divisão de correntes */
+xq111 +xq121 <= 2;
+xq211 +xq221 <= 2;
+xq112 +xq122 <= 2;
+xq212 +xq222 <= 2;
+xq113 +xq123 <= 2;
+xq213 +xq223 <= 2;
+xq111 +xq211 <= 2;
+xq121 +xq221 <= 2;
+xq112 +xq212 <= 2;
+xq122 +xq222 <= 2;
+xq113 +xq213 <= 2;
+xq123 +xq223 <= 2;

/* restrições/imposição de alocação */

/* número máximo de trocadores na mesma alocação */
+xq111 +xq112 +xq113 <= 2;
+xq121 +xq122 +xq123 <= 2;
+xq211 +xq212 +xq213 <= 2;
```

```
+xq221 +xq222 +xq223 <= 2;

/* determinação de divisão de corrente */
-9 yh11 +xq111 +xq121 -1 <= 0;
-9 yh12 +xq112 +xq122 -1 <= 0;
-9 yh13 +xq113 +xq123 -1 <= 0;
-9 yh21 +xq211 +xq221 -1 <= 0;
-9 yh22 +xq212 +xq222 -1 <= 0;
-9 yh23 +xq213 +xq223 -1 <= 0;
-9 yc11 +xq111 +xq211 -1 <= 0;
-9 yc12 +xq112 +xq212 -1 <= 0;
-9 yc13 +xq113 +xq213 -1 <= 0;
-9 yc21 +xq121 +xq221 -1 <= 0;
-9 yc22 +xq122 +xq222 -1 <= 0;
-9 yc23 +xq123 +xq223 -1 <= 0;

/* número máximo de divisões de corrente*/
+yh11 +yh12 +yh13 +yh21 +yh22 +yh23
+yc11 +yc12 +yc13 +yc21 +yc22 +yc23 < 1;

/* variáveis inteiras */
int    xq111    xq112    xq113    xq121    xq122    xq123
        xq211    xq212    xq213    xq221    xq222    xq223
        xh1     xh2     xc1     xc2     yh11     yh12     yh13     yh21
        yh22    yh23    yc11    yc12    yc13    yc21    yc22    yc23 ;
```

Apêndice C

Solução do problema de PLIM para o caso 4S1.

Resultado da otimização, obtido pelo `lp_solve`, para o caso 4S1.

Value of objective function: 1130.00000000

Actual values of the variables:

qv1	500
qv2	105
qw1	525
qw2	0
xq111	1
xq112	0
xq113	1
xq121	0
xq122	0
xq123	0
xq211	0
xq212	1
xq213	0
xq221	0

xq222	1
xq223	0
qq111	500
qq121	0
qh11	500
qq112	0
qq122	0
qh12	0
qq113	275
qq123	0
qh13	275
qq211	0
qq221	0
qh21	0
qq212	1425
qq222	975
qh22	2400
qq213	0
qq223	0
qh23	0
qc11	500
qc12	1425
qc13	275
qc21	0
qc22	975
qc23	0
th11	125
th12	125
th13	97.5
th21	125
th22	65
th23	65
tc11	130
tc12	105
tc13	33.75
tc21	105
tc22	105
tc23	40

xh1	1
xh2	0
xc1	1
xc2	1
dh111	1045
dc111	1020
dh112	1020
dc112	1091.25
dh113	1091.25
dc113	1077.5
dh121	1070
dc121	1020
dh122	1020
dc122	1085
dh123	1085
dc123	1057.5
dh211	995
dc211	1020
dh212	1020
dc212	1031.25
dh213	1031.25
dc213	1045
dh221	1020
dc221	1020
dh222	1020
dc222	1025
dh223	1025
dc223	1025
yh11	0
yh12	0
yh13	0
yh21	0
yh22	1
yh23	0
yc11	0
yc12	0
yc13	0
yc21	0

yc22

0

yc23

0

Apêndice D

Relatório do caso 4S1.

Relatório sobre a rede de trocadores de calor em formato \LaTeX com o resumo dos dados de entrada e os resultados da otimização em forma de tabela.

hensyn: 4s1a.dat

dados de entrada

N_s :	3	N_b :	2
N_{splits} :	1	N_{hex} :	2
ΔT_{min} :	20.0	FOBJ:	q
\dot{q}_{min} :	0.0	\dot{q}_{max} :	10000.0
N_{min} :	4	N_{max} :	4

resultados

h	c	s	\dot{q}	ΔT_q	ΔT_f	ΔT_{lm}	A	CI	CO	CT
trocadores de calor: processo/processo										
1	1	1	500.0	45.0	20.0	30.8	162.2	24.6		
2	1	2	1425.0	20.0	31.3	25.2	565.3	50.6		
2	2	2	975.0	20.0	25.0	22.4	435.1	42.8		
1	1	3	275.0	91.3	77.5	84.2	32.7	13.7		
trocadores de calor: processo/utilidade										
1			525.0	97.5	45.0	48.2	109.0	20.5	5.3	-
	1		500.0	155.0	130.0	35.7	140.2	22.9	60.0	-
	2		105.0	112.0	105.0	71.0	14.8	11.8	12.6	-
							1459.3	186.9	77.8	264.7

Apêndice E

Gráfico do caso 4S1.

Gráfico da rede de trocadores de calor gerado pelo `gnuplot`, a partir do arquivo com instruções para o desenho da estrutura (4S1.plt), em padrão PDF.

