



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Faculdade de Engenharia Química

ALEX VAZZOLER

NOVA ABORDAGEM PARA ESTIMATIVA DE METAS EM COMPLEXOS
INDUSTRIAIS POR MEIO DE PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA ALIADA À ANÁLISE
TOTAL SITE

CAMPINAS

2018

ALEX VAZZOLER

NOVA ABORDAGEM PARA ESTIMATIVA DE METAS EM COMPLEXOS
INDUSTRIAIS POR MEIO DE PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA ALIADA À ANÁLISE
TOTAL SITE

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

Orientador: Prof. Dr. ROGER JOSEF ZEMP

Este exemplar corresponde à versão final da
tese defendida pelo aluno Alex Vazzoler e
orientada pelo prof. Dr. Roger Josef Zemp.

CAMPINAS

2018

Agência(s) de fomento e nº(s) de processo(s): CNPq, 142477/2014-2

ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-8603-130>

Ficha catalográfica
Universidade Estadual de Campinas
Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura
Luciana Pietrosanto Milla - CRB 8/8129

Vazzoler, Alex, 1985-
V479n Nova abordagem para estimativa de metas em complexos industriais por meio de programação matemática aliada a Análise Total Site / Alex Vazzoler. – Campinas, SP : [s.n.], 2018.

Orientador: Roger Josef Zemp.
Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Permutadores térmicos. 2. Energia - Conservação. 3. Modelos matemáticos. I. Zemp, Roger Josef, 1962-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: New approach for industrial sites targeting through mathematical programming allied to Total Site Analysis

Palavras-chave em inglês:

Heat exchangers

Energy - Conservation

Mathematical models

Área de concentração: Engenharia Química

Titulação: Doutor em Engenharia Química

Banca examinadora:

Roger Josef Zemp [Orientador]

André Luiz Hemmerly Costa

Marcelo Modesto da Silva

Data de defesa: 02-10-2018

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

Tese de doutorado defendida por Alex Vazzoler e aprovada em 2 de outubro de 2018 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Prof. Dr. Roger Josef Zemp – Orientador
FEQ/Unicamp

Prof. Dr. André Luiz Hemerly Costa
IQ/UERJ

Prof. Dr. Marcelo Modesto da Silva
Engenharia de Energia/UFABC

Prof. Dr. Leonardo Vasconcelos Fregolente
FEQ/Unicamp

Dr. José Vicente Hallak D'Angelo
FEQ/Unicamp

Ata da defesa com as respectivas assinaturas dos membros encontra-se no SIGA/Sistema de Fluxo de Dissertação/Tese e na Secretaria do Programa da Unidade.

Dedico este trabalho à minha família e queridos amigos

Agradecimentos

Gostaria de agradecer ao meu orientador Prof. Dr. Roger Josef Zemp por sua atenção, vasta paciência, solicitude, e pela série de correções e sugestões sempre muito oportunas. Um grande orientador que sempre me apresentou os conceitos e temas de forma muito clara e com bastante envolvimento. Sou imensamente grato por sua ajuda, simpatia e tolerância com todos os empecilhos e complicações que surgiram ao longo destes quatro anos.

Aos meus amigos que me permitiram chegar a este ponto com todo o seu apoio e afeição.

Especialmente aos meus pais que me apoiaram durante todo este trabalho e me incentivaram a sempre persistir.

Por fim, agradeço ao apoio do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (Cnpq) que forneceu a bolsa de doutorado indispensável para o desenvolvimento deste trabalho.

All models are wrong. Some models are useful.

George Box

Resumo

Durante a etapa de projeto conceitual, e de montagem da rede de trocadores de calor, é necessário lidar com uma análise de custos e benefícios (*trade-off*) que flutua entre dois limites. O primeiro limite envolve não utilizar trocas de calor entre correntes de processo e abastecer as necessidades energéticas do processo (de aquecimento e resfriamento) apenas com utilidades, o que não é usual, já que algum nível de integração energética pode ser estabelecido de forma intuitiva. O outro limite é termodinâmico, e se refere ao consumo mínimo de utilidades cujo o valor pode ser estimado pela Tecnologia *Pinch*. Todavia, ao tentar atingir-se este valor, muitas vezes serão necessárias topologias complexas de redes de trocadores de calor, que além de terem alto custo de capital, não levam em consideração fatores como *layout*, controlabilidade e segurança. Nesta tese, foi proposta uma abordagem alternativa para a estimativa de metas de energia e de área para redes de trocadores de calor (RTC) aos níveis de planta e complexo (sistema composto por um conjunto de plantas). E a abordagem escolhida para simplificar-se a topologia das RTC foi a fixação do número de trocadores de calor desejado para a rede de trocadores de calor (N_{HEN}). Desse modo, é proposta uma série de três modelos: dois de programação mista-inteira linear para estimativa de metas de energia para as plantas e para o complexo químico, e o terceiro, um modelo sequencial de programação não linear para estimativa de metas de área para ambos os casos anteriores. Os modelos foram implementados no software *GAMS*© para vários cenários distintos variando-se o número de trocadores de calor em análises de custo e de engenharia tanto para as plantas em separado, quanto para complexo, em alguns estudos de caso. Os três métodos mostraram margens de erro que flutuam entre 10 a 15% de erro, valores estes consistentes com resultados similares aos vistos na literatura. Consequentemente, esta nova abordagem pode ser uma ferramenta útil aos engenheiros na etapa de projeto conceitual.

Abstract

During the conceptual design and heat exchanger network (HEN) synthesis phase, it is necessary to deal with trade-off analysis fluctuating between two limits. The first limit won't use process streams heat exchangers and the process energy demands (heating and cooling) will be supplied only with utilities, this is not seen in practice, since some energy integration level can be established intuitively. The other limit is the thermodynamics and refers to the minimum utilities consumption whose value can be estimated by Pinch Technology. Notwithstanding, heat exchangers networks complex topologies commonly going to be necessary carrying high capital costs, besides that, they not consider factors such as layout, controllability and safety. In this thesis, an alternative approach was proposed for process and site (s) HEN energy and area targets estimation. The chosen approach to simplify HEN topology was made through an arbitrary HEN number definition. A series of three models are proposed: two of mixed-integer linear programming for process and site energy targets estimation, and the third, a nonlinear programming sequential model for area targets estimation for the both previous cases. The models were implemented in the software GAMS © for some distinct scenarios varying the number of heat exchangers through costs and engineering analyzes. The three methods presented error margins fluctuating between 10 and 15% error, these values were consistent with similar literature results. Consequently, this new approach can be useful for engineers during conceptual design stage.

Lista de Ilustrações

FIGURA 1.1. REPRESENTAÇÃO DO PROCEDIMENTO DE ESTIMATIVA DE METAS UTILIZANDO-SE A TECNOLOGIA <i>PINCH</i>	24
FIGURA 1.2. ANÁLISE DE CUSTOS E BENEFÍCIOS (<i>TRADE-OFF</i>) NO <i>SUPERTARGETING</i>	25
FIGURA 1.3. NOVA ABORDAGEM PARA O MODELO DE TRANSBORDO (<i>MILP</i>) PROPOSTA NESTA TESE.	27
FIGURA 1.4. REPRESENTAÇÃO DO MODELO DE TRANSBORDO PARA A ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i>	28
FIGURA 1.5. REPRESENTAÇÃO DA PROPOSTA GERAL DA TESE.	29
FIGURA 2.1. REPRESENTAÇÃO DAS PRINCIPAIS CORRENTES DE PROCESSO A SEREM INTEGRADAS NA SEQUÊNCIA DE UM REATOR E UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO (SHENOY 1995).	40
FIGURA 2.2. REPRESENTAÇÃO DO <i>PINCH ENERGY TARGETING</i> (LINNHOFF AND HINDMARSH 1978).	41
FIGURA 2.3. REDE DE TROCADORES DE CALOR OBTIDA UTILIZANDO-SE A TECNOLOGIA <i>PINCH</i> (SHENOY 1995).	42
FIGURA 2.4. REDE COM 4 TROCADORES DE CALOR (SHENOY 1995).	43
FIGURA 2.5. REPRESENTAÇÃO DOS SISTEMAS DE DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR, DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO E DE EQUIPAMENTOS ASSOCIADOS (KLEMES ET AL. 1997).	45
FIGURA 2.6. FLUXOGRAMA DE PROCESSO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA SEÇÃO DE REAÇÃO DO PROCESSO HABER-BOSCH PARA PRODUÇÃO DE AMÔNIA.	48
FIGURA 2.7. EXEMPLO DE REALOCAÇÃO DE UTILIDADES EM GRANDES CURVAS COMPOSTAS. ..	50
FIGURA 2.8. ILUSTRAÇÃO DE UMA REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DE UM MODELO DE TRANSBORDO.	51
FIGURA 2.9. ILUSTRAÇÃO DA MONTAGEM DOS PERFIS TÉRMICOS DA ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i>	51
FIGURA 2.10. ILUSTRAÇÃO DE UMA REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DE UM MODELO DE TRANSBORDO PARA O COMPLEXO (VIA ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i>).	52
FIGURA 2.11. REPRESENTAÇÃO DE UM SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR (SMITH 2016). ..	54
FIGURA 3.1. REPRESENTAÇÃO GERAL DA TESE (ESTIMATIVA DE METAS DE ENERGIA PARA O PROCESSO).	59
FIGURA 3.2. MODELO DE TRANSBORDO PARA REDES DE TROCADORES DE CALOR (CERDA ET AL. 1983).	64
FIGURA 3.3. REPRESENTAÇÃO DOS MODELOS DE TRANSBORDO CONVENCIONAL E O PROPOSTO.	65
FIGURA 3.4. BALANÇO DE ENERGIA EM UM INTERVALO DE TEMPERATURA (K) (YEE ET AL. 1990A).	67
FIGURA 3.5. FLUXOGRAMA CONCEITUAL DE SISTEMAS DE REAÇÃO E SEPARAÇÃO (SHENOY 1995)	70
FIGURA 3.6. FLUXOGRAMA DE PROCESSO SIMPLIFICADO DA PLANTA DE AROMÁTICOS (LINNHOFF AND AHMAD 1989).	73
FIGURA 4.1. REPRESENTAÇÃO GERAL DA TESE (ESTIMATIVA DE METAS DE ENERGIA PARA O COMPLEXO).	77
FIGURA 4.2. ILUSTRAÇÃO DO NÍVEL DE DETALHES DAS ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i>	84
FIGURA 4.3. GRÁFICO DE FAIXA INDICANDO O DÉFICIT E EXCESSO DE CALOR NOS PROCESSOS QUÍMICOS A, B, C E D DE UM COMPLEXO INDUSTRIAL (HACKL ET AL. 2011).	85

FIGURA 4.4. PROCEDIMENTO DE OBTENÇÃO DE DADOS DO TOTAL SITE (<i>TOTAL SITE DATA EXTRACTION PROCEDURE</i>) (KLEMES ET AL. 2014).	87
FIGURA 4.5. GRANDE CURVA COMPOSTA DO PROCESSO A.	89
FIGURA 4.6. GRANDE CURVA COMPOSTA DO PROCESSO B.	90
FIGURA 4.7. INFORMAÇÃO COMBINADA DAS FONTES QUENTES OU PERFIL FONTE DO COMPLEXO.	91
FIGURA 4.8. INFORMAÇÃO COMBINADA DAS FONTES FRIAS OU PERFIL SUMIDOURO DO COMPLEXO.	91
FIGURA 4.9. PERFIS TÉRMICOS DA ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i> .	92
FIGURA 4.10. PERFIS TÉRMICOS DA ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i> COM MODIFICAÇÕES NOS NÍVEIS DE PRESSÃO DOS VAPORES.	94
FIGURA 4.11. PERFIS TÉRMICOS EM PROBLEMAS DE RECONCILIAÇÃO DE DADOS.	98
FIGURA 4.12. METODOLOGIA PROPOSTA PARA A ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i> VIA PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA.	99
FIGURA 4.13. REPRESENTAÇÃO DO BALANÇO DE ENERGIA NOS <i>HEADERS</i> (LINHAS DE DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR).	99
FIGURA 4.14. FLUXOGRAMA DO PROCESSO PROPOSTO POR GUNDERSEN (GUNDERSEN 2000).	101
FIGURA 4.15. GRANDE CURVA COMPOSTA SHENOY (1995).	103
FIGURA 4.16. GRANDE CURVA COMPOSTA GUNDERSEN (2000).	103
FIGURA 4.17. GRANDE CURVA COMPOSTA DO PROCESSO A.	106
FIGURA 4.18. GRANDE CURVA COMPOSTA DO PROCESSO B.	107
FIGURA 4.19. GRANDE CURVA COMPOSTA PROCESSO C.	110
FIGURA 4.20. GRANDE CURVA COMPOSTA PROCESSO D.	111
FIGURA 4.21. GRANDE CURVA COMPOSTA PROCESSO E.	112
FIGURA 4.22. SISTEMA COM TROCADORES DE CALOR COM CONTROLE DE TEMPERATURAS VIA <i>BYPASS</i> .	114
FIGURA 5.1. REPRESENTAÇÃO GERAL DA TESE (ESTIMATIVA DE METAS DE ENERGIA PARA O COMPLEXO).	120
FIGURA 5.2. ESTRUTURA GERAL DE ESTUDOS ENVOLVENDO REDES DE TROCADORES DE CALOR.	124
FIGURA 5.3. REPRESENTAÇÃO DA OCORRÊNCIA DE <i>CRISS-CROSSING</i> DEVIDO A DIFERENÇA NOS VALORES DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR.	126
FIGURA 5.4. EXEMPLO DE SUPERESTRUTURA EM UM PROCESSO COM CINCO CORRENTES (<i>SPAGHETTI STRUCTURE</i>) (YEE ET AL. 1990B).	127
FIGURA 5.5. O MODELO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR VERTICAL (<i>VERTICAL HEAT TRANSFER MODEL</i>) PARA ESTIMATIVAS DE METAS DE ÁREA PARA UM SISTEMA COM UMA CORRENTE QUENTE E DUAS FRIAS DENTRO DE UM INTERVALO DE ENTALPIA.	132
FIGURA 5.6. O MODELO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR VERTICAL (<i>VERTICAL HEAT TRANSFER MODEL</i>) PARA ESTIMATIVAS DE METAS DE ÁREA PARA UM SISTEMA COM UMA CORRENTE QUENTE E DUAS FRIAS DENTRO DE UM INTERVALO DE ENTALPIA.	133
FIGURA 5.7. UMA REDE DE TROCADORES DE CALOR ALTERNATIVA A REDE DO TIPO <i>SPAGHETTI</i> APRESENTADA NA FIGURA 5.4.	134
FIGURA 5.8. “BALANCEAMENTO” DAS CURVAS COMPOSTAS.	136
FIGURA 5.9. ALGORITMO VERTICAL E O “ <i>CRISS-CROSSING</i> ”	138

FIGURA 5.10. ILUSTRAÇÃO DO MODELO DE TRANSPORTE PARA AS METAS DE ÁREA DA RTC UTILIZANDO-SE INTERVALOS DE TEMPERATURA ORIGINALMENTE PROPOSTO POR JEZOWSKI ET AL. (2003).	141
FIGURA 5.11. TROCAS DE CALOR DOS TIPOS A E B.	142
FIGURA 5.12. ILUSTRAÇÃO DO PROBLEMA DE ORDEM DAS TROCAS DE CALOR (A) E A IMPOSSIBILIDADE DE TROCAS DE CALOR DE CALOR ATRAVÉS DOS INTERVALOS DE TEMPERATURA (B).	143
FIGURA 5.13. DIVISÃO DE RAMOS PARA MINIMIZAÇÃO DA ÁREA (<i>BRANCH SPLIT</i>).	143
FIGURA 5.14. BALANÇO DE CALOR NO NÓ DAS CORRENTES QUENTES (A) E FRIA (B) REFERENTES SITUAÇÕES SIMILARES AO DA FIGURA 5.13.	144
FIGURA 5.15. FUNCIONAMENTO DO ALGORITMO DE CÁLCULO DE METAS DE ÁREA.	147
FIGURA 5.16. SISTEMA COM QUATRO CORRENTES (GUNDERSEN 2000).	149
FIGURA 5.17. REDE DE TROCADORES DE CALOR COM QUATRO TROCADORES, PRIMEIRA OPÇÃO (ALGORITMO DE METAS ENERGÉTICAS).	150
FIGURA 5.18. REDE DE TROCADORES DE CALOR COM CINCO TROCADORES (ALGORITMO DE METAS ENERGÉTICAS).	150
FIGURA 5.19. REDE DE TROCADORES DE CALOR COM SEIS TROCADORES (ALGORITMO DE METAS ENERGÉTICAS).	151
FIGURA 5.20. REDE DE TROCADORES DE CALOR COM SETE TROCADORES (TECNOLOGIA <i>PINCH</i>).	151
FIGURA 5.21. EXEMPLO DE <i>LAYOUT</i> SIMILAR AO PROCESSO APRESENTADO POR GUNDERSEN (GUNDERSEN 2000).	152
FIGURA 5.22. REDE COM 6 TROCADORES E CONSIDERAÇÕES OPERACIONAIS.	154
FIGURA 5.23. MODIFICAÇÕES MORFOLÓGICAS NA REDE TROCADORES DE CALOR EM FUNÇÃO DA VARIAÇÃO DA VARIAÇÃO DE DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA (ΔT_{MIN}).	157
FIGURA 5.24. PROCEDIMENTO DE <i>SUPERTARGETING</i> PARA DIFERENTES NÚMEROS DE TROCADORES DE CALOR.	157
FIGURA 5.25. PROCEDIMENTO DE <i>SUPERTARGETING</i> PARA DIFERENTES NÚMEROS DE TROCADORES DE CALOR (CURVAS MAIS SIGNIFICATIVAS).	158
FIGURA 5.26. DIAGRAMA PARA DESCRIÇÃO DA METODOLOGIA DE ESTIMATIVA DE METAS PARA A ANÁLISE <i>TOTAL SITE</i>	161
FIGURA 6.1. DIAGRAMA GERAL DA TESE (CONCLUSÕES).	167
FIGURA 8.1. CUSTO TOTAL DA RTC NOS 5 PRIMEIROS ANOS DE INVESTIMENTO.	185

Lista de Tabelas

TABELA 1.1. SOLVERS UTILIZADOS NOS ALGORITMOS DE OTIMIZAÇÃO DA TESE E SUAS CARACTERÍSTICAS.	31
TABELA 2.1. COMO FATORES DE PROJETO E OPERACIONAIS PODEM SER INCORPORADOS A SÍNTESE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR (CHEW ET AL. 2013).	38
TABELA 2.2. DADOS DAS CORRENTES ENUMERADAS CONFORME A FIGURA 2.1 (SHENOY 1995).	40
TABELA 2.3. IMPACTO DA PROIBIÇÃO DE TROCAS NAS METAS ENERGÉTICAS.	42
TABELA 3.1. MODELO DE TRANSBORDO PARA A INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.	63
TABELA 3.2. DADOS DO PROBLEMA (SHENOY 1995).	70
TABELA 3.3. DEFINIÇÃO DE METAS PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO (SHENOY 1995).	71
TABELA 3.4. DEFINIÇÃO DE METAS PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO (SHENOY 1995).	71
TABELA 3.5. DADOS DO PROBLEMA DA PLANTA DE AROMÁTICOS.	73
TABELA 3.6. DEFINIÇÃO DE METAS PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO (LINNHOFF AND AHMAD 1989).	74
TABELA 3.7. DEFINIÇÃO DE METAS PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO (LINNHOFF AND AHMAD 1989).	74
TABELA 4.1. DADOS DAS CORRENTES DOS PROCESSOS QUÍMICOS A E B (BOLDYRYEV ET AL. 2013).	88
TABELA 4.2. METAS DE CONSUMO DE VAPOR CONSIDERANDO A INTEGRAÇÃO DE CALOR ENTRE AS PLANTAS.	93
TABELA 4.3. METAS DE CONSUMO DE VAPOR CONSIDERANDO A INTEGRAÇÃO DE CALOR ENTRE AS PLANTAS.	95
TABELA 4.4. DADOS DO PROBLEMA PROPOSTO POR SHENOY (SHENOY 1995).	101
TABELA 4.5. DADOS DO PROBLEMA PROPOSTO POR GUNDERSEN (GUNDERSEN 2000).	102
TABELA 4.6. DADOS DAS UTILIDADES DO COMPLEXO PARA O ESTUDO DE CASO 1.	102
TABELA 4.7. DEFINIÇÃO DE METAS PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO (GUNDERSEN 2000).	104
TABELA 4.8. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO ESTUDO DE CASO 1 (SHENOY 1995, GUNDERSEN 2000) PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	104
TABELA 4.9. DADOS DO PROCESSO A COM ΔT_{MIN} IGUAL A 20 °C ADAPTADO DO EXEMPLO PROPOSTO POR CANMET ENERGY (2003).	105
TABELA 4.10. DADOS DO PROCESSO A COM ΔT_{MIN} IGUAL A 20 °C ADAPTADO DO EXEMPLO PROPOSTO POR KLEMES (2013).	105
TABELA 4.11. DADOS DAS UTILIDADES DO COMPLEXO PARA O ESTUDO DE CASO 2.	105
TABELA 4.12. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO PROCESSO A PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	107
TABELA 4.13. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO PROCESSO A PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	108
TABELA 4.14. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO ESTUDO DE CASO 2 (COMPLEXO COM PROCESSOS A E B) PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	109

TABELA 4.15. DADOS DO PROCESSO C COM ΔT_{MIN} IGUAL A 20 °C ADAPTADO DO EXEMPLO PROPOSTO POR IVANIS ET AL. (2015).....	109
TABELA 4.16. DADOS DO PROCESSO D COM ΔT_{MIN} IGUAL A 30 °C ADAPTADO DO EXEMPLO PROPOSTO POR KLEMES ET AL. (2013).....	110
TABELA 4.17. DADOS DO PROCESSO E COM ΔT_{MIN} IGUAL A 10 °C ADAPTADO DO EXEMPLO PROPOSTO POR KLEMES ET AL. (2013).....	111
TABELA 4.18. DADOS DAS UTILIDADES DO COMPLEXO PARA O ESTUDO DE CASO 3.....	112
TABELA 4.19. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO PROCESSO C PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	113
TABELA 4.20. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO PROCESSO D PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	113
TABELA 4.21. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO PROCESSO E PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	113
TABELA 4.22. DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS DO ESTUDO DE CASO 3 (COMPLEXO COM PROCESSOS C, D E E) PARA DIFERENTES NÍVEIS DE INTEGRAÇÃO.	113
TABELA 4.23. DEFINIÇÃO DE METAS PARA O COMPLEXO (FALHA NO TROCADOR DE CALOR H1-C1 NO PROCESSO C E CONSEQUENTE <i>BYPASS</i>).	115
TABELA 4.24. DEFINIÇÃO DE METAS PARA O COMPLEXO (FALHA NO PROCESSO E: FECHAMENTO DO SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR DEVIDO A DANOS CAUSADOS POR GOLPES DE ARÍETE).	115
TABELA 4.25. DEFINIÇÃO DE METAS PARA O COMPLEXO (CAPACIDADE OCIOSA DE 20% NA PLANTA C).....	116
TABELA 4.26. DEFINIÇÃO DE METAS PARA O COMPLEXO (PARADA DA PLANTA C).	116
TABELA 4.27. DEFINIÇÃO DE METAS PARA O COMPLEXO (PARADA DA PLANTA D).	117
TABELA 4.28. DEFINIÇÃO DE METAS PARA O COMPLEXO (PARADA DA PLANTA E).	117
TABELA 5.1. ARTIGOS ENVOLVIDOS COM METAS DE ÁREA PARA RTC.	123
TABELA 5.2. TRABALHOS PIONEIROS EM SÍNTESES DE REDES DE TROCADORES POR MEIO DE SUPERESTRUTURAS.....	129
TABELA 5.3. COMPARAÇÃO ENTRE AS METODOLOGIAS DE SÍNTESE DE REDES TROCADORES DE CALOR (ASANTE AND ZHU 1997, SORSAK AND KRAVANJA 2002).....	130
TABELA 5.4. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA PARA (SHENOY 1995).	148
TABELA 5.5. DADOS DO PROBLEMA (GUNDERSEN 2000).	149
TABELA 5.6. TROCAS DE CALOR ESTIPULADAS PELO ALGORITMO DE METAS DE ENERGIA PARA 6 TROCADORES DE CALOR.	153
TABELA 5.7. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA POR GUNDERSEN (GUNDERSEN 2000).	154
TABELA 5.8. DADOS DO PROBLEMA DA PLANTA DE AROMÁTICOS.....	156
TABELA 5.9. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 10°C.	159
TABELA 5.10. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 15°C.	159
TABELA 5.11. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 20°C.	160

TABELA 5.12. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 30°C.	160
TABELA 5.13. DEFINIÇÃO DE METAS DE ÁREA PARA O COMPLEXO (SHENOY 1995, GUNDERSEN 2000).....	162
TABELA 5.14. DADOS PARA AS REDES DE TROCADORES DE CALOR PROPOSTAS PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 20°C PARA A PLANTA C.	163
TABELA 5.15. DADOS PARA AS REDES DE TROCADORES DE CALOR PROPOSTAS PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 30°C PARA A PLANTA C.	163
TABELA 5.16. DADOS PARA AS REDES DE TROCADORES DE CALOR PROPOSTAS PARA UMA DIFERENÇA MÍNIMA DE TEMPERATURA DE 10°C PARA A PLANTA C.	163
TABELA 5.17. DEFINIÇÃO DE METAS DE ENERGIA E ÁREA PARA O COMPLEXO (PLANTAS C, D E E).	164
TABELA 8.1. DADOS PARA A REDE TROCADORES DE CALOR PROPOSTA PARA SHENOY (1995).	184

Lista de abreviaturas e siglas

Conjuntos

<i>i</i>	Corrente quente (cujos elementos pertencem ao grupo I)
<i>j</i>	Corrente fria (cujos elementos pertencem ao grupo J)
<i>k</i>	Intervalos de temperatura (cujos elementos pertencem ao grupo TI)
<i>l</i>	Intervalos de temperatura no diagrama de entalpia
<i>m</i>	Utilidade quente (cujos elementos pertencem ao grupo S)
<i>n</i>	Utilidade fria (cujos elementos pertencem ao grupo W)
<i>g</i>	Utilidades em geração no complexo (Análise <i>Total Site</i>)
<i>c</i>	Utilidades consumidas no complexo (Análise <i>Total Site</i>)
<i>in</i>	Vapor que entra no complexo (Análise <i>Total Site</i>)
<i>out</i>	Vapor que sai do complexo (Análise <i>Total Site</i>)
<i>p</i>	Processos

Subscrito

hen	Rede de trocadores de calor
min	Mínimo
max	Máximo
<i>ML</i>	Média logarítmica

Letras gregas

Δ	Varição
Σ	Somatório

Variáveis

<i>A</i>	Área de troca térmica, m ²
<i>c_p</i>	Calor específico da corrente, kW kg ⁻¹ °C ⁻¹
ΔT_{\min}	Diferença mínima de temperatura, °C
ΔT_{ij}	Diferença de temperatura entre <i>i</i> e <i>j</i> , °C
<i>H</i>	Entalpia, kW
<i>h</i>	Coefficiente de transmissão de calor (ou de película), kW m ⁻² °C ⁻¹
<i>U</i>	Coefficiente global de transmissão de calor, kW m ⁻² °C ⁻¹

T	Temperatura, °C
\dot{m}	Vazão mássica da corrente, kg s ⁻¹
MR	Margem de recuperação de calor da rede
N_{hen}	Número de trocadores de calor desejado
N_{min}	Número mínimo de trocadores de calor
N_{mer}	Número de trocadores para recuperação máxima de energia (ou calor)
q_{ij}	Carga térmica trocada entre i e j , kW
q_{mj}	Carga térmica trocada entre m e j , kW
q_{in}	Carga térmica trocada entre i e n , kW
q_m^S	Consumo (meta) de utilidade quente, kW
q_n^W	Consumo (meta) de utilidade fria, kW
R_i	Resíduo da corrente quente na cascata de calor, kW
R_m	Resíduo da utilidade quente na cascata de calor, kW
T	Temperatura, °C
U_{ij}	Carga térmica mínima requerida trocada entre i e j , kW
U_{mj}	Carga térmica mínima requerida trocada entre m e j , kW
U_{in}	Carga térmica mínima requerida trocada entre i e n , kW
y_{ij}	Variável binária (conexão entre i e j)
y_{mj}	Variável binária (conexão entre m e j)
y_{in}	Variável binária (conexão entre i e n)

Abreviações

EI	Intervalos de entalpia
HPS	Vapor de alta pressão
LP	Linear programming
LPS	Low pressure steam
MILP	Mixed integer linear programming
MPS	Medium pressure steam
RTC	Rede de trocadores de calor
TI	Intervalos de temperatura
$VHPS$	Vapor de pressão muito alta

Sumário

1	INTRODUÇÃO.....	21
1.1	Uma breve apresentação	22
1.2	Motivação	26
1.3	Estrutura da tese.....	29
1.4	Elementos de cada capítulo e objetivos	30
2	TECNOLOGIA PINCH. PARTE 1 - INTRODUÇÃO	32
2.1	Uma visão histórica sobre integração energética.....	33
2.1.1	Práticas de engenharia.....	34
2.1.2	Desvantagens	36
2.1.3	O papel da programação matemática na integração energética.....	39
2.2	Geração e distribuição de calor em um processo industrial (“interprocessos”).....	43
2.2.1	Sistemas de distribuição de vapor e de água de resfriamento.....	44
2.2.2	Diferenças na integração "intraprocesso" e "interprocessos" no contexto do complexo	47
2.2.3	A relação entre os sistemas de utilidades e o problema de minimização de consumo de utilidades.	53
3	TECNOLOGIA PINCH. PARTE 2 – DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICA VIA PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA.....	58
3.1	Diagrama geral da tese.....	59
3.2	Introdução	60
3.3	Programação matemática via modelo de transbordo (<i>Transshipment Model</i>).....	61
3.4	Definição de metas para um número fixo de trocadores de calor via programação matemática (<i>unit targeting</i>)	66
3.5	Estudos de caso	70
3.5.1	Sistema de reação e separação com quatro correntes (SHENOY, 1995)	70
3.5.2	A “planta simplificada de aromáticos”	72
3.6	Conclusões parciais sobre a estimativa de metas de energia para processos.....	74
4	TOTAL SITE TARGETING: DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICAS PARA COMPLEXOS INDUSTRIAIS.....	76

4.1	Diagrama geral da tese.....	77
4.2	Estado da arte para análise Total Site (<i>Total Site Targeting</i>).....	78
4.3	Fundamentos da Análise Total Site (<i>Total Site Targeting</i>).....	82
4.4	Etapa de obtenção dos dados para a Análise <i>Total Site</i>	82
4.5	Procedimento para implementação da Análise <i>Total Site</i>	86
4.5.1	Construção dos perfis térmicos do complexo.....	86
4.5.2	Aplicação da Análise <i>Total Site</i> a dois processos.....	88
4.5.3	Alocação de utilidades.....	93
4.6	Desafios enfrentados pela Análise <i>Total Site</i>	95
4.7	Programação matemática aliada a Análise <i>Total Site</i>	98
4.7.1	Apresentação do modelo.....	98
4.7.2	Estudos de caso.....	100
4.8	Conclusões parciais sobre a estimativa de metas de energia para complexos.....	117
5	<i>AREA TARGETING. ESTADO DA ARTE E ASSERÇÃO DE UMA NOVA ABORDAGEM</i>	119
5.1	Diagrama geral da tese.....	120
5.2	Definição de metas de área para redes de trocadores de calor.....	121
5.2.1	Abordagens baseadas no uso de diferença de temperatura (ΔT_{\min}).....	121
5.3	Síntese automática de redes de trocadores de calor.....	126
5.3.1	Superestruturas.....	126
5.3.2	A abordagem híbrida.....	129
5.3.3	Comparação entre as abordagens de síntese de redes de trocadores de calor.....	129
5.4	Definição de metas de área para redes de trocadores de calor baseados em intervalos de entalpia.....	131
5.4.1	A derivação da fórmula Uniforme de Bath (<i>Uniform Bath Formula</i>).....	131
5.4.2	Algoritmo vertical.....	135
5.5	Modelos baseados em intervalos de temperatura.....	139

5.5.1	Modelo não-linear para estimativas de metas de energia e área para RTC proposto por Jezowski, Shethna e Castillo (2003)	140
5.5.2	Modelo não-linear proposto para estimativa sequencial de metas de área para RTC	142
5.5.3	Modelo do método de estimativa de meta de área para a RTC	146
5.6	Estudos de caso	148
5.7	Extensão do modelo de estimativa de metas para a Análise <i>Total Site</i>	160
5.8	Conclusões parciais sobre a estimativa de metas de área	164
6	CONSIDERAÇÕES FINAIS	166
6.1	Diagrama geral da tese.....	167
6.2	Conclusões sobre as abordagens propostas	167
6.3	Desafios não enfrentados	169
7	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	170
8	APÊNDICE	182
8.1	Cálculo do fator de anualização	183

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

1.1 Uma breve apresentação

As plantas químicas, em sua quase totalidade, necessitam de aquecimento ou resfriamento para poderem converter matérias-primas nos produtos desejados. Conseqüentemente, o custo operacional relacionado a aquecimento e resfriamento é significativo e deve ser reduzido a um valor viável, neste contexto nascem as metodologias de eficiência energética, e em destaque no contexto desta tese, as metodologias de integração energética.

Em termos coloquiais, integração energética é a utilização de trocadores de calor, equipamentos que permitem trocas de calor entre correntes de processo, para a diminuição do consumo de utilidades quentes (que fornecem energia ao processo) ou utilidades frias (que retiram calor do processo) de forma a reduzir os custos operacionais na operação da planta. Imagine uma troca de calor entre duas correntes de processo, em que uma corrente mais quente transfere calor a uma corrente mais fria. Se esta troca de calor tem um valor de 2000 kW, por exemplo, a corrente quente será resfriada em 2000 kW, ao mesmo tempo em que a corrente fria será aquecida em 2000 kW, gerando-se uma economia total de utilidades de 4000 kW.

Desde o início da indústria de transformação, no século XVIII, foram propostas metodologias para redução dos consumos de utilidades dos processos. Muitas metodologias são funcionais e aplicadas até o presente. Todavia, apenas a partir da década de 70 do século passado houve uma sistematização dessas ferramentas, já que com o aumento abrupto do preço do barril de petróleo, houve a necessidade de adaptar-se e melhorar-se ferramentas pré-existentes ou desenvolver-se novos métodos para reduzir-se o consumo de combustível. Para tal objetivo, dentro do contexto de integração energética, foram levantados alguns pontos:

- Seria possível gerar-se energia elétrica para um parque industrial composto por um conjunto de plantas químicas (*site*) de forma mais efetiva?

Neste âmbito foram melhoradas as abordagens para otimização de sistemas de geração e cogeração (Análise exergética, por exemplo). E nos casos em que era possível reaproveitar matéria prima como combustível, eram empregadas caldeiras de recuperação como no processo *Kraft* de polpação de celulose ou queima de bagaço de cana na indústria sucroenergética.

- Seria possível definir um limite termodinâmico para a economia de utilidades?

Um dos grandes problemas na redução de consumo de utilidades em um processo era definir se uma rede de trocadores de calor havia atingido uma economia satisfatória de energia. Nas décadas de 70 e 80 com o aumento vertiginoso do preço dos combustíveis, devido às crises do petróleo, as tecnologias de recuperação de calor e energia tornaram-se mais populares (Linnhoff 1982). Uma série de metodologias heurísticas desenvolvidas durante a década de 70 foram reunidas e sistematizadas em quatro trabalhos muito importantes:

Os dois primeiros desenvolvidos por Hohmann, 1971 e Linnhoff e Hindmarsh, 1978 (*Pinch Targeting*) apresentaram metodologias de estimativas de metas de utilidades para processos químicos. A meta é o limite termodinâmico imposto para um processo a partir da escolha de uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}), esta condição pode ser chamada de condição de consumo mínimo de utilidades ou recuperação máxima de energia (*MER*, *maximum energy recovery*).

Quanto maior esta diferença maior o consumo de utilidades, em compensação, a área de troca térmica da rede de trocadores de calor será menor levando a menores custos de capital. Entretanto, havia um problema, como montar a rede de trocadores para que tais condições fossem atingidas.

Em dois trabalhos posteriores, Linnhoff, Mason e Wardle, 1979; e Linnhoff e Hindmarsh, 1983 apresentaram a aplicação da regra de Euler a síntese de RTC e o *Pinch design Method*, métodos pelos quais era possível definir o número mínimo de trocadores de calor necessário para atingir-se o consumo mínimo de utilidades (N_{MER}) e montar-se a rede de trocadores de calor (RTC) para atingir-se as metas energéticas de consumo mínimo de utilidades com relativa facilidade.

A síntese de redes de trocadores de calor através da Metodologia *Pinch* consiste em dois estágios subdivididos em um total de cinco procedimentos. O primeiro é a estimativa de metas (ou *Pinch targeting* subdividido em *Energy targeting*, *Unit targeting*, *Area targeting* e *Supertargeting*) e o segundo a síntese de redes de trocadores pelo *Pinch Design Method*.

- *Energy targeting* ou estimativas de metas de energia (\dot{q}_{HU} e \dot{q}_{CU}): O primeiro passo é a estimativa de metas de energia através do *Algoritmo Tabular* (Hohmann 1971, Linnhoff and Hindmarsh 1978) e partir dos balanços de energia em cada intervalo valores, e dos dados das correntes, são construídas as *Curvas Compostas* (*Composite Curves*) que fornecerão um perfil térmico do processo (Hohmann 1971).

- *Unit targeting* ou estimativa do número mínimo de trocadores de calor para a condição de consumo mínimo de utilidades (N_{MER}): consiste na aplicação da regra de Euler para a estimativa do número mínimo de trocadores de calor necessário para atingir a condição de consumo mínimo de utilidades (Linnhoff et al. 1979).

- *Area targeting* ou estimativa da área mínima da rede de trocadores de calor (A_{HEN}): esta estimativa é feita utilizando-se o *Algoritmo Vertical* proposto por Ahmad, 1986.

- *Supertargeting* é a etapa final e consiste em uma análise de custos e benefícios (*trade-off*) comparando-se os custos fixo (da rede) e operacional (das utilidades) anualizados. E seleciona-se uma faixa de valores considerada ótima para a diferença mínima de temperatura (ΔT_{min}). E a partir da escolha de um valor, será iniciada a síntese da RTC utilizando-se o *Pinch Design Method*. Esta série de cinco procedimentos compreendidos dentro do *Pinch Targeting Procedure* é representado na Figura 1.1.

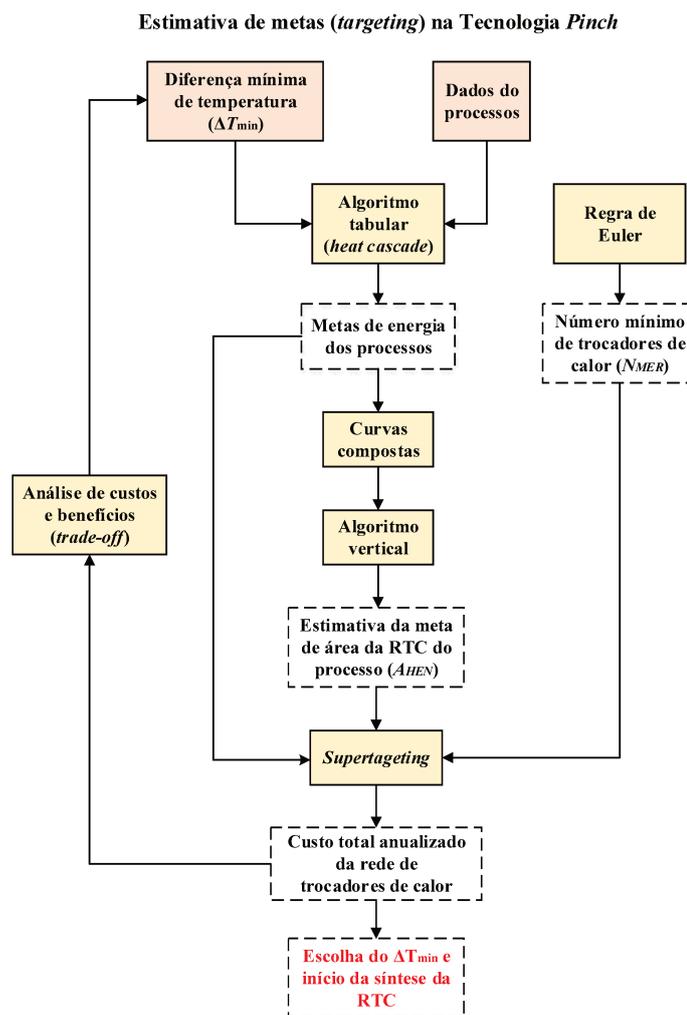
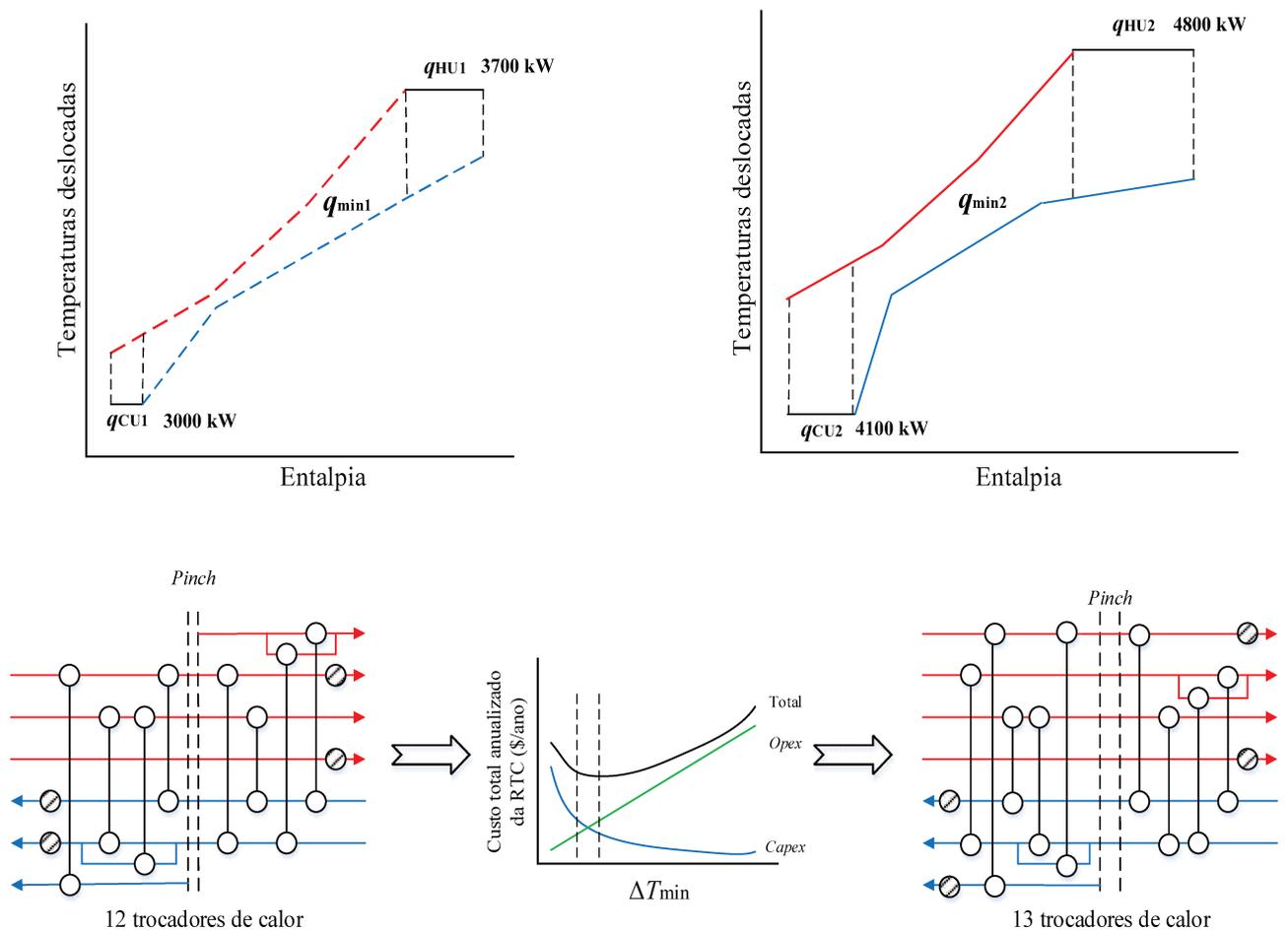


Figura 1.1. Representação do procedimento de estimativa de metas utilizando-se a Tecnologia *Pinch*.

Serão feitos alguns questionamentos sobre esta abordagem, e um exemplo é a forma mais acessível para tal. Será considerado um processo hipotético com 7 correntes de processo; 4 destas correntes são quentes, ou seja, necessitam ser resfriadas e são representadas em vermelho e 3 frias, necessitam ser aquecidas, representadas em azul.

As metas de utilidades quente e fria sem nenhuma integração são 15700 kW e 15000 kW. A Tecnologia *Pinch* fornece metas de 3700 e 3000 kW para um ΔT_{\min} de 10 °C e de 4800 e 4100 kW para um ΔT_{\min} de 20 °C. Utilizando-se a regra de Euler para as redes de trocadores de calor abaixo e acima do *pinch* (dois subsistemas) foram estimados para os dois casos a utilização de 12 e 13 trocadores de calor para os ΔT_{\min} de 10 e 20 °C.

As Curvas Compostas e a rede de trocadores de calor (RTC) ilustrativa são apresentados na Figura 1.2.



Influência das variações na diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) através do *supertargeting* e mudanças sutis na topologia das RTCs.

Figura 1.2. Análise de custos e benefícios (*trade-off*) no *supertargeting*.

A Figura 1.2 ilustra duas redes de trocadores de calor, uma com 12 trocadores e outra com 13 trocadores de calor, obtidas pelo *Pinch Design Method* utilizando-se as diferenças mínimas de temperatura de 10 e 20 °C, respectivamente. E a análise usualmente feita, o *Supertargeting*, ilustra graficamente a faixa de ΔT_{\min} que leva ao menor custo global.

Do ponto de vista de um projetista, uma abordagem exclusivamente termoeconômica não é oportuna. Porque na síntese de redes de trocadores de calor, apesar de ser feita em uma fase preliminar de projeto, é necessário incorporar características do processo como *layout*, controlabilidade, procedimentos de parada e partida, trocas de calor inoportunas, entre outros. Portanto, topologia é um ponto muito importante na síntese de redes de trocadores de calor, e segundo a Metodologia *Pinch*, só é possível modificá-la (de uma forma muito sutil) variando-se a diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}).

No exemplo apresentado na Figura 1.2, ao variar-se o ΔT_{\min} de 10 a 20 °C, houve apenas a introdução de um trocador adicional e a redução da área da rede de trocadores de calor em 13%. Uma mudança pouco significativa que leva a seguinte questão: como posso permitir ao projetista que ele tenha um maior controle sobre a topologia da planta? E se ele deseja arbitrar o número de trocadores de calor ao invés de utilizar o número definido pela metodologia para recuperação máxima de calor (N_{MER})? Em outros termos, ao “aceitar atingir” as metas apresentadas pela Tecnologia *Pinch* é necessário utilizar o número mínimo de trocadores de calor (N_{MER}) proposto pela metodologia, que muitas vezes, leva a topologias complexas de plantas.

Na próxima seção será apresentada a principal motivação para a realização deste trabalho, uma tentativa de flexibilizar a Tecnologia *Pinch* e replicar o questionamento realizado no parágrafo anterior sobre as complicações topológicas (uso elevado número de trocadores de calor) eventuais do *Pinch Design Method*.

1.2 Motivação

Como uma tentativa de simplificar as topologias de redes de trocadores de calor, foi proposta uma nova abordagem para a estimativa de metas de energia e de área para redes de trocadores de calor (RTC) aos níveis de planta e complexo (*site*, sistema composto por um conjunto de processos). E a maneira escolhida para simplificar-se a topologia das RTC foi a fixação do número de trocadores de calor desejado (N_{HEN}).

A proposta desta tese é elaborar uma nova abordagem para as estimativas de metas de energia e de área para RTC arbitrando-se um número de trocadores de calor desejado (N_{HEN}). Para atingir-se tal objetivo foi proposta uma série de três metodologias.

Primeira metodologia - Estimativa de metas de energia via programação matemática: teve-se como ponto de partida o modelo de transbordo (*transshipment model*) envolvendo-se programação mista inteira e linear (*MILP, Mixed Integer Linear Programming*) proposto por Cerda *et al.*, 1983 com a adição de uma restrição adicional envolvendo o número de trocadores de calor desejado. São geradas metas de energia para diferentes números de trocadores de calor arbitrados, que levaram a diferentes valores de metas e topologias a serem construídas para serem atingir estas metas. Uma representação da abordagem é apresentada na Figura 1.3.

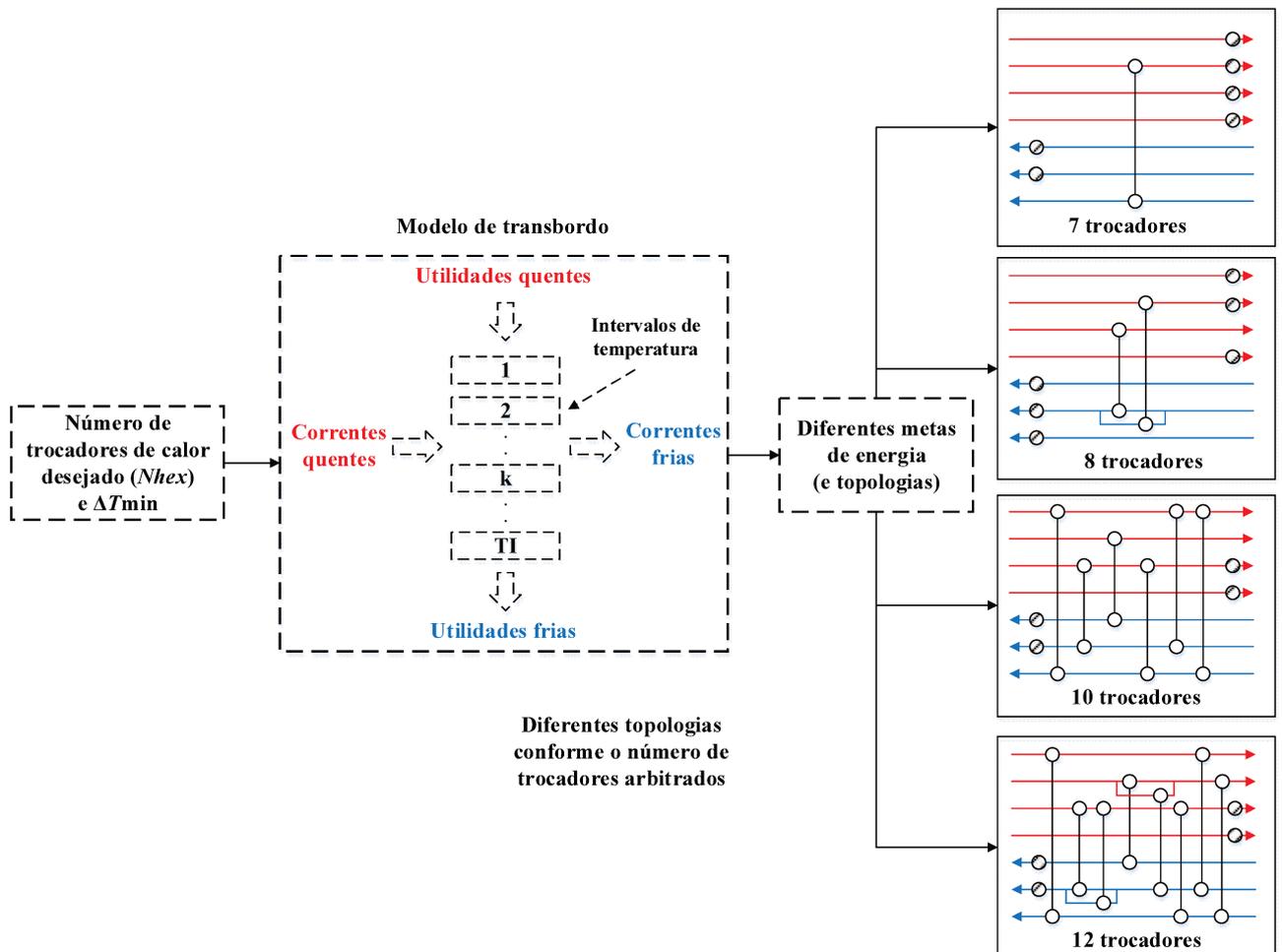


Figura 1.3. Nova abordagem para o modelo de transbordo (*MILP*) proposta nesta tese.

Segunda metodologia - Estimativa de metas de energia via programação matemática aliada a Análise Total Site: O modelo de transbordo proposto anteriormente pode ser estendido para todo o complexo através de trocas de calor indiretas, feitas através das linhas do sistema de distribuição de vapor (*headers*), onde excedentes de calor podem ser compartilhados com outros processos minimizando-se os consumos de utilidades do complexo, em outros termos, uma corrente quente, a uma temperatura alta, pode ser utilizada para gerar-se vapor e aquecer-se um outro processo. A Figura 1.4 ilustra o modelo de otimização simultânea onde a energia é compartilhada entre todos os processos pelas linhas de vapor (*headers*) levando a uma redução global no consumo de utilidades do complexo.

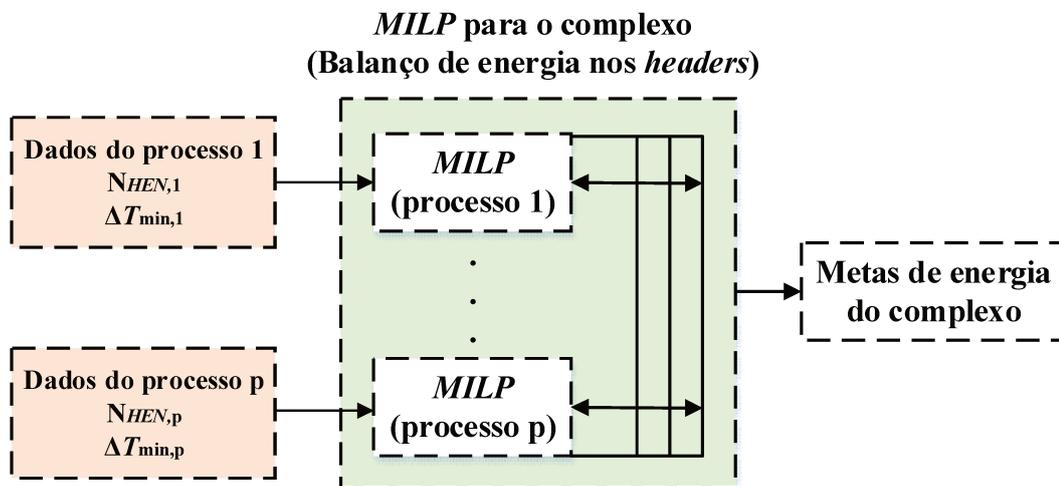


Figura 1.4. Representação do modelo de transbordo para a Análise *Total Site*.

Terceira metodologia – Estimativa de metas de área via programação não-linear (NLP, Nonlinear programming): a referência utilizada foi o modelo de estimativas de metas de área, em intervalos de temperatura, proposto por Jezowski, Shethna e Castillo, 2003 utilizando-se os dados do modelo de transbordo (metas, temperaturas dos intervalos e trocas térmicas entre as correntes) para minimização da área total da rede.

Estas três metodologias estão relacionadas por uma semântica simples: estimar as metas de energia para cada um dos processos, depois do complexo (ao considerar as trocas de energia via *headers*) e por fim calcular metas de área para ambos os casos. A Figura 1.5 ilustra uma representação geral da proposta da tese a ser utilizada no início dos capítulos 3, 4 e 5 como uma ferramenta para ilustrar o progresso da tese.

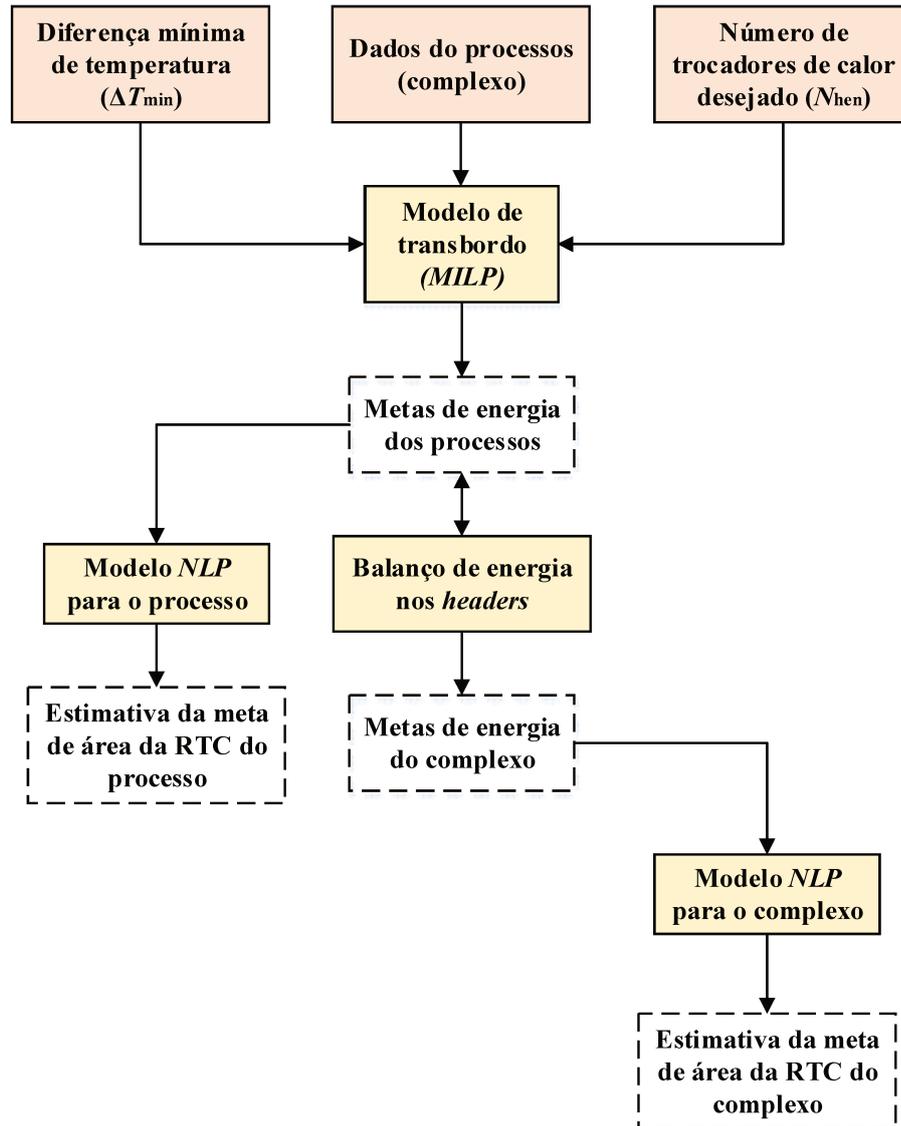


Figura 1.5. Representação da proposta geral da tese.

No próximo item será apresentada a estrutura da tese, expondo quais serão os conteúdos apresentados em cada capítulo.

1.3 Estrutura da tese

Esta tese é estruturada em sete capítulos, o presente capítulo visa apresentar a motivação que levou a criação da tese e sua organização, os demais estão abaixo.

No *Capítulo 2*, é apresentada uma revisão de alguns conceitos de integração energética e da Tecnologia *Pinch*. Não obstante, é evidenciado o papel da programação matemática neste contexto.

Os três capítulos seguintes (3, 4 e 5) são estruturados da seguinte forma. Primeiro é feita uma breve revisão bibliográfica, em seguida são apresentadas as metodologias propostas na tese, sucedida por estudos de caso. Por fim, conclusões parciais sobre aquele capítulo.

O Capítulo 3 apresenta o modelo de transbordo (*MILP*) para estimativas de metas de energia para o processo.

O Capítulo 4 apresenta o modelo de transbordo (*MILP*) para estimativa de metas de energia para o complexo.

O Capítulo 5 apresenta o modelo de programação não linear (*NLP*) para estimativa de metas para ambos os casos anteriores.

No Capítulo 6 são apresentadas as conclusões gerais da tese e sugestões para trabalhos futuros baseados em tópicos não finalizados nesta tese.

No Capítulo 7 é apresentada a abordagem para cálculo dos custos anualizados das redes de trocadores de calor utilizadas para realizar as estimativas de custos.

Por fim, no Capítulo 8, são listadas as referências bibliográficas.

1.4 Elementos de cada capítulo e objetivos

De uma forma um pouco mais particularizada foram abordados os seguintes pontos em cada capítulo da tese.

No Capítulo 3 foram feitas estimativas de metas de energia (utilidades) para dois processos extremamente conhecidos da literatura propostos por Shenoy, 1995 (planta com quatro correntes) e Linnhoff e Ahmad, 1989 (a planta de aromáticos simplificada).

No Capítulo 4 foram feitas estimativas de metas de energia (utilidades) para dois complexos. O primeiro consiste na combinação dos processos propostos por Shenoy, 1995 e Gundersen, 2000 e o segundo complexo é composto por três processos simplificados e adaptados para esta tese retirados dos trabalhos de Ivanis *et al.*, 2015 (Planta de Ácido Nítrico

ou Planta C) e as outras duas plantas, D e E, foram retiradas do Capítulo 6 escrito por Simon Perry do *Handbook of Process Integration* (Klimes 2013). Além da estimativa de metas, foram feitas estimativas para outros cenários, além da condição estacionária, como paradas de algumas plantas.

No Capítulo 5 foram estimadas as metas de área para todos os sistemas anteriores, tanto para as plantas quanto para os complexos. Não obstante, foi feita uma análise de custos e benefícios (*trade off*) para as metas de energia e área para o processo da planta de aromáticos simplificada proposta por Linnhoff e Ahmad, 1989.

Para a resolução de todos estes problemas numéricos foi utilizado o software *GAMS*^(C) (*General Algebraic Modeling System*) um sistema de modelagem de alto nível para otimização matemática. Para os algoritmos envolvendo Programação Mista Inteira Linear (*MILP, Mixed Integer Linear Programming*) e Programação Não Linear (*NLP, Nonlinear Programming*) foram utilizados os pacotes de resolução (*solvers*) descritos na Tabela 1.1.

Esta tese tem como seu principal objetivo apresentar a nova abordagem proposta e evidenciar a utilização de seus três métodos em uma série de exemplos.

Tabela 1.1. Solvers utilizados nos algoritmos de otimização da tese e suas características.

<i>Solver</i>	Descrição	Aplicações na tese	Tempo de processamento
<i>BARON</i>	Solver <i>MIP</i> de larga escala	Problemas do tipo MILP dos capítulos 3 e 4	10 a 20 segundos
<i>CONOPT</i>	Solver <i>NLP</i> de larga escala	Problemas do tipo NLP do capítulo 5	45 a 60 segundos

CAPITULO II

TECNOLOGIA PINCH. PARTE 1 - INTRODUÇÃO

2.1 Uma visão histórica sobre integração energética

Métodos para recuperação de calor e energia sempre foram práticas usuais desde os primórdios da indústria química. Manuais sobre práticas de integração energética podem ser encontrados no meio profissional, entretanto, estes métodos são específicos e inerentes a determinados setores, e até o final da década de 70, uma abordagem geral e sistemática era necessária, tendo-se em vista a necessidade de referências para metas de energia, área e números de trocadores de calor (Linnhoff and Hindmarsh 1978).

O aumento repentino no custo dos combustíveis nas décadas de 70 e 80 motivou o desenvolvimento de novas metodologias. Então, Linnhoff e Hindmarsh, 1978, estabeleceram uma nova abordagem termodinâmica chamada de Tecnologia *Pinch* com o objetivo de obter metas de energia e área e estimativas de custos de maneira rápida e eficiente para a síntese de redes de trocadores de calor. A metodologia propriamente dita, para a síntese destas redes, foi proposta em uma série de quatro trabalhos do mesmo grupo (Linnhoff and Hindmarsh 1978, 1983, Linnhoff et al. 1982, Linnhoff 1993).

Desde então, diversos autores introduziram modificações ou ampliaram a aplicação desta metodologia (Linnhoff 1993). As mais significativas são:

Análise pinch: Desenvolvida na década de 80 por *Linnhoff* e colaboradores, engloba não somente a síntese da rede de trocadores de calor, bem como, colunas de destilação, bombas de calor, turbinas, fornos, *flares*, secadores, entre outros. Objetiva um projeto integrado de sistemas de recuperação de calor e potência em processos químicos (Linnhoff 1982, Klemes and Kravanja 2013).

Análise total site: é uma extensão da Tecnologia *Pinch* para todo o complexo industrial. O primeiro passo engloba, as integrações energéticas individuais, via *Análise Pinch* das plantas, e então, são gerados perfis térmicos do complexo utilizados para analisar o potencial de integração energética entre as plantas ou de cogeração (Linnhoff and Polley 1988a, 1988b, Dhole and Linnhoff 1993).

Programação matemática e inteligência artificial: algoritmos de otimização são aplicados ao problema de síntese de redes de trocadores desde a década de 60. É amplamente utilizada por diversos pesquisadores, em destaque as equipes de *Grossmann* (Grossmann and Sargent 1978, Floudas et al. 1986, Yee and Grossmann 1990, Yee et al. 1990a, 1990b), Floudas (Floudas et al. 1986, Floudas and Ciric 1989, Floudas 1995) e demais colaboradores.

Em seus trabalhos propuseram modelos de programação matemática linear (*PL - Linear programming*), não linear (*PNL - Nonlinear Programming*), mista inteira linear (*MILP - Mixed Integer Linear Programming*) e mista inteira não linear (*MINLP - Mixed Integer Nonlinear Programming*) (Yaïci and Entchev 2014).

Diversas restrições foram impostas a síntese de redes de trocadores de calor visando agregar generalidade aos algoritmos. Modelos de *superestruturas*, estruturas numéricas que apresentam todas as possibilidades possíveis para a montagem da rede de trocadores de calor, são amplamente difundidos na literatura, por analisarem todas as possibilidades possíveis para a síntese da rede de trocadores de calor. Porém, afetam a capacidade de tomada de decisão do projetista, o que dificulta a sua aceitação na indústria. Algoritmos genéticos e inteligência artificial apresentam imposições análogas (Floudas 1995).

Mass exchangers networks: Síntese de redes de transferência de massa foi uma abordagem análoga a Análise *Pinch* desenvolvida na década de 90 por El-Halwagi e Manousiouthakis, 1989 para minimização do consumo de água em plantas químicas. Essa mesma metodologia foi empregada posteriormente para a minimização de consumo de hidrogênio, especialmente em refinarias (Bealing and Hutton 2002).

A síntese de sistemas visando a minimização da perda de energia de pressão, é chamada de *work exchangers networks*, ou redes de “trabalho” (Razib et al. 2012).

Mais recentemente, alguns trabalhos englobam a resolução simultânea de metas de energia e pressão, *hypertargetting*. Não obstante, alguns trabalhos consideram três metas simultâneas: minimização de energia, de água e de perda de carga nas linhas. Portanto o problema de otimização adquire uma caráter multiobjetivo e combinatório acarretando grande demanda numérica (Bealing and Hutton 2002, Razib et al. 2012).

Na próxima seção serão apresentadas as principais vantagens ao empregar-se a Tecnologia *Pinch* em relação a outras metodologias de síntese de redes trocadores de calor.

2.1.1 Práticas de engenharia

A principal vantagem da Tecnologia *Pinch* é a obtenção rápida de metas para uma dada diferença mínima de temperatura conforme os seguintes métodos (Linnhoff and

Hindmarsh 1978, 1983, Linnhoff et al. 1982, Linnhoff 1993):

1a) Algoritmo tabular (“problem table method”) - Metas de consumo de utilidades quentes e frias: por meio do balanço de energia ao longo da cascata de calor (“*heat cascade*”) é possível obter metas (“*targets*”) puramente termodinâmica, mas tangíveis, se a rede de trocadores de calor for adequadamente projetada.

1b) Curvas Compostas (Composite Curves) e a grande curva composta (Grand composite curve): São curvas cujas ordenadas são as temperaturas deslocadas e as abscissas o somatório das entalpias das diferentes correntes, ao longo da cascata de calor, gerada pelo algoritmo tabular.

1c) Teorema das redes gerais de Euler (Euler’s General Network Theorem): Fornece o número de trocadores de calor e elimina possíveis laços (*loops*), ou seja, sistemas dependentes que possuem um trocador de calor excedente após a síntese da rede de trocadores de calor.

1d) Algoritmo vertical (vertical area targeting): A área mínima da rede de trocadores de calor pode ser obtida dividindo-se as curvas compostas em segmentos, baseando-se na carga térmica, calculando-se o valor de área para cada segmento, e ao somar-se todos estes valores é obtida a estimativa para a área mínima da rede de trocadores de calor.

A metodologia é ilustrada de forma minuciosa em diversos trabalhos da literatura (Shenoy 1995, Kemp 2007, Klemes 2013, Smith 2016).

A cascata de calor permite definir “o gargalo” energético de um processo químico. E a partir deste ponto crítico define-se as metas de energia (termodinâmica) segundo uma diferença mínima de temperatura. Metas viáveis a primeira instância, e pelas quais pode ser gerada uma tomada de decisão para a continuidade de um anteprojeto (Smith 2016).

Um elemento crucial é a visibilidade fornecida pela análise. Como por exemplo, a alocação de utilidades. Ao construir-se a grande curva composta, ou através da cascata de calor, é possível definir as metas para múltiplas utilidades, usualmente; vapores de alta, média, baixa pressões, e água de resfriamento. E a partir destes dados, pode-se utilizar o algoritmo vertical para gerar as estimativas de área mínima considerando-se o uso destas utilidades. Consequentemente, é possível observar o impacto do uso de diferentes utilidades sobre a estimativa do custo total da rede de trocadores de calor (Smith 2016).

Outros métodos de síntese de redes de trocadores de calor, principalmente algoritmos automáticos, apresentam soluções que não podem se adequar às necessidades do projetista. Uma solução numérica considerada “ótima” muitas vezes não é viável do ponto de vista da engenharia; elementos como perda de carga, *layout*, controlabilidade, reaproveitamento de equipamentos de outras unidades e trocas de calor desejadas não são introduzidas com facilidade neste tipo de algoritmo, gerando resiliência por parte da indústria (Dhole and Linnhoff 1993).

A Metodologia *Pinch* fornece um método sistemático e simples para obter-se metas e suas respectivas redes de trocadores de calor. Entretanto, há diversas simplificações e aproximações que acarretam erros (calores específicos e coeficientes de transmissão de calor constantes, por exemplo) além de muitos fatores de projeto e operacionais não poderem ser englobados no método, como será descrito no próximo item (Linnhoff 1993).

2.1.2 Desvantagens

A primeira barreira para a integração energética é a obtenção dos dados das correntes de processo (*data extraction*). Estes dados não são obtidos com facilidade, as vazões e propriedades de filme associadas oscilam constantemente em função de perturbações inerentes ao processo. Não obstante, uma planta química opera com diferentes capacidades de produção de acordo com a demanda (Yeap et al. 2004, Chew et al. 2013).

Para um projeto conceitual, estes dados podem ser facilmente obtidos por meio do uso de um simulador de processos. Entretanto, ao realizar-se uma atualização (*retrofit*) de uma planta de processo, recomenda-se estimar os dados por engenharia reversa (*back-calculate*) para os trocadores já existentes, ou novamente por simulação, realizar a modelagem mais rigorosa possível a fim de aproximar-se dos dados reais de processo.

Uma aproximação grosseira é considerar-se o calor específico constante para uma corrente. É possível usar aproximações, como por exemplo, a segmentação da curva de entalpia, nos diagramas temperatura e entalpia (T vs H), ou seja, a curva é decomposta em uma série de retas.

Polley, Shahi e Jegede, 1990 incluíram no procedimento de estabelecimento de metas (*targeting*) a queda de pressão (ΔP), a partir de uma correlação, Equação 2.1, que estabelece

uma relação entre a queda de pressão, a área de transferência de calor e o coeficiente de película (h):

$$\Delta P = b A h^c \quad (2.1)$$

em que b e c são constantes empíricas.

Ao invés de especificar os coeficientes de transferência de calor para as correntes (h), a queda de pressão admissível (ΔP) foi especificada para cada corrente. Os coeficientes de transferência de calor para as correntes são calculados iterativamente para minimizar a área total. Portanto, o procedimento de metas é modificado para considerar quedas de pressão constantes ao invés de coeficientes de película constantes, gerando um procedimento chamado de *hypertargeting* (Polley et al. 1990).

Ao alterar-se a pressão são modificados os valores de algumas propriedades termodinâmicas dentre elas o calor específico. Todavia, as correlações de perda de carga utilizadas neste trabalho são imprecisas, e correlações mais precisas são complexas, o que dificulta a implementação deste método.

As metas de área, obtidas pelo *algoritmo vertical*, são menos precisas e mais complexas do que as metas de energia. Consequentemente, a estimativa obtida é primordialmente conceitual, fornecendo a área aproximada para diferentes escolhas de correntes. O valor verossímil da área da rede de trocadores de calor é obtida após a síntese da mesma, considerando-se elementos como a topologia da planta, perda de carga admissível e controlabilidade (Shenoy 1995).

As redes de trocadores de calor obtidas, apesar de eliminar-se trocadores em excesso, muitas vezes são demasiadamente corpulentas. A manutenção de uma rede tão complexa muitas vezes é inviável. Portanto, diversos fatores operacionais podem incapacitar a obtenção das metas previstas. Naturalmente, o método considera somente a diferença mínima de temperatura e os balanços de energia. A Tabela 2.1 apresenta alguns destes fatores (Chew et al. 2013).

Tabela 2.1. Como fatores de projeto e operacionais podem ser incorporados a síntese de redes de trocadores de calor (Chew et al. 2013).

Fatores de projeto	Consequências no projeto
<i>Layout</i>	Custos com tubulações, acessórios e bombeamento. Limitações no dimensionamento dos trocadores, e muitas vezes, proibições de troca entre correntes.
<i>Risco de contaminação</i>	Normalmente identificado no <i>HAZOP</i> , pode implicar em proibição de trocas entre correntes.
<i>Pressão</i>	Trocadores de calor do tipo casco e tubos, em relação ao lado do casco, apresentam risco de rompimento em pressões superiores a 15 bar.
<i>Capacidade calorífica e coeficiente de transferência de calor</i>	Na Tecnologia <i>Pinch</i> , as propriedades de filme são consideradas constantes em uma dada corrente. Este fato acarreta erros consideráveis em correntes com gases.
Fatores operacionais	Comportamento esperado pela rede de trocadores
<i>Diferentes cenários de operação</i>	A rede deve ser flexível o suficiente para permitir que o sistema opere em diferentes cenários, e sempre deve basear-se no pior cenário possível
<i>Partidas (startups) e paradas (shutdowns)</i>	Paralelamente a um trocador de calor, deve existir um aquecedor e um resfriador operando em uma malha de controle diferente. O custo desses equipamentos deve ser considerado no custo global da rede.
<i>Deposição de incrustações e/ou paraafinação</i>	Durante a operação dos trocadores há quedas na eficiência em função da perda de área ativa. Consequentemente, as metas devem ser ampliadas a fim de compensar a perda de eficiência.
<i>Condições de turndown</i>	Muitas vezes é necessário reduzir a capacidade de uma planta devido à diminuição da demanda de um produto. Especialmente, ao utilizar-se fluidos altamente viscosos nos processos, é necessário garantir que valores adequados de propriedades convectivas sejam atingidos.
<i>Controlabilidade</i>	É uma das principais complicações na síntese de redes de trocadores de calor, especialmente nos casos de colunas de destilação e reatores.
<i>Ameaças operacionais</i>	Deve-se considerar a segurança inerente na síntese da rede.

Os fatores apresentados envolvendo maior grau de dificuldade, em termos de implementação numérica, visto que sua implementação na tecnologia não é possível, são os

operacionais, indiscutivelmente (Tabela 2.1). A literatura aborda principalmente os problemas de controlabilidade e deposição de incrustações (Yeap et al. 2004). Os outros fatores foram investigados, mas carecem de estudos mais detalhados, principalmente pela dificuldade de obtenção de dados.

2.1.3 O papel da programação matemática na integração energética

Caso seja necessário introduzir alguns dos elementos apresentados no tópico anterior, há duas opções. A primeira é configurar a rede de acordo com tais elementos, proibindo trocas e muitas vezes violando o *pinch*. A segunda opção, é a utilização de modelos de transbordo (*transshipment model*) em substituição ao *Algoritmo tabular*. Desta forma, é gerado um problema de programação linear (*LP – Linear programming*) que permite a estimativa de metas mais realistas, por meio da introdução de restrições. Caso seja conveniente, a proibição de trocas térmicas entre correntes de processo pode ser adicionada ao algoritmo gerando um problema de programação mista inteira linear (*MILP – Mixed integer linear programming*) (Yee and Grossmann 1990, Yee et al. 1990a, 1990b).

Eventualmente, ao inserir-se metas de áreas gera-se um problema de programação mista inteira e não linear (*MINLP – Mixed integer nonlinear programming*), ou seja, um problema multiobjetivo cuja a resolução equilibra o consumo de utilidades e a área das redes trocadores de calor, estas, grandezas antagônicas, geram o conflito de custos conhecido como *trade-off* (Yee and Grossmann 1990, Yee et al. 1990a, 1990b).

Ao serem introduzidas as restrições descritas anteriormente neste tópico, são alteradas as metas, de forma que quanto mais severas sejam as restrições, maior o consumo de utilidades. Entretanto, podem haver ganhos de capital por utilizarem-se menos trocadores de calor. Shenoy, 1995 fornece um exemplo (Figura 2.1) que consiste em um reator e uma coluna de destilação para a separação de seus respectivos produtos.

Na Figura 2.1, a alimentação do reator (corrente 3), inicialmente a temperatura de 20 °C deve ser aquecida a 155 °C para ser introduzida no reator. Após a reação, a corrente efluente do reator (corrente 1) possui uma temperatura de 175 °C que deve ser resfriada a 45 °C para atender as especificações de funcionamento da coluna de destilação. As duas correntes remanescentes, 2 e 4, são, respectivamente, os produtos de fundo e topo. O primeiro será

resfriado e o segundo aquecido conforme os dados observados na Tabela 2.2.

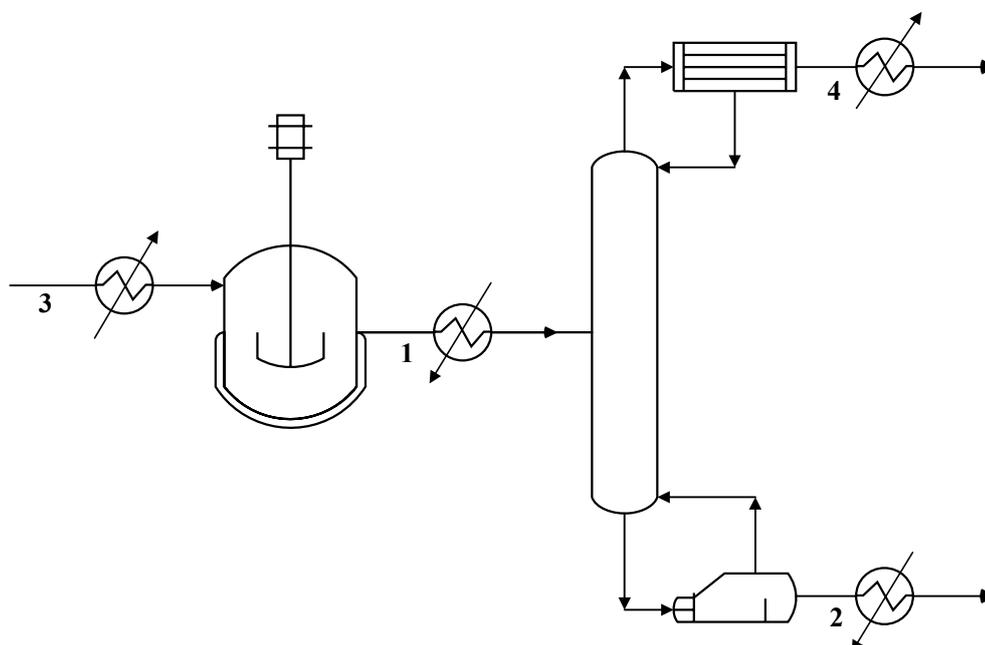


Figura 2.1. Representação das principais correntes de processo a serem integradas na sequência de um reator e uma coluna de destilação (Shenoy 1995).

Tabela 2.2. Dados das correntes enumeradas conforme a Figura 2.1 (Shenoy 1995).

Enumeração das correntes	Temperaturas de entrada (T_{in}) ($^{\circ}\text{C}$)	Temperaturas de saída (T_{out}) ($^{\circ}\text{C}$)	Capacidade calorífica ($F.c_p$) ($\text{kW}/^{\circ}\text{C}$)
1	175	45	10
2	125	65	40
3	20	155	20
4	40	112	15

A partir da Tecnologia *Pinch* podem ser feitas estimativas de metas de energia (Linnhoff and Hindmarsh 1978), de número de trocadores de calor (Linnhoff et al. 1979), de área (Ahmad 1986) e por último a síntese de redes de trocadores de calor (Linnhoff and Hindmarsh 1983).

O primeiro passo é o *Algoritmo tabular (Problem Table)* são balanços de energia definidos a partir das temperaturas das correntes quentes e frias e da diferença mínima de temperatura arbitrada (20°C para este caso). As temperaturas deslocadas são obtidas a partir

das temperaturas das correntes, somando-se às temperaturas das correntes frias (e subtraindo-se das correntes quentes) metade da diferença mínima de temperatura ($\Delta T_{\min}/2$). De forma que, suas temperaturas sejam aproximadas em ΔT_{\min} . A partir destes balanços é montada a *Cascata de calor*, e com os valores das temperaturas e os resultados da cascata de calor é construído um gráfico chamado de a *Grande Curva Composta (GCC)* conforme a Figura 2.2. Este procedimento é conhecido como Estimativas de metas de energia ou *Pinch Energy Targeting*.

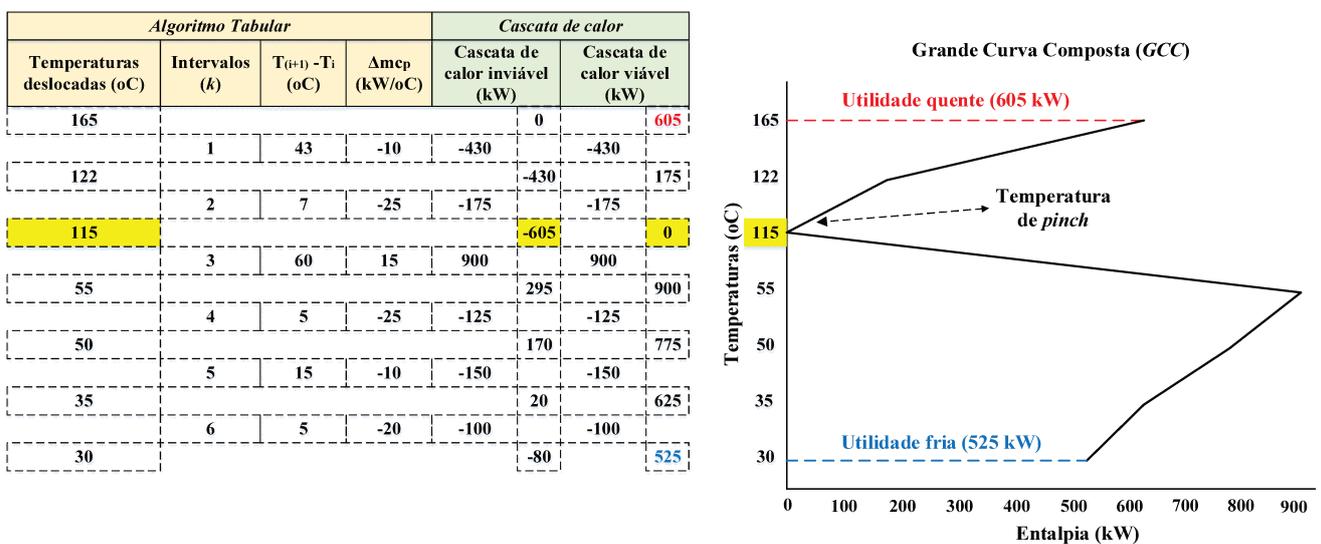


Figura 2.2. Representação do *Pinch Energy Targeting* (Linnhoff and Hindmarsh 1978).

As grandes curvas compostas representam um perfil térmico do processo, elas ilustram o calor resultante líquido (*net heat value*) em cada intervalo de temperatura. O topo da curva representa o consumo de utilidades quentes, 605 kW na Figura 2.2, enquanto a base da curva representa o consumo de utilidades frias, 525 kW. E ao adotar-se esta meta, é necessário utilizar uma rede de trocadores de calor com 7 trocadores, um exemplo é apresentado na Figura 2.3. Evidenciando-se um ponto importante, a solução de metas de energia é única enquanto o problema de área tem múltiplas soluções com um mínimo global que se aproxima da meta de área.

A partir de dois algoritmos, um de programação mista inteira e linear (*MILP*) e outro de programação não linear (*NLP*), é possível apresentar os impactos nas metas de energia e área ao restringir trocas de calor entre correntes (Yee and Grossmann 1990, Yee et al. 1990a, 1990b).

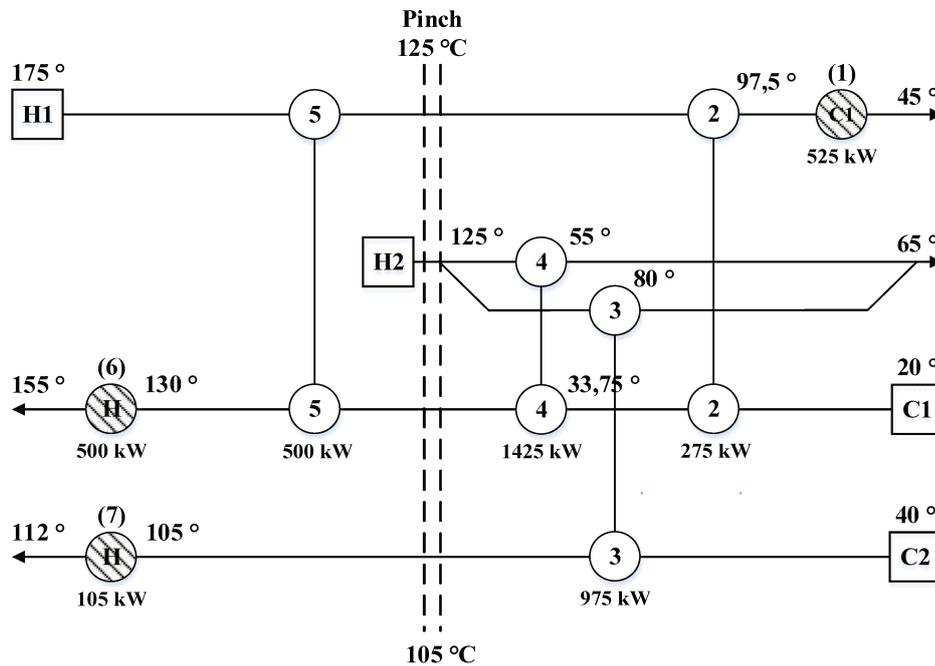


Figura 2.3. Rede de trocadores de calor obtida utilizando-se a Tecnologia *Pinch* (Shenoy 1995).

No primeiro caso (Caso A), são apresentadas as metas sem integração energética, apenas para servir como uma referência. No segundo caso (Caso B) foram permitidas todas as trocas de calor possíveis. No terceiro caso (Caso C), a troca de calor entre duas correntes foi proibida e acarretará, automaticamente, alterações nas metas conforme a Tabela 2.3.

Tabela 2.3. Impacto da proibição de trocas nas metas energéticas.

Casos	Restrições de troca	Número de trocadores	Consumo de vapor de alta pressão (kW)	Consumo de água de resfriamento (kW)	Área da RTC (m ²)
A	-	4	3700	3780	242,1
B	0	7	605	525	420,2
C	1	6	930	850	472,4

Ao restringir a troca entre as correntes 2 e 4, será obtida um aumento de 12,4% na meta de área e de 325 kW nas metas de energia em relação as metas da Tecnologia *Pinch*. Por outro lado, imagine um cenário onde não pode ser estabelecida esta troca (por uma questão de segurança, por exemplo) e é necessário estabelecer metas para tal situação. A programação

matemática permite estimar tal valor através de restrições, algo que pode ser inarredável no *Pinch Design Method*.

Para o caso de Shenoy (1995), imagine que o projetista precisa utilizar apenas 4 trocadores de calor por restrições de espaço (*layout*) mesmo que o aumento do consumo de utilidades seja muito expressivo. A metodologia a ser apresentada no Capítulo 3 define as metas para montar-se uma topologia mais simples como a ilustrada na Figura 2.4.

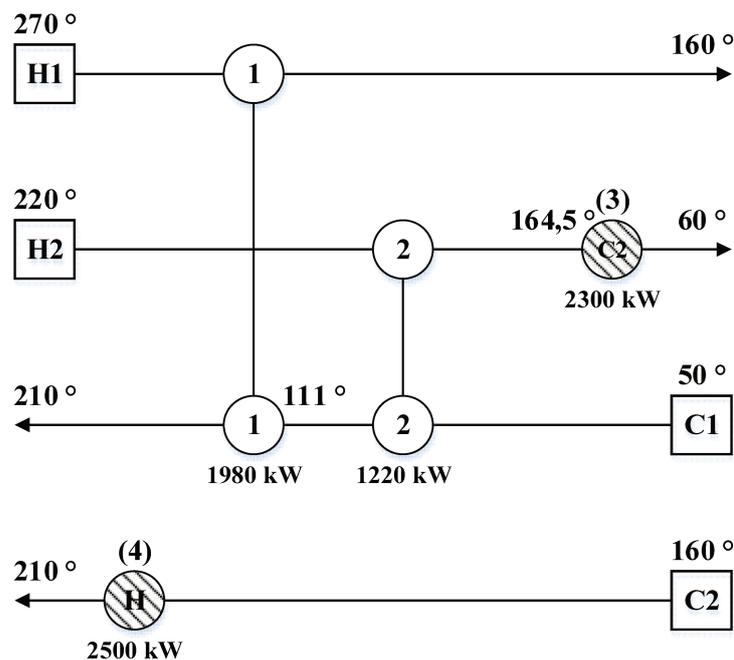


Figura 2.4. Rede com 4 trocadores de calor (Shenoy 1995).

Nesta tese, entretanto, é proposta uma abordagem radical no que tange a mudança da topologia da planta. A metodologia será ilustrada em mais detalhes no Capítulo 3.

2.2 Geração e distribuição de calor em um processo industrial (“interprocessos”)

As utilidades são definidas como os fluidos que não participam diretamente do processo, mas sem os quais, uma planta industrial não pode operar. Em grande parte das plantas são necessários energia, água de resfriamento, ar comprimido e outros gases, tratamento de resíduos e ventilação. Todos abastecidos por suas respectivas redes de utilidades com os respectivos equipamentos associados (Chou and Shih 1987).

A geração de calor é feita pela planta de caldeiras a partir da queima de combustíveis de alto poder calorífico para vaporização de água desmineralizada e condensado, e consequente, geração de vapor a temperaturas inferiores a 350 °C. Temperaturas superiores a este limite exigem a utilização de fornos (*fired heaters*) para suprir a demanda de cargas térmicas (Chou and Shih 1987).

A água de resfriamento é a utilidade fria mais abundante e barata em qualquer complexo industrial, apesar de sua crescente indisponibilidade em muitas regiões.

O intervalo de temperaturas de utilização da água de resfriamento depende da temperatura ambiente, da umidade relativa do ar, do tipo de recheio e das dimensões da torre de resfriamento. Outra variável importante, é a temperatura da água de reposição do sistema.

2.2.1 Sistemas de distribuição de vapor e de água de resfriamento

O sistema de distribuição de vapor permite ao vapor gerado na planta de caldeiras ser enviado aos processos consumidores com as especificações de pressão e temperatura necessárias a geração de potência e/ou aquecimento das correntes de processo. Já o sistema de água de resfriamento permite refrigeração das correntes quentes (Broughton 1994).

O vapor residual das unidades de geração de potência, pode ser utilizado em turbinas de menor faixa de pressão quando superaquecido, ou para aquecimento em condição de saturação. A primeira instância, a caldeira somente produz vapor de alta pressão, superaquecido, para a geração de potência. O vapor de descarga da turbina, possui diferentes valores de pressão de acordo com as características da caldeira, das turbinas e do ciclo de potência.

Um típico complexo industrial ou químico (Figura 2.5) usualmente consiste de sistemas de produção (ou processo) e de sistemas auxiliares, entre eles, o de utilidades. Estes sistemas atendem as seguintes demandas dos processos (Klemes et al. 1997).

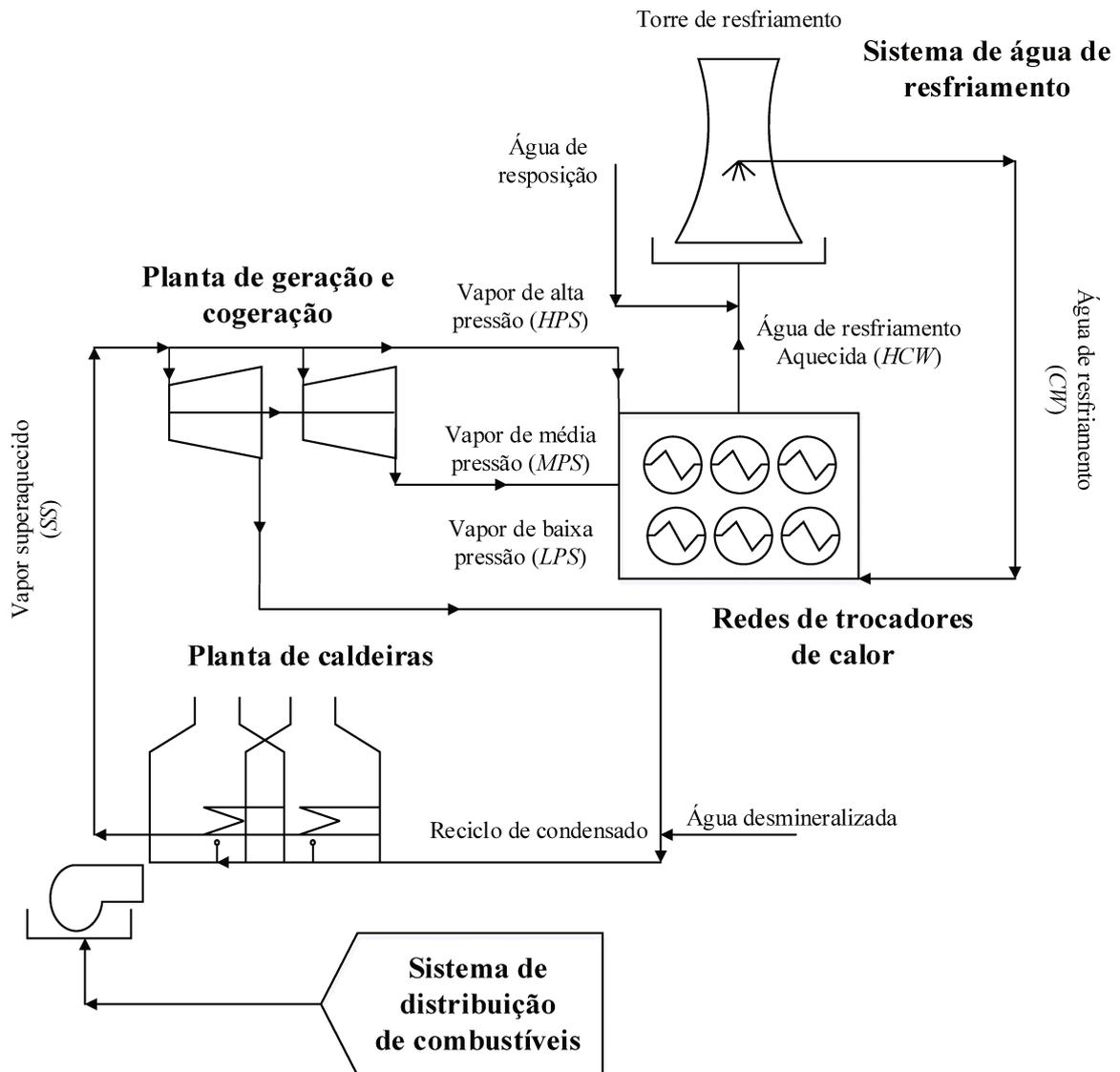


Figura 2.5. Representação dos sistemas de distribuição de vapor, de água de resfriamento e de equipamentos associados (Klemes et al. 1997).

Aquecimento: vapor saturado é usualmente o fluido térmico preferido para aquecimento em função do alto valor de seu calor latente. A classificação dos tipos de vapor (faixas de pressão) depende da aplicação e do tipo de indústria. Por exemplo, para uma indústria petroquímica (estas faixas variam consideravelmente de sítio a sítio, ou conforme os tipos de plantas) com caldeiras convencionais abastecidas com combustíveis fósseis e com turbinas a gás para geração de potência elétrica (Grace 2007):

- Vapor de baixa pressão (*low pressure, LP*) acima de 5 e abaixo de 10 bar;
- Vapor de média pressão (*medium pressure, MP*) acima de 40 e abaixo de 60 bar;

- Vapor de alta pressão (*high pressure, HP*) acima de 110 e abaixo de 140 bar;
- Vapor de pressão muito alta (*very high pressure, VHP*) acima de 140 bar.

O limite para a seção de superaquecimento para caldeiras com tubulões (*two-drum Stirling boiler*) não excede usualmente 196 bar (538 °C), acima deste valor é necessário utilizar caldeiras supercríticas (Grace 2007).

Em processos a alta temperatura que necessitam de aquecimentos mais severos (acima de 330 °C) será necessário utilizar óleos térmicos (*Paratherm, Duratherm*, entre outros) ou aquecimento direto em fornos.

Resfriamento: é executado utilizando-se água de resfriamento (com uma diferença mínima de temperatura de 8 a 12 °C em relação a temperatura ambiente), ar ambiente ou com sistemas com ciclos de compressão ou absorção.

Potência: Emergem da necessidade de acionar e fornecer aos equipamentos de processo (bombas, compressores, moinhos, etc), iluminação, aquecimento ôhmico a devida amperagem.

Distribuição e tratamento da água: Pode ser utilizada tanto nas utilidades para resfriamento quanto no processo como matéria prima. Água desmineralizada é utilizada nas caldeiras (em muitos processos também), enquanto água de reposição é utilizadas no sistema de água de resfriamento. Em ambos os sistemas, é necessário tanto tratar a água em sua captação, quanto em seu despejo.

Na Figura 2.5, de forma simplificada, são representados os sistemas: *de distribuição de combustíveis; de distribuição de vapor; de geração de potência; de água de resfriamento e a rede de trocadores de calor*. Evidentemente, há outros diversos sistemas que permitem as plantas operarem (Broughton 1994).

O *sistema de distribuição de combustíveis* contempla toda a demanda de combustíveis do complexo, principalmente de caldeiras e fornos. Utiliza grelhas para a queima de biomassa, bombas para óleo combustível, compressores para gases combustíveis, entre outros.

O *sistema de geração de potência*, ou *central de geração de potência* pode ser o responsável majoritário pelo abastecimento energético de toda a planta. É composto por diferentes ciclos termodinâmicos: *Topping, Bottoming, Brayton*, entre outros. Não obstante, caldeiras, em muitos casos, estão localizadas em prédios adjacentes a estas unidades a fim de

baratear os custos de transporte do vapor (Walmsley et al. 2014).

A Figura 2.5 ilustra como o vapor superaquecido de alta pressão (*HPS*) é utilizado para a geração de potência nas turbinas. Então, as correntes de vapor saturado de descarga, de acordo com suas respectivas pressões, podem ser utilizadas na rede de trocadores de calor na planta, abastecendo as demandas de utilidade quente (Klemes et al. 1997).

O *sistema de água de resfriamento*, como dito previamente, permite a refrigeração das correntes quentes de processo a partir de um circuito de umidificação. Primeiramente, a água deve ser submetida a um pré-tratamento que envolve várias operações, dentre elas: decantação, filtração, correção de pH, remoção de incrustantes em potencial, ou outros tratamentos de acordo com suas características. A etapa seguinte é a sua utilização no resfriamento pelo contato indireto com as correntes através de resfriadores, principalmente do tipo casco e tubos. Quando aquecida, é dirigida a torre de resfriamento, onde por contato com ar seco, por meio de um recheio, é realizada a redução da temperatura da água até o limite térmico daquela região (Chew et al. 2013).

Na maioria das plantas, a temperatura de retorno da água da rede de trocadores de calor é de cerca de 45 °C, e o resfriamento é conduzido até cerca de 30 °C. O limite superior de temperatura está fortemente relacionado ao tratamento com anti-incrustantes, principalmente para evitar *calcificação*, deposição de uma película de óxido de cálcio sobre as superfícies de troca térmica e tubulações (Broughton 1994).

2.2.2 Diferenças na integração "intraprocesso" e "interprocessos" no contexto do complexo

Ao longo deste trabalho foi explicitada a natureza termodinâmica da Tecnologia *Pinch*, suas vantagens e suas vulnerabilidades. Entretanto, ao estabelecer-se a integração energética de um complexo industrial ou sítio (*site*) qual é a abordagem mais adequada? Este foi um desafio enfrentado por Linnhoff e Polley, 1988a; b e a solução proposta foi a Análise *Total Site* ou Análise Energética Global.

As primeiras definições necessárias são as trocas de calor entre correntes de processo (intraprocesso e interprocesso) e processo-utilidade. Para ilustrar tais conceitos será utilizado como exemplo o processo *Haber-Bosch*, um caso típico no estudo de integração energética.

A Figura 2.6 apresenta o fluxograma de processo (*PFD, Process Flow Diagram*) da seção de reatores onde a corrente de alimentação de gás de síntese (uma mistura de monóxido de carbono, $\text{CO}_{(g)}$ e hidrogênio, $\text{H}_{2(g)}$) é aquecida até a temperatura de reação. A reação é altamente exotérmica, e o excedente de calor é utilizado para a geração de vapor de alta pressão a ser exportado para o complexo através das linhas de vapor (*headers*). A alimentação é aquecida com a corrente efluente final do reator (HEX-3), e a seção de reação consiste de dois reatores tubulares de leito empacotado (*PBR, Packed Bed Reactors*) com resfriamento direto (*quenching*) entre os leitos (IEX) e um estágio adicional (HEX 4) para integração de calor e um estágio final (*HPS Gerador*) para geração de vapor de alta pressão.

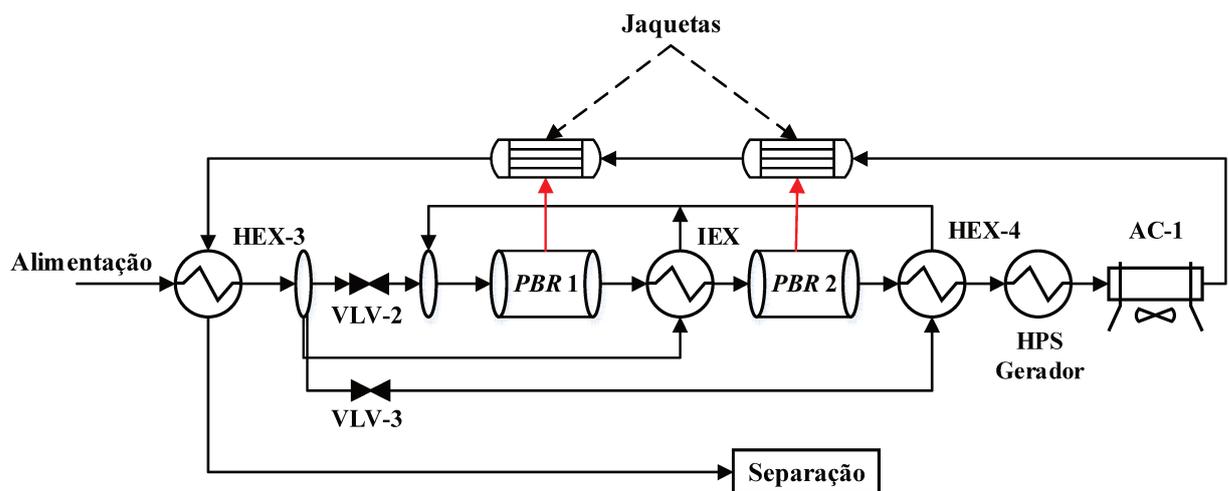


Figura 2.6. Fluxograma de processo da integração energética da seção de reação do processo Haber-Bosch para produção de amônia.

Após o aquecimento da corrente de alimentação com a corrente de produto (HEX-3), esta é subdividida em três subcorrentes, duas das quais são internamente aquecidas por trocas de calor com a corrente efluente do reator em dois estágios (IEX e HEX-4). A rota direta do gás de síntese para o PBR-1, através da válvula (VLV-2), inclui um forno para fornecer calor adicional durante o procedimento de partida da planta. Durante a operação estacionária do processo, a operação é autotérmica o que significa que todo o calor necessário para o

funcionamento dos reatores é fornecido pela própria reação e então pode ser feita a parada do forno.

O calor remanescente da corrente de produto do reator após a troca de calor em HEX-4 é utilizado para geração de vapor de alta pressão a ser exportado para o complexo (*HPS* gerador). Esta troca de calor, é uma troca de calor “interprocesso” porque um excedente (superávit) de calor do processo é reaproveitado para gerar-se vapor e abastecer um outro processo do complexo com falta de calor (déficit). Portanto, trocas de calor entre processos são feitas de forma indireta através do sistema de distribuição de vapor (linhas dos *headers*). As demais trocas de calor são chamadas de “intraprocesso” porque elas somente envolvem trocas de calor entre correntes deste mesmo processo.

A Tecnologia *Pinch* tem uma forma bastante interessante de representar esta distinção nas trocas de calor entre as correntes ao fazer-se a montagem das Grandes Curvas Compostas (Figura 2.7) onde as trocas de calor “intraprocesso” são representadas como bolsões (*pockets*), apresentados na Figura 2.7. (b) e os demais seguintes são abastecidos com utilidades quentes, Q_{HPS} e frias, Q_{CW} (trocas de calor processo-utilidade) ou podem gerar vapor a ser exportado para o complexo (Q_{MPG}) como uma troca de calor “interprocesso”. Não obstante, pode ser feita realocação de utilidades de forma simples ao mudar-se os níveis de vapor, conforme a Figura 2.7 (d) a 2.7 (f).

Ao observa-se a Figura 2.7 (d), nota-se que é possível utilizar o seguimento superior da grande curva composta para gerar-se vapor de média pressão a ser exportado para o complexo (Q_{MPG}). Nota-se que o consumo de utilidades pode aumentar, porque a diferença entre os consumos de utilidade quente e fria, com ou sem integração energética, nunca mudam.

Por exemplo, se o processo sem nenhuma redução no consumo de utilidades possui consumos de 32000 kW de vapor (Q_{HPS}) e 30000 kW de água de resfriamento, e possui metas de *pinch* de 10000 e 8000 kW, o que evidencia uma diferença nata de 2000 kW entre as utilidades. Suponha que em um dado cenário fosse necessária a geração de 5000 kW de vapor de média pressão (Q_{MPG}), as metas seriam reajustadas da seguinte forma; 15000 kW de vapor de alta pressão (Q_{HPS}); 8000 kW de água de resfriamento (Q_{CW}) e 5000 kW de vapor de média pressão gerado (Q_{MPG}); totalizando uma meta de utilidades frias de 13000 kW.

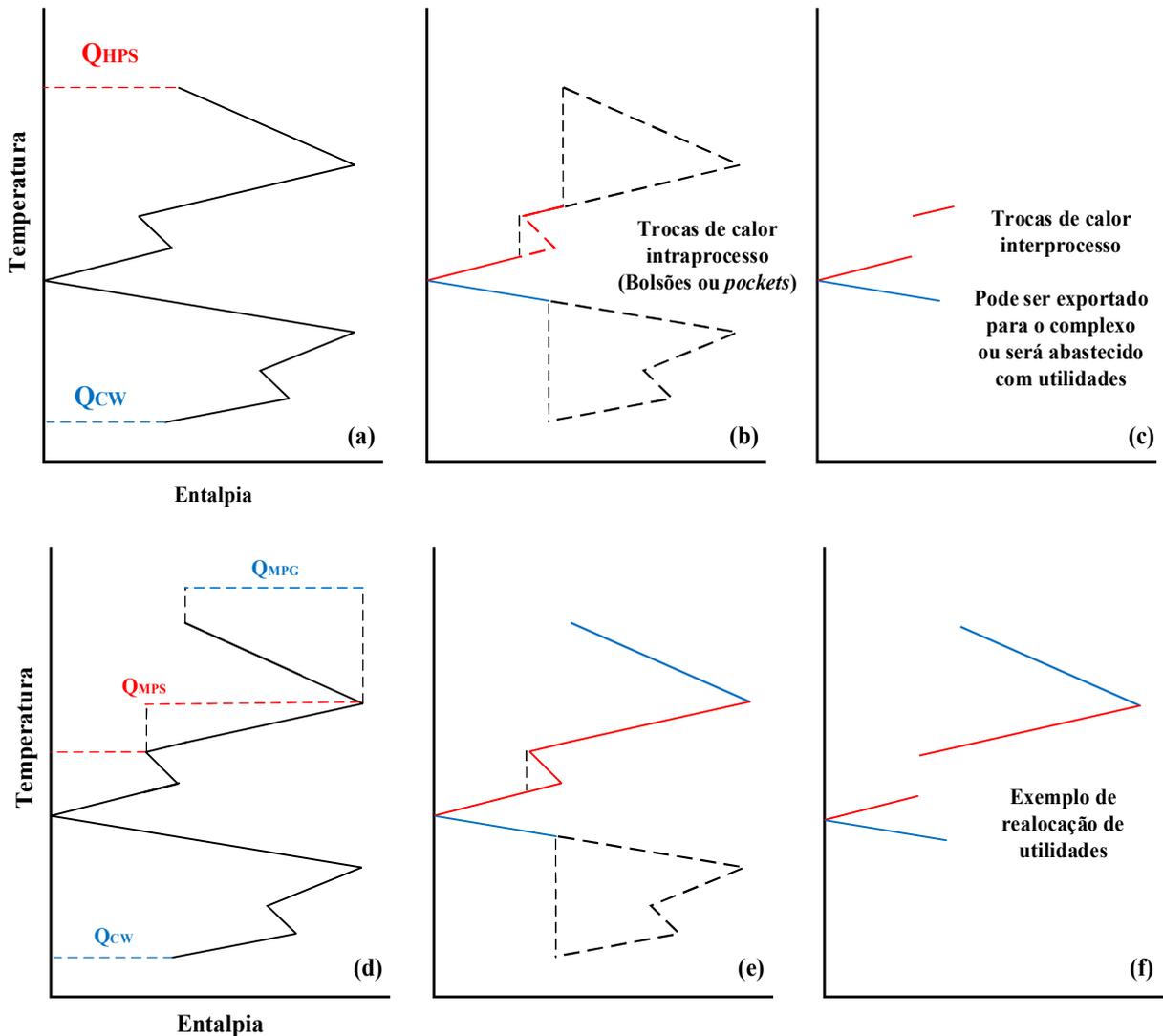


Figura 2.7. Exemplo de realocação de utilidades em grandes curvas compostas.

Ao utilizar-se a programação matemática, não é mais possível representar o processo por meio de curvas compostas ou da grande curva composta. Contudo, “representativamente” imagine as quatro correntes de processo representadas no diagrama entalpia (H) vs temperatura (T) conforme a Figura 2.8 (a), e então conforme a diferença mínima de temperatura especificada (ΔT_{\min}) e as demais restrições do modelo, são geradas as trocas de calor verticais conforme a Figura 2.8 (b) e há um excedente (ou falta) de calor das correntes, representados como seguimentos, a ser abastecido com utilidades ou exportados para o complexo conforme a Figura 2.8 (c).

A Análise *Total Site* (descrita em mais detalhes no Capítulo 4) é elaborada a partir das grandes curvas compostas (*GCC*) das plantas, ou seja, a mesma é feita a partir da Tecnologia

Pinch. Portanto, antes da Análise *Total Site* é executada a integração energética de todas as plantas separadamente, e com o excedente de calor que não pode ser aproveitado, é montado o perfil térmico do complexo, conforme ilustra a Figura 2.9.

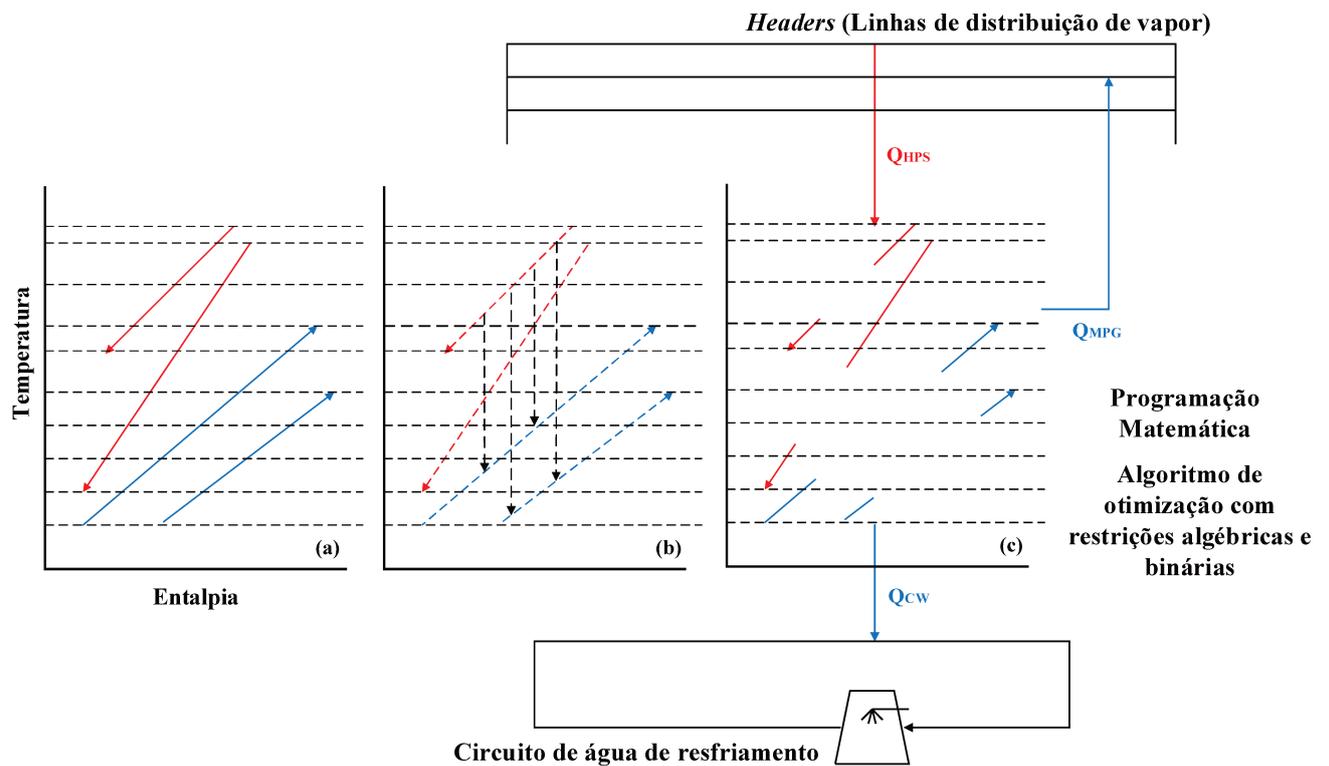


Figura 2.8. Ilustração de uma representação gráfica de um modelo de transbordo.

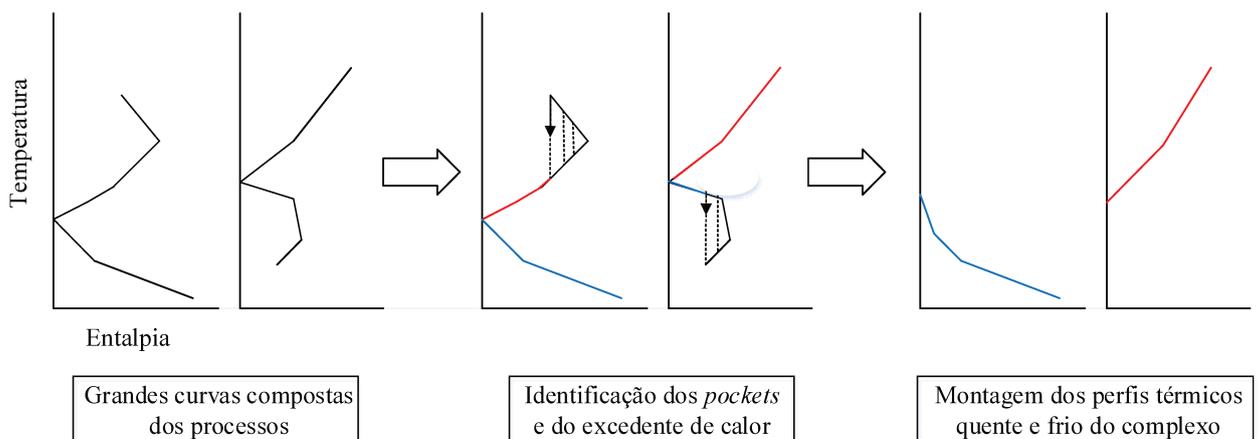


Figura 2.9. Ilustração da montagem dos perfis térmicos da Análise *Total Site*.

Os *pockets*, ou “bolsões”, representam a troca de calor “intraprocesso”, ou seja, o calor recuperado pela rede de trocadores. Os demais segmentos representam os consumos de utilidades quentes e frias necessários à operação da planta. No passo seguinte, são eliminados os *pockets* e com a sobreposição das demandas das utilidade quente e fria são montados os perfis quente e frio do complexo respectivamente (Klemes 2013, Klemes et al. 2014).

Os demais elementos da *Análise Total Site* serão apresentados e discutidos no Capítulo 3. Por outro lado, o escopo desta tese envolve o modelo de programação matemática a ser apresentado nos Capítulo 4. Tendo-se como referência a Figura 2.8, a Figura 2.10 ilustra a extensão do modelo ao complexo (*site*) através de um balanço de energia nas linhas de distribuição de vapor (*headers*). Este modelo é inédito e será apresentado em mais detalhes no Capítulo 4.

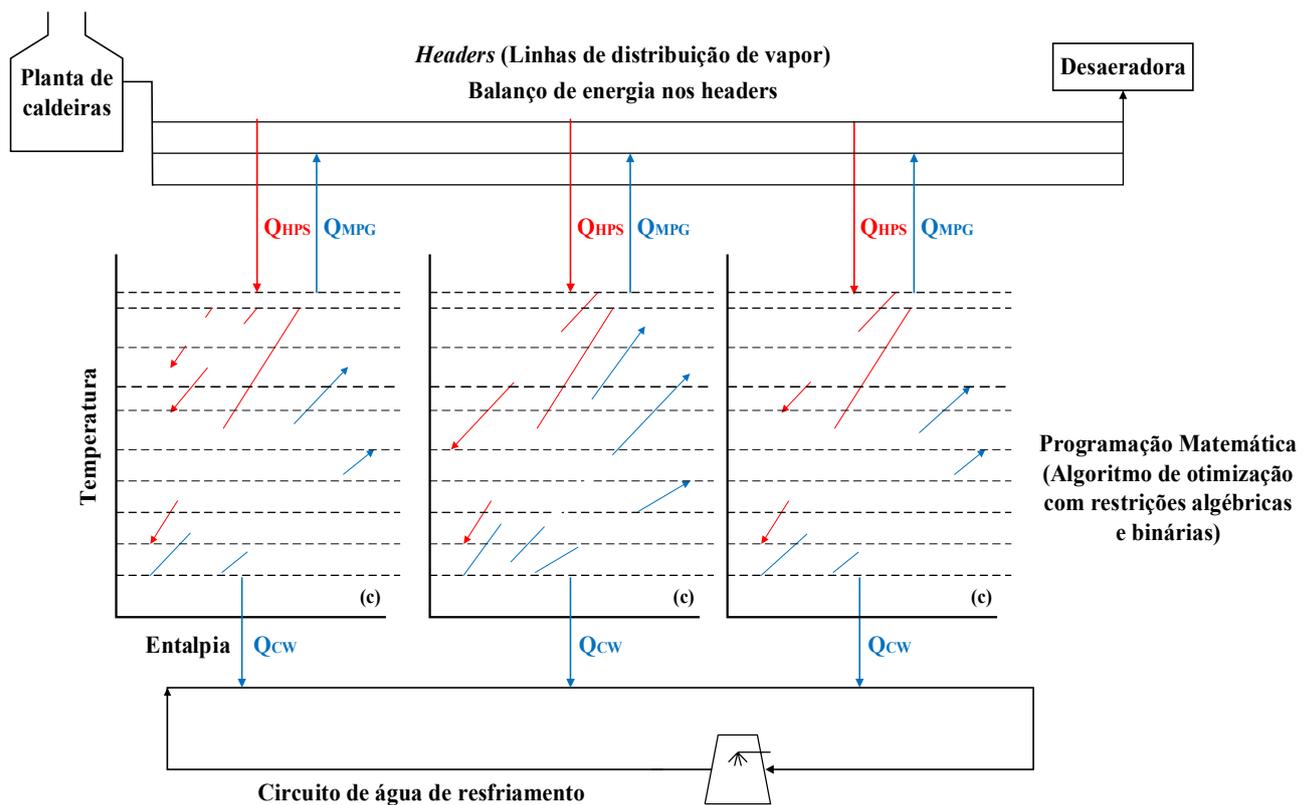


Figura 2.10. Ilustração de uma representação gráfica de um modelo de transbordo para o complexo (via *Análise Total Site*).

2.2.3 A relação entre os sistemas de utilidades e o problema de minimização de consumo de utilidades.

As plantas químicas de um complexo devem ser abastecidas com utilidades através de sistemas de distribuição. O sistema mais importante para a integração energética é o sistema de distribuição de vapor (linhas de *headers*) e associados, como por exemplo: as válvulas redutoras, vasos de vaporização de condensados, desaeradoras, entre outros.

A Figura 2.11 (Smith 2016) representa um sistema de distribuição de vapor e suas instalações. É usual que haja ao menos três níveis de vapor: O vapor de alta pressão (*HPS, high pressure steam*); média (*MPS, medium pressure steam*) e baixa pressões (*LPS, low pressure steam*). O primeiro em condição de superaquecimento (*SVHPS, Superheated Very High Pressure Steam*) é utilizado para movimentação de turbinas, enquanto o vapor saturado (*HPS*) é utilizado para aquecimento e distribuído pelos headers por todo o complexo. Não obstante, esta mesma regra é válida para os demais níveis. Em complexos (*sites* ou *sítios*) maiores pode ser gerado vapor de pressão muito alta (*VHPS, Very High Pressute Steam*) em condição de superaquecimento para movimentação de turbinas.

A maior fração da potência produzida no complexo é produzida nas turbinas de contrapressão (*backpressure*) que convertem o vapor de alta pressão a níveis mais baixos, enquanto que de forma complementar podem ser utilizadas turbinas de condensação.

Ainda na Figura 2.11 é apresentado o sistema de descarga das caldeiras (*boiler blowdown*), na parte inferior da gravura, assim como o sistema de recuperação de vapor por vaporização instantânea (*flash steam recovery*) para vapores de média e baixa pressões, a direita das gravuras. A descarga da caldeira (*blowdown*) é vaporizada, e este vapor saturado é utilizado na remoção de ar (desaeradora). Outro sistema são as válvulas redutoras onde é feita redução no nível de pressão do vapor através da injeção da água de alimentação de caldeira (*BFW, Boiler Feed Water*) e superaquecimento através de expansão do vapor saturado nestas válvulas (Smith 2016).

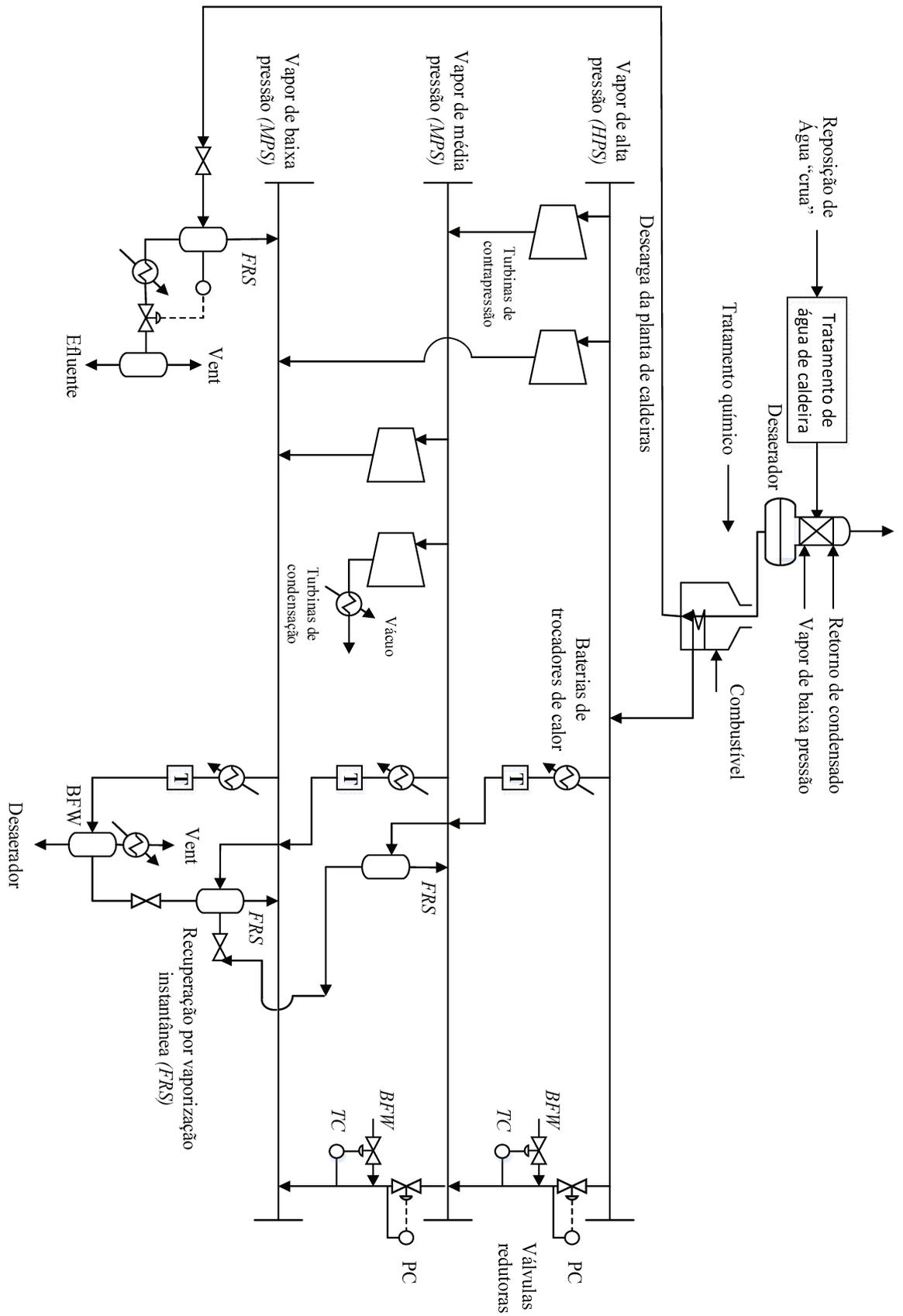


Figura 2.11. Representação de um sistema de distribuição de vapor (Smith 2016).

Durante o dimensionamento das linhas, dois fatores devem ser considerados, a perda de carga e a perda de calor para as vizinhanças (Torreira 2002). O primeiro pode ser amenizado pela utilização de velocidades de escoamento adequadas. Para tubulações comerciais de aço carbono de 1", são utilizadas velocidades de 20 a 30 m/s para vapores saturados e 40 m/s para vapores superaquecidos. Entretanto, o principal critério é a perda de carga admissível, restrita ao valor de 0,0008 kgf/cm² para cada metro de tubulação. Além de ser usual a utilização de um sobreaquecimento de cerca de 10 °C (Spirax Sarco 2011).

Cabe salientar que tubulações de maior diâmetro promovem menores valores de perda de carga. Todavia, possuem maior área de transmissão de calor, ampliando as perdas para as vizinhanças. Dessa forma deve-se projetar as linhas de acordo com a perda de carga, usualmente, pelo *método de velocidades*, já que os diâmetros de tubulação e materiais são fixados por normas internas ou de órgãos de engenharia, em muitos casos (Grace 2007).

No contexto da integração energética, o sistema de distribuição de vapor é a fonte e mantedor do suprimento de utilidades quentes. E muitas vezes, ao observar-se estudos de viabilidade técnica e econômica de redes de trocadores de calor, alguns utilizando correlações rigorosas de custo e com fatores atualizados, não são vislumbrados os custos reais deste tipo de investimento e suas implicações no arranjo da planta: custos com instrumentação, tubulações, purgadores (*steam traps*), desaeradoras, vasos de *flash*, por exemplo, não são considerados nas análises. Ademais, são serem igualmente ignorados custos operacionais com manutenção e controlabilidade.

Removendo-se os custos de construção e instalação da implantação da planta de caldeiras, que é bastante elevada, os custos com acessórios e com a subrede de trocadores para a partida da planta, supera ao menos em 70-100%, média essa usual para plantas petroquímicas, o custo de capital previsto ao considerar-se apenas as redes de trocadores de calor (Spirax Sarco 2011).

Chou e Shih, 1987 e Varbanov *et al.*, 2004, entre outros pesquisadores, desenvolveram modelos de otimização para o gerenciamento de custos de combustíveis e potência em sistemas de geração e distribuição de vapor. Trabalhos mais recentes, como os de Chen *et al.*, 2015 e Klemes, 2013 abordam modelos dinâmicos que englobam a otimização simultânea do sistemas de utilidades e da rede de trocadores de calor. E a influência de outros fatores como a utilização de energia solar, de biomassa e de calor de caldeiras de recuperação (*waste heat recovery*) foram estudadas por Walmsley *et al.*, 2014 e Pouransari, Bocquet e Maréchal,

2014 e Pouransari e Maréchal, 2015. Os resultados mostraram-se promissores, entretanto a natureza transiente da irradiação solar e o poder calorífico inferior (PCI) mais baixo dos rejeitos, e da biomassa incinerada nas caldeiras, apresentam algumas complicações. Particularmente, a biomassa apresenta falta de disponibilidade sazonal (período entressafra) e grande variabilidade em suas características, exceto em indústrias como a sucroalcooleira ou de papel e celulose onde são utilizadas variedades clonais.

Estudos sobre os sistemas de água de resfriamento ocorriam paralelamente aos sistemas de distribuição de vapor nas décadas de 70 e 80, ou seja, as metas de consumo de água eram adicionadas as metas de energia, e ambas eram estimadas simultaneamente. A maior parte dos algoritmos de integração energética ainda age desta forma, todavia, a escassez crescente de água de resfriamento de qualidade ocasionou demanda por metodologias exclusivas de minimização de consumo de água (El-Halwagi and Manousiouthakis 1989).

A equipe de El-Halwagi e Manousiouthakis, 1989 adaptou a Metodologia *Pinch* a minimização de consumo de água em processos químicos (Wang and Smith 1994a, 1994b), em contrapartida, desenvolveram metodologias de programação matemática, baseadas em modelos lineares de transbordo, com o mesmo objetivo. Cabe salientar que estes problemas exigem duas restrições essenciais, a primeira envolve limitações de perda de carga, e a segunda, proibições de trocas entre algumas correntes para evitar contaminações. Neste ínterim, a maioria dos trabalhos aborda plantas individuais, portanto, a literatura carece de trabalhos envolvendo integração mássica de complexos industriais.

Um dos principais problemas enfrentados na integração de processos é a obtenção de dados (*data extraction*), cuja a dificuldade é maior na integração mássica. Porque em muitos processos químicos, apenas alguns componentes “chaves” são monitorados, esses analisadores tem custo elevado e são empregados somente em correntes que contém produtos de alto valor agregado (El-Halwagi and Manousiouthakis 1989, El-Halwagi 2006, Muller et al. 2007).

Nos próximos capítulo será abordada somente a integração energética entre os processos de um complexo industrial, tanto pelas Análises *Pinch* e *Total Site* quanto por modelos de programação matemática.

Evidenciando-se que, para as estimativas de metas, equipamentos auxiliares não serão considerados. Visto que, com o erro associado, não é oportuna a utilização de estimativas de custo mais rigorosas.

CAPITULO III

TECNOLOGIA PINCH. PARTE 2 –
DEFINIÇÃO DE METAS ENERGÉTICA VIA
PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA

3.1 Diagrama geral da tese

Como forma de ilustrar a evolução da nova abordagem proposta na tese (em termos de um mapa mental ilustrado pela Figura 3.1), ao longo do texto, nos inícios dos capítulos 3, 4 e 5 será apresentado o diagrama que mostra a evolução da proposta da tese.

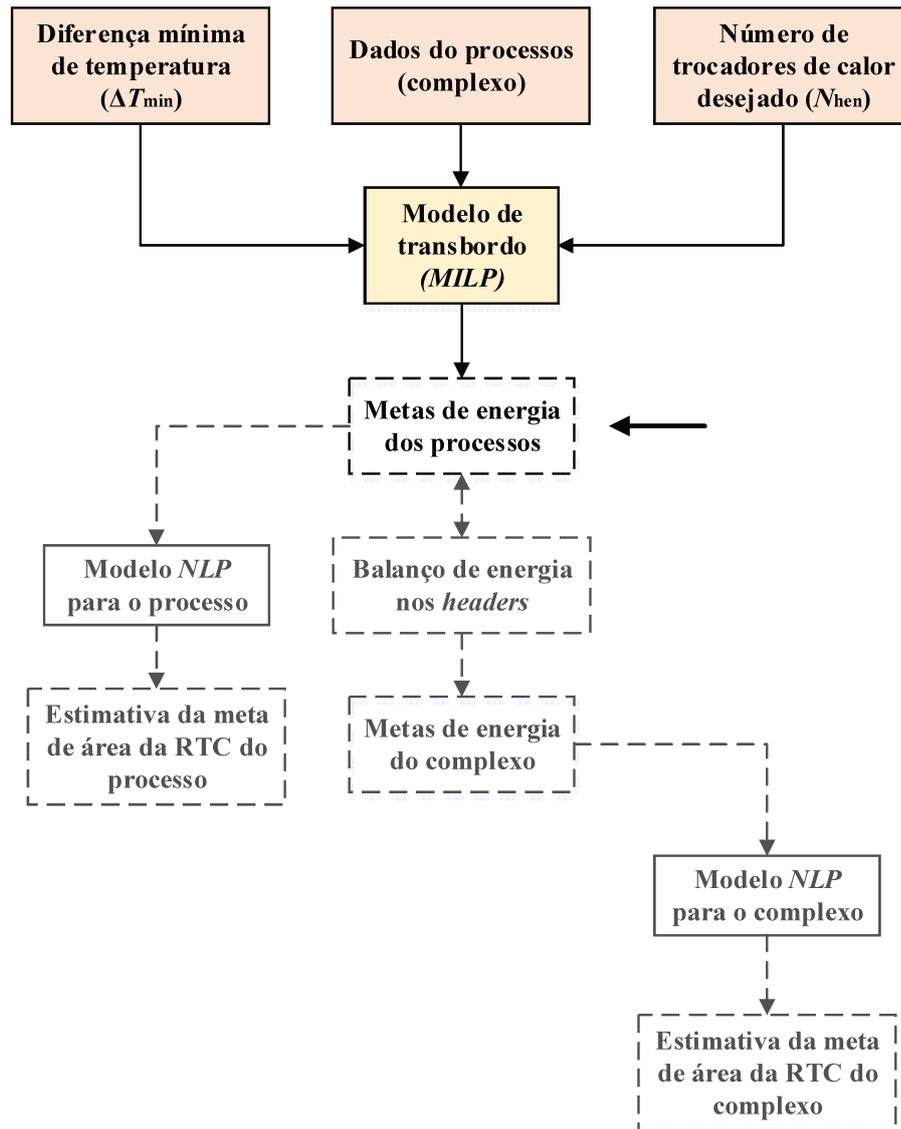


Figura 3.1. Representação geral da tese (Estimativa de metas de energia para o processo).

3.2 Introdução

A programação matemática é uma ferramenta auxiliar e foi introduzida na integração energética com objetivo de flexibilizar as metodologias estabelecidas, principalmente a Análise *Pinch*. Cabe segmentar estas metodologias em duas categorias (Klemes et al. 2014):

Síntese heurística de redes de trocadores de calor: o procedimento numérico é aplicado as metas, e a síntese da rede é feita pelo projetista. Indiscutivelmente, é a mais popular na indústria, alguns *softwares* comerciais, como por exemplo, o *Aspen Energy Analyzer* apresenta metas utilizando a Análise *Pinch*, e permite proibir, ou incluir, trocas entre correntes, reestruturando-se em um modelo de programação mista inteira e linear (*MILP – Linear Programming*), gerando novas metas baseadas nas respectivas proibições de trocas.

Síntese automática de redes de trocadores: superestruturas gera diferentes redes de trocadores de calor obedecendo-se a diferença mínima de temperatura. O grande problema deste tipo de metodologia é a retirada de tomada de decisão do projetista, e não obstante, as redes são complexas e apresentam trocas muito desvantajosas no ponto de vista de operação ou controlabilidade.

Entretanto ao operar-se com diversas plantas em um complexo, esses métodos foram pouco estudados quando comparados às plantas em individual. Alguns pesquisadores como Bécker e Maréchal, 2012; Varbanov, Doyle e Smith, 2004; Bagajewicz e Barbaro, 2003; Rodera e Bagajewicz, 2001; Liew *et al.*, 2012; Varbanov e Klemes, 2011), entre outros, tentaram desenvolver metodologias para a otimização dos sistemas de utilidades e/ou da rede de trocadores calor. Porém, foram extensões na Análise *Total Site*, desenvolvida por Linnhoff e Polley, 1988a; b, ou da *Curva R* (Kimura and Zhu 2000, Karimkashi and Amidpour 2012).

Todas as análises anteriores partem da premissa de que todas as redes de trocadores de calor devem ser montadas separadamente. Portanto, exceto por trabalhos como os de Bagajewicz e Rodera, 2000; Rodera e Bagajewicz, 1999, 2001), a síntese de uma única rede de trocadores de calor para todo o complexo foi um tema posto em segundo plano. Dessa forma, o número de metodologias de sínteses de redes de trocadores de calor para um único processo é abundante, enquanto que a abordagem anterior carece de trabalhos aprofundados na literatura.

Alguns argumentos refutam a abordagem citada no parágrafo anterior. O primeiro argumento é o fato de que as plantas estão fisicamente separadas umas das outras,

consequentemente, custos de bombeamento e de tubulações tornariam essa abordagem mais cara. Contudo, a crítica mais impactante são os diferentes pontos de partida (*startup*) e paradas (*shutdown*) dentro do planejamento da operação do complexo (Liew et al. 2012). Não obstante, as demandas e ofertas de produtos variam, enquanto uma planta precisa reduzir a produção por falta de demanda a outra necessita ampliá-la. Ao operar-se em diferentes condições de operação, mantidas as temperaturas de processo, é necessário ampliar a rede de trocadores de calor de forma a torná-la mais robusta. Logo, é revelado um grande desafio, ao montar-se uma rede única para o complexo: atender as diferentes necessidades de produção e as características de transmissão de calor de cada um dos processos, visto que nesta abordagem, é necessário definir uma diferença mínima de temperatura para todo o complexo.

Ao ponderar-se sobre os pontos apresentados no parágrafo anterior, pode-se vislumbrar um cenário em que essas premissas possam ser questionadas.

Por exemplo, o distanciamento entre as plantas do complexo, com a intensificação de processos (*process intensification*) e a redução de escala de processos químicos (*microprocess engineering*), atingirão menores valores e deve-se considerar a possibilidade de uma integração maior entre as mesmas, inclusive, eliminar-se operações desnecessárias. Por exemplo, Stankiewicz e Moulijn, 2000 apresentam colunas de destilação reativa que integram as operações de reação, destilação e trocas de calor em um equipamento compacto. Sob esta perspectiva, a abordagem de integração direta entre as plantas pode ser pertinente.

As diferenças entre os pontos de partidas e paradas das plantas levam a questionamentos mais profundos. Até que ponto, uma central de utilidades consegue lidar com paradas ou desativações de equipamentos de troca térmica sem ter seu desempenho comprometido. Esta pauta é mais complexa e será explicitada nos Capítulos 4 e 5 a partir da perspectiva da Análise *Total Site*.

3.3 Programação matemática via modelo de transbordo (*Transshipment Model*)

Modelos de programação matemática são ferramentas amplamente utilizadas em engenharia química, principalmente na síntese de processos químicos, e sistemas associados, como por exemplo; redes de trocadores de calor. Estes modelos visam introduzir restrições, baseadas em problemas usuais de engenharia, de forma a tornar a solução mais genérica e verossímil.

Ambas as metodologias heurísticas discutidas ao longo desta tese (*Análises Pinch e Total Site*) possuem uma série de simplificações inerentes que agregam erros aos resultados gerados. Sob estes paradigmas, os algoritmos de programação matemática visam incorporar alguns elementos (Chew et al. 2013):

- Proibição, ou permissão de trocas de calor;
- Dependência que as propriedades térmicas têm em relação a temperatura;
- Diferentes tipos de trocadores de calor;
- Diferentes materiais de construção;
- Perdas de carga admissível;
- Layout da planta;
- Segurança;
- Controle;
- Operação.

Entre outros fatores.

As primeiras propostas na década de 60 geraram algoritmos de otimização global para identificar as melhores redes de trocadores de calor. Houve uma série de limitações nestes métodos que motivaram à criação dos métodos termodinâmicos nas décadas de 70 e 80, cuja a metodologia leva a um melhor entendimento do balanço energético do processo. A metodologia mais popular desta década foi o proposto por Umeda, Itoh e Shiroko, 1978 e Linnhoff e Hindmarsh, 1978 denominado *Heat Recovery Pinch Point*. Adiante, Linnhoff e Hindmarsh, 1983 estabeleceram o *Pinch Design Method*, até hoje, o método mais utilizado para síntese de redes de trocadores de calor (RTC).

Posteriormente, ao longo da década de 80 foram propostos diversos trabalhos em programação matemática e a abordagem considerada mais promissora foi a que envolveu os Modelos de Transbordo (*Transshipment models*). Dentre eles, os mais relevantes para o desenvolvimento desta tese foram:

Cerda *et al.*, 1983 aborda o problema do consumo mínimo de utilidades e do número mínimo de trocadores de calor é formulado através de um modelo de transbordo.

Yee e Grossmann, 1990 e Yee, Grossmann e Kravanja, 1990a, 1990b em uma série de três artigos, propuseram uma superestrutura que leva em consideração na síntese da RTC a

otimização simultânea dos problemas de consumo de utilidades e de área. Todavia, somente o primeiro artigo, que apresenta a metodologia de definição de metas (*targeting*) foi utilizado como referência.

O Modelo de Transbordo (*Transshipment Model*) baseia-se, em sua essência, em um modelo logístico onde um produto ou “*Commodity*” é transportado de determinadas “*fontes*” a “*destinos*” por meio de *nós intermediários*. Como ilustrado por um esquema na Figura 3.2 (Cerde et al. 1983). A Tabela 3.1 ilustra os elementos da respectiva abordagem aplicados a síntese de redes de trocadores de calor.

Tabela 3.1. Modelo de transbordo para a integração energética.

Modelo de transbordo	Rede de trocadores de calor (RTC)
<i>Commodity</i>	Calor
<i>Nós intermediários (depósitos)</i>	Intervalos de temperatura (IT)
<i>Fontes</i>	Correntes quentes de processo e utilidades quentes
<i>Destinos</i>	Correntes frias de processo e utilidades frias

O modelo de transbordo foi adaptado por Cerda et al., 1983 para o problema de síntese de redes de trocadores de calor. *Fontes*, correntes quentes (*i*), transferem calor para as correntes frias (*j*), *destinos*, por meio de um conjunto de intervalos de temperatura (*k*). Conforme ilustrado pela Figura 3.2.

Foi estabelecida a seguinte analogia para o problema da recuperação de calor: considere a transferência de calor das correntes quentes (*fontes*) para as correntes frias (*destinos*) através de intervalos de temperatura (*depósitos*) que levam em conta as restrições impostas pela termodinâmica (Floudas et al. 1986).

A segunda lei da termodinâmica constata a transmissão unidirecional espontânea do calor de temperaturas mais elevadas para temperaturas mais baixas. Portanto, essa restrição termodinâmica deve ser considerada na modelagem da rede, o que é feito dividindo-se o intervalo total de temperaturas das correntes em intervalos menores. Este procedimento de divisão, por intervalos, garante a transferência viável de calor em cada intervalo da rede, ao fixar-se uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) entre as correntes quentes e frias (Yee and Grossmann 1990, Yee et al. 1990a).

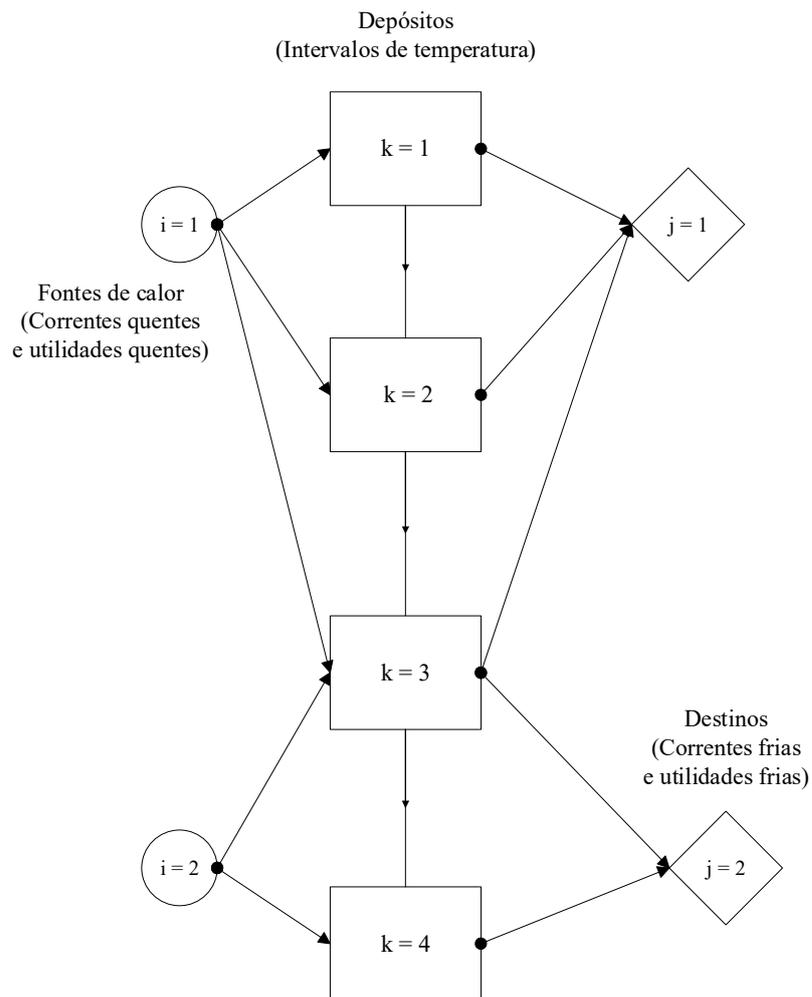


Figura 3.2. Modelo de transbordo para redes de trocadores de calor (Cerde et al. 1983).

De maneira usual, as fontes e destinos são definidas conforme abaixo:

✓ *Fontes*

Correntes quentes (i): correntes quentes de processo e utilidades);

✓ *Destinos*

Correntes frias (j): correntes frias de processo, utilidades frias e utilidades quentes geradas/exportadas para o complexo.

Para a estruturação do algoritmo proposto nesta tese é necessária a seguinte sequência conforme a Figura 3.3 (b).

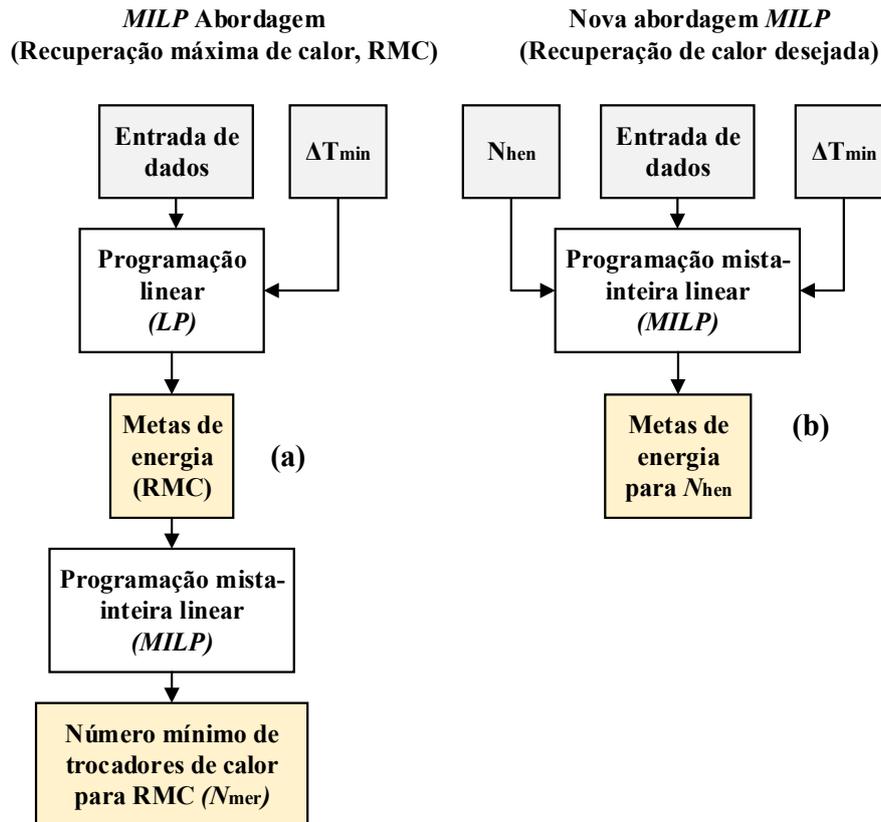


Figura 3.3. Representação dos modelos de transbordo convencional e o proposto.

Alguns pontos da metodologia serão explicitados abaixo:

Levantamento de dados (Data extraction): para cada corrente do processo, são conhecidos os valores do calor específico, vazão mássica e conseqüentemente, a capacidade calorífica (produto da vazão mássica pelo capacidade térmica específica), as temperaturas de entrada (T_k) e de saída (T_{k+1}) e os coeficientes de troca térmica (U_{ij}).

Tecnologia Pinch e Programação Matemática: A cascata de calor (*heat cascade*) ou Algoritmo Tabular é adaptado a programação matemática conforme o modelo de transbordo previamente descrito.

Definição de metas energéticas (targeting) em diferentes arranjos de redes de trocadores: há a adição de uma restrição para especificar o número de trocadores de calor a ser aplicado no problema. Porque como descrito ao longo dos capítulos anteriores, a utilização de

redes com recuperação máxima de energia não é pertinente em muitos casos. No próximo item, 3.3, este modelo será retratado apropriadamente.

3.4 Definição de metas para um número fixo de trocadores de calor via programação matemática (*unit targeting*)

A Tecnologia *Pinch*, e o modelo de transbordo por analogia, é um método essencialmente termodinâmico que fornece o consumo mínimo de utilidades (ou recuperação máxima de calor), obedecendo três regras fundamentais:

Primeira lei: A energia irá se conservar e conseqüentemente os balanços de energia deverão ser consistentes em todos os intervalos de temperatura;

Segunda lei: Calor somente pode ser transferido de uma maior temperatura para uma menor temperatura. Logo, o excedente de calor produzido ao longo dos intervalos de temperatura será transferido ao seguinte até que no último intervalo este excedente seja absorvido por correntes frias (de processo ou utilidades);

Diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}): Variável que define os valores das metas de energia e a área da rede de trocadores de calor (RTC). Seu valor depende de análises de custos e benefícios (*trade-off*) e de valores heurísticos que variam entre 5 e 30 °C. Um procedimento muito utilizado é o *supertargeting* (Li e Motard, 1986);

Número de trocadores de calor do projeto (N_{hen}): Ao projetar-se uma rede de trocadores de calor, na abordagem convencional há duas opções. Na primeira monta-se uma rede visando a máxima troca de calor possível entre as correntes, limite este imposto pela termodinâmica e chamado de consumo mínimo de utilidades ou recuperação máxima de calor cujo o número de trocadores de calor é N_{mer} . O outro cenário envolve a ausência de integração energética e o guarnecimento das correntes apenas com utilidades, ou seja, não há quaisquer trocas de calor entre as correntes. Conseqüentemente, o número de trocadores de calor será igual ao de correntes (N_s). Dessa forma, ela impossibilita o estabelecimento de definições de metas de energia para uma rede com um número intermediário de trocadores (N_{hen}) que atenda às necessidades do projetista.

Sob este contexto, considere que o calor “flui” das fontes de calor (correntes e utilidades quentes) para o intervalo (k) de temperatura correspondente, e a partir de então, para os

sumidouros (correntes frias, utilidades frias e geradas) do mesmo intervalo, e o excedente de calor não utilizado neste intervalo fica disponível para ser aproveitado no intervalo seguinte ($k+1$), de maior temperatura, como mostrado na Figura 3.4 (Cerde et al. 1983).

As utilidades podem ser tratadas como correntes de processo ou podem ser posicionadas nas partes superior (utilidades quentes), inferior (utilidades frias) ou em intervalos intermediários conforme seus valores de temperatura.

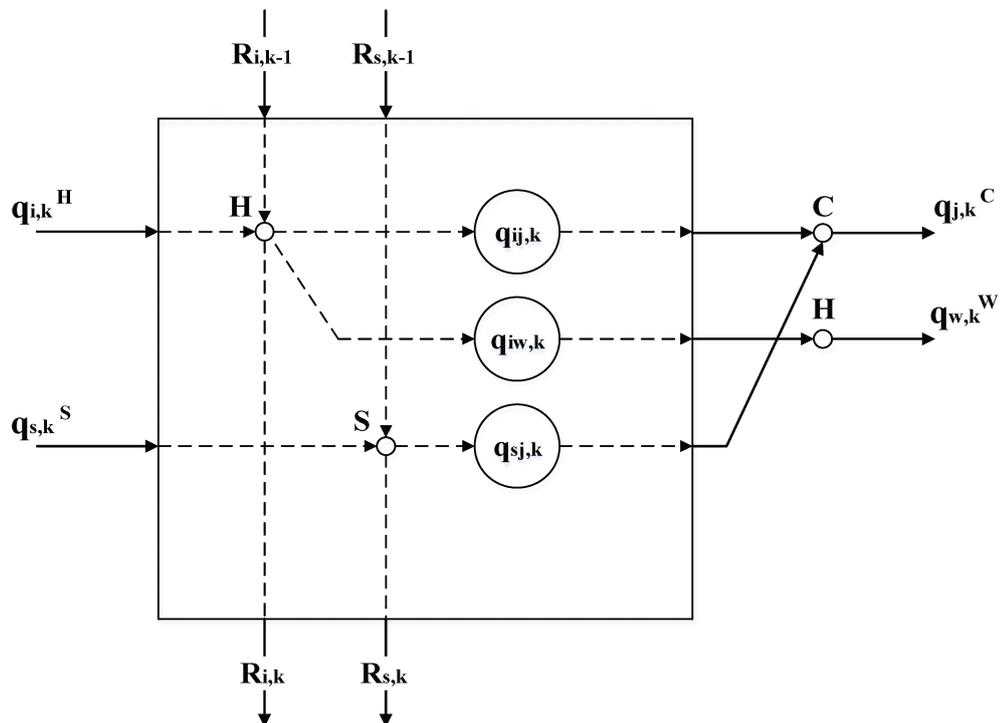


Figura 3.4. Balanço de energia em um intervalo de temperatura (k) (Yee et al. 1990a).

A última variável (\dot{q}_{ij}) será equivalente ao montante de calor faltante da corrente fria (\dot{q}_n^W). Porque, caso a carga térmica da corrente quente seja inferior ao da fria, o restante será abastecido por uma utilidade quente.

O modelo de transbordo para o fluxo de calor baseado no modelo proposto por Cerda *et al.*, 1983 envolve Programação Mista Inteira Linear (*Mixed Integer Linear Programming, MILP*) e sua primeira parcela, equações 3.1 a 3.6, é apresentada abaixo:

Variáveis

R_{k-1} = Calor residual oriundo do intervalo anterior na cascata de calor ($k-1$);

R_k = Calor residual transferido ao intervalo seguinte na cascata de calor ($k+1$);

$\dot{q}_{i,k}^I$ = Calor a ser removido das correntes quentes no intervalo k;

\dot{q}_i^I = Calor a ser removido das correntes quentes em todos os intervalos;

$\dot{q}_{j,k}^J$ = Calor a ser fornecido as correntes quentes no intervalo k;

$\dot{q}_{j,k}^J$ = Calor a ser fornecido as correntes quentes no intervalo k;

$\dot{q}_{ij,k}$ = Calor transferido pelas correntes quentes as correntes frias no intervalo k;

N_{hen} = Número de trocadores de calor selecionado;

N_S = Número de correntes do processo;

N_{min} = Número mínimo de trocadores de calor (igual a N_S);

N_{mer} = Número mínimo de trocadores de calor para a recuperação máxima de energia (é o número mínimo de trocadores de calor da Metodologia *Pinch* convencional).

A função objetivo com os consumos de utilidade a serem minimizados (3.1) deve obedecer algumas restrições termodinâmicas: cascata de calor, balanço de energia dentro dos intervalos de temperatura para as correntes e utilidades quentes (3.2), as trocas térmicas para as correntes e utilidades frias (3.3) e condições adicionais para a viabilidade da cascata de calor (3.4, 3.5 e 3.6). As restrições de não-negatividade impedem o fluxo de calor de uma temperatura mais baixa para uma maior. Observe que o calor residual flui no primeiro intervalo de temperatura e fora do último intervalo de temperatura são zero quando não há utilidades, acima ou abaixo da cascata.

$$\min \sum_{m \in S} c_m \dot{q}_m^S + \sum_{n \in W} c_n \dot{q}_n^W \quad (3.1)$$

s. t.

$$R_{i,k} - R_{i,k-1} + \sum_{i \in I} \dot{q}_{in,k} + \sum_{j \in J} \dot{q}_{ij,k} = \dot{q}_{i,k}^H, \forall i \in I, n \in W, j \in J, k \in TI \quad (3.2)$$

$$R_{m,k} - R_{m,k-1} + \sum_{j \in J} \dot{q}_{mj,k} = \dot{q}_m^S, \forall m \in S, j \in J, k \in TI \quad (3.3)$$

$$\sum_{i \in I} \dot{q}_{in,k} + \sum_{j \in J} \dot{q}_{ij,k} = \dot{q}_{j,k}^J, \forall i \in I, j \in J, n \in W, k \in TI \quad (3.4)$$

$$\sum_{i \in I} \dot{q}_{in,k} = \dot{q}_n^W, \forall i \in I, n \in W, k \in TI \quad (3.5)$$

$$R_{i0} = R_{i,K} = 0, \forall i \in I, k \in TI \quad (3.6)$$

$$R_{m0} = R_{m,K} = 0, \forall m \in S, k \in TI \quad (3.7)$$

$$\dot{q}_m^S, \dot{q}_n^W, \dot{q}_{in,k}, \dot{q}_{mj,k}, \dot{q}_{ij,k} \geq 0, \forall i \in I, m \in S, n \in W, j \in J, k \in TI \quad (3.8)$$

Na formulação sequente, Equações 3.9 a 3.12, y_{ij} é a variável binária com valor unitário caso haja uma troca de calor entre uma corrente quente (i) e uma corrente fria (j), e com valor nulo no caso contrário. A restrição (3.9) é uma relação lógica entre a variável contínua ($\dot{q}_{ij,k}$) e a variável discreta y_{ij} chamada de método do Grande M (*Big M Method*). Portanto adota-se para o valor limite de troca de calor (U_{ij}) um valor suficientemente alto para que a restrição seja satisfeita, mas que não seja um valor arbitrário tão alto para que haja incongruências no processo de solução numérica do problema.

$$\sum_{k \in TI} \dot{q}_{ij,k} - \sum_{s \in S} U_{ij} y_{ij} \leq 0, \forall i \in I, j \in J, k \in TI \quad (3.9)$$

$$\sum_{k \in TI} \dot{q}_{in,k} - \sum_{s \in S} U_{in} y_{in} \leq 0, \forall i \in I, n \in W, k \in TI \quad (3.10)$$

$$\sum_{k \in TI} \dot{q}_{mj,k} - \sum_{s \in S} U_{mj} y_{mj} \leq 0, \forall j \in J, m \in S, k \in TI \quad (3.11)$$

$$y_{ij}, y_{in}, y_{mj} = \{0, 1\}, \forall i \in I, j \in J, n \in W, m \in S, k \in TI \quad (3.12)$$

No que concerne a configuração da rede de trocadores de calor, foi proposta a introdução de uma restrição envolvendo um número de trocadores de calor arbitrário (N_{hen}), Equação 3.13, com objetivo de conceber uma topologia mais simples de rede. Este valor varia entre o número mínimo de trocadores de calor (N_{min}), usualmente igual ao número de correntes de processo, e o valor correspondente ao da recuperação máxima de calor (N_{mer}) definido pela Regra de *Euler*.

$$\sum_{i \in I} \sum_{j \in J} y_{ij} + \sum_{i \in I} \sum_{n \in W} y_{in} + \sum_{m \in S} \sum_{j \in J} y_{mj} \leq N_{hen} \quad (3.13)$$

Uma alteração na abordagem, para a proposição de um segundo modelo, que pode ser pertinente é a modificação da Equação 3.13 por duas restrições que envolvam a definição do número de trocas de calor entre correntes de processo ($N_{hen,pp}$) e as trocas de calor entre correntes de processo e utilidades ($N_{hen,pu}$), conforme as Equações 3.14 e 3.15.

$$\sum_{i \in I} \sum_{j \in J} y_{ij} = N_{hen,pp}, \forall i \in I, j \in J, k \in TI \quad (3.14)$$

$$\sum_{i \in I} \sum_{n \in W} y_{in} + \sum_{m \in S} \sum_{j \in J} y_{mj} \leq N_{hen,pu}, \forall i \in I, j \in J, n \in W, m \in S, k \in TI \quad (3.15)$$

Para ilustrar a aplicação da metodologia serão utilizados dois exemplos amplamente conhecidos da literatura. O primeiro descrito por Shenoy, 1995 em seu livro, e o segundo a planta de aromático descrita por Linnhoff e Ahmad, 1989 para ambas as abordagens. Já na Análise *Total site*, será utilizado apenas o primeiro, porque ela fornece o arranjo com um consumo menor de utilidades, apesar de a segunda permitir um maior controle do projetista sobre a topologia da rede.

3.5 Estudos de caso

3.5.1 Sistema de reação e separação com quatro correntes (SHENOY, 1995)

O primeiro estudo de caso apresentado é o clássico sistema de reação e separação em um processo químico, com quatro correntes de processo e duas utilidades (uma quente e outra fria), e envolve uma reação exotérmica, seguida por uma separação em uma coluna de destilação conforme a Figura 3.4. Para este problema foi adotado uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) de 20 °C (Shenoy 1995).

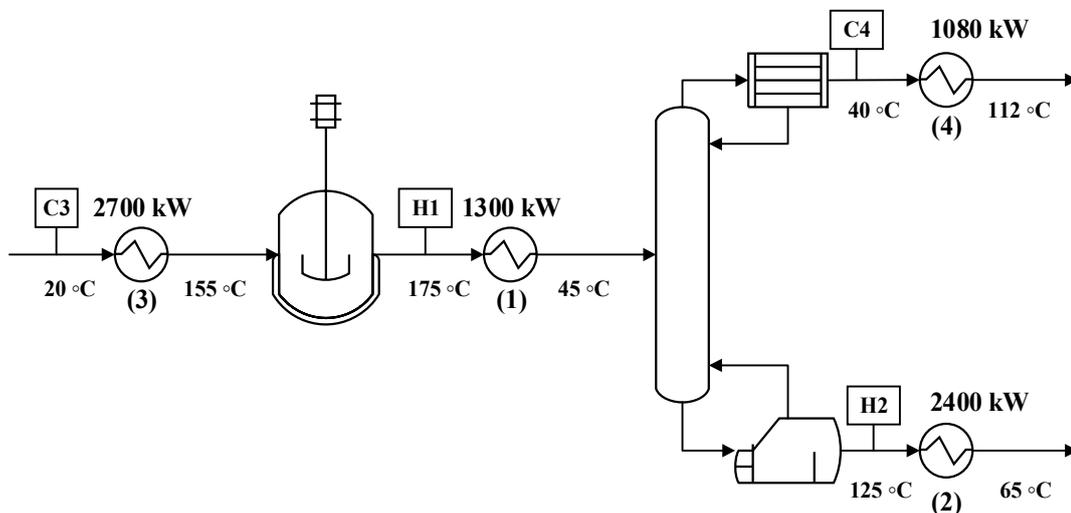


Figura 3.5. Fluxograma conceitual de sistemas de reação e separação (Shenoy 1995) .

Os dados do problema pertinentes à integração energética são apresentados na Tabela 3.2. Juntamente com as correlações de custo de área, fator de anualização e custos de utilidades propostos por Linnhoff e Ahmad, 1989 por uma questão de uniformização da análise.

Tabela 3.2. Dados do problema (Shenoy 1995).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
Saída do reator (H1)	175	45	10	0,4
Produto (H2)	125	65	40	0,4
Reagentes (C3)	20	155	20	0,4
Reciclo (C4)	40	112	15	0,4
Vapor de alta pressão (HPS)	250	-	-	0,4
Água de resfriamento (CW)	15	30	-	0,4

Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ yr⁻¹
Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ yr⁻¹

Para o processo supracitado, os valores de metas de energia foram estimados para três situações distintas conforme as Tabela 3.3 e 3.4. Utilizando-se ambas as abordagens apresentadas no item 3.3.

A partir das metas estimadas pela metodologia apresentada no item 3.3 diferentes valores de consumo de utilidades e custos associados são calculados para três arranjos diferentes da RTC (N_{HEN}). O primeiro, com quatro trocas de calor, apresenta o consumo total de água de resfriamento (CW) e vapor de alta pressão (HPS), onde não há nenhum grau de integração de energia.

Tabela 3.3. Definição de metas para diferentes níveis de integração (Shenoy 1995).

N_{HEN}	CW (kW)	MR_{CW}	HPS (kW)	MR_{HPS}
4*	3700	0	3780	0
4	2400	0,35	2480	0,34
5	850	0,77	930	0,75
6	525	0,86	605	0,84
**7	525	0,86	605	0,84

* Sem integração energética / **Tecnologia *Pinch*.

Tabela 3.4. Definição de metas para diferentes níveis de integração (Shenoy 1995).

N_{HEN}	CW (kW)	MR_{CW}	HPS (kW)	MR_{HPS}
4*	3700	0	3780	0
4* + 1**	2000	0,46	2080	0,45
4* + 2**	920	0,75	1000	0,74
4* + 3**	525	0,86	605	0,84

* Trocadores de calor processo-utilidades / **trocadores processo-processo.

Nestas tabelas, é apresentado um conceito muito utilizado no projeto de sistemas energéticos; a Margem de Recuperação (MR), definido pela Equação 3.16.

$$MR_{m/n} = 1 - \sum_{m,n} \frac{\dot{q}_{c/int}^{S/W}}{\dot{q}_{s/int}^{S/W}} \quad (3.16)$$

em que $\dot{q}_{c/int}^{I,J}$ representa a recuperação de calor obtida em um determinado nível de integração energética e $\dot{q}_{s/int}^{I,J}$ representa o consumo de utilidades sem nenhuma integração energética.

Este conceito é utilizado porque muitas vezes na síntese de redes de trocadores de calor, ao utilizar-se a Tecnologia *Pinch* ou outros métodos de otimização como superestruturas, podem ser geradas RTC inoportunas dos pontos de vista de operacionais e de engenharia. Conseqüentemente, as metas de consumo mínimo de utilidade são tratadas, como sua própria definição, um marco referencial, ou seja, atingi-las pode ou não ser oportuno.

Para a indústria petroquímica, por exemplo, para o vapor um MR de 0,4 é considerado um valor ruim, 0,5 aceitável, 0,6 um valor bom e 0,7 um valor muito bom (Thumann and Mehta 2001).

Para fazer uma análise de arranjo de RTC, é necessário avaliar simultaneamente as metas de energia e área. Por outro lado, utilizando-se as heurísticas nota-se que um arranjo com 5 trocadores de calor (Tabela 3.3), tem uma diferença de apenas 9% (75 para 84%) na recuperação de calor em relação a RTC da Tecnologia *Pinch* com 7 trocadores de calor. Na Tabela 3.4, são fornecidos os valores de metas considerando que cada corrente contém um aquecedor ou resfriador e são adicionados trocadores adicionais em relação ao mínimo de 4 trocadores necessários neste caso. Há apenas um ganho de 10% ao comparar-se a utilização de 6 e 7 trocadores (74 para 84%).

3.5.2 A “planta simplificada de aromáticos”

Outro exemplo é apresentado para ilustrar o método. Este problema pode ser considerado o "problema padrão" para o estudo da integração energética. É a “planta simplificada de aromáticos" originalmente proposta por Linnhoff e Ahmad, 1989. A Tabela 3.5 apresenta os dados das correntes do processo para a Síntese da RTC, bem como informações sobre os custos operacional e dos equipamentos. Este problema inclui quatro correntes quentes

e cinco frias, uma utilidade quente e uma fria, e um fluxograma simplificado do processo é apresentado na Figura 3.6.

Tabela 3.5. Dados do problema da planta de aromáticos.

<i>Stream</i>	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °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
Utilidade quente	330	250		0.50
Utilidade fria	15	30		0.50

Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ yr⁻¹
 Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ yr⁻¹

De forma análoga ao exemplo anterior, as metas de consumo de utilidades quente e fria da planta de aromáticos foram estimadas adotando-se uma diferença mínima de temperatura de 10 °C como ilustrado nas Tabela 3.6 e 3.7.

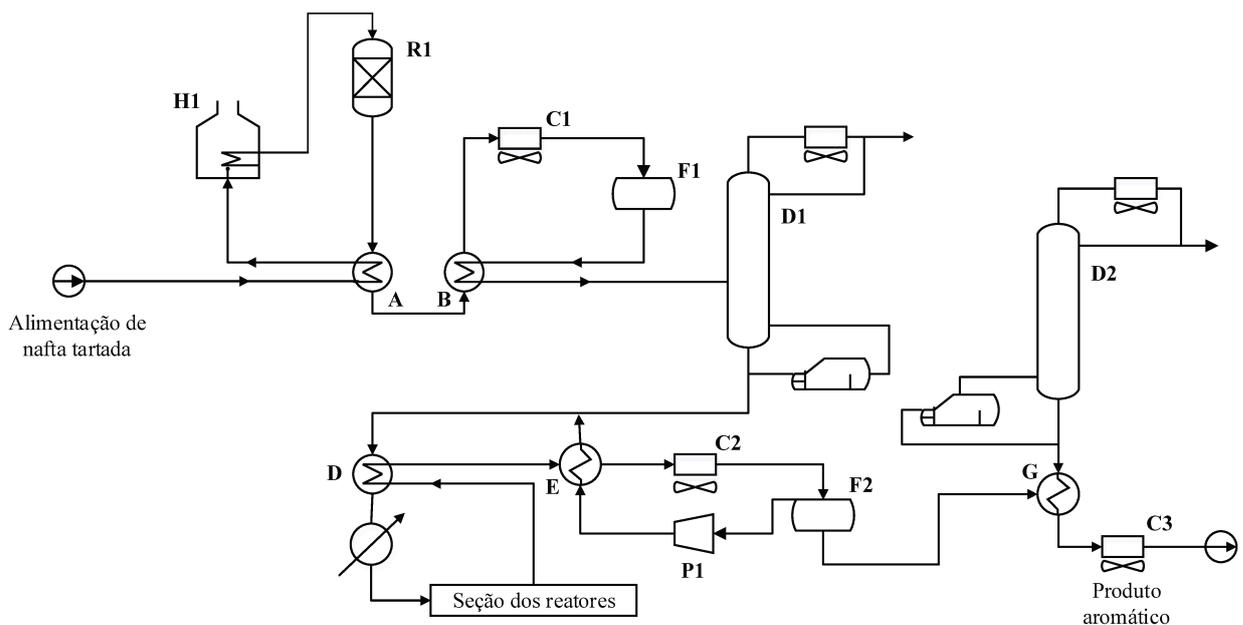


Figura 3.6. Fluxograma de processo simplificado da planta de aromáticos (Linnhoff and Ahmad 1989).

Tabela 3.6. Definição de metas para diferentes níveis de integração (Linnhoff and Ahmad 1989).

N_{HEN}	CW (kW)	MR_{CW} (%)	HPS (kW)	MR_{HPS} (%)
9*	93400	0	86180	0
9	36150	0,62	28430	0,67
10	30800	0,67	23080	0,73
11	28420	0,70	20700	0,76
12	26420	0,72	18700	0,78
13	25000	0,73	17280	0,80

*Sem integração energética.

Tabela 3.7. Definição de metas para diferentes níveis de integração (Linnhoff and Ahmad 1989).

N_{HEN}	CW (kW)	MR_{CW} (%)	HPS (kW)	MR_{HPS} (%)
9*	93400	0	86180	0
9* + 1**	71900	0,23	64180	0,26
9* + 2**	54250	0,42	46530	0,46
9* + 3**	44320	0,53	36600	0,58
9* + 4**	36720	0,61	29000	0,66
9* + 5**	29100	0,69	21380	0,75
9* + 6**	27400	0,71	19680	0,77
9* + 7**	25720	0,73	18000	0,79
9* + 8**	25000	0,73	17280	0,80

* Trocadores de calor processo-utilidades / **trocadores processo-processo.

Neste caso pelo sistema ser mais complexo é nítida a diferença nos consumos de utilidades ao comparar-se os resultados das Tabelas 3.6 e 3.7. Na primeira metodologia todos os trocadores serão alocados de forma a minimizar o consumo de utilidades. Já no segundo caso, é imposta a condição de que todas as correntes devem conter ao menos um aquecedor, ou resfriador. Consequentemente, as trocas de calor somente podem ser alocadas de forma a reduzir o consumo de utilidades a partir do décimo trocador de calor. Logo, são necessários 5 trocadores de calor adicionais, comparado aos resultados da Tabela 3.6, para atingir-se a condição máxima de recuperação de calor (73% para a utilidades quente e 80% para a utilidades fria).

3.6 Conclusões parciais sobre a estimativa de metas de energia para processos

Neste capítulo foi utilizado um modelo de transbordo, com um número especificado de trocadores de calor, para estimativa de metas de utilidades (energia) para processos. Em duas condições distintas: na primeira, a restrição envolve o número de trocadores de calor total a ser utilizado na integração energética. Já na segunda, são utilizadas duas restrições, uma que arbitra o número de trocadores de calor que realiza trocas entre correntes de processo e a outra entre correntes de processo e utilidades (resfriadores e aquecedores). Para tal, foram utilizados dois exemplos conhecidos da literatura propostos por Shenoy, 1995 e Gundersen, 2000.

Ao comparar-se as duas metodologias propostas para estimativa de metas, a partir dos resultados das Tabelas 3.3, 3.4, 3.6 e 3.7 é perceptível não ser oportuno fixar um trocador de utilidades (aquecedor ou resfriador) em cada corrente como feito nas Tabela 3.4 e 3.7. Visto que, os resultados obtidos estarão muito abaixo da metodologia proposta nas Tabela 3.3 e 3.6.

A partir de tal premissa, nos próximos capítulos, as metas serão estimadas apenas para o caso em que há apenas uma restrição binária que limita o número de todos os trocadores de calor simultaneamente, trocas de calor entre correntes de processo e processo-utilidade. Porém, uma ressalva deve ser feita, se o projetista quiser utilizar duas restrições binárias fixando os números de trocadores de calor. Como exemplo, o caso da planta simplificada de aromáticos, se for desejado fixar-se 6 trocadores de utilidades e 6 de processo, é uma abordagem válida e a metodologia pode ser aplicada sem problemas.

CAPITULO IV

TOTAL SITE TARGETING: DEFINIÇÃO
DE METAS ENERGÉTICAS PARA
COMPLEXOS INDUSTRIAIS

4.1 Diagrama geral da tese

Como forma de ilustrar a evolução da nova abordagem proposta na tese (em termos de um mapa mental ilustrado pela Figura 4.1) no Capítulo 3 foi utilizado um modelo de transbordo (*MILP*) para estimativa das metas de energia das plantas, agora esse modelo será estendido a todo o complexo utilizando um balanço de energia nas linhas de vapor (*headers*).

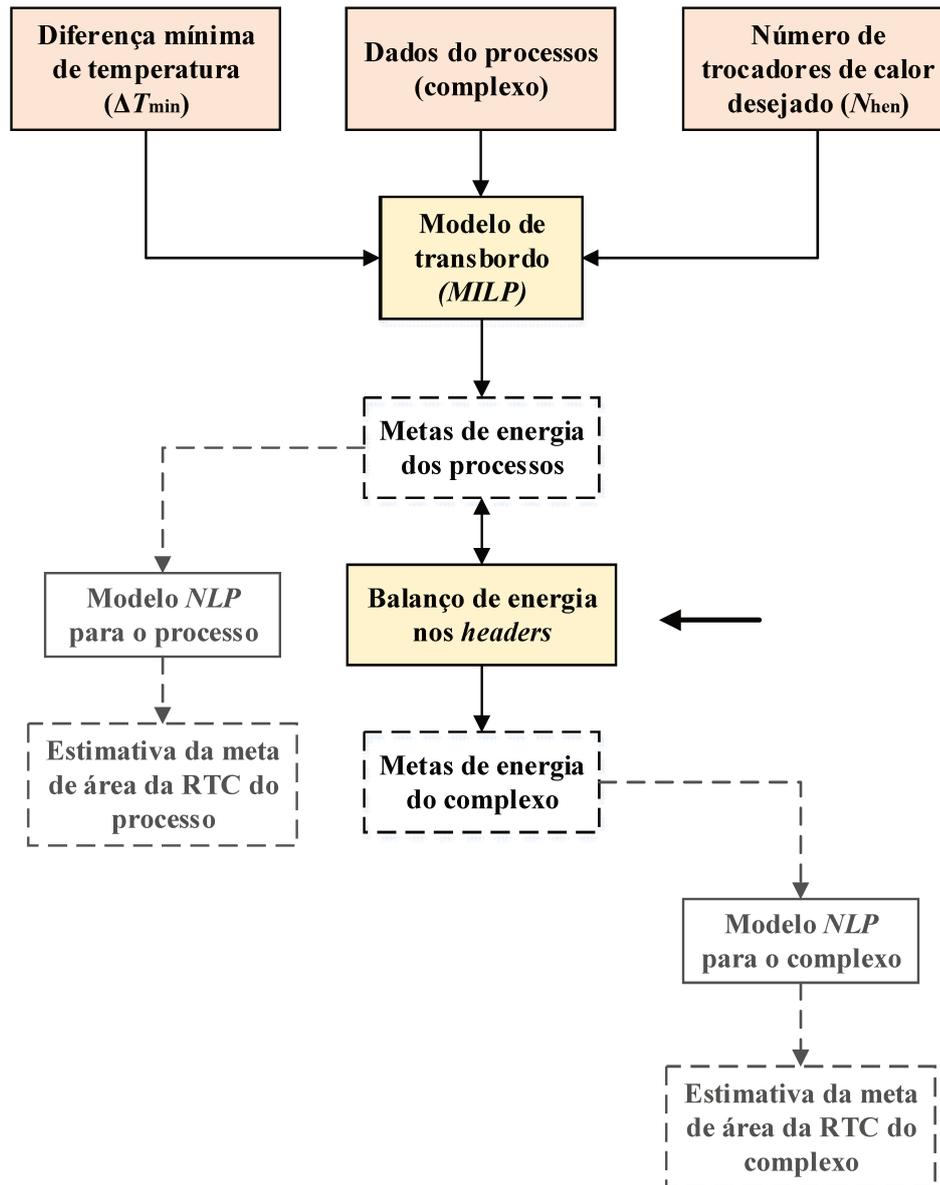


Figura 4.1. Representação geral da tese (Estimativa de metas de energia para o complexo).

Como foi discutido no Capítulo 2, a Tecnologia *Pinch* é um método estabelecido ao longo de quase 40 anos e foi amplamente discutido e utilizado para satisfazer metas de calor

e potência necessários aos processos industriais. Esta área da síntese de processos é conhecida como “métodos de recuperação de calor” e engloba desde a síntese da rede de trocadores ao uso de caldeiras de recuperação.

O projeto “ótimo” de sistemas de utilidades de larga escala, tais como os de refinarias, engloba grande complexidade, já que necessita abastecer todos os processos dentro do complexo, além de considerar fatores como variação de capacidade de produção, paradas, alteração de condições de operação, segurança dos processos, entre outros fatores.

Com o objetivo de simplificar o projeto conceitual desses sistemas, foi desenvolvida a Análise *Total Site* para a definição de metas energéticas, analogamente à Tecnologia *Pinch*, todavia, para todo o complexo. Sob esta perspectiva, a metodologia *Total Site Targeting* (Linnhoff and Polley 1988a, 1988b) compõe parte de um procedimento global necessário para a síntese de todo o sistema de recuperação de calor do complexo, que inclui: metas de utilidades de processo, a síntese da rede de trocadores de calor e os sistemas de utilidades do complexo. De forma complementar, pode ser dimensionado o sistema de cogeração de forma sequencial ou simultânea.

4.2 Estado da arte para análise *Total Site* (*Total Site Targeting*)

O *Total Site Targeting* (Linnhoff and Polley 1988a, 1988b, Dhole and Linnhoff 1993) foi um avanço como meio de integração entre as demandas de utilidades quentes e frias das diferentes plantas de um complexo industrial. Os perfis quente e frio, ou *fonte* (*heat source*) e *sumidouro* (*heat sink*), foram gerados a partir dos dados extraídos das grandes curvas compostas dos processos químicos. Alguns trabalhos relevantes da década de 90, em especial de Linnhoff e associados, introduziram os seguintes elementos a análise:

- Dhole e Linnhoff, 1993 Incorporaram à abordagem um modelo simples de exergia para estimar o potencial de cogeração para o complexo industrial, assumindo que a eficiência isentrópica das turbinas a vapor é constante dentro do intervalo de operação;

- Raissi, 1994 em sua tese propôs um diagrama do tipo temperatura *versus* entalpia (*T-H*) baseado na aproximação de Salisbury, 1942 que fixa a carga térmica do vapor (diferença entre as entalpias de entrada e saída).

- Klemes *et al.*, 1997 incorporaram à metodologia características de processos semi-contínuos e operações em batelada além de elementos de otimização multiobjetivo como a redução de combustível, potência e geração de CO₂.

- Mavromatis e Kokossis, 1998 apresentaram uma metodologia mais precisa para as estimativas de metas para geração de trabalho de eixo em sistemas de cogeração (*shaft-work targeting model*) assumindo quatro premissas: Relação de Willians (Fink and Beaty 1978), termos de eficiência máxima típicos, percentual fixo de perdas internas para a potência máxima e equivalência entre uma turbina complexa a uma cascata de turbinas. Esta abordagem possui como maior desvantagem não considerar a variação na pressão de saída no caso da turbina de extração e assume que as perdas internas de eficiência são constantes.

Nos anos seguintes foram publicados alguns trabalhos com a nomenclatura “*Total Site*”, porém, são trabalhos que abordam metodologias de otimização que não tem relação direta com a Tecnologia *Pinch*. Alguns trabalhos notórios envolvendo superestruturas, ou mesmo integração de sistemas em batelada, foram publicados na primeira década deste século. Entretanto, nesta tese serão destacados os trabalhos da antiga *UMIST Manchester*, Inglaterra, e outros grupos de pesquisa nos EUA (Carnegie Mellon, Texas A&M University e Oklahoma), Europa (Pannonia, Lausanne, NTNU), África (Universidade de Pretoria), Ásia (UTM Malaysia, Nottingham, Hanyang, Beijing), entre outros grupos notórios.

Entretanto, alguns dos trabalhos que abordam o cerne da metodologia Total Site serão apresentados abaixo em sete categorias:

a. Interfaces da Análise Total Site (TS)

A *TS* envolve a identificação das metas; de consumo das utilidades quentes e frias, de combustível, de produção (cogeração) ou demanda de potência. A primeira metodologia proposta para obtenção dos dados do processo (*data extraction*) foi implementada utilizando-se o *Process Grand Composite Curves* (Dhole and Linnhoff 1993). Após a introdução da cascata de calor para *TS*, o Algoritmo Tabular (*TS Problem Table Algorithm*) (Liew et al. 2012). Todos os procedimentos anteriores implementados por meio de rotinas numéricas, e os dois últimos sem a necessidade de utilização de gráficos.

b. Recuperação de calor global no complexo (site-wide heat recovery)

Outros elementos incorporados foram a utilização de uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) aplicada as utilidades no procedimento de definição de metas (*targeting procedure*. Liew *et al.*, 2012 propuseram um procedimento de numérico para a estimativa de metas que permite análise de sensibilidade.

c. Cogeração associada aos sistemas de utilidades

Klemes *et al.*, 1997 propuseram uma metodologia de metas para cogeração utilizando as grandes curvas compostas combinadas dos processos (*SUGCC, Site Utility Grande Composite Curves*) utilizando “diagramas do tipo *H-T*”. Mavromatis e Kokossis, 1998 propuseram um modelo de metas para geração de trabalho de eixo para turbinas de compressão. Em um trabalho posterior, Shang e Kokossis, 2004 incorporaram ao modelo turbinas de condensação e caldeiras. No mesmo grupo de trabalho, de forma paralela, Varbanov *et al.*, 2004 e Varbanov, Doyle e Smith, 2004 propôs um modelo refinado para turbinas a vapor e a gás e síntese do sistema de distribuição de vapor. Em dois trabalhos posteriores, o primeiro uma continuação direta do anterior, Varbanov *et al.*, 2005, e o segundo de um grupo de pesquisa de crescente importância da Universidade de Guangdong, no qual Luo *et al.*, 2011 modelaram sistemas contendo múltiplas turbinas de extração.

Pouyan Rad *et al.*, 2016 propuseram a otimização de sistemas de utilidades levando em consideração a confiabilidade.

d. Síntese de sistemas de utilidades, análise de retrofit e planejamento.

Trabalhos sobre este tema são publicados desde a década de 60, envolvendo especialmente programação matemática. Serão listados abaixo alguns trabalhos relevantes:

Iyer, Ramaswamy e Grossmann, 1998 propuseram um planejamento operacional com múltiplos períodos para sistemas de utilidades.

Varbanov, Doyle e Smith, 2004 trata da síntese completa de sistemas de utilidades.

Luo *et al.*, 2016 aborda a resolução simultânea da recuperação de calor nos processos e dos sistemas de utilidades.

Perry, Klemes e Bulatov, 2008 elaboraram o *Top Level Analysis* utilizada para selecionar o processo mais vantajoso para o retrofit da recuperação de calor pela construção de curvas para o custo marginal de vapor.

Liew *et al.*, 2013 parte do planejamento de sistemas de utilidades: considerando potencial de estocagem (reservatórios de calor), cenários com variação (análise de sensibilidade) e dimensionamento das principais instalações e geradores de *backup*.

Liew *et al.*, 2014: Estrutura para definição de metas em *retrofits* e mudanças de processo empregando algoritmos para a estimativa da eficiência térmica.

e. *Planejamento dos sistemas de potência para a Análise Total Site*

Liew *et al.*, 2012 desenvolveram um método para planejamento de potência para sistemas contendo fontes híbridas de energia ao determinar-se metas considerando o armazenamento em reservatórios de calor. Em um trabalho posterior, Liew *et al.*, 2013 acrescentou modificações no processo otimizado e Rozali *et al.*, 2013 mudanças de carga térmica e balanços de perda de potência.

Liew *et al.*, 2017 publicaram um estudo combinando a Análise *Total Site* com potência e gerenciamento de emissões de CO₂.

e. *Indicadores e desafios a serem considerados*

Cucek *et al.*, 2013 introduziram na Análise *Total Site* alguns indicadores: Pegadas de carbono (*carbono footprint*), água (*water footprint*), energia (*energy footprint*), gases de efeito estufa (*GHG footprint*) e nitrogênio (*nitrogen footprint*). Revisto, a posteriori, por Liew *et al.*, 2017.

Diversos trabalhos envolvendo definição de metas para sistemas com cogeração ou de recuperação de calor de baixa qualidade (*low-grade recovery*) incluindo: bombas de calor, ciclo orgânico Rankine, recuperação de calor em gases de exaustão, refrigeração por absorção e aquecimento de alimentação de caldeira.

No próximo item serão apresentados os fundamentos da Análise *Total Site*, tal como proposto por Linnhoff e Polley, 1988a; b e disseminado posteriormente Dhole e Linnhoff, 1993.

4.3 Fundamentos da Análise Total Site (*Total Site Targeting*)

Em diferentes termos, o método *Total Site Targeting* permite que o excesso de calor de um processo seja aproveitado pelo complexo, ou seja, este excedente, é convertido em vapor, e então enviado aos processos que possuem déficits de calor por meio da rede de distribuição de vapor (Raissi 1994).

A definição de metas (*targeting*) pode determinar os montantes de vapor gerados e consumidos pela combinação dos processos individuais. Portanto são definidos os seguintes parâmetros: A demanda de vapor oriunda da planta de caldeiras, o vapor potencialmente gerado pelos processos e a carga térmica recuperada pela rede de trocadores de calor (Klemes et al. 1997). Análise *Curva R* foi utilizada para o projeto de todo o sistema de utilidades do complexo (Karimkashi and Amidpour 2012).

A metodologia de metas permite estimar as quantidades de utilidades necessárias aos processos, revelando o excedente de calor que será exportado ao sistema de distribuição de vapor, este abastecerá: os demais processos onde o calor é necessário, os geradores de vapor e o sistema de cogeração.

As metas estão fortemente relacionadas aos projetos dos sistemas de distribuição de vapor e de água de resfriamento do complexo. Visto que, estes sistemas obedeçam às restrições impostas pelas demandas dos processos.

4.4 Etapa de obtenção dos dados para a Análise *Total Site*

A obtenção de dados dos processos (*data extraction*) é uma etapa decisiva para qualquer tipo de projeto em uma planta química pré-existente. Metodologias para cálculos de propriedades de filme em trocadores de calor a partir de dados de temperatura e pressão, são fornecidas pela literatura, apesar de apresentarem um grau de erro considerável (Kemp 2007, Smith 2016).

Dessa forma, uma das etapas mais importantes é a definição do nível de detalhe dos dados disponíveis a Análise *Total Site* classificada em três diferentes níveis: *Black box*, *Grey box* e *White Box* (Hackl et al. 2010):

Black Box (“Caixa Preta”) – Diferentemente da Tecnologia *Pinch*, onde as correntes são caracterizadas pelas temperaturas de entrada (T_{IN}) e saída (T_{OUT}). Devido à pequena

quantidade de dados disponíveis, são apenas representadas as metas frias e quentes nas suas respectivas temperaturas, estas fixas. Portanto, este caso recai sobre aquelas plantas onde a determinação das propriedades de filme não é viável.

Gray Box (“Caixa Cinza”) – É criada uma interface processos-utilidades e são consideradas as trocas de calor, dos aquecedores e resfriadores, dentro do processo. Conseqüentemente, o nível de integração energética entre as correntes da planta não é modificado, e apenas são permitidas modificações nos sistemas de utilidades. Por exemplo, se uma planta utilizava 2000 kW de vapor de alta pressão, durante um *retrofit*, o sistema de distribuição de vapor foi modificado, com a adição de aquecedores, de forma que sejam utilizados 400 kW de vapor de alta pressão, 1000 kW de vapor de média pressão e 600 kW de vapor de baixa pressão. Logo, podem ser adicionados aquecedores e resfriadores e podem ser modificadas as temperaturas e/ou são adicionadas utilidades.

White box (“Caixa Branca”) - Segundo este método, é executada uma Análise *Pinch* detalhada para a cada planta, incluindo os pares de trocas térmicas das correntes. Ao utilizar-se este grau de detalhamento é possível construir as *Curvas Compostas (CC)* e a Grande Curva Composta (*GCC*), permitindo-se redefinir o ponto de *Pinch* e as metas para cada planta (Linnhoff et al. 1982).

A Figura 4.1 apresenta uma ilustração dos níveis de detalhes na Análise *Total Site*. São ilustradas as demandas de utilidades, as redes de trocadores de calor, e as curvas compostas dos processos.

Na primeira ilustração, *Black Box*, apenas as metas são detectadas pelos sistemas de utilidades, e não há interação da rede de trocadores com o sistema de utilidades. No segundo caso, *Gray Box*, os sistemas interagem com a rede de trocadores de calor (linhas vermelhas, aquecedores e azuis, resfriadores), entretanto, a estrutura da rede, em grande parte, é fixada e uma parte escassa das propriedades das correntes são conhecidas restringindo as modificações nas vazões e níveis de utilidade. Por último, *White box*, há integração entre os sistemas de utilidades e a rede de trocadores de calor, então é possível estabelecer novas trocas de calor entre os processos (linhas pretas) e dos processos com o sistema de utilidades (Hackl et al. 2010).

Em termos de desenvolvimento de processos, os mais pertinentes são a *Gray Box* e a *White Box*. A *Black Box* carece de uma série de informações pertinentes a melhoria dos

sistemas de utilidade do complexo, e é um quadro observado em plantas antigas onde a obtenção de informações é difícil e a Tecnologia *Pinch* ainda não era empregada. A *Gray Box* é um caso onde não é pertinente a alteração nas trocas entre correntes de processo, pelo fato de que parte dos dados não está disponível, o que inviabiliza modificações na rede prévia.

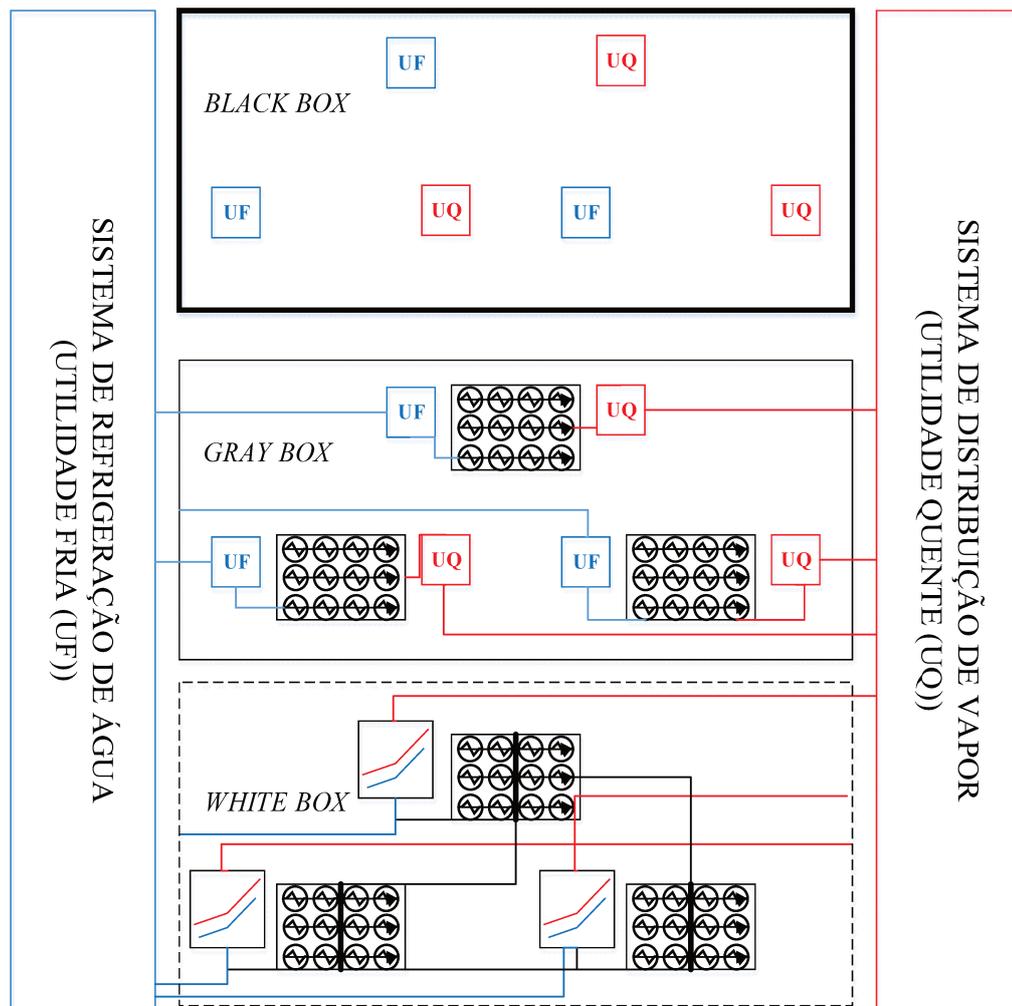


Figura 4.2. Ilustração do nível de detalhes das Análise *Total Site*.

Os dois primeiros níveis de detalhe podem inviabilizar a geração de perfis térmicos para o complexo, dessa forma podem ser elaborados gráficos de faixas indicando as quantidades de vapor consumidas e geradas em cada planta, de acordo com as suas respectivas faixas de pressão. A Figura 4.2 ilustra como a elaboração de um desses gráficos para um complexo industrial com quatro plantas (Hackl et al. 2011).

Por exemplo, a primeira faixa indica que a Planta A apresenta um potencial de geração de vapor de 3000 kW para o complexo, enquanto que a quinta faixa indica que a Planta B

necessita receber do sistema de distribuição de vapor cerca de 2000 kW. Este tipo de abordagem permite visualizar com rapidez as capacidades energéticas e demandas das plantas, em detrimento das dificuldades na aquisição de dados (Hackl, Harvey e Andersson, 2010). Na *White box* todos os dados necessários para a síntese de redes de trocadores são disponibilizados. Então, é possível modificar a rede de trocadores do complexo juntamente com o sistema de utilidades.

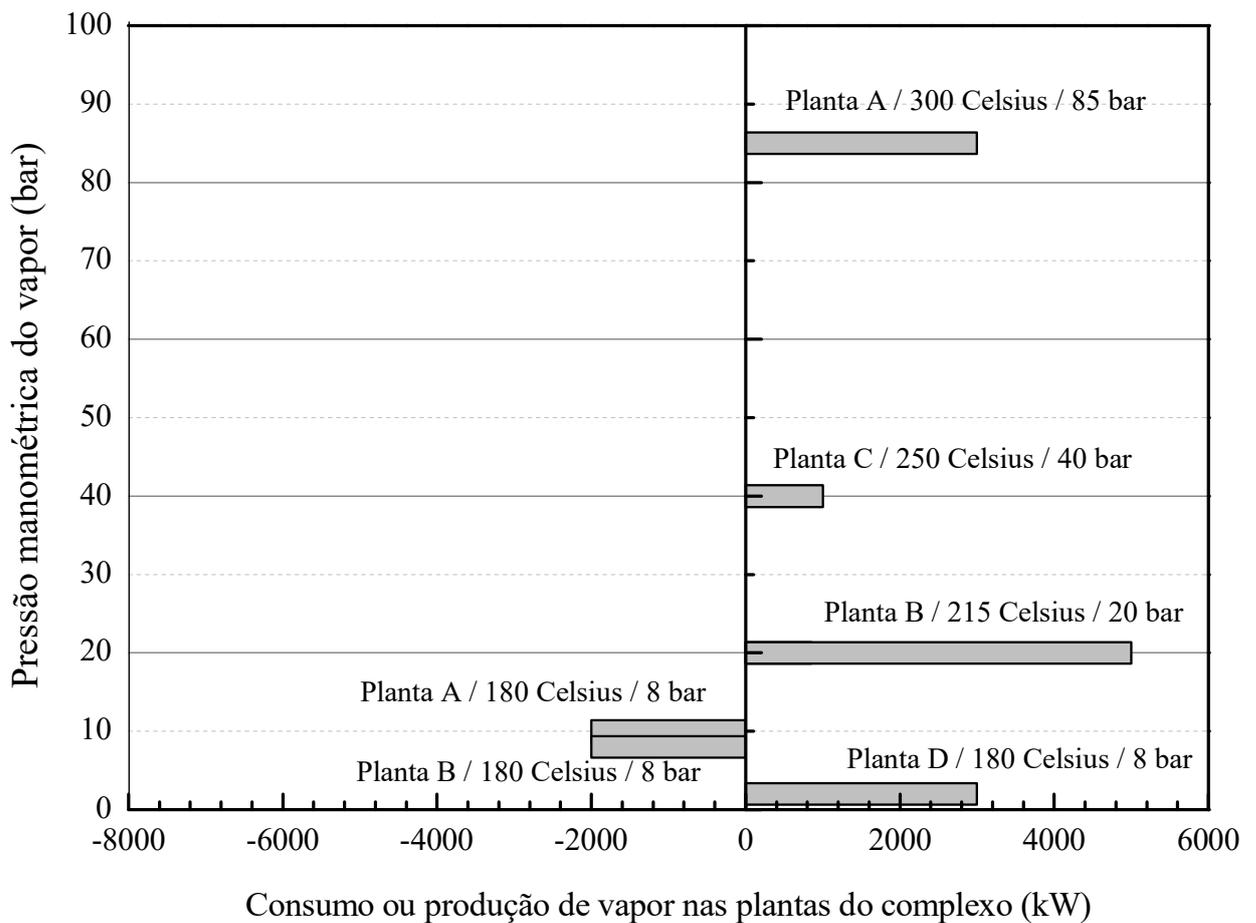


Figura 4.3. Gráfico de faixa indicando o déficit e excesso de calor nos processos químicos A, B, C e D de um complexo industrial (Hackl et al. 2011).

No próximo item será descrita a construção dos perfis térmicos do complexo, proposta por Linnhoff e Polley, 1988a; b o método análogo as curvas compostas, elaborado a partir das grandes curvas compostas.

4.5 Procedimento para implementação da Análise *Total Site*

Para implementar uma análise energética em um complexo com diferentes processos industriais, a análise total site define seis etapas (Hackl et al. 2010):

- a. Obtenção dos dados (*data extraction*);
- b. Integração energética dos processos, em separado, via Tecnologia *Pinch*;
- c. Eliminação dos *pockets* (bolsões de calor) das Grandes Curvas Compostas;
- d. Extração dos segmentos da GCC e definição das fontes quentes (*heat sources*) e dos sumidouros (*heat sinks*);
- e. Sobreposição das fontes quentes e frias para construção dos perfis quente e frio do complexo;
- f. Estimativa das metas do complexo.

Uma representação da análise como um todo é apresentado na Figura 4.4. As etapas serão descritas em mais detalhes nos próximos itens.

4.5.1 Construção dos perfis térmicos do complexo

Um sumidouro de calor (*heat sink*) é a representação da demanda de calor, similar a correntes frias na Tecnologia *Pinch*. Então, pode ser estabelecida a seguinte analogia: define-se uma temperatura inicial (T_S) e uma temperatura final ou meta (T_T) e a respectiva variação de entalpia (ΔH). Correspondentemente, uma fonte quente é definida com uma temperatura inicial (T_S), final (T_T) e a respectiva variação de entalpia (ΔH) (Figura 4.3).

A grande curva composta (GCC) representa as demandas por utilidades de cada um dos processos. Para representar as demandas do processo é necessário a construção dos perfis térmicos do complexo, que pode ser melhor ilustrada por meio de um exemplo. Todavia, antes de ser desenvolvido o exemplo cabe salientar um ponto importante, a remoção do *pockets* por ser “opcional”. Esta característica advém da incorporação de cogeração a análise. Se há *pockets* na GCC com temperaturas bastante elevadas e grande carga térmica (variação de entalpia). Pode ser pertinente exportar os *pockets* para os sistemas de aquecimento ou de geração de potência. Vapor a altas pressões pode ser gerado pelas correntes no topo do *pocket*, enquanto que as correntes do fundo do *pocket* podem ser aquecidas por vapor saturado a

pressões mais baixas. Em contrapartida, o sistema de distribuição de vapor (Figura 4.4) pode expandir o vapor saturado de alta pressão (*expansão flash*) para um vapor superaquecido de pressão mais baixa, para possível cogeração em turbinas que podem operar em pressões mais baixas.

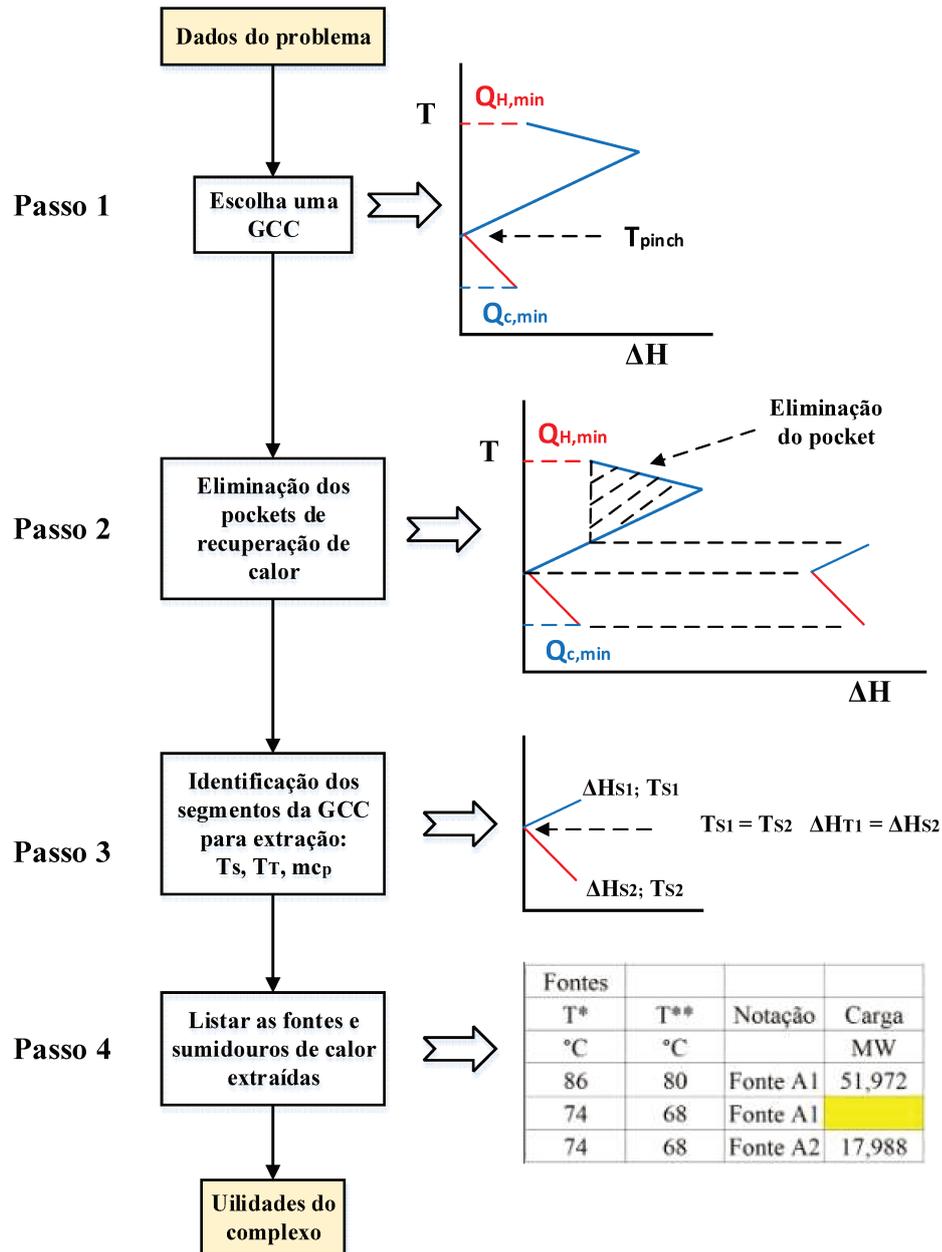


Figura 4.4. Procedimento de obtenção de dados do Total Site (*Total Site Data Extraction procedure*) (Klemes et al. 2014).

Para a extração dos segmentos dos *pockets* ser viável, duas condições precisam ser atendidas:

- É necessária uma diferença de temperatura considerável entre as temperaturas do topo do *pocket* da GCC e a do vapor superaquecido para permitir o ajuste da turbina a esta condição. Logo, o calor do topo do *pocket* será convertido em trabalho, e o seu fundo será suprido por um vapor de temperatura mais baixa.

- O montante de calor deve ser suficientemente grande para justificar o investimento adicional necessário do custo de capital das turbinas e demais elementos necessários. Smith, 2016 afirma que este valor deve exceder algumas centenas de kW.

4.5.2 Aplicação da Análise *Total Site* a dois processos

Os dados utilizados foram adaptados de um sistema com duas plantas químicas independentes, A e B, apresentado previamente por Perry no capítulo 6 do *Handbook of Process Integration* (Klimes 2013). Inicialmente, foi utilizado uma diferença mínima de temperatura arbitrária de 20 °C. Os dados das correntes necessárias para a análise são apresentados na Tabela 4.1. Na qual a notação A_{C1} , por exemplo, indica que esta corrente pertence ao processo A, é uma corrente fria e enumerada como 1 dentro do mesmo.

Tabela 4.1. Dados das correntes dos processos químicos A e B (Boldyryev et al. 2013).

Enumeração das correntes	Temperaturas de entrada (T_{in}) (°C)	Temperaturas de saída (T_{out}) (°C)	Carga térmica das correntes ($F.c_p$) (kW/°C)
A_{C1}	30	210	6,5
A_{H1}	150	35	1,5
A_{C2}	140	180	1,3
B_{C1}	50	220	1,5
B_{H1}	140	80	7
B_{H2}	200	100	4

O primeiro passo é a montagem das grandes curvas compostas de ambos os processos, Figuras 4.5 e 4.6, com suas respectivas metas de consumo de utilidades quentes e frias (Linnhoff and Polley 1988a, 1988b).

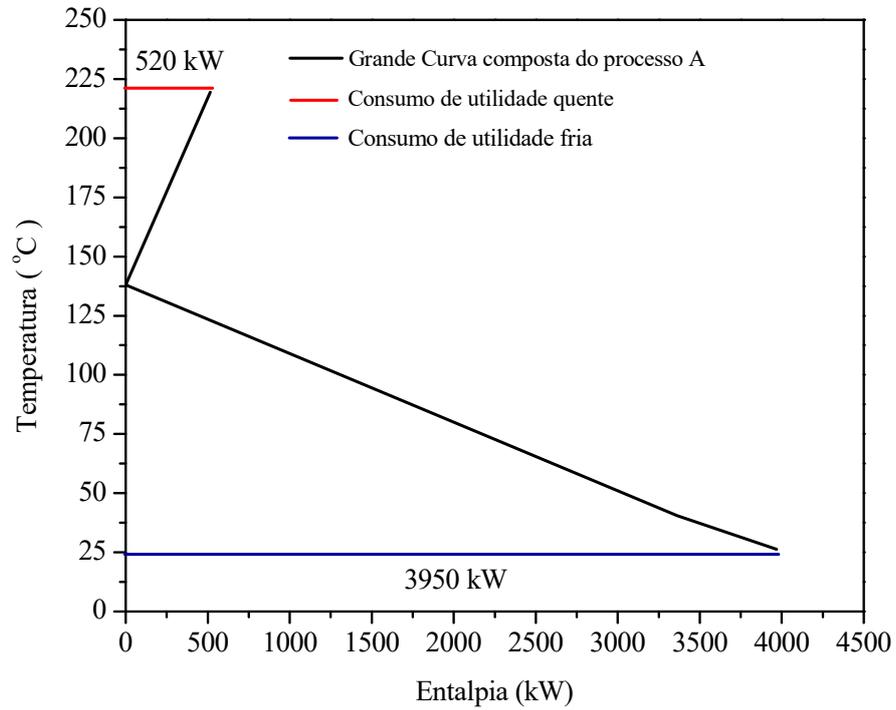


Figura 4.5. Grande curva composta do processo A.

As linhas vermelha e azul, representam, respectivamente os consumos de utilidades quente, vapor de alta pressão saturado a 250 °C, e fria, água de resfriamento a 20 a 30 °C dos processos A e B. As estimativas para as metas são (Linnhoff 1993):

- ✓ Processo A : Consumo de 520 kW de vapor e de 3950 kW de água de resfriamento;
- ✓ Processo B : Consumo de 60 kW de vapor e de 573 kW de água de resfriamento.

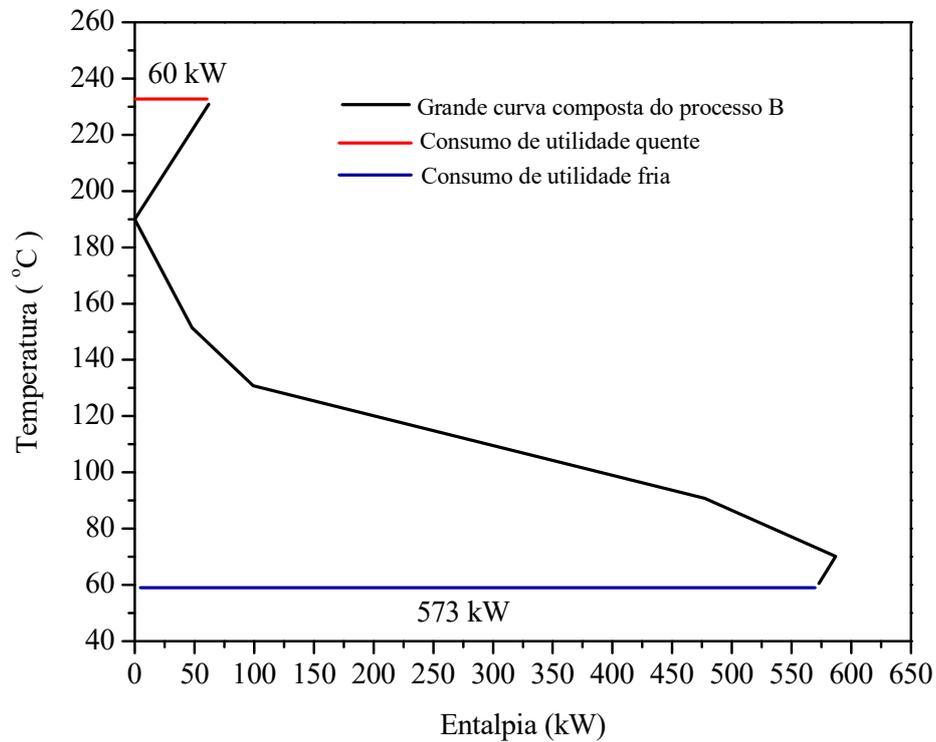


Figura 4.6. Grande curva composta do processo B.

O próximo passo é a montagem dos perfis térmicos do complexo. Particularmente neste caso, as grandes curvas dos processos não apresentam *pockets* (bolsões de calor) significativos, inclusive o Processo A não apresenta *pockets*, portanto os perfis serão próximos a sobreposição das grandes curvas compostas dos processos. Agora o que deve ser feito é a introdução do ΔT_{\min} de cada processo ao cálculo de metas para o complexo.

Deve-se evidenciar que na GCC as temperaturas não são deslocadas e deve ser feita então esse ajuste, de forma análoga ao que é feito as curvas compostas (CC) na Tecnologia Pinch. As temperaturas da fonte quente são descontadas em $0,5\Delta T_{\min}$ ($T^* = T - 0,5\Delta T_{\min}$). Já, as temperaturas da fonte fria serão acrescidas ($T^* = T + 0,5\Delta T_{\min}$). Em duas regiões, quente e fria, gerando os perfis quente e frio do complexo, Figuras 4.7 e 4.8 respectivamente.

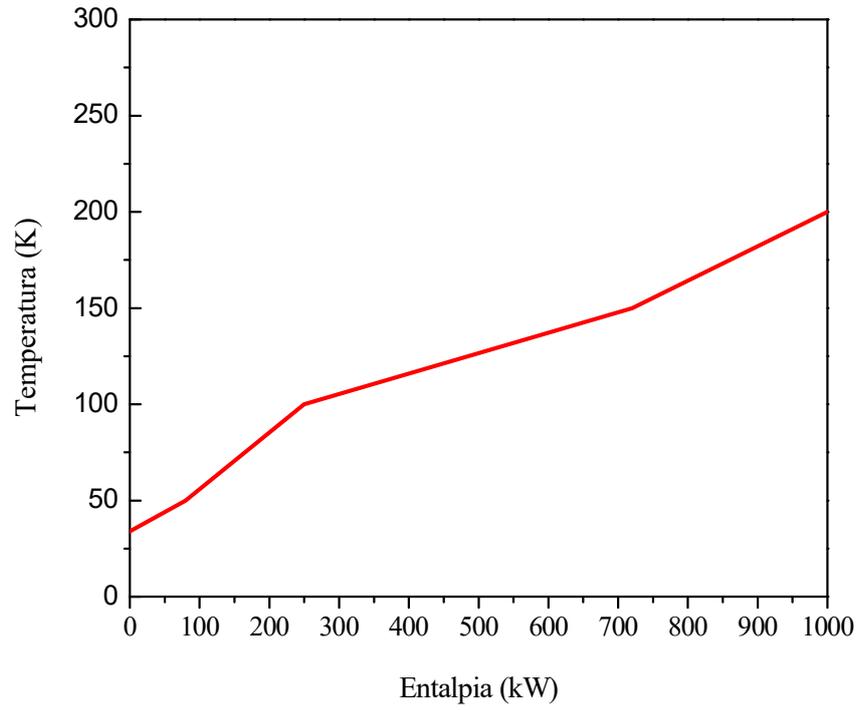


Figura 4.7. Informação combinada das fontes quentes ou perfil fonte do complexo.

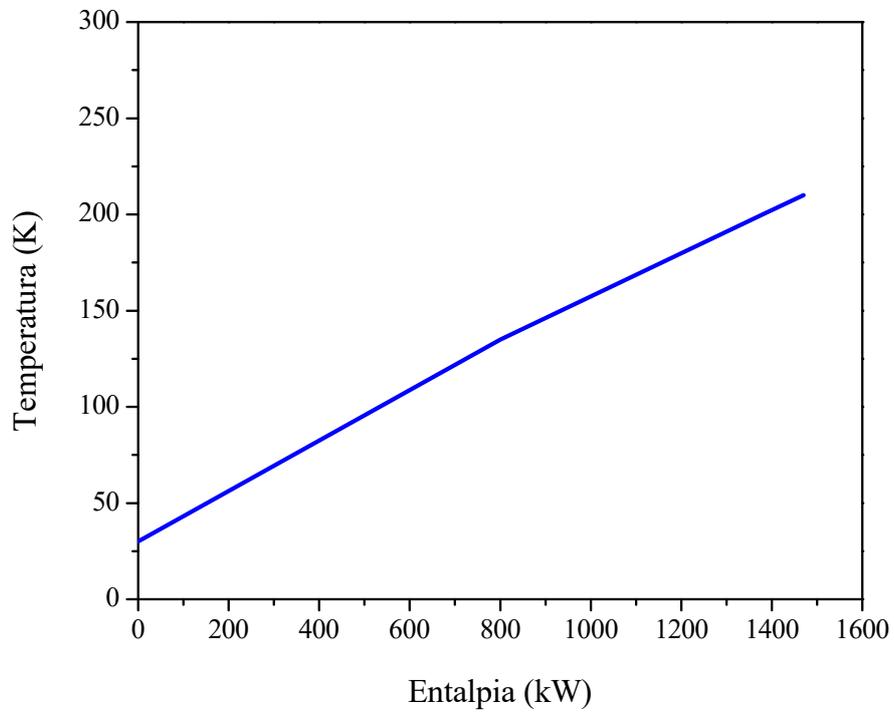


Figura 4.8. Informação combinada das fontes frias ou perfil sumidouro do complexo.

Ambas as curvas ao serem posicionadas paralelamente geram o perfil térmico do *Total Site* (Figura 4.9). A partir deste perfil é possível visualizar as metas de aproveitamento de calor entre os processos (Linnhoff and Polley 1988a, 1988b).

Pela Figura 4.9 pode-se observar que é possível estabelecer metas de geração, para o perfil fonte, e consumo, para o perfil sumidouro para uma mesma faixa de temperatura, neste caso, por exemplo, foram utilizadas duas faixas de temperatura: vapor de média pressão (180 °C/8 bar) e de baixa pressão (130 °C/3 bar).

Definidas essas faixas, o perfil fonte é capaz de exportar 480 kW de vapor de baixa pressão (*LPG* a 110 °C) e 280 kW de vapor de média pressão (*MPG* a 110 °C) para o perfil sumidouro, com as demandas de 510 kW (*HPC*) e 400 kW (*MPC*) dos vapores de média e baixa pressão, na ordem apresentada. Não obstante, no primeiro perfil, há uma demanda de 270 kW de água de resfriamento (*CW* a 30 °C).

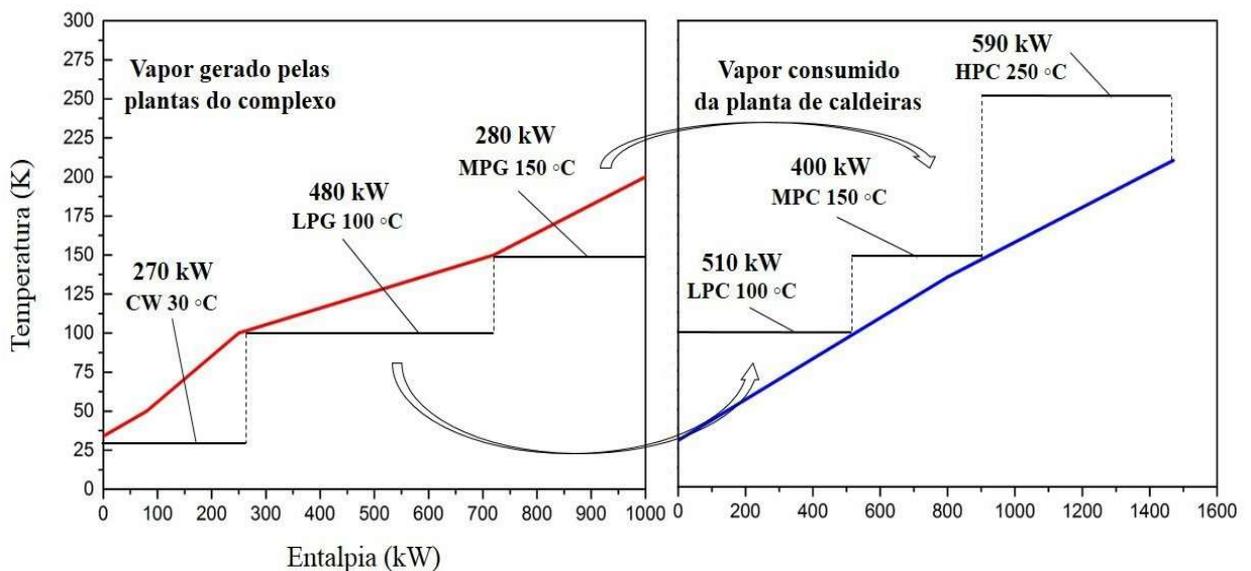


Figura 4.9. Perfis térmicos da análise *Total Site*.

As trocas de calor representadas na Figura 4.9 são realizadas por meio de uso de trocadores de calor adicionais. Cabe evidenciar, que de maneira análoga ao *Targeting* na Tecnologia *Pinch*, o *Total Site Targeting* fornece metas termodinâmicas levando em consideração apenas as leis das termodinâmicas e metas prévias definidas de acordo com as diferenças mínimas de temperatura empregadas durante o *Targeting* individual de cada um dos processos (Klemes 2013).

É evidente, então, que a integração energética não precisa obedecer a restrições impostas pelo perfil da Figura 4.9. *Smith e Kemp* (Kemp 2007, Smith 2016) citam em seus livros, em diferentes situações, que trocas de calor abaixo de 3000 kW (por trocador) são em muitos casos, inviáveis, devido ao custo de capital. Ambas as metas propostas previamente, a primeira instância, superam esse valor. Entretanto, não necessariamente poderão ser implementadas em somente uma troca, inviabilizando trocas e consequentemente comprometendo metas.

4.5.3 Alocação de utilidades

Para determinar o montante de vapor de alta pressão gerado pela caldeira (HSPC) a ser consumido no complexo, as demandas de utilidades quentes e frias são representadas como segmentos, como ilustrado na Figura 4.7. Ao serem consideradas as trocas de calor termodinamicamente viáveis, entre os perfis, são gerados os dados da Tabela 4.2. Portanto, o montante de vapor de alta pressão a ser suprido pelas caldeiras (HPSC) será de 740 kW, um valor significativamente menor que o montante de 1500 kW necessário se a integração entre as plantas não fosse realizada (Boldyryev et al. 2013).

Tabela 4.2. Metas de consumo de vapor considerando a integração de calor entre as plantas.

Tipo de utilidade	Vapor gerado (kW)	Vapor consumido (kW)	Demanda restante de vapor (kW)*
Vapor de alta pressão (HPG/HPC)	-	590	590
Vapor de média pressão (MPG/MPC)	280	400	120
Vapor de baixa pressão (LPG/LPC)	480	510	30
Água de resfriamento (CW)	270	-	270
Demanda total de vapor na planta de caldeiras	-	1500	740

* Excedente suprido pelos sistemas de distribuição de vapor (caldeiras).

No exemplo, ao utilizar-se a Análise *Total Site* foi obtida uma economia de consumo de vapor de cerca de 50% em relação às plantas integradas isoladamente, ou seja, em que somente foi utilizada a Tecnologia *Pinch* para a integração de cada processo individualmente.

Dessa forma, a integração entre as plantas do complexo pode ser muito vantajosa dependendo das faixas de temperatura das correntes e de suas características termofluidodinâmicas. Permitindo, a recuperação de calor em trocas térmicas nos processos e/ou geração de vapor de alta pressão para geração de potência em turbinas (Klemes and Varbanov 2012).

Alguns autores como Kemp, 2007; Klemes, 2013 e Klemes *et al.*, 2014 descrevem em detalhes como realocar vapor de alta pressão para geração de potência. Em algumas oportunidades, sobretudo em anteprojetos, é pertinente modificar os níveis de temperatura das utilidades a fim de obter-se uma maior margem de recuperação de calor.

Varbanov, Doyle e Smith, 2004 usaram as temperaturas de 130, 180 e 250 °C para os vapores de baixa, média e alta pressão. Entretanto, estes valores foram modificados para 100, 150 e 250 °C para maior recuperação de calor dos perfis do complexo. A Figura 4.10 apresenta as metas ao operar-se com os níveis de pressão dos vapores do artigo original.

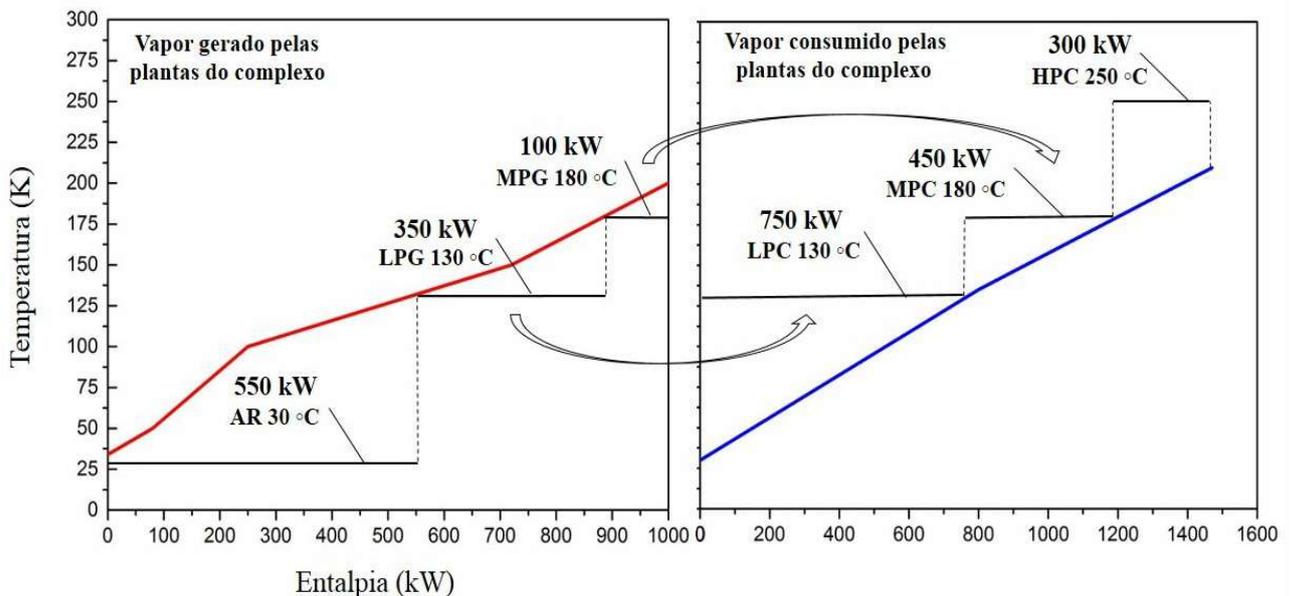


Figura 4.10. Perfis térmicos da análise *Total Site* com modificações nos níveis de pressão dos vapores.

O montante de vapor de alta pressão a ser suprido pelas caldeiras (*HPSC*) neste caso será de 1030 kW, o montante necessário se a integração não fosse realizada é mantido em 1500 W, obedecendo a conservação de energia. Estas metas são apresentadas em detalhes na Tabela 4.3.

Os dados anteriores ilustram como a escolha adequada dos níveis de pressão dos diferentes vapores pode ampliar ou diminuir a margem de recuperação de calor em um processo químico.

Tabela 4.3. Metas de consumo de vapor considerando a integração de calor entre as plantas.

Tipo de utilidade	Vapor gerado (kW)	Vapor consumido (kW)	Demanda restante de vapor (kW)*
Vapor de alta pressão (<i>HPG/HPC</i>)	-	300	300
Vapor de média pressão (<i>MPG/MPC</i>)	100	450	340
Vapor de baixa pressão (<i>LPG/LPC</i>)	350	750	390
Água de resfriamento (<i>CW</i>)	550	-	550
Demanda total de vapor na planta de caldeiras	-	1500	1030

* Excedente abastecido pelos sistemas de distribuição de vapor (caldeiras).

Esta escolha é baseada principalmente nos custos das utilidades. Porém, o custo de capital é de suma importância, já que ao utilizar-se vapores com maiores pressões é ampliada a diferença de temperatura entre estas utilidades e as correntes de processo, o que leva a uma diminuição na área da rede de trocadores de calor. Os valores dos custos de utilidades e de capital devem ser sobrepostos a fim de obter-se o menor custo global.

4.6 Desafios enfrentados pela Análise *Total Site*

Apesar de a Análise *Total Site* ser um método estabelecido e haver sido amplamente utilizada desde o final da década de 80. Há um interesse remanescente da academia e de alguns setores da indústria em seu uso, devido à grande dificuldade de estabelecer-se metodologias de estimativas de metas para complexos industriais. Cabe salientar que nos

últimos quinze anos, o número de publicações sobre este método foi ampliado consideravelmente, principalmente em função dos fatores descritos abaixo:

- Utilização de diferenças mínimas de temperatura no perfil do complexo principalmente em função das variações de temperatura das utilidades (Boldyryev et al. 2013);

- Necessidade do estabelecimento de metas para complexos industriais com variações na oferta, e demanda, de combustíveis (Liew et al. 2012);

- Impactos do uso de combustíveis renováveis na matriz energética do complexo e análise de créditos de carbono (Varbanov and Klemes 2011, Tabasová et al. 2012);

- Viabilidade do uso de energias renováveis, tais como a eólica e a solar, na matriz energética do complexo (Varbanov and Klemes 2011, Baniassadi et al. 2015);

- Integração dos sistemas de utilidades com sistemas de geração e cogeração nos modelos de otimização (Varbanov et al. 2004b, 2004a);

- Influência das paradas de plantas e de falhas de trocadores de calor (Liew et al. 2012);

- Metodologias efetivas de *hypertargeting* (Chew et al. 2015) levando em consideração metas de energia e de perda de carga (redes de “trabalho”);

- Metodologias de otimização simultânea de otimização energética e mássica (Muller et al. 2007);

- Relação entre a perda de carga e o *layout* na integração energética do complexo.

Dentre todos os elementos apresentados previamente, o de maior complexidade são os elementos que envolvem topologia de plantas, tais como *layout* e perda de carga. Desafortunadamente, a topologia das plantas é um elemento essencial no funcionamento dos sistemas de distribuição de utilidades, porque sistemas de distribuição de vapor e de água de resfriamento tem seus custos operacionais e de capital fortemente relacionados aos custos das tubulações e equipamentos associados.

A primeira instância, pelo fato de a Análise *Total Site* ser uma extensão da Tecnologia *Pinch*, as desvantagens são as mesmas que foram apresentadas no item 3.1.2. Todavia, alguns pontos, principalmente aqueles relacionados a operação da planta, tornam-se mais impactantes ao realizar-se trocas de calor entre as diferentes redes de trocadores de calor.

Portanto, uma análise termodinâmica pode levar a uma rede complexa de trocadores e no caso de uma rede de trocadores para todo o complexo é gerado um custo de capital muito elevado (Raissi 1994). Primeiro, pelo número elevado de trocas térmicas. Segundo, devido a extensão da rede de tubulações necessárias e demais acessórios. E por último, as complicações operacionais, principalmente durante as etapas de partida. Visto que, é necessária uma subrede, contendo resfriadores e aquecedores, a fim de garantir a estabilidade do sistema até ser atingido o estado estacionário.

Outro grande empecilho à Análise *Total Site* é a obtenção de dados (*data extraction*) ao nível necessário à sua implementação, descrito anteriormente como *white box*. Aliás, é considerado por muitos autores como a etapa mais difícil desta análise ao implementar-se-á em atualizações (*retrofits*) (Pan et al. 2012).

Como dito previamente, a etapa de aquisição de dados, inclusive para a Tecnologia *Pinch*, envolve a aquisição de dados muitas vezes não disponíveis, e que podem variar significativamente ao longo da operação da planta. Entretanto, ao operar-se com diferentes plantas químicas ocorre um agravamento dos erros de detecção gerando um problema mais significativo na reconciliação de dados.

Em concordância ao problema anterior, os dados deverão ser tratados adequadamente para que o excedente de calor das grandes curvas compostas (GCC) dos processos possam ser sobrepostos considerando a margem de erro nas medições, dessa forma não são geradas curvas, como as apresentadas anteriormente nas Figuras 4.7, 4.8, 4.9 e 4.10, mas em faixas como ilustrado na Figura 4.11 (Raissi 1994, Klemes et al. 1997).

Portanto as metas energéticas, neste caso, são intervalos de valores que levam em consideração a margem de erro inerente aos sistemas de medição.

No próximo tópico será apresentada uma metodologia alternativa a Análise *Total Site* convencional (baseada em perfis térmicos) utilizando-se programação matemática. Diferentemente do método descrito ao longo deste capítulo, oferece maior flexibilidade. A título de exemplo, permite uma reutilização do calor dos *pockets* para geração de vapor, ao invés de eliminá-los automaticamente como é feito na metodologia tradicional. Dessa forma, é possível obter um recuperação de calor mais rentável comparada a metodologia tradicional (Raissi 1994).

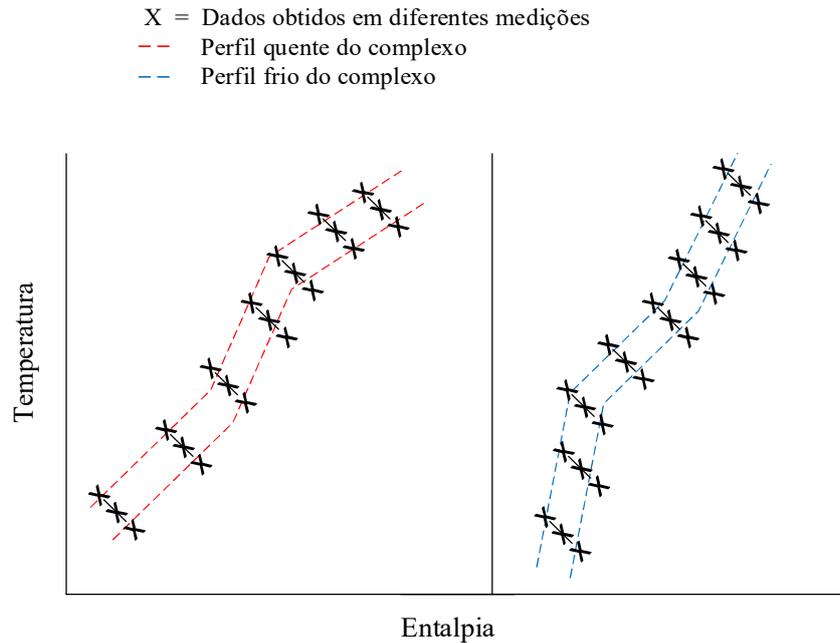


Figura 4.11. Perfis térmicos em problemas de reconciliação de dados.

4.7 Programação matemática aliada a Análise *Total Site*

4.7.1 Apresentação do modelo

Baseado no modelo clássico de transbordo para integração energética proposto por Cerda *et al.*, 1983 para a Tecnologia *Pinch*, e nas modificações proposta nesta tese apresentadas no item 3.4, foi estendido para todo o complexo um modelo de programação matemática (Figura 4.12) do tipo *MILP* com o acréscimo de um balanço adicional de energia para o *headers* (linhas) do sistema de distribuição de vapor conforme ilustrado pela Figura 4.12.

A metodologia se baseia na resolução simultânea do modelo de transbordo por Cerda *et al.*, 1983 envolve Programação Mista Inteira Linear (*Mixed Integer Linear Programming, MILP*) juntamente a uma balanço de energia nas linhas de distribuição de vapor (*header*) do complexo. Em analogia ao modelo apresentado no item 3.4, as equações são enumeradas de 4.1 a 4.13. Vale evidenciar a introdução de dois índices adicionais: o primeiro é o *c*, e se refere a consumo de vapor nos processos, já *g* se refere a geração de vapor nos processos. Evidenciando que dentro do modelo matemático de cada processo, as utilidades consumidas são um

subconjunto das correntes quentes ($s/S \subset i/I$) e as utilidades geradas são um subconjunto das correntes frias ($g/G \subset j/J$).

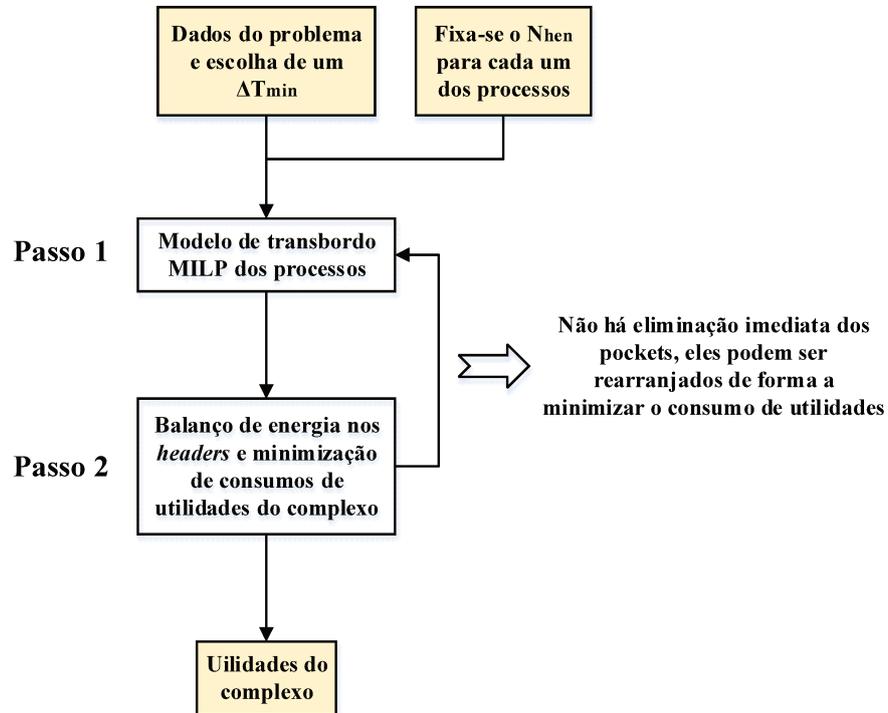


Figura 4.12. Metodologia proposta para a análise Total Site via programação matemática.

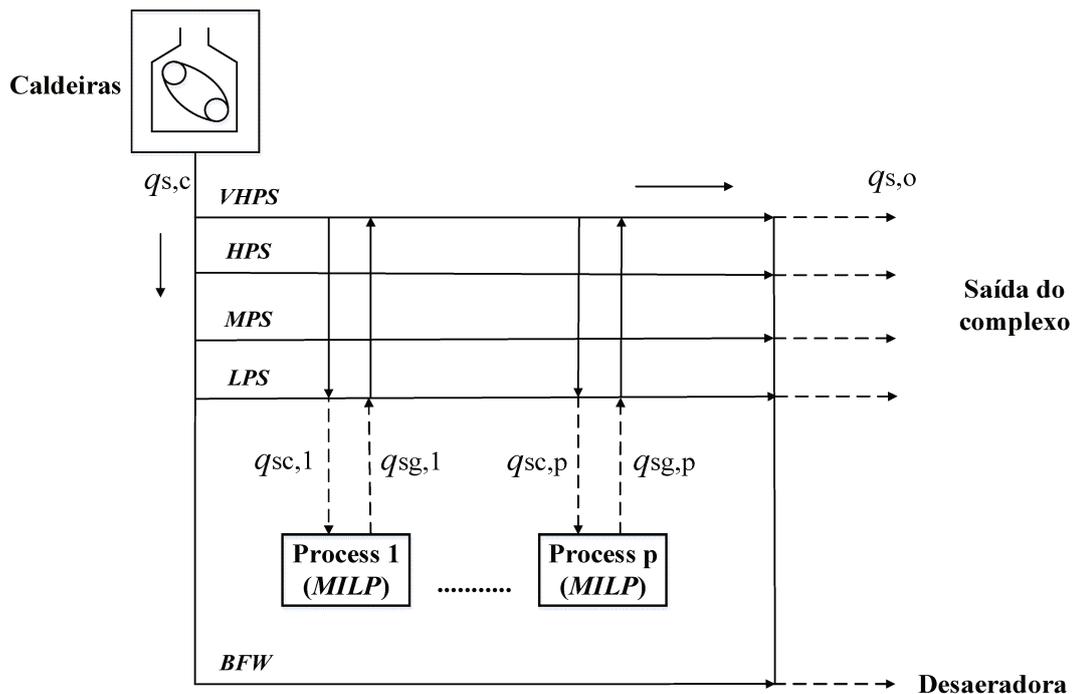


Figura 4.13. Representação do balanço de energia nos headers (linhas de distribuição de vapor).

$$\min \sum_{p \in P} \sum_{m \in S} c_m \dot{q}_{m,p}^S + \sum_{p \in P} \sum_{n \in W} c_n \dot{q}_{n,p}^W \quad (4.1)$$

s. t.

$$R_{ip,k} - R_{ip,k-1} + \sum_{i \in I} \dot{q}_{ipn,k} + \sum_{j \in J} \dot{q}_{ipjp,k} = \dot{q}_{ip,k}^H, \forall i \in I, n \in W, j \in J, p \in P, k \in TI \quad (4.2)$$

$$R_{mp,k} - R_{mp,k-1} + \sum_{p \in P} \sum_{j \in J} \dot{q}_{mpjp,k} = \dot{q}_{mp}^S, \forall m \in S, j \in J, p \in P, k \in TI \quad (4.3)$$

$$\sum_{p \in P} \sum_{i \in I} \dot{q}_{ipnp,k} + \sum_{p \in P} \sum_{j \in J} \dot{q}_{ipjp,k} = \dot{q}_{jp,k}^J, \forall i \in I, j \in J, n \in W, p \in P, k \in TI \quad (4.4)$$

$$\sum_{p \in P} \sum_{i \in I} \dot{q}_{ipnp,k} = \dot{q}_{np}^W, \forall i \in I, n \in W, p \in P, k \in TI \quad (4.5)$$

$$R_{ip,0} = R_{ip,K} = 0, \forall i \in I, p \in P, k \in TI \quad (4.6)$$

$$R_{mp,0} = R_{mp,K} = 0, \forall m \in S, p \in P, k \in TI \quad (4.7)$$

$$\dot{q}_{mp}^S, \dot{q}_{np}^W, \dot{q}_{ipnp,k}, \dot{q}_{mpjp,k}, \dot{q}_{ipjp,k} \geq 0, \forall i \in I, m \in S, j \in J, p \in P, k \in TI \quad (4.8)$$

$$\sum_{p \in P} \sum_{k \in TI} \dot{q}_{ipjp,k} - \sum_{p \in P} \sum_{i \in I} U_{ipjp} y_{ipjp} \leq 0, \forall i \in I, j \in J, p \in P, k \in TI \quad (4.9)$$

$$\sum_{p \in P} \sum_{n \in W} \dot{q}_{ipnp,k} - \sum_{p \in P} \sum_{i \in I} U_{ipnp} y_{ipnp} \leq 0, \forall i \in I, n \in W, p \in P, k \in TI \quad (4.10)$$

$$\sum_{p \in P} \sum_{m \in S} \dot{q}_{mpjp,k} - \sum_{p \in P} \sum_{j \in J} U_{mpjp} y_{mpjp} \leq 0, \forall i \in I, j \in J, p \in P, k \in TI \quad (4.11)$$

$$y_{ij}, y_{in}, y_{mj} = \{0, 1\}, \forall i \in I, j \in J, n \in W, m \in S, k \in TI \quad (4.12)$$

Para o *site* é necessário executar um balanço de energia nos *headers* em cada nível de pressão de vapor (s), entre o vapor que entra ($q_{s,in}$), o vapor que sai ($q_{s,out}$), o que é consumido em cada processo ($q_{s,cp}$) e o que é gerado ($q_{s,gp}$) conforme a Equação 4.13:

$$q_{s,in} + \sum_{p \in P} \sum_{s \in S} q_{s,gp} - \sum_{p \in P} \sum_{s \in S} q_{s,cp} - q_{s,out} = 0 \quad (4.13)$$

4.7.2 Estudos de caso

a) Processos propostos por Shenoy (1995) e Gundersen (2000)

De forma a ilustrar a abordagem previamente descrita, serão utilizados dois processos simples com quatro correntes. O primeiro foi previamente apresentado no Capítulo 3 (item 3.5.1) e é descrito por Shenoy, 1995 em seu livro como um exemplo. E o segundo exemplo é descrito por Gundersen, 2000 em um manual publicado para a Agência internacional de energia (*International Energy Agency, IEA*) sobre fundamentos de integração energética. Um esquema do processo é apresentado na Figura 4.14.

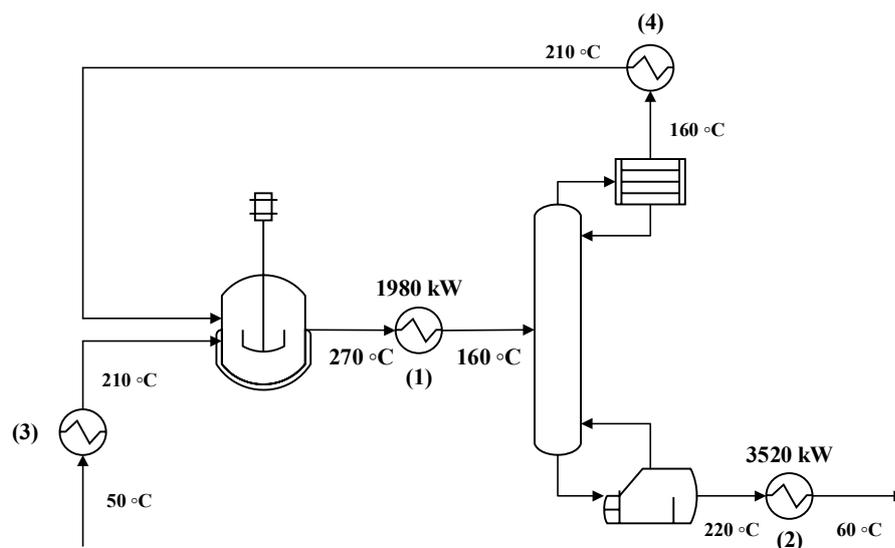


Figura 4.14. Fluxograma do processo proposto por Gundersen (Gundersen 2000).

As Tabela 4.4 e 4.5 apresentam os dados das correntes de ambos os processos, respectivamente.

Tabela 4.4. Dados do problema proposto por Shenoy (Shenoy 1995).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
Saída do reator (H1)	175	45	10	0,4
Produto (H2)	125	65	40	0,4
Reagentes (C3)	20	155	20	0,4
Reciclo (C4)	40	112	15	0,4
Vapor de alta pressão (HPS)	250	250	-	0,4
Água de resfriamento (CW)	15	30	-	0,4

Tabela 4.5. Dados do problema proposto por Gundersen (Gundersen 2000).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
Saída do reator (H1)	270	160	18	0,4
Produto (H2)	220	60	22	0,4
Reagentes (C3)	50	210	20	0,6
Reciclo (C4)	160	210	50	0,6
Vapor de alta pressão (HPS)	300	300	-	1,0
Água de resfriamento (CW)	15	30	-	0,8

Os dados das utilidades utilizados na integração energética dos processos são apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6. Dados das utilidades do complexo para o estudo de caso 1.

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	h (kW/m ² °C)
Vapor de alta pressão (HPS)	300	299	1,2
Vapor de média pressão (MPS)	230	229	1,1
Vapor de alta pressão (LPS)	160	159	1,0
Água de resfriamento (CW)	30	45	0,8

As curvas compostas dos processos descritos por Shenoy e Gundersen são apresentados nas Figuras 4.15 e 4.16. Estas curvas apresentam as metas de energia e a temperatura de *pinch* (ponto em que a curva toca na ordenada) de ambos os processos.

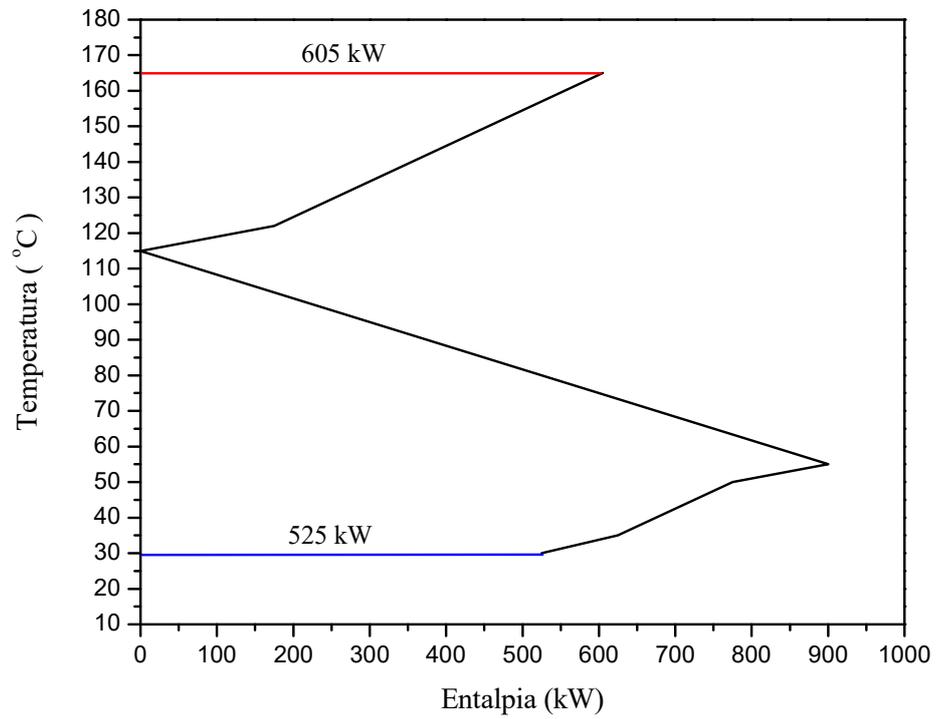


Figura 4.15. Grande Curva composta Shenoy (1995).

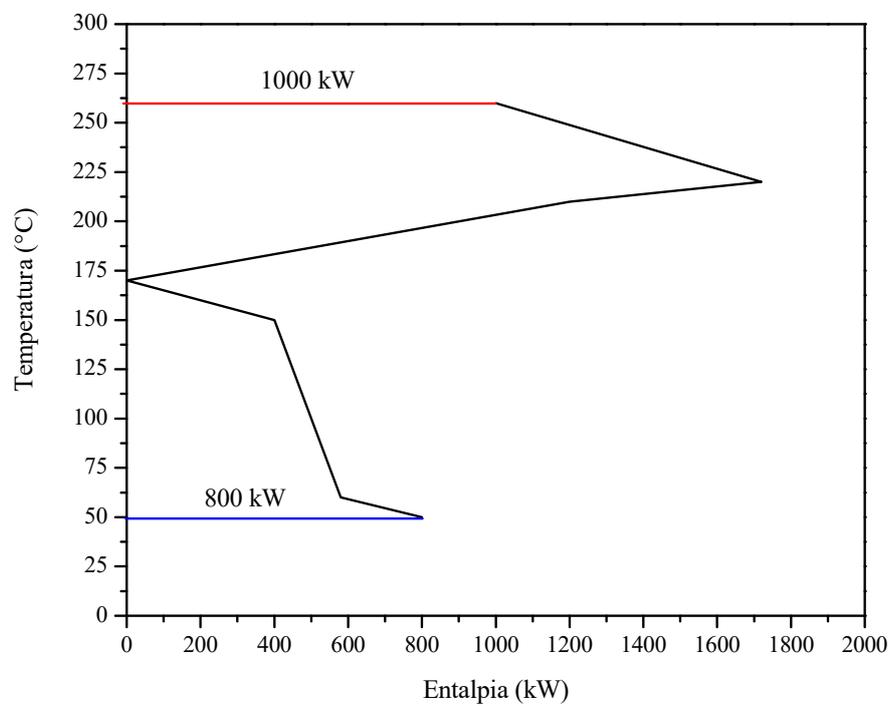


Figura 4.16. Grande Curva composta Gundersen (2000).

As metas do processo proposto por Gundersen são apresentadas na Tabela 4.7.

Tabela 4.7. Definição de metas para diferentes níveis de integração (Gundersen 2000).

N_{HEN}	CW (kW)	MR _{CW} (%)	HPS (kW)	MR _{HPS} (%)	C _{AOC} (\$ ano ⁻¹)
4*	5500	0	5700	0	375000
4	2300	0,58	2500	0,56	163800
5	1420	0,74	1620	0,71	70080
6	880	0,84	1080	0,81	70080
7	800	0,86	1000	0,83	64800

*Sem integração energética.

As metas de energia de ambos os processos combinados são apresentadas na Tabela 4.8 e nota-se que não há qualquer tipo de geração de vapor e os valores obtidos serão o somatório dos processos individuais.

Tabela 4.8. Definição de metas energéticas do estudo de caso 1 (Shenoy 1995, Gundersen 2000) para diferentes níveis de integração.

Processos		Consumo de utilidades (kW)		
Shenoy	Gundersen	HPSC	MPSC	CW
4*	4*	5700	3780	9200
	4	2500	3780	6000
	5	1620	3780	5120
	6	1080	3780	4580
	7	1000	3780	4500
4	4*	5700	2480	7900
	4	2500	2480	4700
	5	1620	2480	3820
	6	1080	2480	3280
	7	1000	2480	3200
5	4*	5700	930	6350
	4	2500	930	3150
	5	1620	930	2270
	6	1080	930	1730
	7	1000	930	1650
6	4*	5700	605	6025
	4	2500	605	2825
	5	1620	605	1945
	6	1080	605	1405
	7	1000	605	1325
7**	4*	5700	605	6025
	4	2500	605	2825
	5	1620	605	1945
	6	1080	605	1405
	7	1000	605	1325

*Sem integração energética **Tecnologia *pinch*

b) Segundo estudo de caso: complexo com duas plantas

Um sistema que combina dois processos, A e B, o primeiro com quatro (Canmet ENERGY 2003) e o segundo com cinco correntes (Klemes 2013), cujas as diferenças mínimas de temperatura (ΔT_{\min}) adotadas são 20 e 10 °C. Os dados dos processos A e B são apresentados nas Tabelas 4.9 e 4.10, e os das utilidades na Tabela 4.11.

Tabela 4.9. Dados do processo A com ΔT_{\min} igual a 20 °C adaptado do exemplo proposto por Canmet ENERGY (2003).

Corrente	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	mc_p (kW/°C)	ΔH (MW)
A1 quente	200	100	20	2
A2 quente	150	60	40	3,6
A3 frio	50	120	70	4,9
A4 frio	50	220	15	2,55

Tabela 4.10. Dados do processo A com ΔT_{\min} igual a 20 °C adaptado do exemplo proposto por Klemes (2013).

Corrente	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	mc_p (kW/°C)	ΔH (MW)
B1 quente	200	50	3,0	0,45
B2 quente	240	100	1,5	0,21
B3 quente	200	119	23,0	1,863
B4 frio	30	200	4,0	0,68
B5 frio	50	250	2,0	0,40

Tabela 4.11. Dados das utilidades do complexo para o estudo de caso 2.

Correntes	Temperatura (°C)
Vapor de alta pressão (HPS)	270
Vapor de média pressão (MPS)	179,93
Vapor de baixa pressão (LPS)	133,59
Água de resfriamento (CW)	15 – 20

As grandes curvas compostas (GCC) dos processos A e B representam seus perfis térmicos e estão representadas nas Figuras 4.17 e 4.18. O Processo A necessita de um consumo mínimo de utilidades de 2250 kW de utilidade quente e 400 kW de utilidade fria com uma

temperatura de *pinch* de 60 °C. Já a Planta B, necessita de 100 kW de utilidade quente e 1543 de utilidade fria com uma temperatura de *pinch* de 195 °C.

A seguinte analogia pode ser estabelecida: O Processo A pode ser descrito como um processo “frio” por ter proporcionalmente um alto consumo de utilidade quente, enquanto o Processo B é descrito como “quente”, possui um alto consumo de utilidade fria. Conseqüentemente, uma troca de calor indireta entre os mesmos pode ser energeticamente favorável ao complexo como um todo.

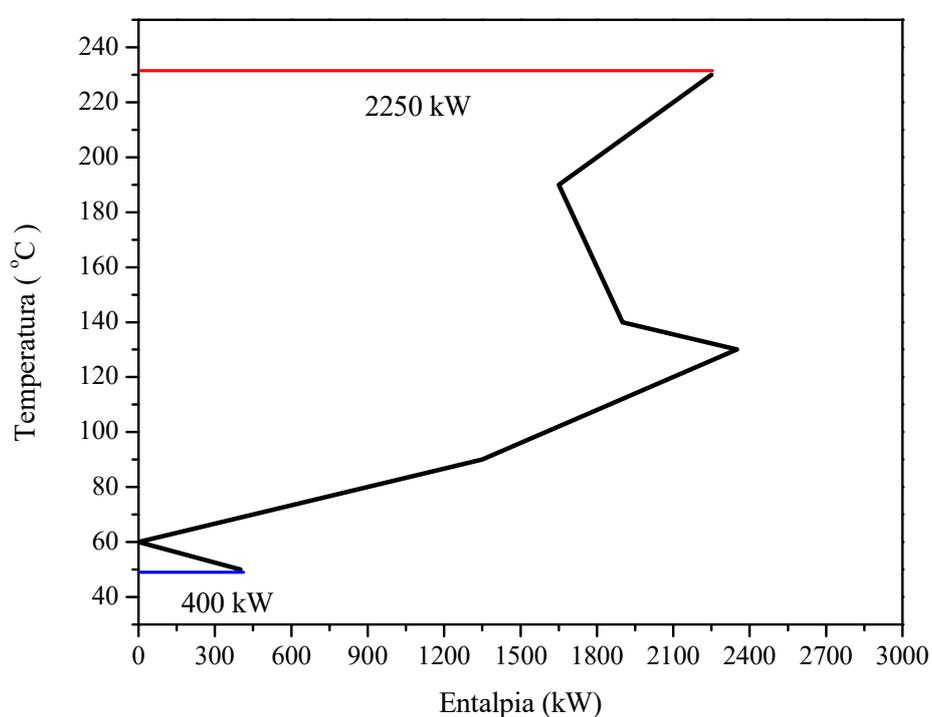


Figura 4.17. Grande curva composta do processo A.

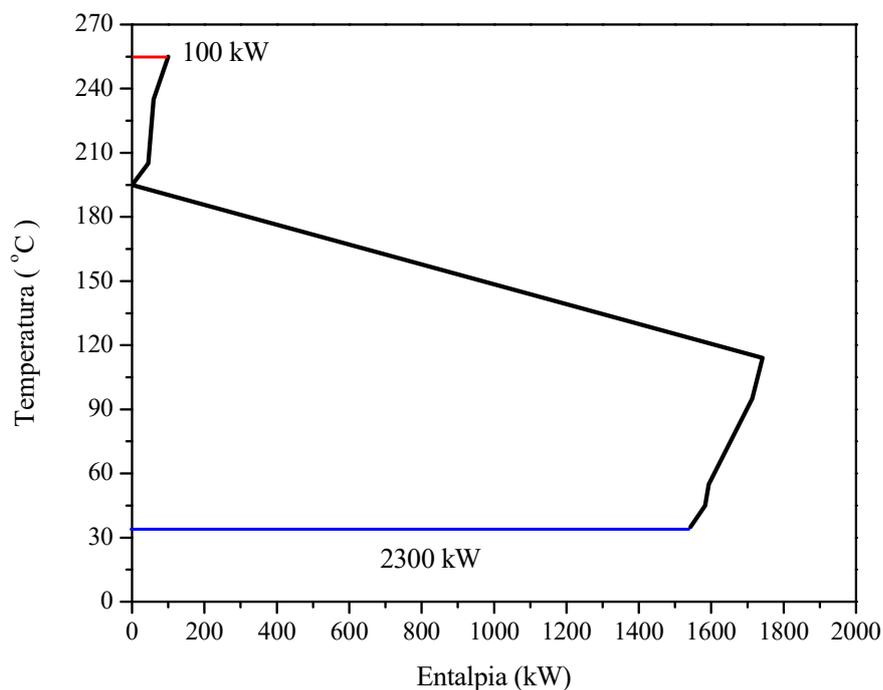


Figura 4.18. Grande curva composta do processo B.

A análise pode ser conduzida em dois níveis: Individualmente para cada processo e para o complexo, ou seja, uma otimização simultânea para as metas de energia de todos os processos envolvidos. Nas Tabelas 4.12 e 4.13 são apresentadas as metas dos processos A e B, em separado, e nota-se que a medida que o número de trocadores de calor aumenta, há um menor consumo de utilidades devido ao maior nível de integração energética até ser atingido o nível de consumo mínimo de utilidades (*pinch targeting*).

Tabela 4.12. Definição de metas energéticas do processo A para diferentes níveis de integração.

Processo A	Metas de energia (kW)		
	HPSC	MPSC	CW
4*	902	6548	5600
4	2550	-	700
5	902	1648	700
6	602	1648	400

*Trocias de calor entre correntes de processo foram proibidas (não há recuperação de calor).

Tabela 4.13. Definição de metas energéticas do processo A para diferentes níveis de integração.

Processo B	Metas de energia (kW)	
	<i>HPSC</i>	<i>CW</i>
5*	1080	2523
5	400	1843
6	120	1563
7	100	1543

*Trocas de calor entre correntes de processo foram proibidas (não há recuperação de calor).

Os dados da Tabela 4.12 mostram que o processo A, sem integração energética, possui metas de vapor de alta 902 (*HPSC*) e média 6548 kW (*MPSC*) pressões, cujo o total é 7450 kW de utilidades quentes. Enquanto o consumo total de utilidade fria, representada pela água de resfriamento (*CW*), de 5600 kW.

Para 5 trocadores os consumos totais de utilidades quente e fria são 2550 e 700 kW para o processo A, e de 400 e 1843 kW, para o processo B. Já para 7 trocadores, condição de consumo mínimo de utilidade ou recuperação máxima de energia (*MER*), foram 2250 e 400 kW para o processo A, e de 100 e 1543 kW. Nota-se que com apenas 5 trocadores de calor atinge-se metas muito próximas ao limite do *MER*, em ambos os casos com uma diferença de apenas 300 kW.

Os resultados, de ambos os processos, mostram que com apenas alguns trocadores de calor adicionais é possível atingir metas de energia (utilidades) próximas as das Tecnologia Pinch (*MER*). Todavia, com a vantagem de possui uma topologia de rede mais simples.

Os resultados para o complexo, com a otimização energética simultânea de todos os processos, são apresentados na Tabela 4.14.

Nota-se que há uma diminuição no consumo de utilidades em relação aos processos em separado. Este fato se deve a produção de vapor pelo processo B na faixa de 130-150 °C utilizado no processo A, através de compartilhamento nas linhas de distribuição de vapor (*headers*).

Tabela 4.14. Definição de metas energéticas do estudo de caso 2 (complexo com processos A e B) para diferentes níveis de integração.

Processo A	Processo B	Metas de energia (kW)		
		HPSC	MPSC	CW
4*	5*	3630	4900	8123
	5	1321	6549	7463
	6	1301	6322	7215,95
	7	1021	6322	6935,95
4	5*	3630		3223
	5	2950		2543
	6	2840		2433
	7	2670		2091
5	5*	1981	1649	3223
	5	1321	1649	2563
	6	1021	1649	2263
	7	1001	1649	2243
6	5*	1681	1649	2923
	5	1020	1650	2263
	6	720	1650	1963
	7	740	1438	1771

*Heat exchange between process streams were forbidden (no energy recovery condition).

C.1) Terceiro estudo de caso: complexo com três plantas

De modo a ilustrar uma aplicação da metodologia foram adaptados e simplificados da literatura uma série de três processos. O primeiro é a “planta de ácido nítrico simplificada ou “Planta C” (Ivanis et al. 2015) escolhida por apresentar um imenso bolsão de calor (*pocket*) em sua grande curva composta, figura 4.19, e conseqüente potencial de geração de vapor associado a outros processos. Os dados deste processo são apresentados na Tabela 4.15.

Tabela 4.15. Dados do processo C com ΔT_{\min} igual a 20 °C adaptado do exemplo proposto por Ivanis et al. (2015).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
H1	850	90	38	0,5
H2	90	38	34,8	0,45
H3	232	76	30,1	0,48
H4	120	35	50	0,42
C1	25	350	90	0,53
C2	258	400	61	0,39

Os outros dois processos são hipotéticos e foram retirados e adaptados do Manual de integração de processos (Klemes 2013) foram propostos inicialmente em seu sexto capítulo por Simon Perry. Os dados são apresentados nas Tabelas 4.16 e 4.17. Cabe salientar que estes processos não são passíveis de integração energética intraprocesso, por não possuírem bolsões de calor (*pockets*) com visto nas figuras 4.20 e 4.21.

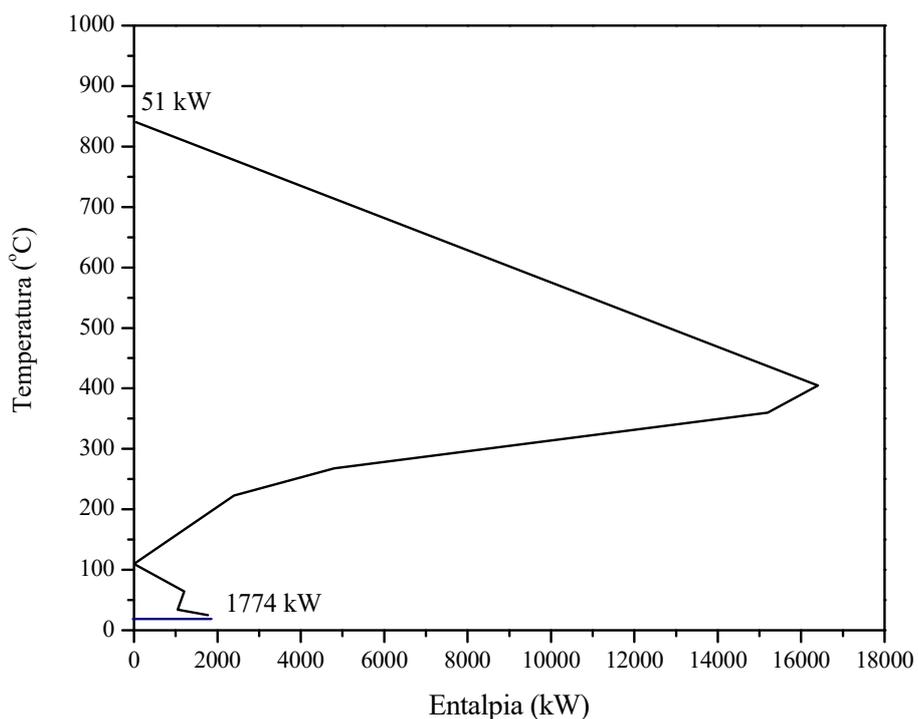


Figura 4.19. Grande Curva composta processo C.

Tabela 4.16. Dados do processo D com ΔT_{\min} igual a 30 °C adaptado do exemplo proposto por Klemes et al. (2013).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
H1	135	122,3	37,5	0,48
H2	105	95	25	0,56
C1	160	225	25	0,32
C2	130,1	160	12,5	0,45
C3	130	131	1750	0,51
C4	105	130	50	0,37

Tabela 4.17. Dados do processo E com ΔT_{\min} igual a 10 °C adaptado do exemplo proposto por Klemes et al. (2013).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
H1	635	605	70	0,57
H2	605	570	130	0,52
H3	560	550	360	0,47
H4	485	460	80	0,45
C1	645	665	110	0,43
C2	625	645	40	0,38

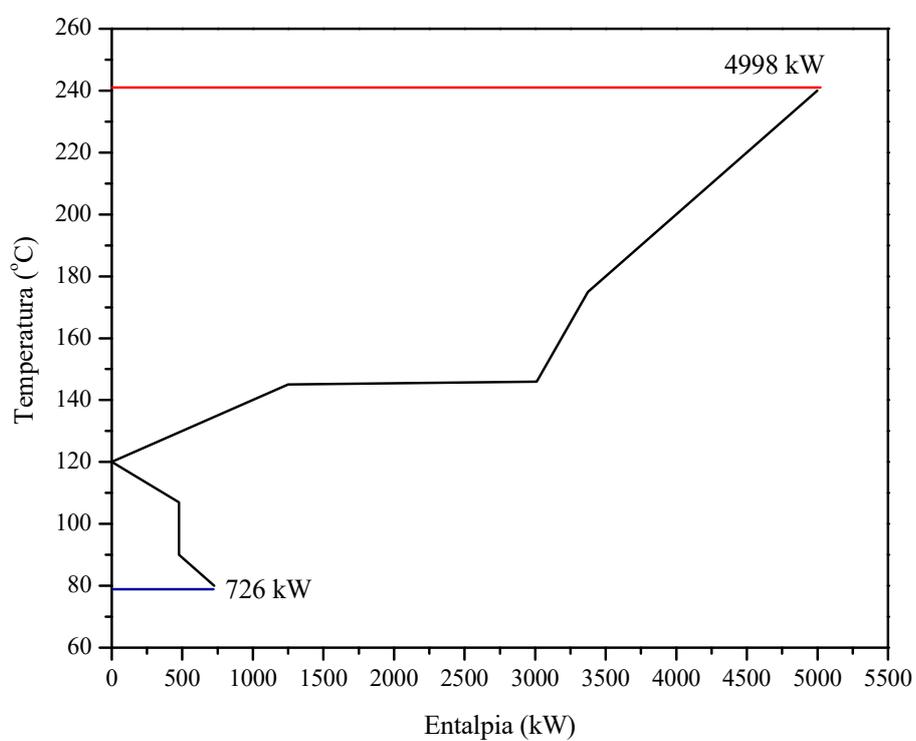


Figura 4.20. Grande Curva composta processo D.

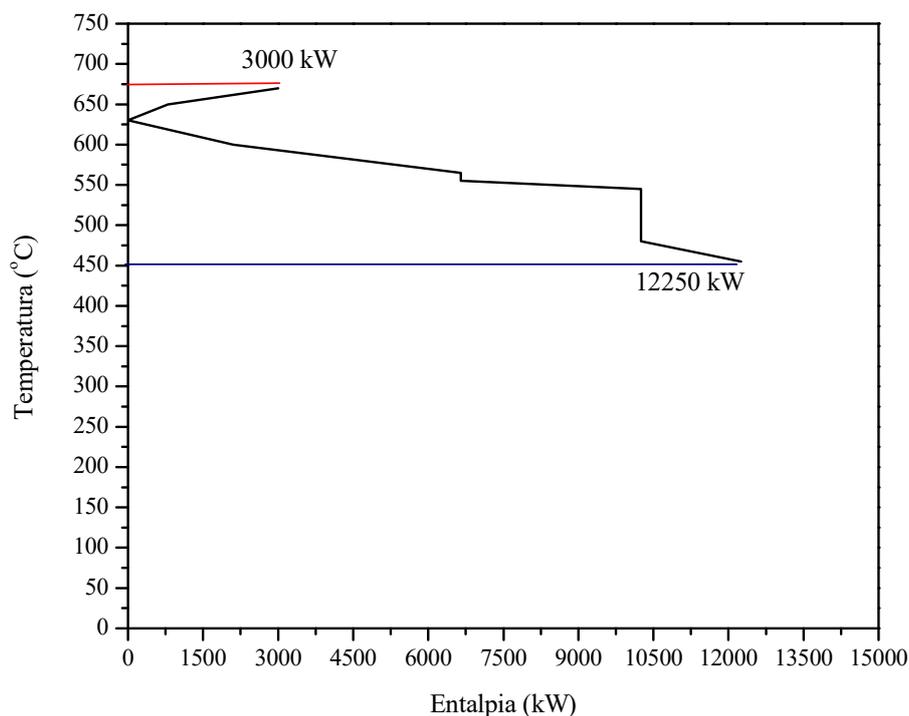


Figura 4.21. Grande Curva composta processo E.

Cujas as utilidades foram fixadas conforme a Tabela 4.18 e são utilizados além de diferentes faixas de vapor, um gás de forno que é resfriado até uma condição próxima da temperatura de orvalho.

Tabela 4.18. Dados das utilidades do complexo para o estudo de caso 3.

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	h (kW/m ² °C)
Gás de forno (<i>FG</i>)	880	170	0,23
Vapor de pressão muito alta (<i>VHPS</i>)	370	369	1,0
Vapor de média pressão (<i>HPS</i>)	270	269	1,2
Vapor de alta pressão (<i>MPS</i>)	180	179	1,2
Água de resfriamento (<i>CW</i>)	30	45	0,8

Inicialmente, são feitas as análises energéticas dos processos individualmente através das curvas compostas dos três processos nas Figuras 4.19 a 4.21 e das estimativas de metas energéticas contidas nas Tabelas 4.19 a 4.21.

Tabela 4.19. Definição de metas energéticas do processo C para diferentes níveis de integração.

N_{HEN}	FG (kW)	HPSG (kW)	MPSG (kW)	LPSG (kW)	CW (kW)
6	37912	-	-	-	39635,2
7	21854,4	17518	-	-	6059,6
8	25654,4	17518	3800	-	6059,6
9	22847,7	17518	-	993,3	6059,6
10	51	-	-	-	1774

Tabela 4.20. Definição de metas energéticas do processo D para diferentes níveis de integração.

N_{HEN}	MPS (kW)	LPS (kW)	CW (kW)	CW (kW)	LPS (kW)	CW (kW)
6	1998,75	3000	726,25	726,25	3000	726,25

Tabela 4.21. Definição de metas energéticas do processo E para diferentes níveis de integração.

N_{HEN}	FG (kW)	HPSG (kW)
6	3000	12250

Ao combinar-se os três processos realizando-se um balanço de energia no *header* (Equação 4.14) foram obtidos os valores de metas apresentados na Tabela 4.22. Nota-se que ao combinar-se os três processos, há uma diminuição significativa do consumo de gás de forno (comparado as integrações em individual) além da exportação de vapores saturados de pressão muito alta (*VHPSO*), de alta (*HPSO*) e de média (*MPSO*).

Tabela 4.22. Definição de metas energéticas do estudo de caso 3 (complexo com processos C, D e E) para diferentes níveis de integração.

Processos			Consumos de Utilidades (kW)				
C	D	E	FG	VHPSO	HPSO	MPSO	CW
6	6	6	7336,4	3600	851,25	2800	6785,85
7	6	6	3000	3963,6	1851,25	850	3035,85
8	6	6	3000	-	4350,45	2850	2500,25
9	6	6	3000	1977,05	5251,5	-	2472,15
10	6	6	3000	3084	3151,25	993,3	2472,15

No próximo tópico, será apresentada a influência de alguns cenários na operação do complexo de forma a analisar, como os mesmos afetam o consumo de utilidades. Já que ao dimensioná-lo, deve-se ter a seguinte máxima em perspectiva “sempre dimensione um equipamento ou sistema para o pior cenário”.

C.1) Análise de falhas para o sistema de três processos combinados

Considere um primeiro cenário em que há uma falha em um trocador de calor entre uma corrente quente (H1) e uma corrente fria (C1) no processo C. Todos os trocadores de calor possuem sistemas de *bypass* (Figura 4.20) utilizados para o controle de temperatura em condições dinâmicas, devido à perda de eficiência devido a incrustações ou por perturbações (Luyben 2011).

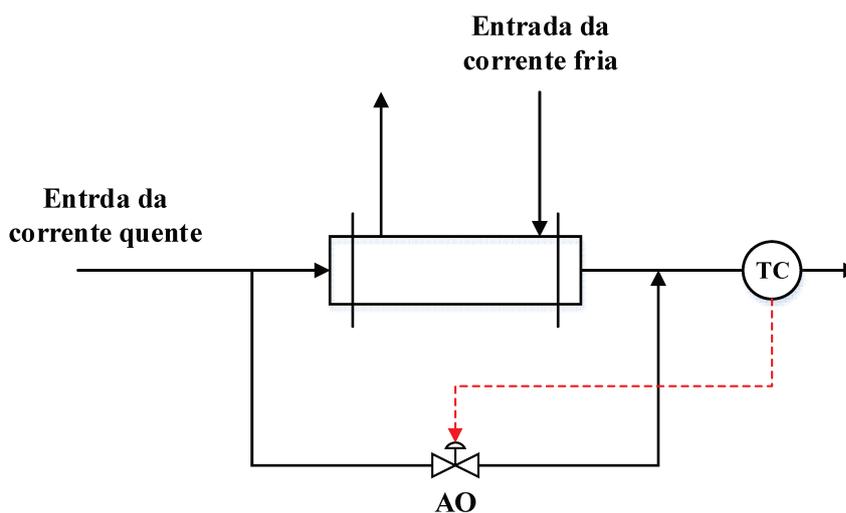


Figura 4.22. Sistema com trocadores de calor com controle de temperaturas via *bypass*.

Ao considerar-se a falha do trocador de calor H1-C1 serão obtidas as metas apresentadas na Tabela 4.23.

Outro possível problema em linhas de distribuição de vapor (nos *headers*, por exemplo) é a ocorrência de golpes de aríete (*water hammer*). Sua ocorrência se deve a aceleração da água pela pressão do vapor (ou por uma queda brusca de pressão), e repentinamente, este fluxo é interrompido por um impacto com uma válvula ou acessório (curva, tê, ou mudança brusca qualquer na linha).

Tabela 4.23. Definição de metas para o complexo (Falha no trocador de calor H1-C1 no processo C e consequente *bypass*).

Processos			Consumos de Utilidades (kW)				
C	D	E	FG	VHPSO	HPSO	MPSO	CW
6	6	6	27703,15	6650	-	750	27003,85
7	6	6	27554,4	10250	-	13077,25	10927,85
8	6	6	23804,4	7700	801,25	14826	7177,85
9	6	6	22425,8	10150	101,25	13076	5799,25
10	6	6	3000	4608,2	103,25	-	4989,25

As velocidades da água podem ser muito mais altas do que a velocidade normal do vapor no tubo, especialmente quando o golpe de aríete ocorre na partida da planta (Torreira 2002). Portanto, foi considerado que o processo E não consegue exportar vapor para o complexo devido ao comprometimento de parte da linha de distribuição de vapor. As metas de energia obtidas a partir da falha supracitada são apresentadas na Tabela 4.24.

Tabela 4.24. Definição de metas para o complexo (Falha no processo E: fechamento do sistema de distribuição de vapor devido a danos causados por golpes de aríete).

Processos			Consumos de Utilidades (kW)				
C	D	E	FG	VHPSO	HPSC	MPSC	CW
6	6	6	7336,4	-	1998,75	3000	19035,85
7	6	6	12335,4	-	-	-	19035,85
8	6	6	8585,15	-	-	-	15285,85

b.4) Operação da planta C com capacidade ociosa

Plantas químicas podem operar com variados níveis de capacidade ociosa, especialmente devido a uma diminuição de demanda, modificando os valores das cargas térmicas de forma não linear. Por exemplo, uma planta que opera com 70% de sua capacidade, provavelmente não consumirá apenas 70% do consumo de utilidades, neste exemplo será considerado uma capacidade ociosa de 20%, em termos energia, na planta C (as cargas térmicas serão reduzidas proporcionalmente a 80%).

Os valores de metas para situação supracitadas são apresentados na Tabela 4.25.

Tabela 4.25. Definição de metas para o complexo (capacidade ociosa de 20% na planta C).

Processos				Consumos de Utilidades (kW)			
C	D	E	FG	VHPSO	HPSO	MPSO	CW
6	6	6	3000	-	170,13	3600	5573,93
7	6	6	3000	6068,8	701,25	-	2573,85
8	6	6	3000	6497,36	701,25	-	2145,45
9	6	6	3000	-	3098,61	4100	2123
10	6	6	3000	2000	701,25	4497,36	2123

Ao analisar-se os dados da Tabela 4.25 comparada a situação em que a planta C opera em plena capacidade (Tabela 4.22) há um menor consumo de utilidades e nenhuma modificação significativa das interações entre os processos e sistemas de utilidades. Portanto, tal condição poderia ser estabelecida sem eventuais problemas.

b.5) Análise de paradas das plantas para o sistema de três processos combinados

Um cenário de suma importância em um complexo industrial são os períodos de partidas e paradas das plantas do complexo. A princípio, há uma série de complicações relacionadas ao comportamento dinâmicos dos processos e suas condições de estabilidade e instabilidade. Mas a maior parte dos problemas e falhas ocorrem nos sistemas auxiliares, especialmente nas utilidades.

Para avaliar como o sistema de distribuição de vapor será afetado pelas paradas, foram considerados três cenários pertinentes: A parada das plantas de C, D e E, nesta ordem, conforme os dados apresentados na Tabela 4.26 a 4.28.

Tabela 4.26. Definição de metas para o complexo (Parada da planta C).

Processos			Consumos de Utilidades (kW)			
C	D	FG	VHPSO	HPSO	MPSO	CW
6	6	3000	2000	1951,25	3300	726,25

Tabela 4.27. Definição de metas para o complexo (Parada da planta D).

Processos		Consumos de Utilidades (kW)				
C	E	FG	VHPSO	HPSO	MPSO	CW
6	6	3000	2313,6	-	5600	6059,6
7	6	3000	6063,6	-	5600	2309,6
8	6	3000	6599,6	-	5600	1773,6
9	6	3000	2100	6499,2	3600	1774
10	6	3000	2049,2	6550	3600	1774

Tabela 4.28. Definição de metas para o complexo (Parada da planta E).

Processos		Consumos de Utilidades (kW)				
C	D	FG	VHPSC	HPSC	MPSC	CW
6	6	7336,4	-	1998,75	3000	6785,85
7	6	9335,15	-	-	-	6785,85
8	6	5585,15	-	-	-	3035,85
9	6	5049,55				2500,25

Os dados evidenciam, por exemplo, que ao parar-se o forno que gerará o gás de forno (*FG, fuel gas*) será necessário parar todas as plantas do complexo. Então, manutenções do forno devem ser feitas no período de parada de todas as plantas.

4.8 Conclusões parciais sobre a estimativa de metas de energia para complexos

Neste capítulo o modelo de transbordo foi estendido para todo o complexo por meio de um balanço de energia nas linhas de distribuição de vapor do complexo (*headers*) o que permite a mudança de metas e reconfiguração das trocas de calor de forma a minimizar o consumo global de energia de todo o sistema. No primeiro estudo de caso foram combinados os processos propostos por Shenoy, 1995 e Gundersen, 2000 para a ilustrar o funcionamento do método. Para apresentar possíveis aplicações do método, foram adaptados da literatura três processos propostos por Ivanis *et al.*, 2015 (Planta c) e Perry *apud* Klemes *et al.*, 2013 (Plantas D e E). Para o segundo caso foram estabelecidos os seguintes cenários: falha em trocador de calor, interrupção de uma linha distribuição de vapor afetadas por golpe de aríete, operação

de planta de ácido nítrico (Planta C) com capacidade ociosa e paradas das plantas do complexo.

Os resultados obtidos para o sistema com três processos (Plantas C, D e E) evidenciaram que há redução no consumo de utilidades ao utilizar-se uma otimização simultânea das metas para todos os processos obtida com o balanço de energia nos *headers*. Inclusive, é atingida a autossuficiência do complexo (*threshold*) para a utilização de vapor na condição estacionária envolvendo os três processos.

Com a metodologia foi possível estabelecer uma série de cenários, em especial paradas de plantas, e averiguar como estas condições afetam o complexo. Essa é uma flexibilidade fornecida pela programação matemática e inédita na literatura para estas aplicações, e pode ser pertinente para o planejamento de partidas e paradas de plantas. Bem como, mudanças nas condições de operação, entre outros elementos a serem incluídos.

CAPITULO V

*AREA TARGETING. ESTADO DA ARTE
E ASSERTÇÃO DE UMA NOVA
ABORDAGEM*

5.1 Diagrama geral da tese

Como forma de ilustrar a evolução da nova abordagem proposta na tese (em termos de um mapa mental ilustrado pela Figura 5.1) no Capítulo 3 foi utilizado um modelo de transbordo (*MILP*) para estimativa das metas de energia das plantas, No modelo 4 foi estendido a todo o complexo utilizando um balanço de energia nas linhas de vapor (*headers*). Por último, no capítulo 5 serão estimadas as metas de área mínima da rede de trocadores de calor para ambos os casos.

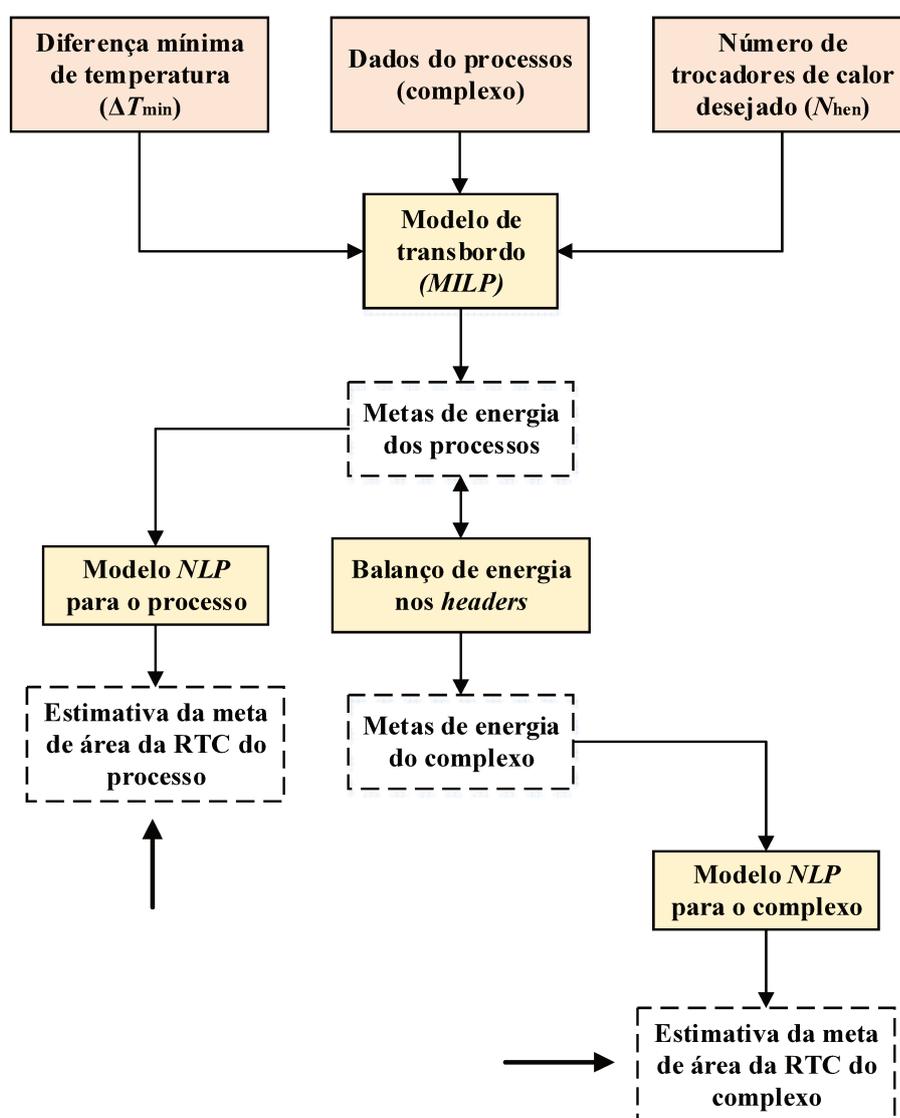


Figura 5.1. Representação geral da tese (Estimativa de metas de energia para o complexo).

5.2 Definição de metas de área para redes de trocadores de calor

5.2.1 Abordagens baseadas no uso de diferença de temperatura (ΔT_{min})

As metodologias apresentadas nos capítulos anteriores são úteis para a estimativa de custos com utilidades de forma a conceber estimativas dos custos operacionais da síntese de RTCs em plantas químicas. Então, deve ser feita a seguinte pergunta: “Como obter uma estimativa dos custos de capital da RTC da planta?”.

Este é um problema expressivamente mais complexo do que a definição de metas energéticas. Primeiramente pela natureza do problema, já que a principal variável para estimar os custos de capital da rede trocadores de calor é a sua área (A_{hen}), e a formulação básica para o cálculo da área de um trocador de calor não é linear conforme as Equações 5.1 a 5.3.

$$A_{hen} = \frac{\dot{q}_{ij}}{U_{ij} LMTD_{ij}} \quad p/i, j \geq 1 \quad (5.1)$$

$$LMTD_{ij} = \frac{(T_{i,k} - T_{j,k}) - (T_{i,k-1} - T_{j,k-1})}{\ln\left(\frac{T_{i,k} - T_{j,k}}{T_{i,k-1} - T_{j,k-1}}\right)} \quad p/i, j \geq 1 \quad (5.2)$$

$$LMTD_{ij} = 0 \quad p/i, j = 0 \quad (5.3)$$

Outras duas complicações relevantes em síntese de RTC são as “armadilhas topológicas” e “o problema das configurações múltiplas de RTC”.

Podem-se facilmente estimar metas energéticas para uma diferença mínima de temperatura especificada (ΔT_{min}), mas e se o ΔT_{min} não for o correto? Para diferentes valores de ΔT_{min} as correntes que passam pelo ponto de *pinch* podem mudar. Conseqüentemente, podem ser estabelecidas novas trocas e uma RTC completamente distinta pode ser obtida. Dessa forma, é possível que haja descontinuidades e em um dado ΔT_{min} haja uma mudança brusca nos custos de área e energia devido a mudanças bruscas na morfologia da rede. Kemp (Kemp 1990) verificou que estas descontinuidades ocorrem quando há cargas térmicas

elevadas de calor latente que provocam maiores mudanças na carga térmica a partir de uma determinada temperatura crítica.

A síntese de RTC, como muitos problemas de síntese de processo, não possui uma única solução, diferentemente das metas energéticas. Dessa forma para gerar-se uma solução única é necessário estabelecer outro critério, como por exemplo, a minimização de área de troca térmica da rede de trocadores de calor ou de queda de pressão. Todavia, a solução deste tipo de problema do ponto de vista numérico não é trivial, porque depende de uma série de fatores para sua computação. Em um problema de programação mista inteira e não linear (*MINLP, mixed integer nonlinear programming*) muitas vezes ao utilizar-se uma estimativa inicial inadequada ou ao não se ter experiência serão obtidas RTC que podem ser um mínimo global (muitas vezes o resultado será um mínimo local de acordo com o método de otimização utilizado) mas que não tem “verossimilhança”. Em outros termos, RTC com topologias complexas cuja a instalação e operação são inviáveis.

Um problema na indústria de projetos relacionado a este tipo de abordagem é a impossibilidade de esta ser utilizada em um projeto em tempo hábil. Dessa forma, uma metodologia utilizada por alguns projetistas é o *supertargeting* proposto por Linnhoff e Ahmad (Linnhoff and Ahmad 1989). A esmo, trata-se de uma estimativa de custos de energia e área na qual é estabelecida uma relação de custos e benefícios (*trade-off*) e é estimada uma diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) para a minimização de custos dentro de uma faixa de precisão. E geralmente, este procedimento está em conciliação com o *Pinch Design Method* (Linnhoff and Hindmarsh 1983) utilizado para gerar-se uma rede de trocadores de calor com recuperação máxima de energia (consumo mínimo de utilidades). A metodologia supracitada é muito pragmática, mas apresenta três desvantagens bastante significativas (Linnhoff 1993, Kemp 2007):

Imprecisão: O *targeting* apresenta uma margem de 10 a 25% de erro por considerar os calores específicos e os coeficientes de transmissão de calor das correntes constantes e por certas falhas inerentes aos métodos. No máximo, pode ser utilizado para comparação entre diferentes alternativas de síntese de RTC.

Natureza estritamente termodinâmica: Não são considerados outros elementos de engenharia como queda de pressão dos trocadores, *layout*, segurança inerente ou controle. Não obstante, no *targeting* só são geradas metas para a situação de recuperação máxima de calor.

Topologias de rede complexas: Ao executar o procedimento em sistemas com diversas correntes de processo, são geradas topologias complexas. Por exemplo, um sistema com oito correntes de processo e duas utilidades pode gerar uma rede, para a situação máxima de recuperação de calor, com uma bateria de 11 a 15 trocadores de calor.

De forma didática, é apresentado um diagrama geral na Figura 5.2 onde são estruturados os trabalhos em ordem cronológica e interdependência, e a Tabela 5.1 apontando as principais contribuições de cada trabalho.

Tabela 5.1. Artigos envolvidos com metas de área para RTC.

Autores em ordem cronológica	Tipo de intervalo no modelo	Contribuições
<i>Hohmann (1971)</i>	Entalpia	Obra primeira em integração energética
<i>Nishimura (1980)</i>	Temperatura	Utiliza o princípio máximo de Pontryagin e a abordagem com diferença de temperatura dependente da troca (<i>match-dependent temperature approaches, ΔT_{ij}</i>).
<i>Colbert (1982)</i>	Temperatura	<i>O Dual Temperature Approach Method (DTA)</i> é apresentado pela primeira vez
<i>Townsend e Linnhoff (1984)</i>	Entalpia	Formulação de <i>Bath, spaghetti structure</i> (coeficientes de transmissão de calor iguais)
<i>Ahmad (1986)</i>	Entalpia	Algoritmo vertical
<i>Gundersen et al. (1996)</i>	Temperatura e entalpia	<i>Extended Vertical MILP</i> : baseia-se no DTA, o ΔT_{\min} (<i>EMAT</i>) para a síntese da RTC é uma variável de otimização
<i>Colberg e Morari (1990)</i>	Entalpia	Modelo de transbordo não linear (<i>NLP</i>) para estimativa de metas de energia e área
<i>Rev e Fonyo (1991)</i>	Temperatura	<i>Diverse pinch Concept</i> para síntese de RTC.
<i>Yee et al. (1990a)</i>	Entalpia	Superestrutura para estimativa de metas de energia e área baseada no conceito do <i>pinch point</i>
<i>Jezowski et al. (2003)</i>	Temperatura	Modelo MILP de transbordo para estimativa de metas de energia e área com o <i>DTA</i> .
<i>Serna e Jiménez (2004)</i>	Temperatura	Estimativa de metas de área utilizando o <i>Diverse pinch Concept</i>
<i>Manousiouthakis e Martin (2004)</i>	Entalpia	Metas de integração mássica massa para redes de transferência de massa

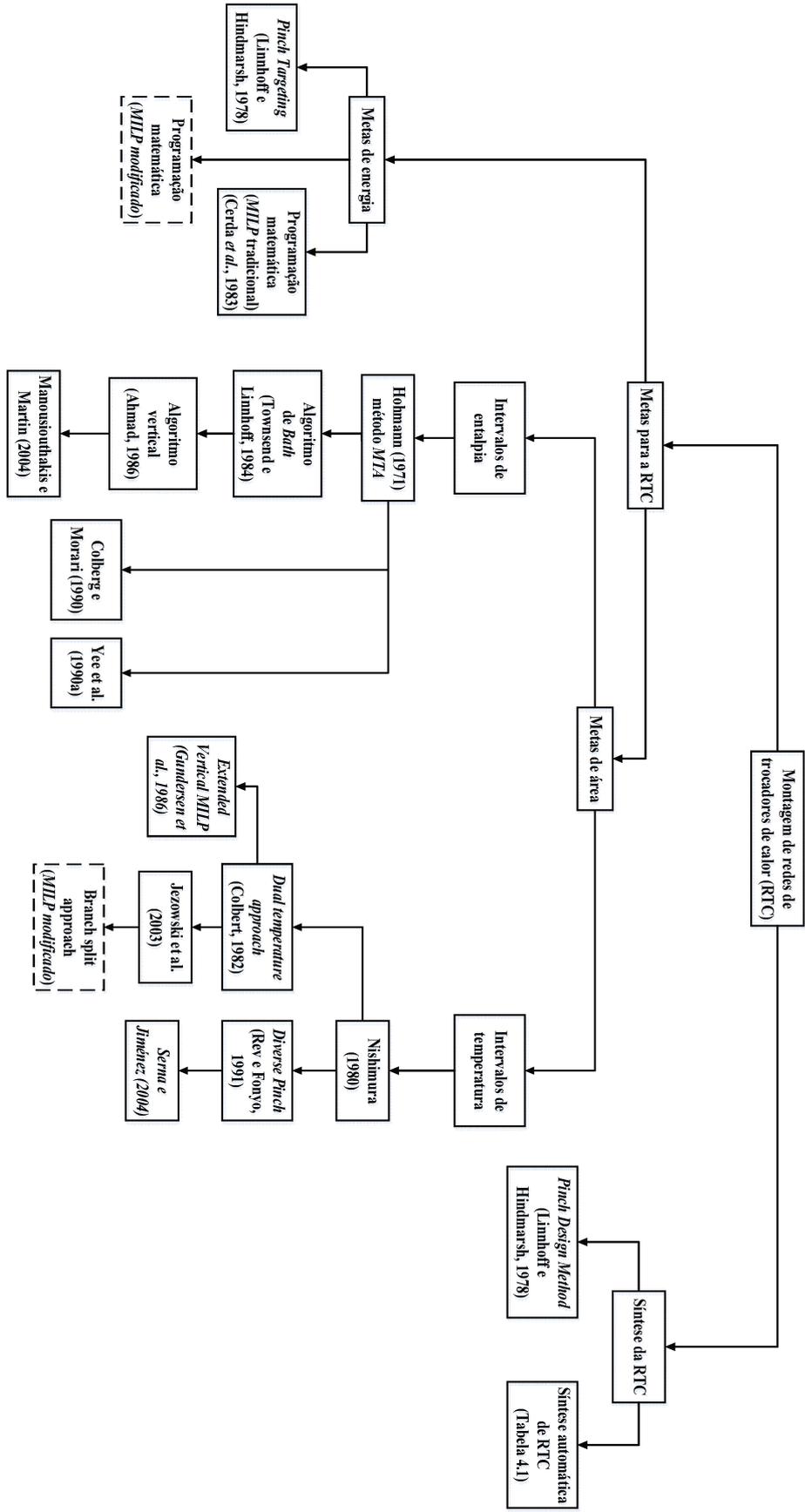


Figura 5.2. Estrutura geral de estudos envolvendo redes de trocadores de calor.

Townsend e Linnhoff, 1984 metodologia pioneira na estimativa de metas de área apresentada em uma conferência em Bath. Consequentemente, foi apelidada de “Formulação de Bath” (*Bath Formula*). É um método que se baseia em estimativas de metas de áreas a partir das curvas compostas da Tecnologia *Pinch*. Para minimizar a área de troca térmica, será suposto regime contracorrente para todas as trocas térmicas similar a um único trocador de calor (é necessário, a posteriori, dividir a área pelo número mínimo de trocadores de calor para estimar o seu custo aproximado). A prova *stricto sensu* desta hipótese somente foi desenvolvida por Manousiouthakis e Martin, 2004 mais recentemente.

A formulação de Bath foi aperfeiçoada por Ahmad (Ahmad 1986) em sua tese de doutorado e apresentado futuramente juntamente com o *supertargeting* (Linnhoff and Ahmad 1990). O objetivo foi incorporar o uso de diferentes coeficientes de transmissão de calor mantendo-se a regra da transferência de calor vertical. As duas metodologias serão descritas em mais detalhes nos itens 5.3.1. e 5.3.2. respectivamente.

Nishimura, 1980 utilizou o princípio máximo de Pontryagin para minimizar a metas de área da rede de trocadores utilizando várias diferenças mínimas de temperatura que dependem dos coeficientes de transmissão de calor. Cada corrente s tem uma diferença contribuição para a diferença de temperatura conforme a Equação 5.4.

$$\Delta T_s = \frac{\alpha}{(U_s)^\beta} \quad (5.4)$$

em que α e β são parâmetros a serem estimados. Então, a diferença de temperatura total é obtida pela Equação 5.5 com as contribuições das correntes frias (j) e quente (i).

$$\Delta T_{ij} = \Delta T_i + \Delta T_j \quad (5.5)$$

Uma ilustração da metodologia é apresentada na Figura 5.3. Por outro lado, esta metodologia não é relevante para o escopo deste trabalho e pode ser visitada nos trabalhos de Nishimura, 1980; Rev e Fonyo, 1991 e 1993; Shenoy, 1995; Jezowski, Shethna e Castillo, 2003; Serna-González e Jiménez-Gutiérrez, 2004.

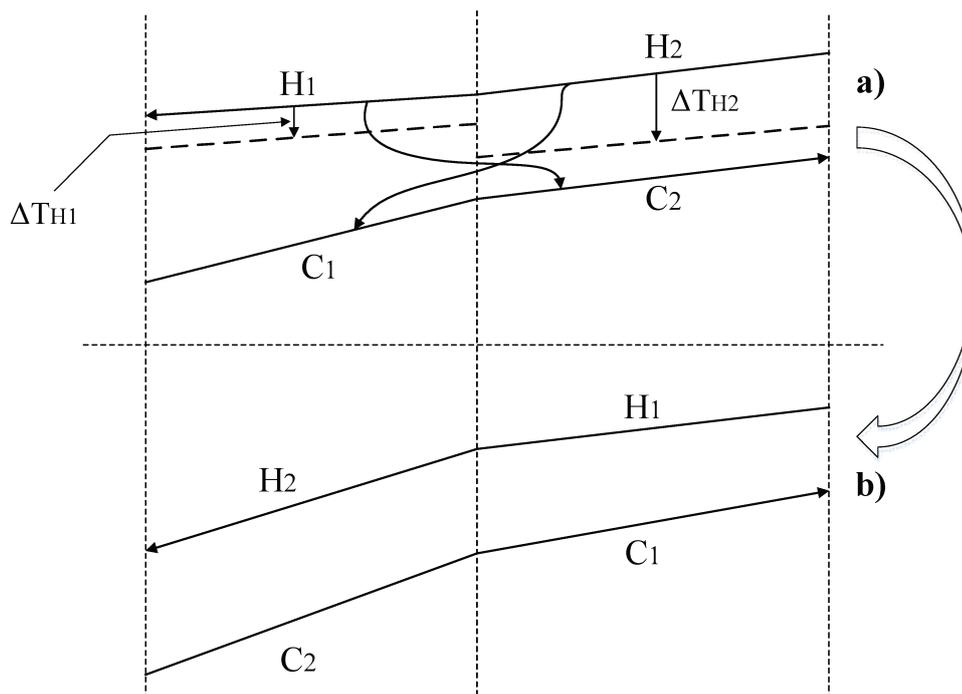


Figura 5.3. Representação da ocorrência de *criss-crossing* devido a diferença nos valores de transferência de calor.

5.3 Síntese automática de redes de trocadores de calor

5.3.1 Superestruturas

Há duas abordagens principais. A primeira é a abordagem utilizando algoritmos do tipo *MINLP* (*Mixed Integer Non-linear Programming*), discutida em parte no item anterior, e a segunda é a abordagem híbrida que combina métodos termodinâmicos (heurísticos) e programação matemática.

A Tecnologia *Pinch*, como dito no Capítulo 2, é uma estratégia sequencial para o projeto conceitual de redes de trocadores de calor (RTC's), definida pelas leis da termodinâmica e a diferença mínima de temperatura. Todavia, uma abordagem alternativa, a *superestrutura*, uma estrutura de redes de trocadores de calor que engloba todas as possibilidades para a síntese de redes de trocadores de calor passíveis de redução de acordo com a estrutura do algoritmo *MINLP* e suas respectivas restrições. Um modelo de superestrutura em estágios amplamente referenciado pela literatura proposto por Yee, Grossmann e Kravanja, 1990b apresentado na Figura 5.3.

Esta categoria de superestrutura pode ser desenvolvida em estágios (Yee et al. 1990b, Aaltola 2002) ou em blocos (Asante and Zhu 1997), os quais representam um conjunto consecutivo de intervalos de entalpia (k), conforme a Figura 5.4. Zhu et al. desenvolveram algoritmos que executam a síntese de redes de trocadores de calor (RTC) considerando a minimização de consumo de utilidades, chamado de método de “decomposição em blocos” (*block decomposition*). Em um trabalho posterior, os mesmos autores elaboraram uma metodologia de síntese automática de RTC’s (Asante and Zhu 1997).

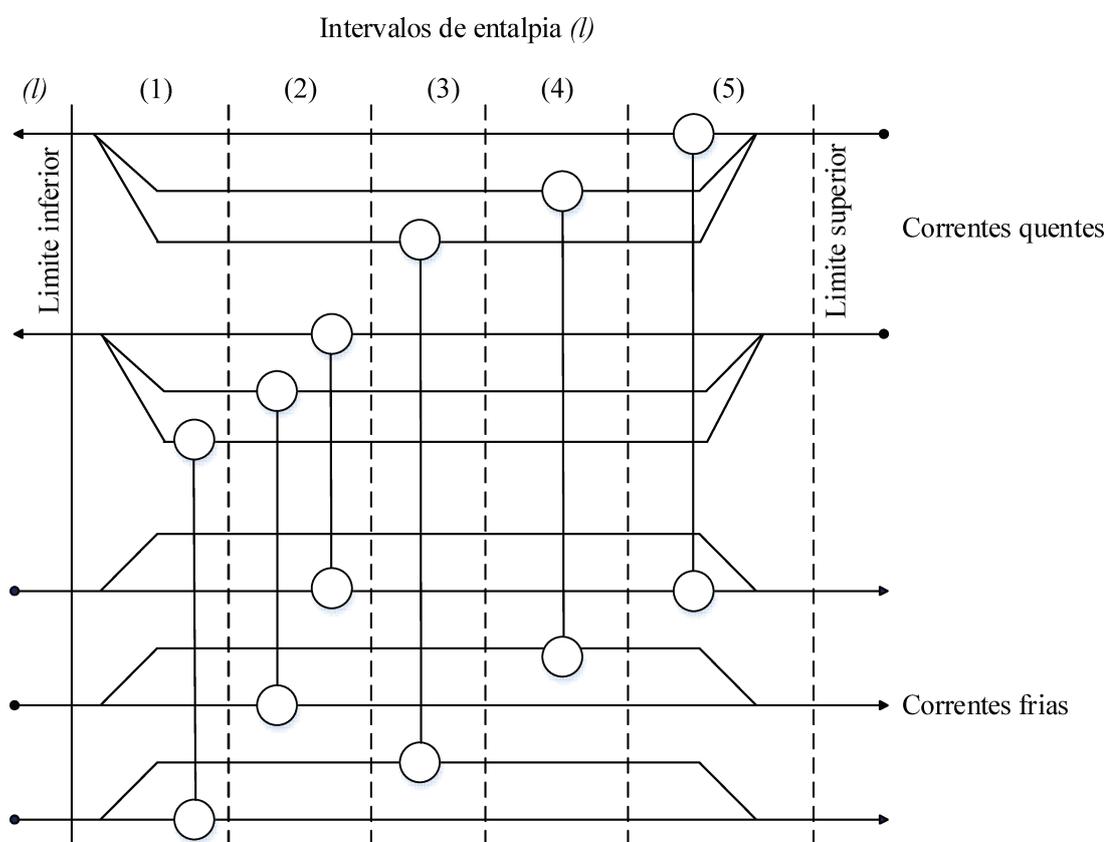


Figura 5.4. Exemplo de Superestrutura em um processo com cinco correntes (*spaghetti structure*) (Yee et al. 1990b).

Dentro de cada intervalo da superestrutura, cada corrente quente é dividida em um número de segmentos igual ao número de correntes frias presente naquele intervalo para maximizar o número de trocas de calor possível. Na Figura 5.3, há duas correntes quentes e três correntes frias, logo o menor número de correntes para que o número de ambas se iguale é múltiplo comum destes dois números, ou seja, seis correntes. Dessa forma as correntes são divididas em três segmentos e as frias em dois segmentos, gerando 12 segmentos, e ao ligar-se

cada segmento (ramificação ou *branch*) a um oposto, um quente a um frio, e vice versa, são geradas 6 possíveis trocas térmicas (Asante and Zhu 1997).

Uma vez estruturada, a superestrutura é submetida a otimização. O conjunto de variáveis de decisão inclui desde a existência de trocadores nas diferentes divisões dos segmentos, as taxas de transmissão de calor nos trocadores, a fração da vazão mássica direcionada a cada segmento durante as divisões de correntes, variações no calor específico, entre outros (Aaltola 2002).

A função objetivo utiliza principalmente o custo anualizado total da rede de trocadores de calor, ou seja, tanto as utilidades quanto o custo de capital. Ao passo que, esta pode ser ampliada pela adição de termos de penalidade e/ou serem adicionadas mais restrições de forma a generalizar o algoritmo. Pelo fato de o algoritmo realizar as decisões da montagem da rede tanto em sua estrutura (pares de trocas, número de trocadores, divisão de correntes, etc.) quanto nas condições operacionais (utilidades), a síntese é automatizada. Esta categoria de metodologia é conhecida como otimização estrutural e paramétrica (*structure-parameter*). A utilização do termo parâmetro pode parecer um tanto obtusa para especialistas que apenas trabalham apenas em áreas como otimização ou modelagem, onde um parâmetro é uma constante do modelo. Em engenharia de síntese de sistemas químicos, alguns autores ainda usam o termo “parâmetro” de forma genérica referindo-se, tanto a constantes, quanto a variáveis de modelos (Aaltola 2002).

Para a superestrutura, de acordo com as simplificações adotadas, podem ser utilizados algoritmos tanto do tipo *MILP* quanto do tipo *MINLP*. Formulações do tipo *MILP* são geradas utilizando-se regras de mistura isotérmica de correntes e correlações de custo de capital (área) de trocadores de calor linearizadas (Aaltola 2002).

Alguns trabalhos notórios e seus respectivos autores são apresentados na Tabela 5.2. Foram introduzidas funções de penalidade e novas restrições de forma a agregar verossimilhança aos mesmos. A segunda instância, foram consideradas as existências de equipamentos associados como misturadores (no caso da mistura não-isotérmica), bombas (perda de carga) e projetos de diferentes tipos de trocadores de calor (bitubular, placas e casco e tubos) (Asante and Zhu 1997).

Tabela 5.2. Trabalhos pioneiros em sínteses de redes de trocadores por meio de superestruturas.

Autores	Avanços incluídos
Daichendt e Grossmann, 1998	Decomposição hierárquica
Zamora e Grossmann, 1998	Ênfase em otimização global <i>MINLP</i>
Bjork e Westerlund, 2002	Opções de mistura não-isotérmica
Sorsak e Kravanja, 2002	Método que incorpora diferentes tipos de trocadores de calor
Frausto-Hernández <i>et al.</i> , 2003	Consideração de perda de carga

No próximo item (5.2.2) serão apresentadas as metodologias híbridas para a síntese de redes de trocadores de calor e no item seguinte (5.2.3) será conduzida uma comparação entre ambas as metodologias e a Tecnologia *Pinch* propriamente dita.

5.3.2 A abordagem híbrida

Os métodos híbridos combinam as metodologias heurísticas com a programação matemática. Por exemplo, um método primeiro aplica a Tecnologia *Pinch* para obter as metas de energia e área mínima da rede de trocadores de calor. Entretanto, ao invés de prosseguir para a etapa de síntese, constrói-se uma superestrutura reduzida, baseada nas regras (*Tick-off heuristic rules*) da Tecnologia *Pinch*. A partir de então, é utilizado o modelo clássico de superestrutura incluindo a otimização de variáveis e a simplificação topológica da planta (eliminação de trocadores de calor considerados não pertinentes pelo algoritmo). Então o ciclo otimização-simplificação é repetido diversas vezes até que haja convergência (Asante and Zhu 1997).

O elemento chave desta metodologia é evitar a adição de trocas de calor desnecessárias, segundo a Tecnologia *Pinch*, tornando o algoritmo menos moroso. Todavia, perde-se a sua automatização, o que muitos especialistas, como Asante e Zhu, 1997; Klemes *et al.*, 2014 não consideram uma característica desvantajosa.

5.3.3 Comparação entre as abordagens de síntese de redes de trocadores de calor

É evidente que ambas as metodologias apresentem vantagens e desvantagens, de forma a comparar e elucidar essas diferenças, estas distinções serão apresentadas na Tabela 5.3 (Asante and Zhu 1997, Sorsak and Kravanja 2002).

Tabela 5.3. Comparação entre as metodologias de síntese de redes trocadores de calor (Asante and Zhu 1997, Sorsak and Kravanja 2002).

Características	Superestruturas	Métodos híbridos
Automatização	É automática	Necessita de tomada de decisão devido a parte do método ser heurístico
Proibições de trocas térmicas	São permitidas	São permitidas
Resultados obtidos pelo algoritmo de otimização	Podem atingir o ótimo global; solução extremamente morosa e de interpretação difícil	Ótimo local; solução mais rápida
Capacidade de comportar mais funções de penalidade e novas restrições	É flexível	Algumas restrições podem entrar em conflito com as regras heurísticas da Tecnologia <i>Pinch</i>
Transparência e visualização da síntese da rede de trocadores	Completamente inibida pela sua automatização	A superestrutura simplificada é proposta pelo projetista
Topologia/ <i>Layout</i>	Muito complexa; inclusive inviável em muitos casos	Complexa; as regras da Tecnologia <i>Pinch</i> podem entrar em conflito com o <i>layout</i> ou gerar trocas desnecessárias do ponto de vista da engenharia.
Controlabilidade	Devido ao maior número de divisão de correntes, há complicações operacionais severas	A regra de síntese da Tecnologia <i>Pinch</i> propõe trocas térmicas que são inviáveis do ponto de vista de seu controle.
Segurança inerente	Pode-se restringir algumas trocas, mas a automatização define a estrutura da rede de trocadores de calor	Pode-se fazer algumas considerações (eliminar trocas de calor inconvenientes, por exemplo) na superestrutura simplificada.

Ambas as metodologias apresentam duas falhas consideradas graves:

A primeira é a retirada, completa ou parcial, da tomada de decisão na síntese da rede de trocadores de calor. São permitidas restrições de trocas entre correntes, mas após a construção da rede, não é possível monitorar a sua montagem no caso das superestruturas. E no caso dos métodos híbridos é possível manufacturar uma superestrutura mais adequada as necessidades do

projetista. Todavia, a montagem da rede final de trocadores é automática (Asante and Zhu 1997).

A segunda são as topologias complexas e o elevado número de trocadores de calor. Por exemplo, ao utilizar-se uma superestrutura é possível obter-se a rede com o menor consumo de utilidades possível. Porém, este tipo de rede pode gerar sérios problemas na controlabilidade ou na segurança de processo. Inclusive, pode ser mecanicamente inviável aloca-la dentro do espaço físico da planta (Asante and Zhu 1997, Sorsak and Kravanja 2002).

Os métodos híbridos, em menor grau, apresentam as mesmas falhas. Devido a estas complicações, e as dificuldades de implementação destes métodos em plantas reais com mais de trinta correntes, a indústria não assimilou estes métodos, e em grande parte dos casos somente usam os métodos heurísticos, Tecnologia *Pinch* e Análise *Total Site*, para definição de metas energéticas usadas como referências e executam a síntese das redes de trocadores de calor baseados em seus conhecimentos, e experiências, sobre a operação da planta, utilizando um número de trocadores de calor inferior ao proposto pelas metodologias empregadas nas metas de energia e área mínima.

5.4 Definição de metas de área para redes de trocadores de calor baseados em intervalos de entalpia

5.4.1 A derivação da fórmula Uniforme de Bath (*Uniform Bath Formula*)

Esta metodologia utiliza um valor uniforme (constante) de coeficiente de transmissão de calor (U) para todas as correntes com uma respectiva diferença mínima de temperatura.

Deve-se assumir os seguintes antecedentes: Coeficientes de película para todas as correntes são constantes (h_i e h_j), todas as trocas de calor entre as correntes ocorrem em regime contracorrente e deve-se calcular as metas de energia e construir-se as curvas compostas balanceadas.

Os seguintes passos foram propostos Townsend e Linnhoff, 1984 em um congresso da *Icheme* em Bath em 1984:

- ✓ Cada corrente quente é dividida no mesmo número de correntes frias dentro de cada intervalo;
- ✓ Cada corrente fria é dividida no mesmo número de correntes quentes dentro de cada intervalo;
- ✓ Deverá haver o mesmo número de correntes quentes e frias em todos os intervalos e estas deveram estar combinadas uma a uma.

A Figura 5.5 representa a aplicação do procedimento para um sistema com duas correntes frias (C3 e C4) e uma corrente quente (H1). Logo, haverá um total de quatro correntes, duas quentes e duas frias, estabelecidas duas trocas de calor entre estas. Neste exemplo bastante simplificado há quatro possibilidades de arranjo para os dois trocadores de calor. Todavia, somente um fornecerá o valor mínimo de área para a RTC.

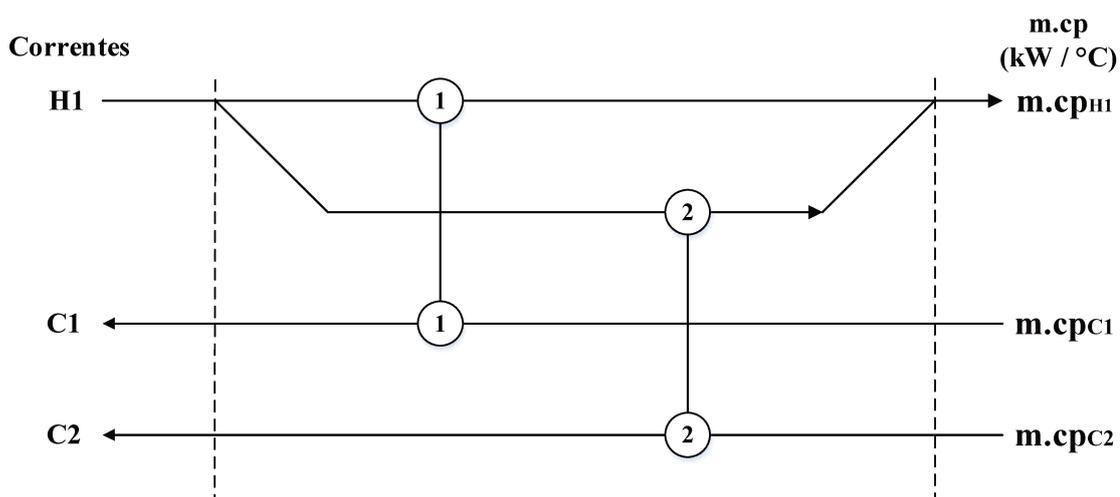


Figura 5.5. O modelo de transferência de calor vertical (*vertical heat transfer model*) para estimativas de metas de área para um sistema com uma corrente quente e duas frias dentro de um intervalo de entalpia.

Para o problema apresentado acima há uma probabilidade de que a rede proposta seja a de área mínima de 25%. Agora, observe o exemplo apresentado na Figura 5.6. Um sistema simples, com apenas quatro correntes, duas quentes (H1 e H2), uma fria (C3) e uma utilidade fria (CU) apresenta um total possível de 16 arranjos dentro deste intervalo, um sistema com 8 correntes, três quentes e cinco frias, apresenta 60 possíveis arranjos somente para aquele intervalo. Como a síntese de RTC se torna muito complexa com o aumento do número de correntes, estes sistemas foram apelidados de redes do tipo “*spaghetti*” (Zhu et al. 1995).

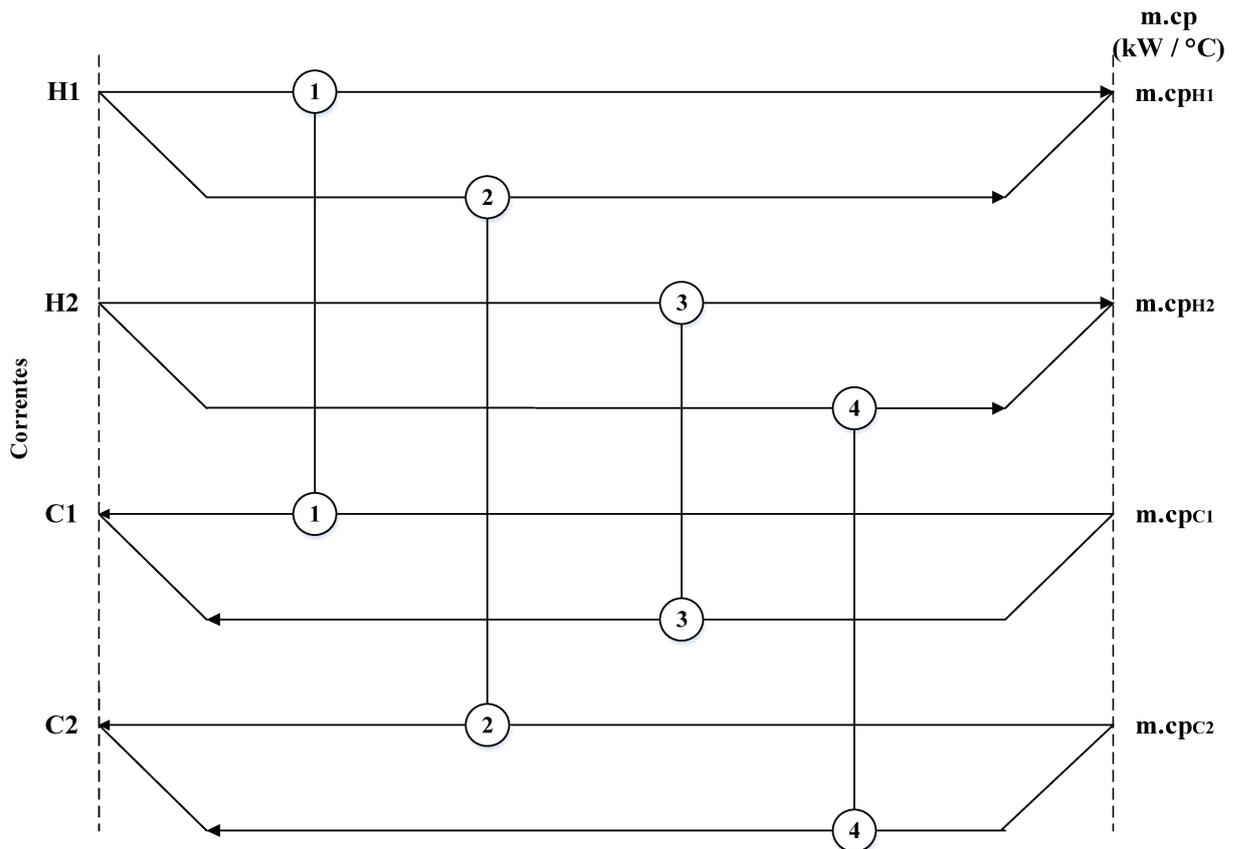


Figura 5.6. O modelo de transferência de calor vertical (*vertical heat transfer model*) para estimativas de metas de área para um sistema com uma corrente quente e duas frias dentro de um intervalo de entalpia.

A rede do tipo *spaguetti* requer um número combinações igual ao produto das correntes ($i \cdot j$) em cada intervalo de entalpia, conforme os intervalos de temperatura das curvas compostas balanceadas. Nota-se que há necessidade de um número mínimo de trocadores em cada intervalo igual a $(i + j - 1)$ conforme ilustrado na Figura 5.7.

Observa-se na Figura 5.5 quatro correntes, duas quentes e duas frias. Logo, serão necessários no mínimo três trocadores de calor para satisfazer o balanço de energia neste intervalo conforme

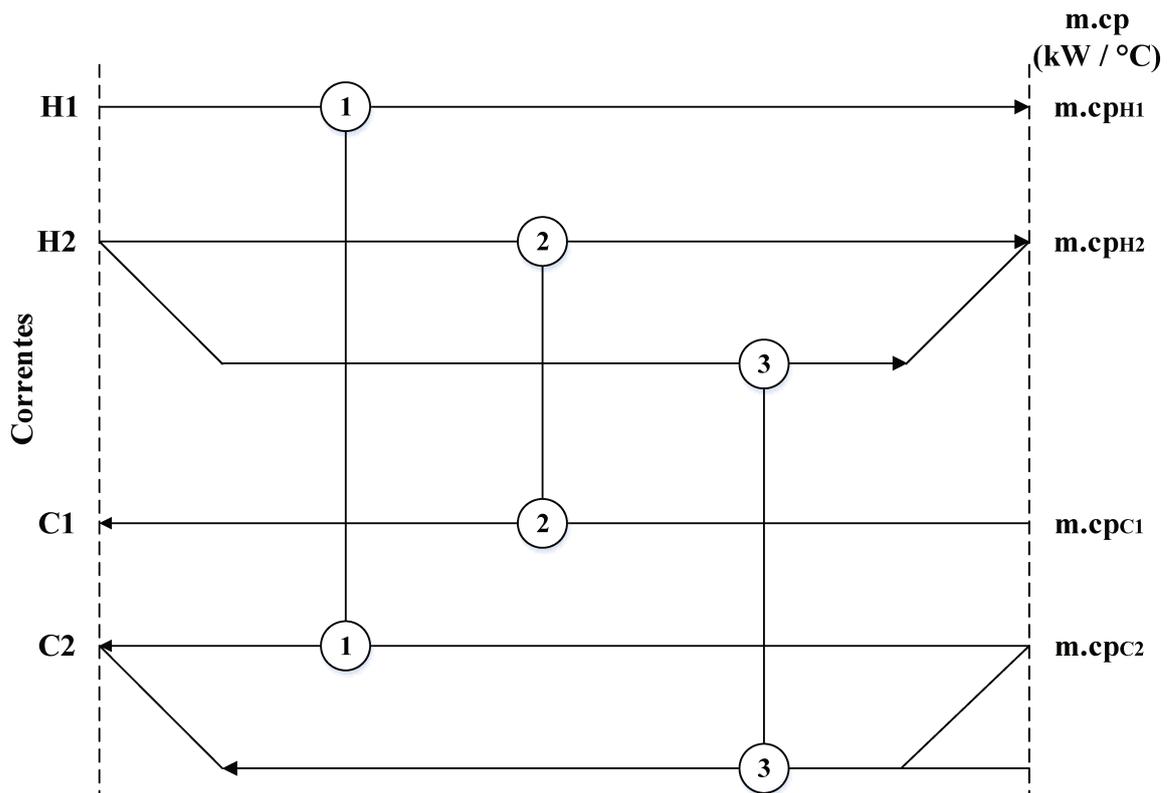


Figura 5.7. Uma rede de trocadores de calor alternativa a rede do tipo *spaghetti* apresentada na Figura 5.4.

A estimativa de área da RTC é feita a partir da seguinte série de correlações. O valor dos coeficientes de transmissão de calor para as correntes é estimado por meio da Equação 5.6.

$$\frac{1}{U_{ij}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \quad (5.6)$$

Ao particularizar-se as Equações 5.5 e 5.6 ao exemplo apresentado na Figura 5.4 será obtida a Equação 5.7:

$$A_i = \frac{1}{LMTD_i} \left[\left(\frac{q_{13}}{U_{13}} \right) + \left(\frac{q_{1U}}{U_{1U}} \right) + \left(\frac{q_{23}}{U_{23}} \right) + \left(\frac{q_{2U}}{U_{2U}} \right) \right] \quad (5.7)$$

Ao justapor-se a Equação 5.7 para cada uma das correntes da equação anterior, será obtida a Equação 5.8:

$$A_i = \frac{1}{LMTD_i} \left[\left(\frac{1}{h_1} \right) (q_{13} + q_{1U}) + \left(\frac{1}{h_2} \right) (q_{23} + q_{2U}) + \left(\frac{1}{h_3} \right) (q_{13} + q_{23}) + \left(\frac{1}{h_U} \right) (q_{1U} + q_{2U}) \right] \quad (5.8)$$

Ao utilizar-se o princípio da conservação de energia para cada uma das correntes, e considerando que o somatório dos fluxos térmicos trocados nos intervalos é igual a carga térmica de cada uma das correntes.

$$A_i = \frac{I}{LMTD_i} \left[\left(\frac{q_1}{h_1} \right) + \left(\frac{q_2}{h_2} \right) + \left(\frac{q_3}{h_3} \right) + \left(\frac{q_U}{h_U} \right) \right] \quad (5.9)$$

A Equação 5.9 pode ser estendida para todos os intervalos, derivada da formulação de *Bath*.

O grande problema das abordagens apresentadas previamente é que elas necessitam da definição de intervalos de entalpia. Assim como a metodologia de definição de metas de área via programação linear proposta por Briones e Kokossis, 1999a; b. Todas estas metodologias apenas funcionam para o caso de recuperação máxima de energia, devido ao balanço de energia nos intervalos de entalpias. A metodologia proposta a seguir utilizar intervalos de temperatura em substituição aos de entalpia e permite que sejam fixados os valores de trocas de calor nos intervalos de forma a alocar as trocas conforme a minimização de área.

5.4.2 Algoritmo vertical

Para ao cálculo da área de um trocador de calor podem ser utilizadas as Equações 5.1 a 5.3. Entretanto, como estimar a área da rede de trocadores de calor em um sistema com várias correntes de processo? A proposta considera a mais simples para se estimar um valor de área é o *Algoritmo Vertical* proposto inicialmente por Hohmann, 1971 baseado na divisão das curvas compostas (perfis térmicos do processo gerados na Tecnologia *Pinch*) em segmentos denominados *p*, baseados no balanço de entalpia das correntes, e calcula-se para cada segmento um valor de área e ao final soma-se todos estes valores (Equação 5.10).

$$A_{hen} = \frac{I}{U} \sum_l \frac{\Delta H_l}{\Delta T_{LM,l}} \quad (5.10)$$

Os segmentos são definidos pelas mudanças do coeficiente angular das curvas compostas “balanceadas” que são função das cargas caloríficas das correntes ($1/\dot{m}.c_p$), ou seja, quando as correntes começam, terminam ou mudam são definidos os “nós” dos segmentos (Figura 5.9) que servem como delimitações entre os intervalos.

A estimativa de metas de áreas (*Area targeting*) pode ser resumido em seis passos simples:

1. Cálculo das metas para as utilidades quente e fria;
2. Cálculo das cargas caloríficas ($\dot{m}.c_p$) das utilidades;
3. “Balanceamento” das curvas compostas: as utilidades são tratadas como correntes e incorporadas as curvas para calcular-se a área total da RTC;
4. Constroem-se as curvas compostas quente e fria balanceadas (Figura 5.8);
5. Calcula-se o valor de área de troca térmica em cada intervalo de entalpia (I) conforme o Algoritmo Vertical.

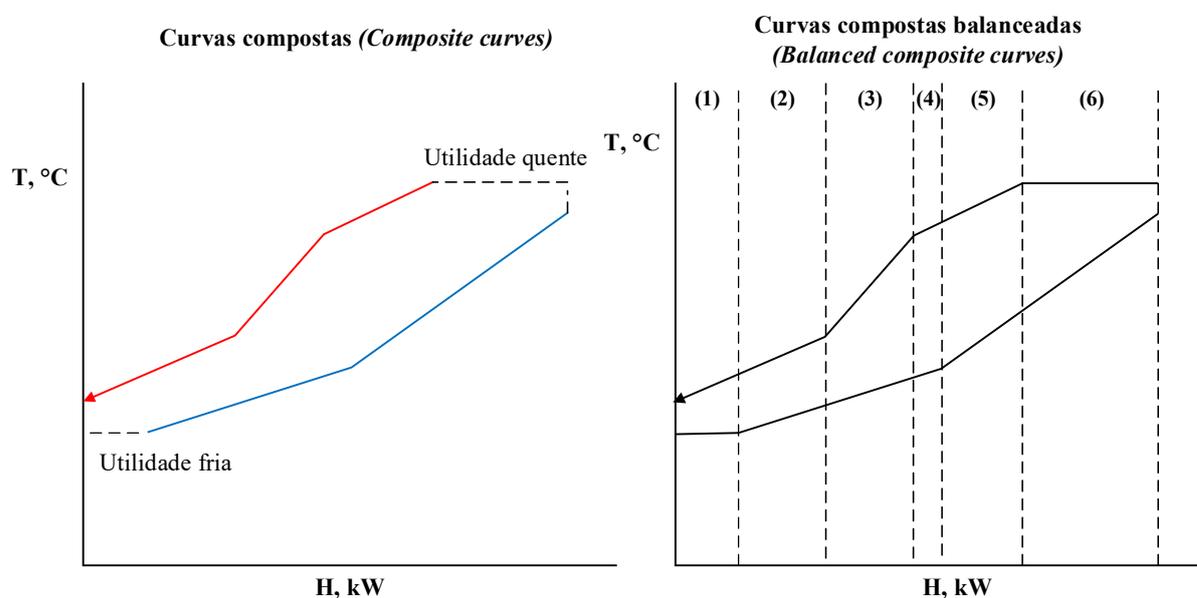


Figura 5.8. “Balanceamento” das curvas compostas.

Foi averiguado por Hohmann, 1971 que todas as redes de trocadores de calor com recuperação máxima de calor (*MER, Maximum Energy Recovery*) apresentam valores de área de superfície similar a área mínima total (A_{\min}) calculada a partir das curvas compostas conforme a Equação 5.10. Mas assume-se nesta formulação que o coeficiente de transmissão de calor é o mesmo para todas as correntes (U). Para contornar este problema Ahmad, 1986 propôs uma formulação simples (Equações 5.11 e 5.12) para a estimativa meta de área mínima da RTC.

$$A_{hen} = \sum_{l=1}^{EI} \left[\left(\frac{q_l}{LMTD_l} \right) \sum_{st \in ST} \left(\frac{l}{U_{st}} \right) \right] \quad (5.11)$$

$$\Delta T_{LMl} = \frac{(T_{i,l} - T_{j,l}) - (T_{i,l-1} - T_{j,l-1})}{\ln \left(\frac{T_{i,l} - T_{j,l}}{T_{i,l-1} - T_{j,l-1}} \right)} \quad (5.12)$$

em que ST denota o conjunto de correntes ($ST: I U J$) contidas nos intervalos de entalpias l e U_S é coeficiente de transmissão de calor da corrente S .

A formulação proposta por Ahmad, 1986 fornece resultados mais satisfatórios do que a formulação de Bath e não exige grande esforço numérico. De acordo com Linnhoff e Ahmad, 1990 gera resultados satisfatórios satisfeita á condição abaixo (Equação 5.13):

$$\frac{U_{st}^{\max}}{U_{st}^{\min}} \leq 10 \quad (5.13)$$

Dentro de um intervalo de entalpia (l) para que o calor seja completamente transferido do segmento da curva quente para o segmento da curva fria (*Vertical Matching*, item (a) da Figura 5.9) os valores das capacidades caloríficas para ambos os seguimentos devem estar na mesma proporção ao longo de todo o segmento, ou seja, para sintetizar uma RTC que atende as condições do balanço muitas vezes será necessária uma divisão de correntes.

Como o objetivo é obter uma “estimativa do valor de área” pode ser assumido que ocorre uma troca de calor entre os intervalos chamada de *criss-crossing* (item b da Figura 5.9), em casos cujos os coeficientes de transmissão de calor são os mesmos, o erro é aceitável dentro da faixa de precisão do método (cerca de 10%). Ocorre que, os coeficientes de transmissão de calor das correntes são considerados constantes o que torna uma resolução rigorosa inerentemente falha.

Em contrapartida, se as correntes possuírem coeficientes de transmissão de calor muito diferentes, a margem de erro aumenta expressivamente. Cabe salientar que todos estes métodos exigem que os coeficientes de filme (h_i e h_j) sejam conhecidos, um dado que na prática muitas vezes não está disponível.

Três pontos devem ser evidenciados:

- As metas de áreas são consideravelmente imprecisas e servem mais como um parâmetro de comparação entre diferentes opções do que propriamente um dado para uma análise de custo.

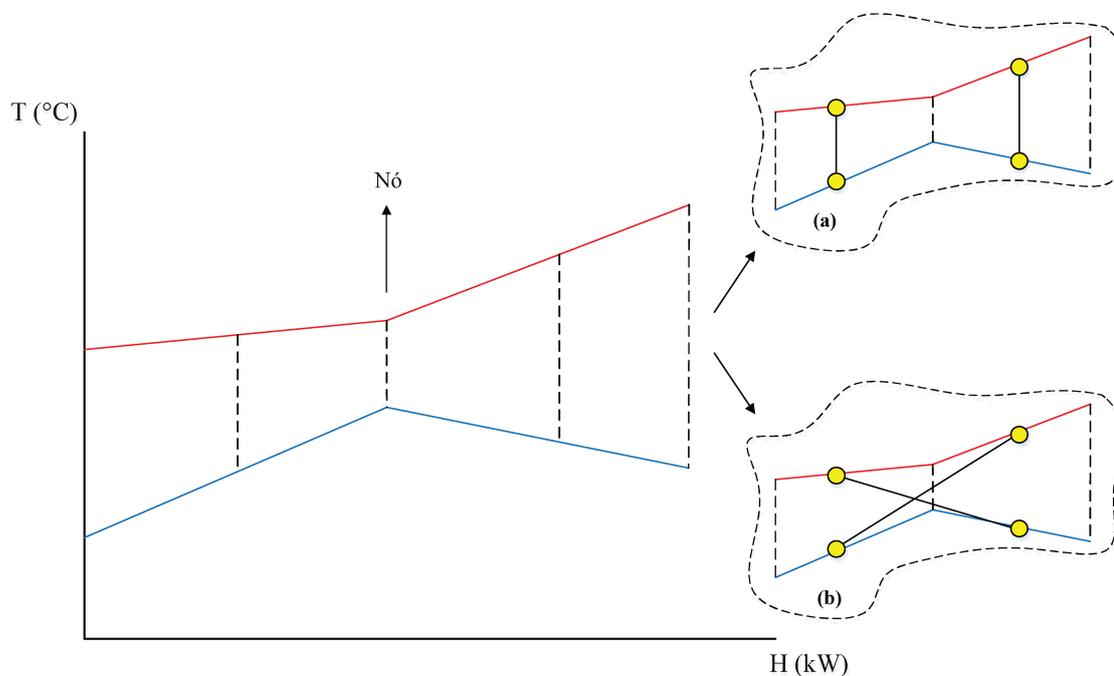


Figura 5.9. Algoritmo vertical e o “*criss-crossing*”.

- Uma metodologia similar pode ser utilizada em reprojeto de redes de trocadores de calor (*retrofits*). Esta fornece uma indicação de quantos trocadores adicionais serão necessários, sua área e um esboço do custo de capital associado;

- Pode fornecer uma boa perspectiva para a estratégia econômica de energia a ser adotada na planta. Apesar da imprecisão, o *supertargeting* pode ser uma boa estratégia para definir uma diferença mínima de temperatura. Assim como, nas utilidades mais adequadas, na escolha de correntes de processo para a integração, no nível de integração energética, entre outros pontos.

Assumem-se outras premissas como trocas de calor em regime contracorrente, só há trocas de calor entre duas correntes, ou seja, em processos nos quais são usados trocadores compactos aptos a realizar trocas entre três ou mais correntes, as metas de área não funcionarão. Processos cujas correntes possuem grandes variações de temperatura, especialmente gases, as metas apresentarão margens de erro maiores, porque na metodologia,

tanto os valores específicos como os coeficientes de transmissão de calor são considerados constantes.

5.5 Modelos baseados em intervalos de temperatura

De forma similar as abordagens anteriores, assume-se que as cargas térmicas assim como as demais propriedades das correntes são constantes. Para calcular a área mínima para a RTC é necessário resolver um problema de otimização, no qual, a função objetivo é a soma das áreas de troca de calor de todos os intervalos de temperatura, sujeita as restrições dos balanços de energia para cada intervalo.

Esta tese propõe uma metodologia baseada em intervalos de temperatura proposta por Jezowski, Shethna e Castillo, 2003, pelo fato de que podem ser introduzidas restrições quanto as trocas de calor entre as correntes permitindo as estimativas de metas para o algoritmos propostos nos Capítulos 3 e 4 para diferentes arranjos de redes, já que, o balanço pelos intervalos de entalpia só permite as estimativas de metas para a rede com recuperação máxima de calor (Townsend and Linnhoff 1984).

Para o desenvolvimento do modelo proposto nesta Tese foi utilizado como ponto de partida o trabalho de Jezowski, Shethna e Castillo, 2003 modificando-se os seguintes elementos:

- Os fatores de correção de temperatura dos trocadores de calor ($F_{T,ij}$) são assumidos como unitários por não promoverem alterações significativas nos valores das metas das utilidades;
- A diferença mínima de temperatura é única e pré-fixada (ΔT_{min});
- As trocas de calor entre as correntes são especificadas conforme o algoritmo de cálculo das metas de energia (não é feita otimização simultânea de metas de energia e área como no modelo original), e a ordem sequencial em um mesmo intervalo de temperatura é definida através da relação entre divisão de correntes e minimização de área, conforme será explicado em detalhes no item b.

A metodologia será descrita em três pontos: no item 5.5.1 será ilustrado o funcionamento do algoritmo e no item 5.5.2 será apresentado o modelo matemático. Já, no

item 5.5.3 serão apresentados alguns resultados obtidos a partir da sua aplicação comparados a alguns resultados da literatura.

5.5.1 Modelo não-linear para estimativas de metas de energia e área para RTC proposto por Jezowski, Shethna e Castillo (2003)

O modelo proposto originalmente por Jezowski et al. (2003) baseia-se na estimativa simultânea de metas de energia e área para condição de máxima recuperação de energia (*MER*). Utiliza-se a priori, uma série de intervalos de temperatura construídos a partir de três premissas:

- Define-se uma diferença mínima de temperatura para as metas de utilidades (*EMAT*, *Energy Maximum Approach Temperature*) para o processo ΔT_{\min} (ΔT^{EMAT}), ou para cada processo no caso do *complexo*;

- As temperaturas das correntes são deslocadas, ou seja, é descontado $\Delta T_{\min}/2$ das correntes quentes, e adicionado o mesmo valor às temperaturas das correntes frias. De forma que as suas temperaturas se aproximem em ΔT_{\min} ;

- Define-se uma segunda diferença mínima de temperatura (*HRAT*, *Heat Rating Approach Temperature*) que será menor que o *EMAT* ($\Delta T^{EMAT} < \Delta T^{HRAT}$) e permite trocas de calor adicionais. As metas de área obtidas por esta abordagem se aproximam mais dos valores de área reais do que o *Algoritmo Vertical*. Pelo fato de que no algoritmo vertical, é necessário assumir transferência de calor vertical, mas quanto mais os coeficientes de transmissão de calor se afastam, intensifica-se a transferência de calor não-vertical (*criss-crossing*) e há uma elevação no valor das metas de área.

Para as limitações de trocas térmicas, na abordagem tradicional proposta por Challand, Colbert e Venkatesh, 1981 e Colbert, 1982 conhecida como *dual temperature approach* são utilizadas duas diferenças mínimas de temperatura: um maior (*HRAT*, *heat recovery approach temperature*) para a definição das metas de energia e um menor (*EMAT*, *energy maximum approach temperature*) para a síntese da rede de trocadores de calor. Colberg e Morari, 1990; Gundersen, Traedal e Hashemihmady, 1997 especificaram um valor de *HRAT* (ΔT^{HRAT}) antes da síntese da RTC, e os valores de *EMAT* (ΔT^{EMAT}) variaram dentro de um certo intervalo de temperaturas.

A partir das premissas anteriores, constrói-se uma série de k intervalos de temperatura, que não coincidem com os intervalos do *Algoritmo Tabular* (Figura 5.10). Portanto, como é feita a otimização simultânea das metas de energia e área são construídos novos intervalos de energia e área com novas metas de energia e área, que podem ser mais realistas do que as metas do *Pinch Targeting*.

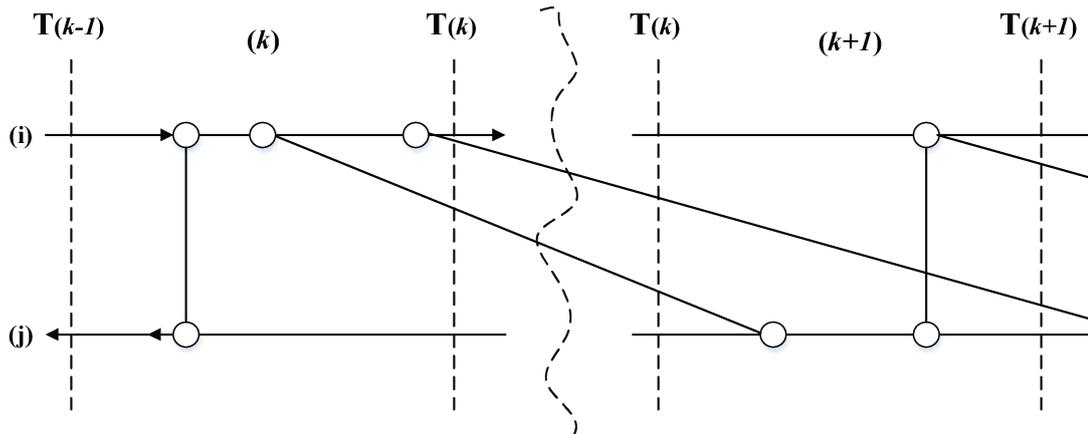


Figura 5.10. Ilustração do modelo de transporte para as metas de área da RTC utilizando-se intervalos de temperatura originalmente proposto por (Jezowski et al. 2003).

Na Figura 5.11 (a) pode ser observada uma troca de calor entre duas correntes quentes ($i1$ e $i2$) e uma corrente fria (j). No primeiro caso, há uma troca de calor sequencial, então é gerado o seguinte problema: em qual ordem é gerado o menor valor de área? Jezowski, Shethna e Castillo, 2003 em seu trabalho estimaram as metas de energia e área simultaneamente permitindo-se ao algoritmo alocar as trocas de forma a minimizar ambos as variáveis. Além é claro, de estipular uma diferença de temperatura mínima para as metas de energia ($EMAT$) e área ($HRAT$) conforme as equações 5.14 a 5.15.

$$\text{Caso A:} \quad \Delta T^{EMAT} = T_{i(k-1)} - T_{j(k-1)} \quad \Delta T^{HRAT} = T_{i,j(k)} - T_{j(k)} \quad (5.14)$$

$$\text{Caso B:} \quad \Delta T^{EMAT} = T_{i,j(k)} - T_{j(k)} \quad \Delta T^{HRAT} = T_{i(k+1)} - T_{j(k+1)} \quad (5.15)$$

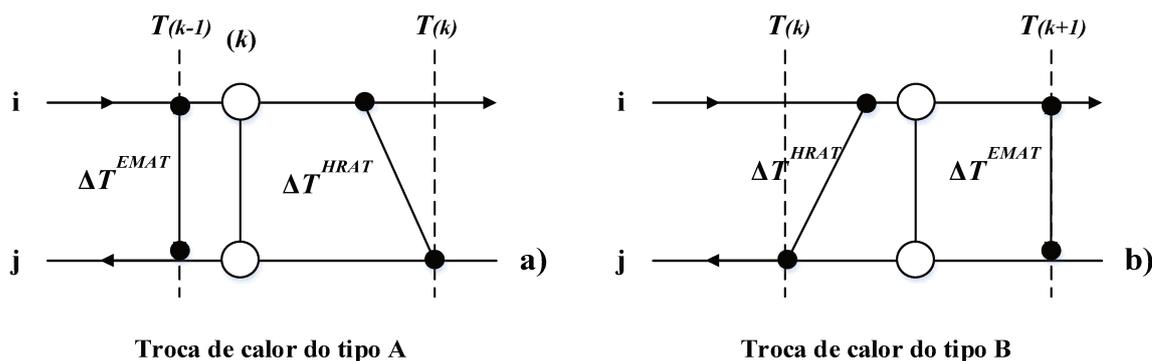


Figura 5.11. Trocas de calor dos tipos A e B.

5.5.2 Modelo não-linear proposto para estimativa sequencial de metas de área para RTC

Nesta tese, com o objetivo de resolver este impasse em contraposição a abordagem tradicional com duas diferenças de temperatura, foi proposta a divisão de correntes (Figura 5.13b) em uma proporção δ_i de forma que a área seja minimizada (com o número de correntes quentes e frias iguais em cada intervalo, como é proposto pela metodologia *pinch*). Consequentemente, δ_i é uma variável de otimização no problema de minimização de área.

A vazão mássica da corrente será distribuída pelos ramos (*branches*) de forma que a área de troca térmica seja a mínima possível. Naturalmente, esta condição poderá gerar fenômenos de *pinch-crossing* (transferência de calor através do *pinch*) e de *criss-crossing* (trocas de calor não verticais que aumentam a meta de área), já que não ocorrerá exclusivamente troca de calor vertical e os valores de área serão menores do que os obtidos utilizando-se o *Algoritmo Vertical*.

Será tomado como exemplo um sistema com duas correntes quentes (i1 e i2) e uma corrente fria (j). Na Figura 5.12a são apresentadas duas trocas de calor em sequência em um mesmo intervalo (i1-j e i2-j em k), então é levantada uma questão, qual é a ordem das trocas que leva a menor área naquele intervalo? Deve ser feita primeiramente a troca i1-j ou i2-j? A divisão de ramos (Figura 5.13) foi proposta para resolver este dilema, a vazão será dividida para a corrente quente, por exemplo, em frações de δ_i e $1 - \delta_i$ entre os ramos, de forma que a área da RTC seja mínima.

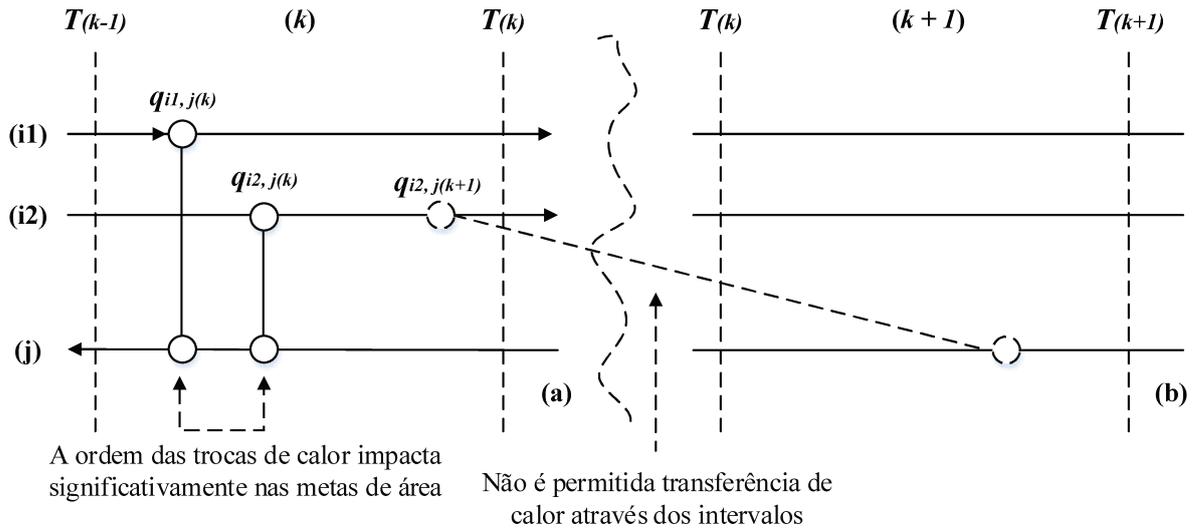


Figura 5.12. Ilustração do problema de ordem das trocas de calor (a) e a impossibilidade de trocas de calor de calor através dos intervalos de temperatura (b).

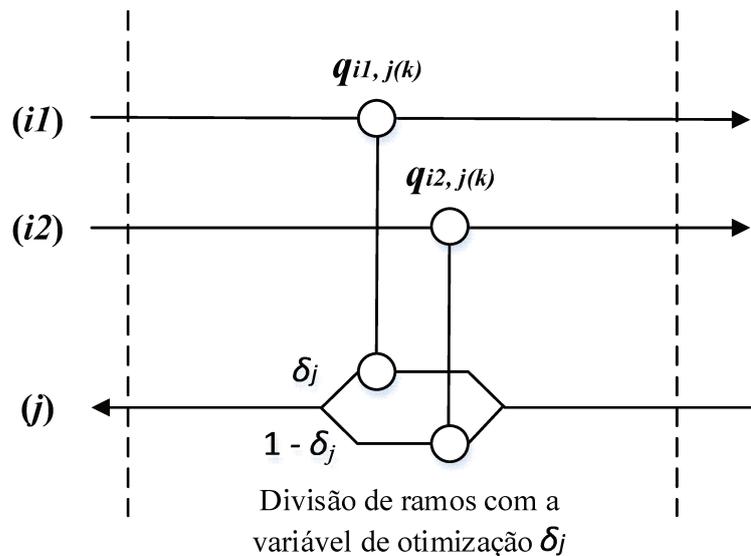


Figura 5.13. Divisão de ramos para minimização da área (*branch split*).

A troca de calor em cada intervalo é inferior a menor carga térmica das correntes conforme a Equação 5.17.

$$q_{i,j^{(k)}} = \Delta H_{i^{(k)}} = \Delta H_{j^{(k)}} \tag{5.17}$$

De forma mais geral, pode-se representar os balanços de energia na divisão de ramos em duas situações distintas: para correntes quentes (Figura 5.14a) e frias (Figura 5.14b). As correntes quentes, conforme a cascata de calor, migram das maiores temperaturas (intervalo

de temperatura $k - 1$) para menores (intervalo k). As frias, por outro lado, executam a trajetória contrária em trocas de calor em regime contracorrente.

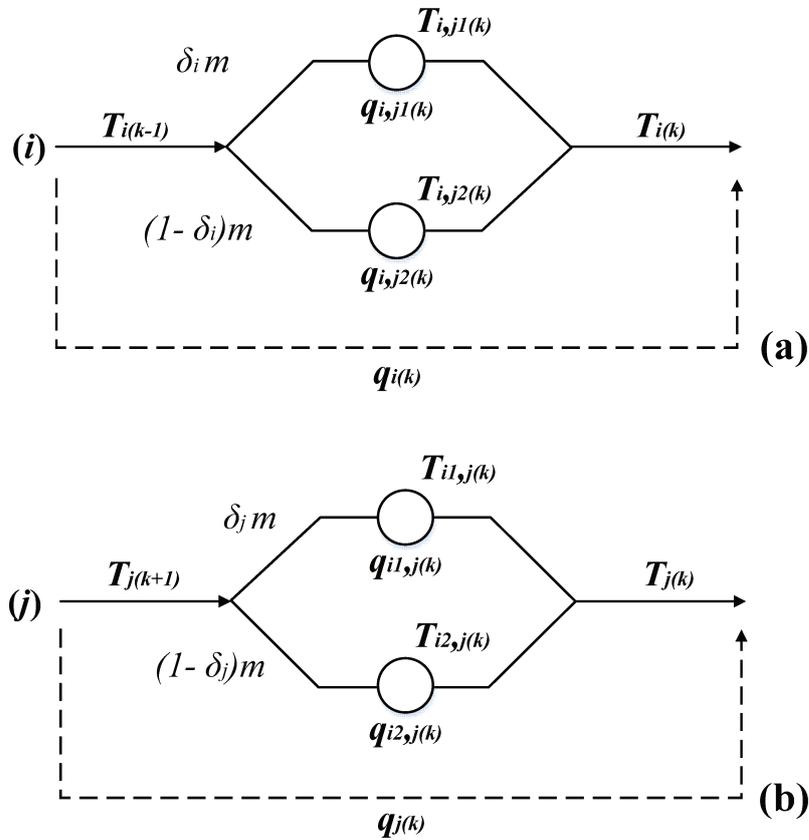


Figura 5.14. Balanço de calor no nó das correntes quente (a) e fria (b) referentes situações similares ao da figura 5.13.

Balanço de energia (calor) no nó da corrente quente (Figura 5.13a), equações 5.18 a 5.20:

$$q_{i(k)} = q_{i,j1(k)} + q_{i,j2(k)} \quad (5.18)$$

$$m_i c_{pi} (T_{i(k-1)} - T_{i(k)}) = \delta_i m_i c_{pi} (T_{i(k-1)} - T_{i,j1(k)}) + (1 - \delta_i) m_i c_{pi} (T_{i(k-1)} - T_{i,j2(k)}) \quad (5.19)$$

Em que

$$T_{i(k)} = \delta_i T_{i,j1(k)} + (1 - \delta_i) T_{i,j2(k)} \quad (5.20)$$

Balanço de calor no nó da corrente fria (Figura 5.13b), equações 5.21 a 5.23:

$$q_{j(k)} = q_{i1,j(k)} + q_{i2,j(k)} \quad (5.21)$$

$$m_j c_{pj} (T_{j(k)} - T_{j(k+1)}) = \delta_j m_j c_{pj} (T_{j(k)} - T_{i1,j(k)}) + (1 - \delta_j) m_j c_{pj} (T_{j(k)} - T_{i2,j(k)}) \quad (5.22)$$

$$T_{j(k+1)} = \delta_j T_{i1,j(k)} + (1 - \delta_j) T_{i2,j(k)} \quad (5.23)$$

O modelo geral de balanço de calor em um nó para uma corrente quente i que troca calor com n correntes frias é dado pelas equações 5.24 a 5.26:

$$q_{i,j1(k)} = \left(1 - \sum_{\theta \geq 2} \delta_{i\theta}\right) m_i c_{pi} (T_{i(k-1)} - T_{i,j1(k)}) = A_{i,j1(k)} U_{i,j1(k)} \Delta T_{LM i,j1(k)} \quad (5.24)$$

$$q_{i,j(k)} = \left(\sum_{\theta \geq 2} \delta_{i\theta}\right) m_i c_{pi} (T_{i(k-1)} - T_{i,j\theta(k)}) = A_{i,j\theta(k)} U_{i,j\theta(k)} \Delta T_{LM i,j\theta(k)} \quad (5.25)$$

$$T_{i(k)} = \left(1 - \sum_{\theta \geq 2} \delta_{i\theta}\right) T_{i,j1(k)} + \sum_{\theta \geq 2} \delta_{i\theta} T_{i,j\theta(k)} \quad (5.26)$$

O modelo geral de balanço de calor em um nó para uma corrente quente j que troca calor com m correntes quente é dado pelas equações 5.27 a 5.29:

$$q_{i1,j(k)} = \left(1 - \sum_{\omega \geq 2} \delta_{j\omega}\right) m_j c_{pj} (T_{j(k)} - T_{i1,j(k)}) = A_{i1,j(k)} U_{i1,j(k)} \Delta T_{LM i1,j(k)} \quad (5.27)$$

$$q_{i\omega,j(k)} = \left(\sum_{\omega \geq 2} \delta_{j\omega}\right) m_j c_{pj} (T_{j(k)} - T_{i\omega,j(k)}) = A_{i\omega,j(k)} U_{i\omega,j(k)} \Delta T_{LM i\omega,j(k)} \quad (5.28)$$

$$T_{j(k+1)} = \left(1 - \sum_{\omega \geq 2} \delta_{j\omega}\right) T_{i1,j(k)} + \sum_{\omega \geq 2} \delta_{j\omega} T_{i\omega,j(k)} \quad (5.29)$$

Para atingir as condições supracitadas é necessário criar elementos de troca térmica suficientemente pequenos, condição atingida pela metodologia de criação de intervalos de temperatura (temperaturas estas, calculadas por meio dos balanços de energia). Por consequência, a aproximação foi boa o suficiente para calcular as metas de área, tendo-se em vista os resultados a serem apresentados no item c deste tópico ao comparar os resultados obtidos com os da literatura.

A função objetivo para estimativas de metas de área é representada pela Equação 5.30:

$$\min \sum_i \sum_j \sum_k A_{i\theta,j\omega(k)} \quad (5.30)$$

Cujas as restrições são apresentadas abaixo:

Balances de energia nos nós para correntes quentes e frias

$$T_{i(k)} = \left(1 - \sum_{\theta \geq 2} \delta_{i\theta} \right) T_{i,j1(k)} + \sum_{\theta \geq 2} \delta_{i\theta} T_{i,j\theta(k)} \quad (5.26)$$

$$T_{j(k+1)} = \left(1 - \sum_{\omega \geq 2} \delta_{j\omega} \right) T_{i,j1(k)} + \sum_{\omega \geq 2} \delta_{j\omega} T_{i,\omega,j(k)} \quad (5.29)$$

Cálculo das áreas de troca térmica nos nós

$$\Delta T_{LM\ i\theta,j\omega(k)} = \frac{(T_{i(k-1)} - T_{i\theta,j(k)}) - (T_{i,j\omega(k)} - T_{j(k+1)})}{\ln \left[\frac{T_{i(k-1)} - T_{i\theta,j(k)}}{T_{i,j\omega(k)} - T_{j(k+1)}} \right]} \quad (5.31)$$

$$A_{i\theta,j\omega(k)} = \frac{q_{i\theta,j\omega(k)}}{U_{i\theta,j\omega} \Delta T_{LM\ i\theta,j\omega(k)}} \quad (5.32)$$

$$\frac{1}{U_{ij}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \quad (5.33)$$

Os valores de trocas de calor entre as correntes ($q_{i\theta,j\omega(k)}$) são dados de entrada fornecidos pelos algoritmos de metas de energia descritos nos capítulos 3 e 4.

As restrições referentes as Equações 5.25 e 5.26 representam os balances de calor para as correntes quentes e frias, respectivamente. E a Equação 5.27 refere-se à proibição de trocas de calor entre as correntes, caso a variável binária da troca seja fixada como nula. E a última Equação 5.28, refere-se à minimização da área mínima da rede de trocadores de calor, em outros termos, a meta de área.

5.5.3 Modelo do método de estimativa de meta de área para a RTC

Para resolver o modelo P3 é proposta a seguinte série de 3 passos:

1. *Cálculo das variáveis de divisão das correntes (δ_i e δ_j), temperaturas intermediárias e balanço de energia nos nós:* estes cálculos foram previamente apresentados para a Figura 5.11 cujos os cálculos são sumarizados pela Equações 5.18 e 5.19.

2. *Solução do modelo via programação não linear (NLP):* os valores das variáveis descritas no item b.1 serão calculadas conforme a minimização de área;

3. *Cálculo da meta de área mínima ($A_{min,RTC}$):* será estimada a partir do somatório de todos os valores de área dos intervalos de temperatura, conforme a Equação 5.29:

$$\min \sum_i \sum_j \sum_k A_{i,j}(k) \quad (5.29)$$

O procedimento previamente descrito é ilustrado pela Figura 5.14.

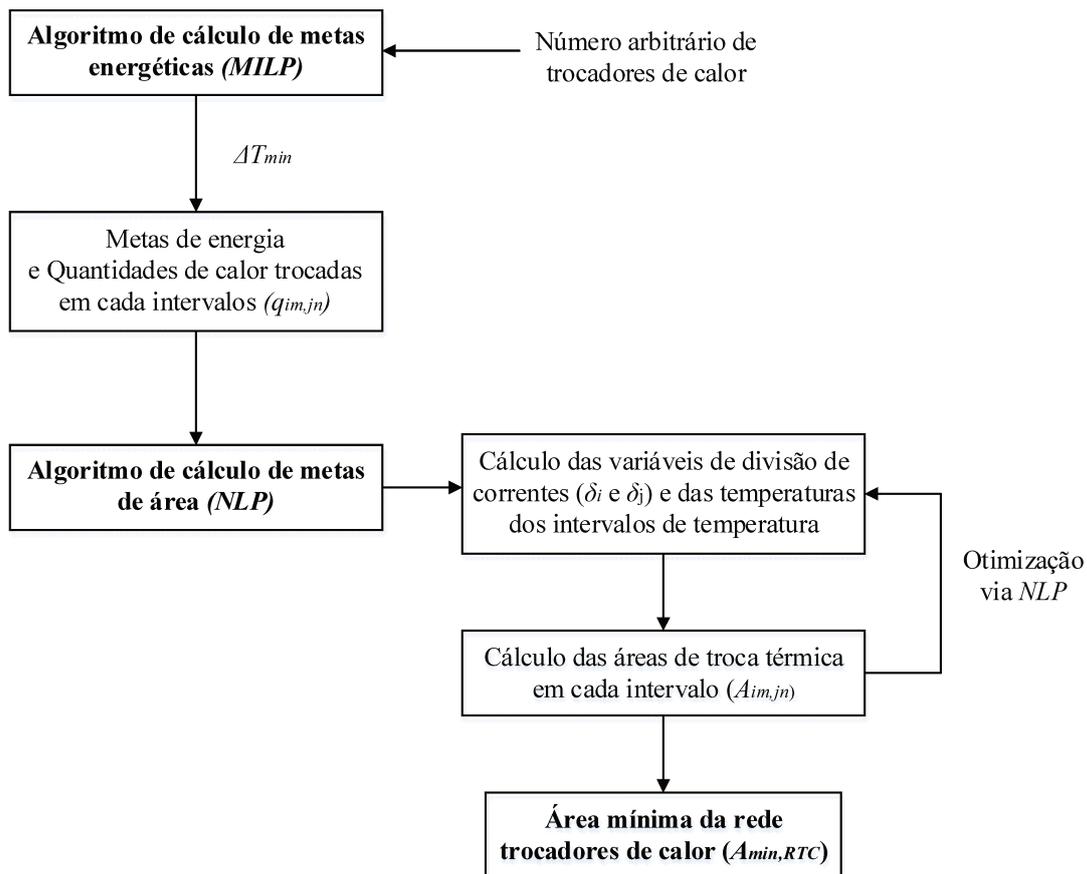


Figura 5.15. Funcionamento do algoritmo de cálculo de metas de área.

A partir dos dados obtidos pelo algoritmo misto inteiro linear (*MILP*) são obtidos os valores das metas energéticas (consumo de utilidades) e as trocas de calor executadas em cada intervalo de temperatura para números diferentes de trocadores de calor. Estes valores servirão como dados de entrada para o cálculo das metas de área, e a partir das quantidades de calor trocadas em cada intervalo são calculados: as variáveis de divisão das correntes, as temperaturas, as áreas mínimas, e por fim, a área mínima da rede de trocadores de calor

5.6 Estudos de caso

a) Sistema de reação e separação (Shenoy, 1995)

Este estudo de caso foi apresentado previamente no item 3.4.1 onde foram calculados os consumos de utilidades em três casos distintos com diferentes números de trocadores de calor (4,5 e 6 respectivamente). Estes dados são apresentados na Tabela 5.4 juntamente com as metas de área e o Custo Total Anualizado (ATC_{HEN}) estimado pela metodologia apresentado no Apêndice A.1 (Shenoy 1995). Nota-se que para o processo proposto por Shenoy, 1995, com base no fator de anualização escolhido, são os 5 trocadores. Mas este tipo de análise é muito superficial, o critério econômico é um critério importante. O mais importante não é escolher a rede de trocadores mais barata, mas permitir que o projetista possa comparar diferentes arranjos de redes de trocadores de calor e escolher a rede que lhe seja mais conveniente. O próximo exemplo irá ilustrar como pode ser utilizado o procedimento de *targeting* para modificação na topologia de uma planta simples com quatro correntes.

Tabela 5.4. Dados para a rede trocadores de calor proposta para (Shenoy 1995).

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)		A_{HEN} (m ²)	ATC_{HEN} (M\$/ano)
	CW (kW)	HPS (kW)		
4*	3700	3780	242,1	94333
4	2400	2480	258,7	69560
5	920	1000	442,3	86755
6	525	605	420,2	47828
7	525	605	662,3	69709

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)
 Fatores de anualização = 0,2309 (Taxa de juros de 5% ao ano, período de 5 anos)
 Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹
 Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

b) Sistema com quatro correntes (Gundersen, 2000)

O seguinte processo foi proposto por Gundersen, 2000 em um material didático desenvolvido para a Agência Internacional de Energia (*International Energy Agency, IEA*) que apresenta o caso clássico de quatro correntes em uma sequência de reação seguida por separação conforme a Figura 5.15.

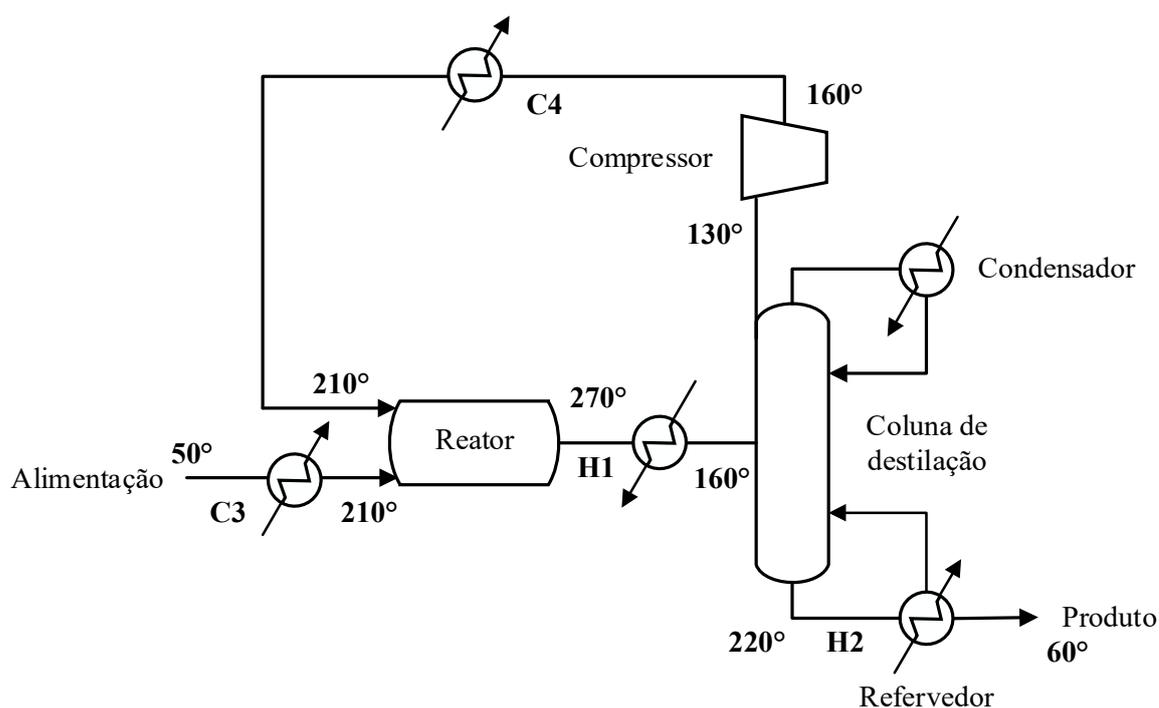


Figura 5.16. Sistema com quatro correntes (Gundersen 2000).

São utilizadas duas utilidades, vapor de alta pressão a 300 °C e água de resfriamento no intervalo de temperatura de 15 a 20 °C. Os demais dados e notação do problema são apresentados na Tabela 5.5.

De forma simples, podem ser estimadas as metas energéticas para diferentes números de trocadores de calor, e a partir dos dados gerados pelo algoritmo para 4, 5 e 6 trocadores de calor e é apresentada também a solução para 7 trocadores de calor obtida pela Tecnologia *Pinch*.

Tabela 5.5. Dados do problema (Gundersen 2000).

Correntes	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °C)
Saída do reator (H1)	270	160	18	0,4
Produto (H2)	220	60	22	0,4
Reagentes (C3)	50	210	20	0,6
Reciclo (C4)	160	210	50	0,6
Vapor de alta pressão (HPS)	300	-	-	1,0
Água de resfriamento (CW)	15	20	-	0,8

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)

Fator de anualização = 0,2309 (Taxa de juros de 5% ao ano, período de 5 anos)

Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ yr⁻¹

Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ yr⁻¹

A solução obtida via Tecnologia *Pinch* tem um trocador a mais, porque nesta metodologia o sistema é dividido em dois e conseqüentemente é necessária uma divisão de correntes. Algumas soluções heurísticas são apresentadas abaixo nas Figuras 5.16 a 5.19.

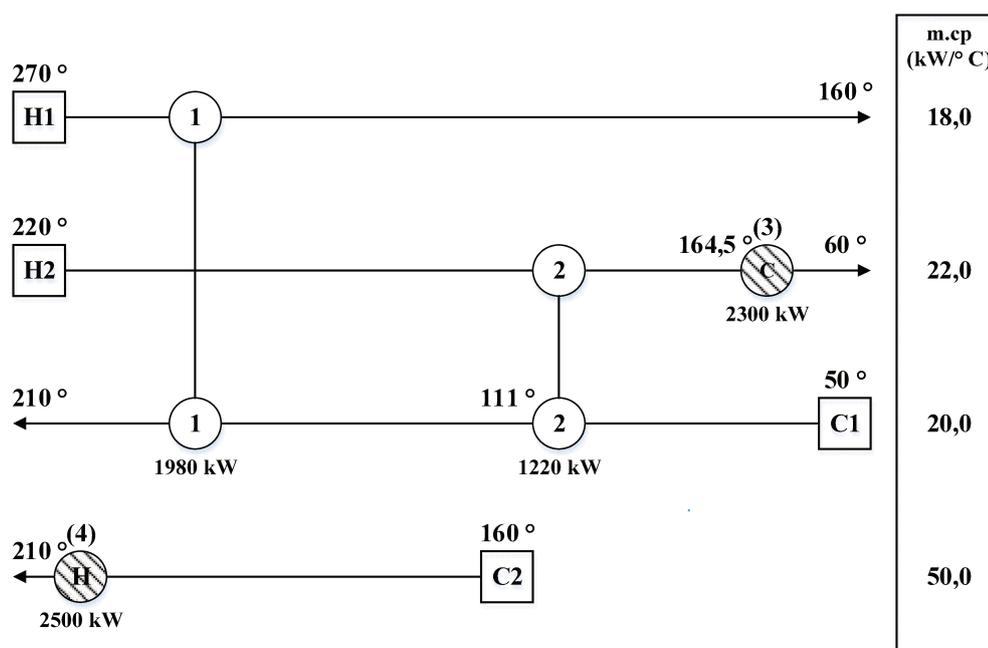


Figura 5.17. Rede de trocadores de calor com quatro trocadores, primeira opção (Algoritmo de metas energéticas).

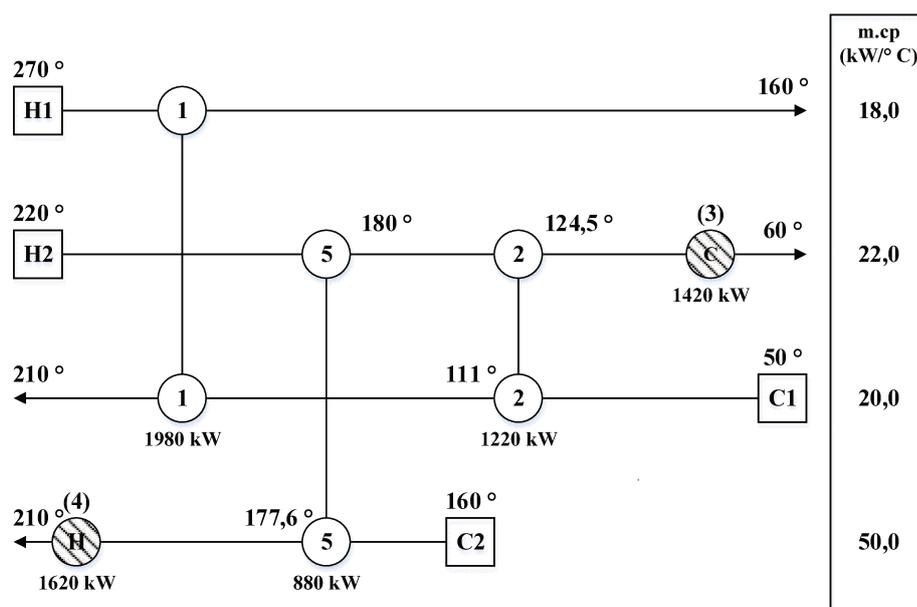


Figura 5.18. Rede de trocadores de calor com cinco trocadores (Algoritmo de metas energéticas).

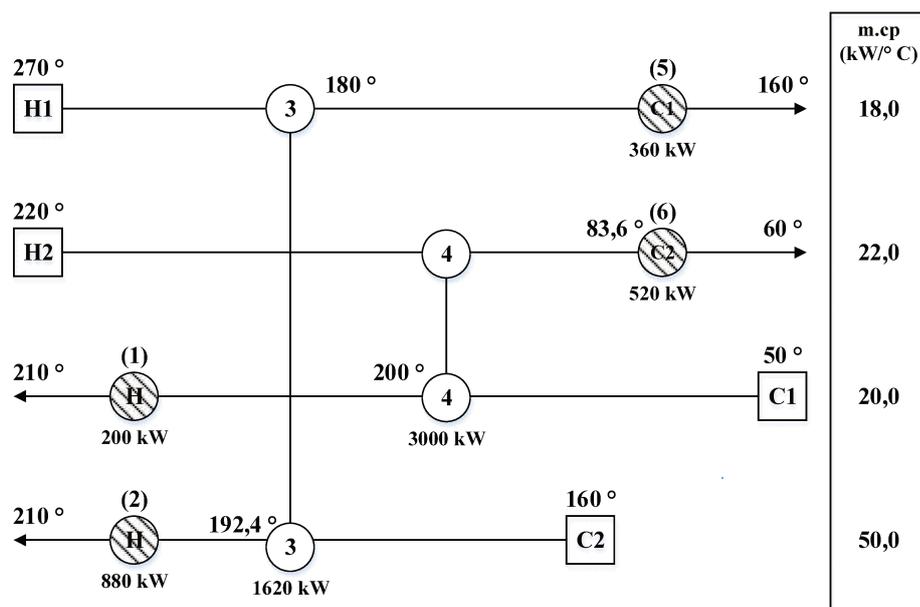


Figura 5.19. Rede de trocadores de calor com seis trocadores (Algoritmo de metas energéticas).

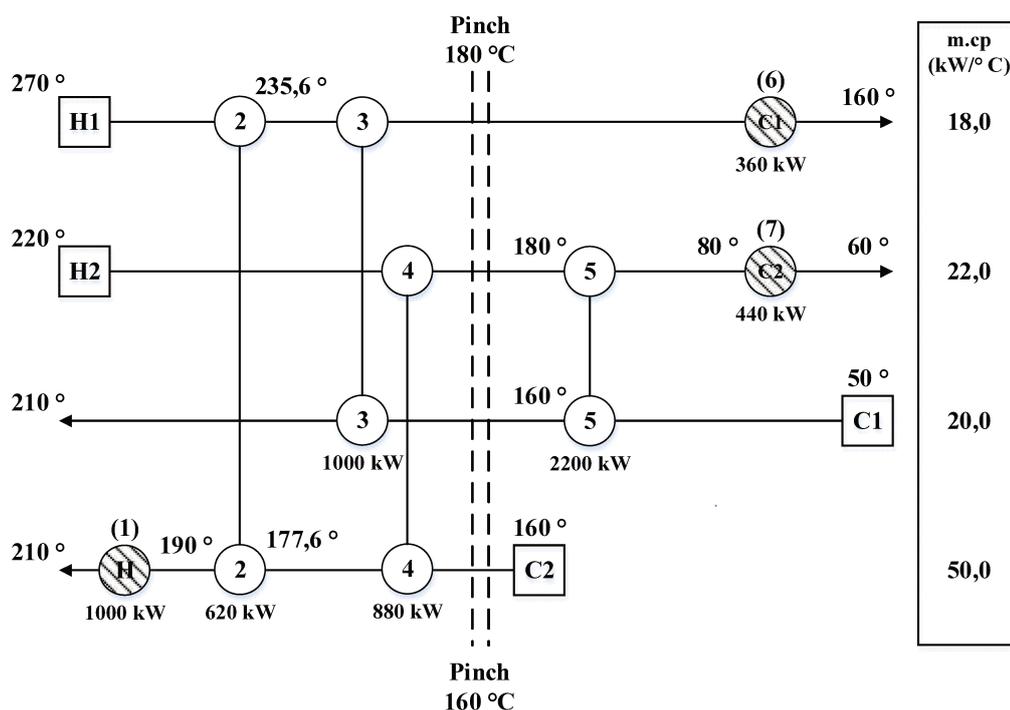


Figura 5.20. Rede de trocadores de calor com sete trocadores (Tecnologia *Pinch*).

As figuras anteriores foram introduzidas para ilustrar um problema usual em síntese de redes de trocadores de calor que é o seguinte: qual é a melhor posição dos trocadores de calor? Há apenas uma solução ótima para o problema de síntese da RTC que forneça a menor área possível (ótimo global). Dificilmente na engenharia esta solução é atingida porque em termos práticos ela pode ser infactível.

Para ilustrar esta questão observe a Figura 5.20 que apresenta o *Layout* de processo similar ao descrito por Gundersen, 2000.

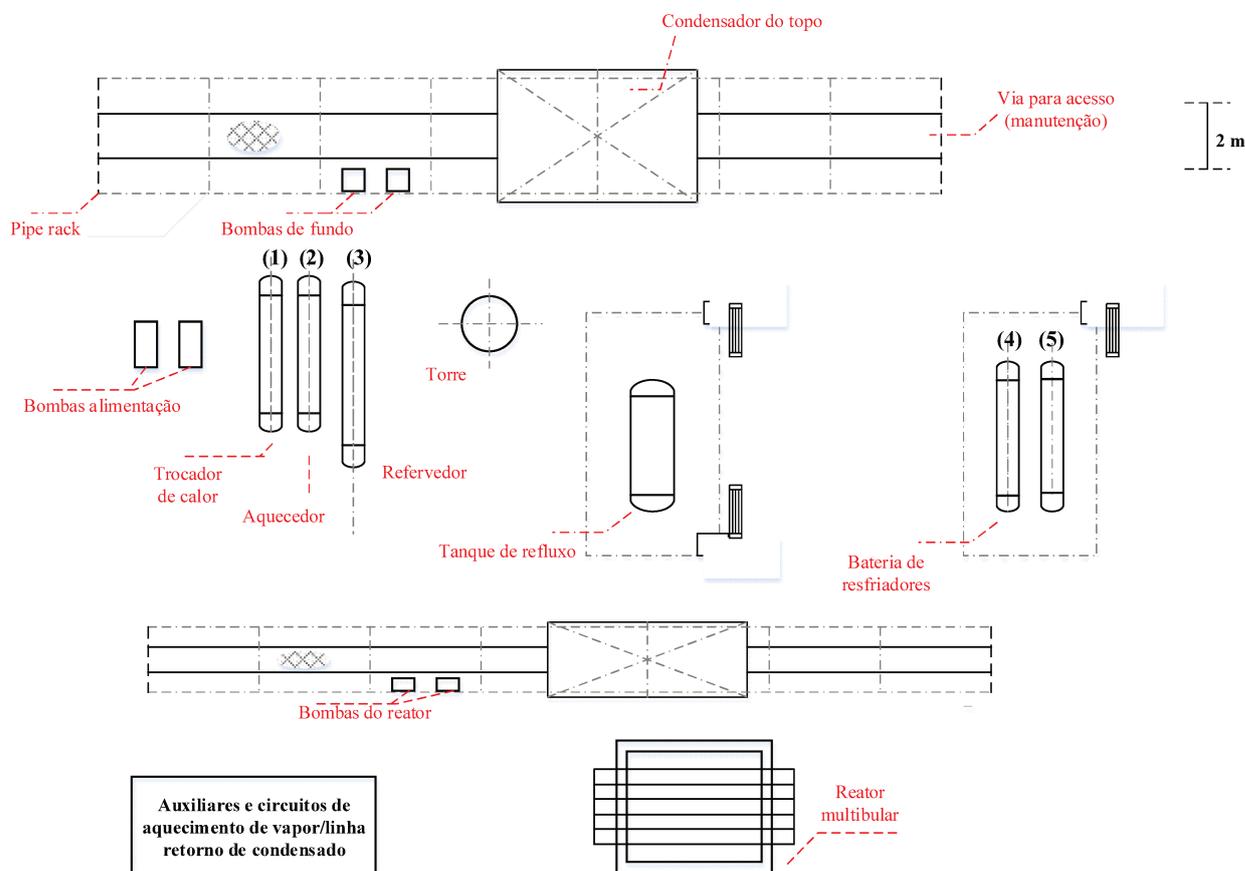


Figura 5.21. Exemplo de *layout* similar ao processo apresentado por Gundersen (Gundersen 2000).

As estimativas de metas são usualmente feitas na etapa de seleção de alternativas de processo (conforme a metodologia *Front End Loading*, seria a etapa denominada *FEL 2*), ou seja, o estágio intermediário do projeto conceitual. Porém, dificilmente um projeto é executado sem ser comparado a um projeto anterior, consequentemente o *layout* muitas vezes já é levado em consideração nesta etapa. Logo, as metas energéticas são bastante pertinentes por permitirem analisar as margens de recuperação de utilidades obtidas com diferentes configurações, mas o problema de cálculos de metas de área é algo mais sofisticado, pelo fato de ter múltiplas soluções, ou seja, as posições dos trocadores de calor podem ser diversas.

Ao observar a Figura 5.19 nota-se que pelo *layout* proposto é necessária a utilização de cinco trocadores de calor: dois aquecedores, dois resfriadores e um trocador de calor de correntes de processo. Visto que os quatro primeiros são necessários nas condições de parada e partida da planta, já que cada corrente fria necessita ser aquecida por uma utilidade quente, e

de forma análoga, cada corrente necessitará ser resfriada por uma utilidade fria. O quinto trocador de calor será utilizado para economizar-se utilidades durante a operação estacionária. Neste caso, seria interessante comparar a utilização de um ou dois trocadores de calor de processo (trocas de calor entre as correntes de processo).

Em termos do consumo de utilidades, ao utilizar-se dois resfriadores, dois aquecedores e um trocador de calor de processo (5 trocadores, ao total) são obtidos os consumos de 2700 kW e 2500 kW para o vapor de alta pressão e água de resfriamento respectivamente. Já para 6 trocadores de calor, são obtidos consumo de 1080 kW e 1000 kW, respectivamente. Do ponto de vista estritamente energético, aparentemente é mais vantajoso usar 6 trocadores de calor. A posteriori, em uma análise de controle ou segurança podem surgir outros problemas, mas a primeira instância será mantida esta última configuração.

Doravante, pode ser observado na Figura 5.19 que as tubulações devem passar primeiramente pelo *pipe rack* antes de irem para os trocadores de calor. A posição dos trocadores de calor pode ser uma variável a ser analisada, em outros casos não há essa possibilidade e a rede deve obedecer a essa ordem imposta pelo *layout*, será utilizada uma regra heurística simples neste caso “primeiro devem ser feitas as trocas de calor entre correntes de processo e depois as utilidades”

O algoritmo das metas de energia estabeleceu as seguintes trocas apresentadas na Tabela 5.6.

A partir dos dados da Tabela 5.6 e das postulações feitas anteriormente, pode ser montada a rede de trocadores de calor apresentada na Figura 5.21.

Tabela 5.6. Trocas de calor estipuladas pelo algoritmo de metas de energia para 6 trocadores de calor.

Enumeração	Processo/utilidades	Cargas térmicas (kW)
1	HPS/C1	200
2	HPS/C2	880
3	H1/CW	360
4	H2/CW	520
Enumeração	Processo/Processo	Carga térmica (kW)
5	H1/C2	1620
6	H2/C1	3000

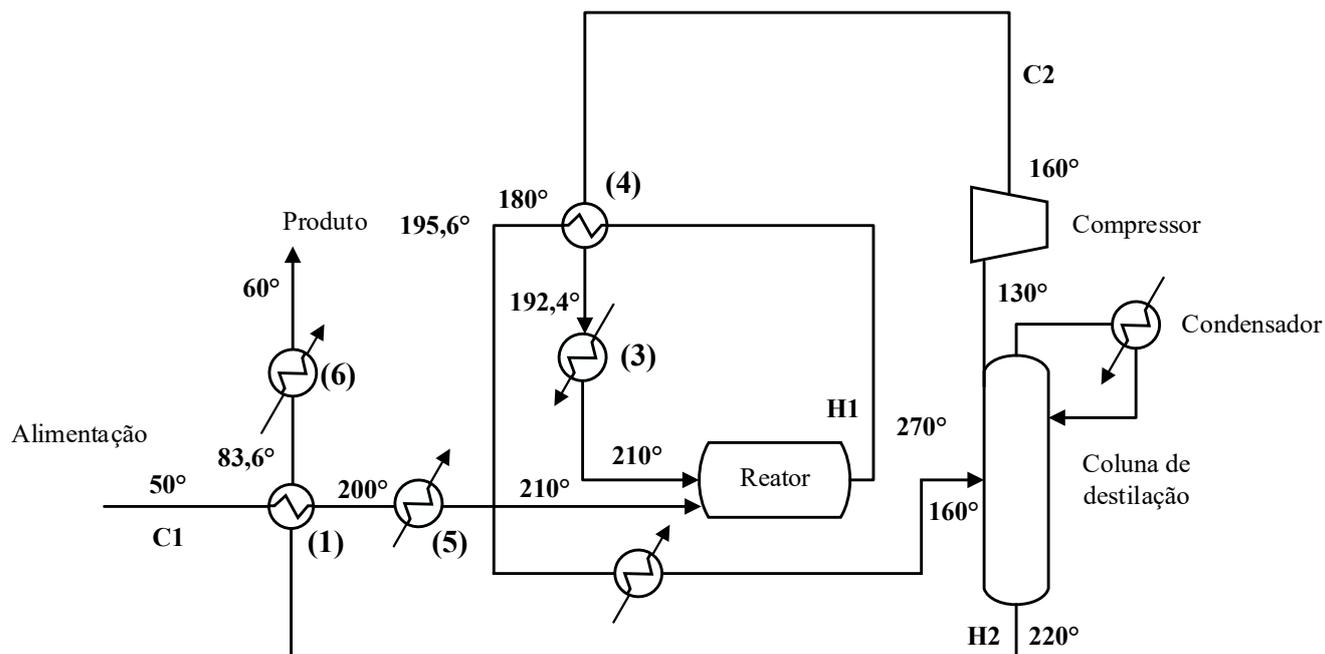


Figura 5.22. Rede com 6 trocadores e considerações operacionais.

A área da rede de trocadores de calor estimada para o arranjo proposto é de 688 m², valor este que deve ser comparado ao estimado pela metodologia de metas de área apresentada na Tabela 5.7.

Tabela 5.7. Dados para a rede trocadores de calor proposta por Gundersen (Gundersen 2000).

N _{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR		A _{HEN} (m ²)	AT _{CHEN} (\$/ano)
	CW (kW)	HPS (kW)		
4*	5500	5700	338	1053371
4	2300	2500	351,4	873990
5	1420	1620	443,7	806314
6	880	1080	694,2	854658
7	800	1000	760,7	903387

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)

Fator de anualização = 0,1295

(Taxa de juros de 5% ao ano, período de 10 anos)

Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹

Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

* Sem integração energética.

Onde todos os arranjos apresentados na Tabela 5.6 apresentam um condensador ou aquecedor em suas correntes de forma análoga ao exemplo anterior.

O valor calculado é cerca de 22% superior ao valor da rede, o que indica que o arranjo pode ser um mínimo local próximo ao valor global, considerando a grande margem de erro associada ao procedimento de estimativas de metas de área.

Outra consideração a ser feita cujo o conteúdo é escasso na literatura é o impacto das condições transientes na operação da rede de trocadores de calor, três casos usuais são: partidas, paradas e mudanças de níveis de produção na planta (trabalhar com algum grau de capacidade ociosa), algo que já deve ser levado em consideração mesmo na etapa de projeto conceitual da RTC.

O valor de metas previamente calculado só é válido para a condição estacionária, ou seja, são necessários mais (ou maiores) resfriadores, e aquecedores, para a condição de partida. Então uma prática muito comum é estimar as metas nas condições recuperação máxima de energia e sem recuperação de energia (não há trocas de calor entre correntes de processo).

Uma forma de abordar o problema é utilizar a RTC apresentada na Figura 5.21 dimensionando os condensadores e aquecedores com base nas metas e na rede apresentada na Figura 5.16 (onde não há integração energética). A outra alternativa é utilizar um resfriador e um condensador adicional em cada uma das correntes quente e fria respectivamente, o que pode ser bastante desvantajoso do ponto de vista de custos de capital.

c) A “planta simplificada de aromáticos” (Linnhoff e Ahmad, 1989)

Este exemplo foi previamente apresentado no item 3.4.2 e será retomado para elucidar a influência da diferença mínima de temperatura sobre a morfologia da RTC (Linnhoff and Ahmad 1989).

A Tabela 5.8 apresenta os dados das correntes do processo para a Síntese da RTC, bem como informações sobre os custos operacional e dos equipamentos. Este problema inclui quatro correntes quentes e cinco frias, uma utilidade quente e uma fria.

Tabela 5.8. Dados do problema da planta de aromáticos.

Stream	T _{Supply} (°C)	T _{Target} (°C)	F (kW/°C)	h (kW/m ² °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
Utilidade quente	330	250		0.50
Utilidade fria	15	30		0.50

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)
Fator de anualização = 0,1332
Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ yr⁻¹
Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ yr⁻¹

Com objetivo de analisar a morfologia da rede de trocadores de calor foi gerado o gráfico apresentado na Figura 5.22 que apresenta como ordenadas as temperaturas de *pinch* quente e frio e como abscissa a diferença mínima de temperatura global entre as correntes.

Para cada diferença de temperatura é gerado um ponto de *pinch* com duas temperaturas (quente e fria). Entretanto, nota-se que ocorrem mudanças bruscas no gráfico o que indica modificações na topologia da rede de trocadores de calor. Conforme o gráfico da Figura 5.21 há cinco regiões: Região 1: 5 a 9 °C; região 2: 9 a 12 °C; região 3: 12 a 19 °C; região 4: 19 a 22 °C e região 5: 22 a 50 °C.

De forma a avaliar a influência da morfologia no procedimento de definição de metas foi utilizado o procedimento de *supertargeting* proposto por (Linnhoff and Ahmad 1989) para estabelecer uma análise de custos e benefícios (*trade-off*) entre os custos com utilidades e a respectiva área da rede de trocadores de calor ilustrado pelas Figuras 5.23 e 5.24.

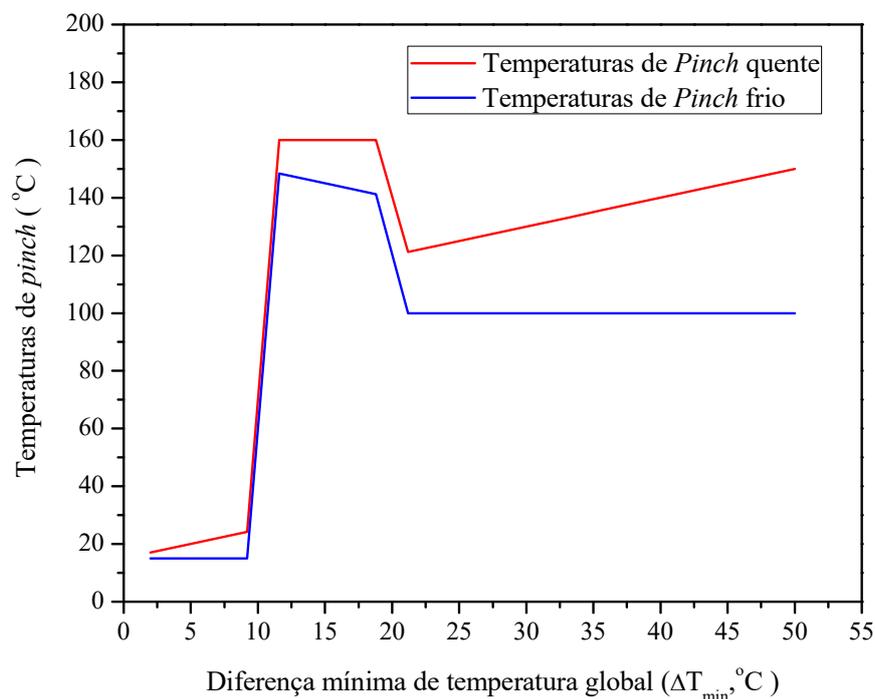


Figura 5.23. Modificações morfológicas na rede trocadores de calor em função da variação da variação de diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}).

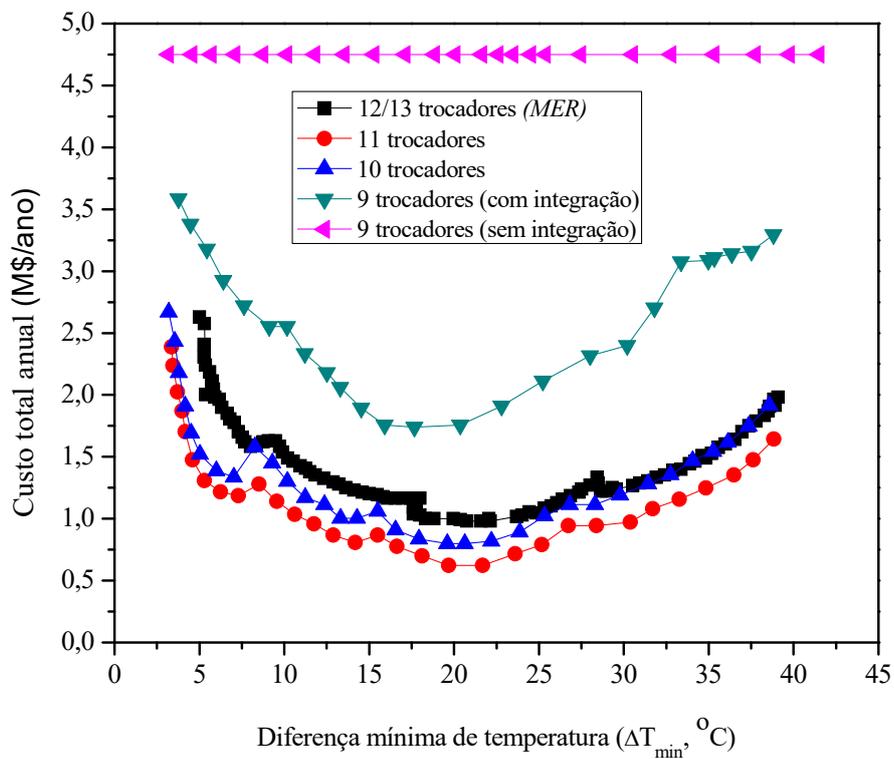


Figura 5.24. Procedimento de *supertargeting* para diferentes números de trocadores de calor.

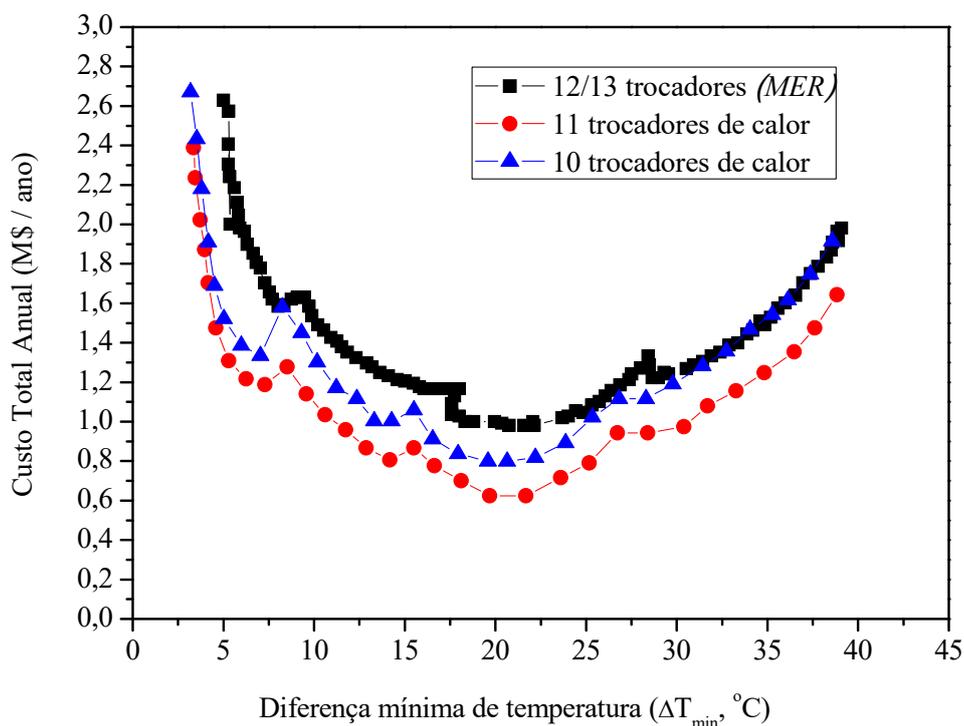


Figura 5.25. Procedimento de *supertargeting* para diferentes números de trocadores de calor (curvas mais significativas).

Pelos gráficos apresentados nas Figuras 5.23 e 5.24 nota-se que dentro da margem de erro inerente do método, os valores dos custos das redes de trocadores de calor para a situação de máxima recuperação de energia (*MER*, *Maximum Energy Recovery*) e ao utilizar-se 11 e 10 trocadores de calor é pequena, ou seja, não é vantajoso *a priori* trabalhar na condição de máxima recuperação de energia. Entretanto, nota-se que a diferença de temperatura ideal se situa próxima a 20 °C. No artigo original de Linnhoff e Ahmad, 1989 a diferença considerada “ótima” foi de 19 °C mas a imprecisão inerente do método não permite estabelecer um valor único, mas uma faixa de valores que se situa próxima a este ponto. Para analisar a influência da diferença de temperatura sobre a topologia da rede de trocadores de calor foram selecionados quatro diferenças mínimas (ΔT_{\min}) de temperatura: 10, 15, 20 e 30 °C representando as quatro regiões cuja a topologia é relevante para a síntese da RTC. Os custos para as metas de energia e área, com um fator de anualização de 0,1295 (5% em um intervalo de 10 anos), para as diferenças mínimas de temperatura de 10, 15, 20 e 30 °C. São apresentadas nas Tabelas 5.9 a 5.12.

Tabela 5.9. Dados para a rede trocadores de calor proposta para uma diferença mínima de temperatura de 10°C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR		A_{HEN} (m ²)	AT_{CHEN} (M\$/ano)
	CW (kW)	HPS (kW)		
9*	93900	86180	10192	6,25
9	36150	28430	17448	2,72
10	30120	22400	18328	2,51
11	28420	20700	25268	2,83
12	26420	18700	24238	2,76
13	25000	17280	26602	2,95

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)
Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹
Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

Ao analisar estes dados deve-se ter em perspectiva dois pontos: O primeiro é a exatidão do método que depende das variações dos valores dos calores específicos, dos coeficientes de transmissão de calor e das correlações de custos utilizadas. As três contribuições geram margens de erro (precisão) de cerca de 20 a 30% o que significa que comparar somente os valores de custo é algo bastante questionável. Logo ao montar a rede de trocadores de calor, deve-se levar em consideração principalmente os fatores operacionais e usar os custos para comparação entre possíveis arranjos da RTC.

Tabela 5.10. Dados para a rede trocadores de calor proposta para uma diferença mínima de temperatura de 15°C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR		A_{HEN} (m ²)	AT_{CHEN} (M\$/ano)
	CW (kW)	HPS (kW)		
9*	93900	86180	11192	6,25
9	38120	30400	15703	2,72
10	31350	23630	16678	2,31
11	29120	21400	22236	2,57
12	27150	19430	20360	1,25

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)
Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹
Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

Tabela 5.11. Dados para a rede trocadores de calor proposta para uma diferença mínima de temperatura de 20 °C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR		A_{HEN} (m ²)	ATC _{HEN} (M\$/ano)
	CW (kW)	HPS (kW)		
9*	93900	86180	10192	6,25
9	39650	31930	13819	2,77
10	33500	25780	14510	2,49
11	29400	21680	18678	2,53

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)
Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹
Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

Tabela 5.12. Dados para a rede trocadores de calor proposta para uma diferença mínima de temperatura de 30 °C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR		A_{HEN} (m ²)	ATC _{HEN} (M\$/ano)
	CW (kW)	HPS (kW)		
9*	93900	86180	10192	6,25
9	59150	51430	13215	4,05
10	37700	29980	13914	2,73
11	35000	27280	18212	2,86

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)
Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹
Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

De forma condescendente ao artigo original, pode ser pertinente operar com as diferenças de temperatura de 17 ou 20 °C em arranjos que variem entre 10 a 15 trocadores de calor conforme as características operacionais da planta.

5.7 Extensão do modelo de estimativa de metas para a Análise *Total Site*

Naturalmente, como a Análise *Total Site* é uma extensão da Tecnologia *Pinch* para diversos processos. A metodologia de estimativa de metas de área pode ser igualmente utilizada conforme um complexo (sítio ou *site*) o esquema apresentado na Figura 5.25.

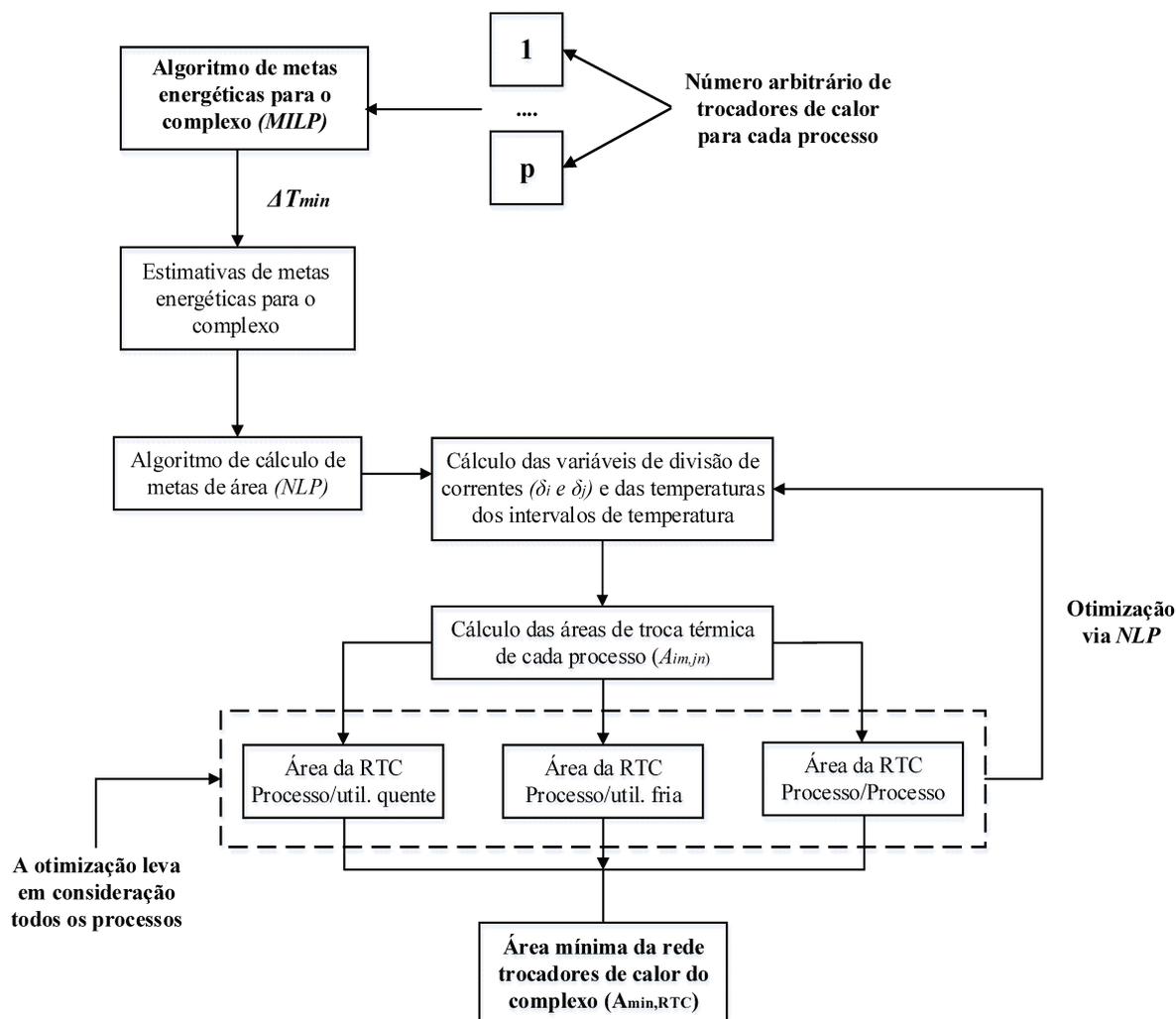


Figura 5.26. Diagrama para descrição da metodologia de estimativa de metas para a Análise *Total Site*.

A Figura 5.25 apresenta a seguinte metodologia:

a) Após serem obtidas as metas energéticas para o complexo via Análise *Total Site* são estabelecidos os consumos de utilidades e as trocas de calor entre as correntes.

b) *Cálculo das variáveis de divisão das correntes (δ_i e δ_j), temperaturas intermediárias e balanço de energia nos nós:* estes cálculos foram previamente apresentados para a Figura 4.7b cujos os cálculos são sumarizados pela Equações 5.26 a 5.33.

c) *Solução do modelo via programação não linear (NLP):* os valores das variáveis descritas no item b.1 serão calculadas conforme a minimização de área;

d) *Cálculo da meta de área mínima ($A_{min,RTC}$):* será estimada a partir do somatório de todos os valores de área dos intervalos de temperatura, conforme a Equação 5.30:

$$\min \sum_p \sum_i \sum_j \sum_m \sum_n \frac{1}{(LMTD)_{imp,jnp}} \sum_p \sum_i \sum_j \sum_m \sum_n \frac{q_{imp,jnp}}{(h_{ip} + h_{jp})} \quad (5.30)$$

Tabela 5.13. Definição de metas de área para o complexo (Shenoy 1995, Gundersen 2000).

Processos		Metas de área
Shenoy	Gundersen	(m2)
4*	4*	580,13
	4	593,53
	5	685,83
	6	936,33
	7	1002,83
4	4*	596,7
	4	610,1
	5	702,4
	6	952,9
	7	1019,4
5	4*	780,3
	4	793,7
	5	886
	6	1136,5
	7	1203
6	4*	758,2
	4	771,6
	5	863,9
	6	1114,4
	7	1180,9
7**	4*	1000,3
	4	1013,7
	5	1106
	6	1356,5
	7	1423

*Sem integração energética **Tecnologia *pinch*

Na Tabela 5.13 são apresentado as metas de área para os processos combinados de Gundersen, 2000 e Shenoy, 1995 e verificou-se que os valores das metas de área são a soma algébrica dos processos em separado. Posto, o fato de não haver troca de calor indireta entre os processos via sistema de distribuição de vapor.

As metas de energia e área para os processos do Ácido nítrico (Planta C), Klemes A e Klemes B (Plantas D e E) são apresentados na Tabelas 5.14 a 5.16, cujas as correlações de custo são as mesmas que as apresentadas na Tabela 5.14.

Tabela 5.14. Dados para as redes de trocadores de calor propostas para uma diferença mínima de temperatura de 20 °C para a Planta C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR					A_{HEN} (m ²)	AT_{CHEN} (M\$/ano)
	FG (kW)	HPSG (kW)	MPSG (kW)	LPSG (kW)	CW (kW)		
6	37912	-	-	-	-	2195,8	152625,0
7	24984	-	17518	-	993	2512,1	157266,5
8	25654	-	17518	3800	-	2819,7	181854,9
9	21854	-	17518	-	-	3420,2	201625,0
10	51	-	-	-	-	4233,1	212008,1

Custo do trocador de calor (\$) = 10,000 + 350 A (m²)

Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹

Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹

Tabela 5.15. Dados para as redes de trocadores de calor propostas para uma diferença mínima de temperatura de 30 °C para a Planta C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR					A_{HEN} (m ²)	AT_{CHEN} (\$/ano)
	FG (kW)	HPSG (kW)	MPSC (kW)	LPSC (kW)	CW (kW)		
Klemes A (Planta D)							
6	-	-	1998,75	3000	726,25	234	18376,7

Tabela 5.16. Dados para as redes de trocadores de calor propostas para uma diferença mínima de temperatura de 10 °C para a Planta C.

N_{HEN}	Consumo de utilidades (kW)/MR					A_{HEN} (m ²)	AT_{CHEN} (\$/ano)
	FG (kW)	HPSG (kW)	MPSC (kW)	LPSC (kW)	CW (kW)		
Klemes B (Planta E)							
6	3000	12250	-	-	-	460	28620,5

As metas de energia e área para o complexo representado pelas Plantas C, D e E combinados são apresentados na Tabela 5.17.

Tabela 5.17. Definição de metas de energia e área para o complexo (Plantas C, D e E).

Processos			Consumos de Utilidades (kW)					Rede de trocadores de calor	
C	D	E	FG	HPSO	MPSO	LPSO	CW	A _{HEN} (m ²)	AT _{CHEN} (\$/ano)
6	6	6	7336,4	3600	851,25	2800	6785,85	3687,3	174903,1
7	6	6	3000	3963,6	1851,25	850	3035,85	3812,2	180564,3
8	6	6	3000	0	4350,45	2850	2500,25	4612,1	218116,1
9	6	6	3000	1977,05	5251,5	0	2472,15	5219,7	246951,6
10	6	6	3000	3084	3151,25	993,3	2472,15	5720,2	270932,6

Na Tabela 5.17 foram evidenciadas as influências nas metas de energia e área ao permitir a troca de calor entre os processos via sistemas de distribuição de vapor (troca indireta) permite a diminuição global do consumo de utilidades no complexo. Os valores de área tendem a aumentar, visto que a diferença de temperatura entre as correntes quentes e o vapor serão mais baixos comparados ao resfriamento com água, por exemplo.

5.8 Conclusões parciais sobre a estimativa de metas de área

Foram feitas as estimativas de metas de área das RTC para todos os processos propostos como estudos de casos nos capítulos 3 (Shenoy, 1995 e Ahmad, 1989) e 4 (Gundersen, 2000; Ivanis *et al.*, 2015 e Klemes *et al.*, 2013) tanto para os processos de forma individual quanto para o complexo. Apesar desses resultados, foi proposta uma análise de *supertargeting* para diferentes números de trocadores de calor para o processo proposto por Linnhoff e Ahmad, 1989.

Os resultados obtidos pela abordagem ao serem comparados com os resultados da literatura e dos cálculos da área das redes de trocadores de calor, apresentaram uma margem de erro na casa de 10 a 15%, um valor compatível com os procedimentos de estimativa de metas de área da literatura (Townsend and Linnhoff 1984, Ahmad 1986, Jezowski et al. 2003).

O procedimento de *supertargeting* apresentou um comportamento que corrobora a hipótese de que os fatores que mais influenciam estes valores são as temperaturas das correntes,

a diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) e os coeficientes de transmissão de calor. Então, o ΔT_{\min} tenderá a ser próximo independentemente do número de trocadores de calor utilizado.

CAPITULO VI

CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1 Diagrama geral da tese

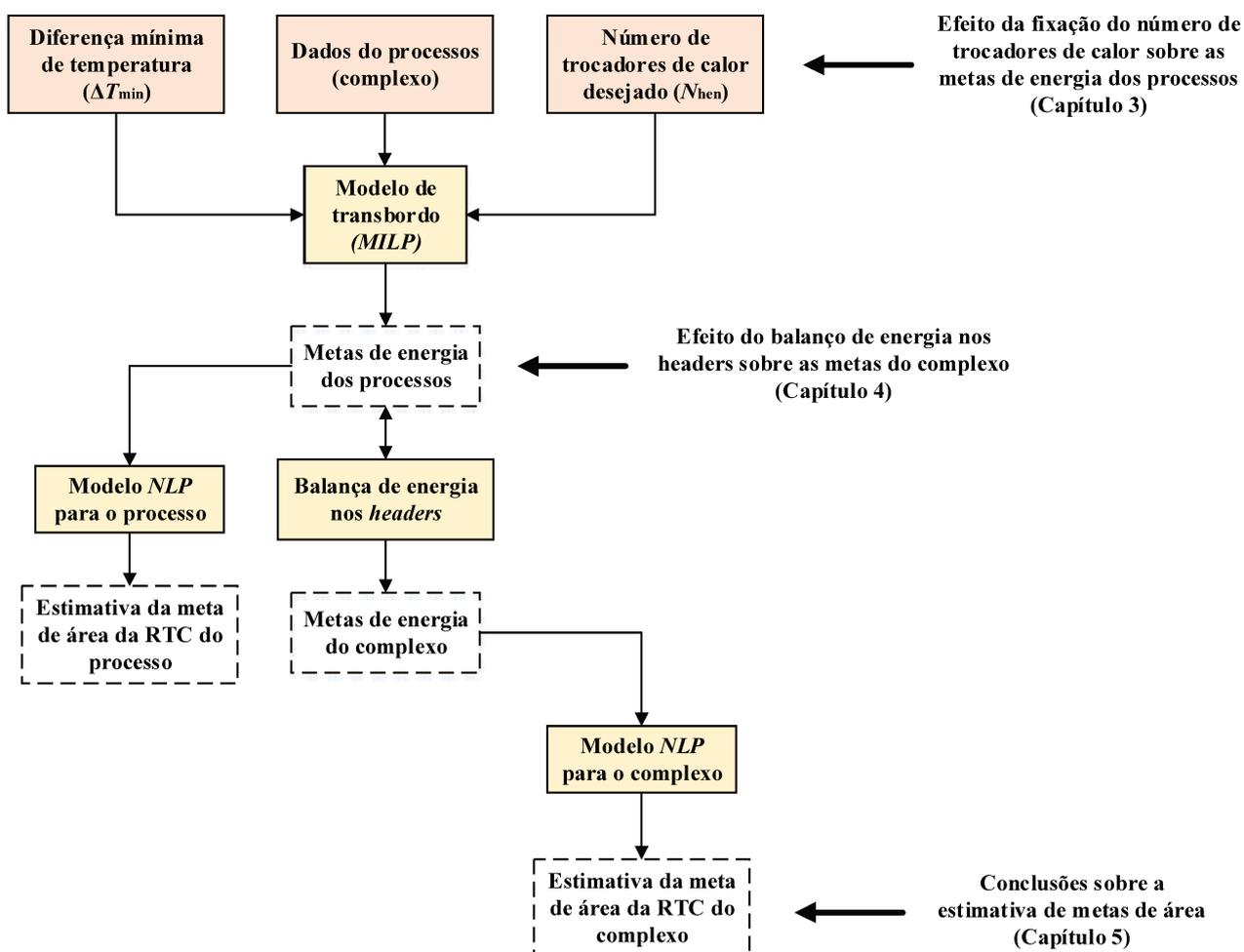


Figura 6.1. Diagrama geral da tese (conclusões).

6.2 Conclusões sobre as abordagens propostas

No Capítulo 3 foi proposto um modelo de transbordo, com um número especificado de trocadores de calor, para estimativa de metas de utilidades (energia) para processos. Em duas condições distintas: na primeira, a restrição envolve o número de trocadores de calor total a ser utilizado na integração energética. Já na segunda, são utilizadas duas restrições, uma que arbitra o número de trocadores de calor que realiza trocas entre correntes de processo e a outra entre correntes de processo e utilidades (resfriadores e aquecedores), o que permite definir diferentes níveis de integração energética até um certo limite mínimo de resfriadores e aquecedores (fornecido pela primeira metodologia).

A primeira metodologia por fornecer o menor consumo de utilidades foi a mais utilizada neste trabalho. Entretanto, a segunda permite ao projetista introduzir mais trocadores de utilidades o que pode gerar metas para uma topologia mais oportuna do ponto de vista operacional ou de controle.

No Capítulo 4 o modelo de transbordo foi estendido para todo o complexo por meio de um balanço de energia nas linhas de distribuição de vapor do complexo (*headers*) o que permite a mudança de metas e reconfiguração das trocas de calor de forma a minimizar o consumo global de energia de todo o sistema. A metodologia proposta também permitiu estabelecer outros cenários, como a falha de um trocador de calor, interrupção de uma linha distribuição de vapor afetada por golpes de aríete, operação de planta de ácido nítrico (Planta C) com capacidade ociosa e paradas das plantas do complexo.

Os resultados obtidos para o sistema com três processos (Plantas C, D e E) evidenciaram que há redução no consumo de utilidades ao utilizar-se uma otimização simultânea das metas para todos os processos obtida com o balanço de energia nos *headers*. Inclusive, é atingida a autossuficiência do complexo (*threshold*) para a utilização de vapor na condição estacionária envolvendo os três processos. Portanto, foi possível estabelecer um alto nível de flexibilidade para a estimativa de metas adequada ao planejamento de partidas e paradas de plantas, dentre outros cenários.

Por fim, no capítulo 5 foram feitas as estimativas de metas de área das RTC para todos os processos propostos como estudos de casos nos Capítulos 3 (Shenoy, 1995 e Ahmad, 1989) e 4 (Gundersen, 2000; Ivanis *et al.*, 2015 e Klemes *et al.*, 2013) tanto para os processos de forma individual quanto para o complexo. Os resultados obtidos estão próximos (10-15%) dos resultados da literatura (Townsend and Linnhoff 1984, Ahmad 1986, Jezowski et al. 2003). Apesar desses resultados, foi proposta uma análise de *supertargeting* para diferentes números de trocadores de calor para o processo proposto por Ahmad, 1989 cujo comportamento evidencia que as temperaturas das correntes e os coeficientes de transmissão de calor são os fatores preponderantes na escolha da diferença mínima (ΔT_{\min}) de mais adequada ao processo.

6.3 Desafios não enfrentados

O primeiro grande ponto que não foi contemplado nesta tese é a incorporação de um modelo de estimativa de metas para trabalho de eixo em cogeração (*co-generation shaft work targeting*) associados ao sistema de distribuição de vapor. É um problema de otimização mista inteira e não linear (*MINLP*) sistematizado em uma série de trabalhos, em especial, os trabalhos de Mavromatis e Kokossis, 1998; Shang e Kokossis, 2004 e Varbanov, Doyle e Smith, 2004 (também descrito por Smith, 2016 no capítulo 23 do seu livro *Chemical process design and integration*).

Outro ponto a ser abordado é estabelecer, por analogia, a aplicação da metodologia para os processos químicos operando em batelada, conforme as metodologias propostas nas décadas de 80 e 90 por Kemp e Deakin, 1989a; b; Lee e Reklaitis, 1995a; b e Zhao *et al.*, 1998a; b. Estas metodologias também podem ser aplicadas a complexos industriais conforme alguns exemplos descritos por Klemes, 2013 para indústrias de laticínios e de fermentação.

Um desafio de considerável dificuldade é o desenvolvimento de um procedimento de estimativa simultânea de metas de energia e área para os processos e para o complexo com restrição no número de trocadores de calor. Uma opção é estender os modelos baseados em intervalos de temperatura propostos por Gundersen, Duvold e Hashemi-Ahmady, 1996 ou de Jezowski, Shethna e Castillo, 2003 para o complexo.

O tópico de maior complexidade é desenvolver um algoritmo para a síntese de redes de trocadores de calor para atingir-se as metas estimadas pela metodologia proposta na tese. Dentro do nosso grupo de pesquisa, Santana, 2012 propôs uma metodologia que desenvolve topologias mais simples de redes de trocadores de calor, considerando apenas misturas isotérmicas, que pode levar a valores próximos a estas metas.

CAPITULO VII

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aaltola (2002)** J. Aaltola. Simultaneous synthesis of flexible heat exchanger network. *Applied Thermal Engineering*. 22, 8 (2002), 907–918. doi: 10.1016/S1359-4311(02)00008-X.
- Ahmad (1986)** S. Ahmad. *Heat exchanger networks: cost trade-offs in energy and capital*. University of Manchester.
- Asante and Zhu (1997)** N. D. K. Asante and X. X. Zhu. An automated and interactive approach for heat exchanger network retrofit. *Chemical Engineering Research and Design*. 75, 3 (1997), 349–360. doi: 10.1205/026387697523660.
- Bagajewicz and Barbaro (2003)** M. J. Bagajewicz and A. F. Barbaro. On the use of heat pumps in total site heat integration. *Computers and Chemical Engineering*. 27, 11 (2003), 1707–1719. doi: 10.1016/S0098-1354(03)00149-2.
- Bagajewicz and Rodera (2000)** M. J. Bagajewicz and H. Rodera. Energy savings in the total site heat integration across many plants. *Computers and Chemical Engineering*. 24, 2–7 (2000), 1237–1242. doi: 10.1016/S0098-1354(00)00318-5.
- Baniassadi et al. (2015)** A. Baniassadi et al. A new method for optimization of Solar Heat Integration and solar fraction targeting in low temperature process industries. *Energy*. 90, (2015), 1674–1681. doi: 10.1016/j.energy.2015.06.128.
- Bealing and Hutton (2002)** C. Bealing and D. Hutton. Hydrogen-pinch analysis widely used to reduce utility costs, pinch analysis can also help manage hydrogen at refineries and petrochemical complexes. *Chemical engineering magazine*.
- Bécker and Maréchal (2012)** H. Bécker and F. Maréchal. Energy integration of industrial sites with heat exchange restrictions. *Computers and Chemical Engineering*. 37, (2012), 104–118. doi: 10.1016/j.compchemeng.2011.09.014.
- Bjork and Westerlund (2002)** K. M. Bjork and T. Westerlund. Global optimization of heat exchanger network synthesis problems with and without the isothermal mixing assumption. *Computers & Chemical Engineering*. 26, 11 (2002), 1581–1593. doi: 10.1016/S0098-1354(02)00129-1.
- Boldyryev et al. (2013)** S. Boldyryev et al. Targeting minimum heat transfer area for heat recovery on total sites. *Chemical Engineering Transactions*. 35, 2012 (2013), 79–84. doi: 10.3303/CET1335013.
- Briones and Kokossis (1999a)** V. Briones and A. C. Kokossis. Hypertargets: A conceptual programming approach for the optimisation of industrial heat exchanger networks - II. Retrofit design. *Chemical Engineering Science*. 54, 4 (1999), 541–561. doi: 10.1016/S0009-2509(98)00236-X.

- Briones and Kokossis (1999b)** V. Briones and A. C. Kokossis. Hypertargets: A conceptual programming approach for the optimisation of industrial heat exchanger networks-I. Grassroots design and network complexity. *Chemical Engineering Science*. 54, 4 (1999), 519–539. doi: 10.1016/S0009-2509(98)00235-8.
- Broughton (1994)** J. Broughton. *Process utility systems: Introduction to design, operation and maintenance*. Gulf publishing company, Institution of chemical engineers.
- Canmet ENERGY (2003)** Canmet ENERGY. *Pinch Analysis: For the efficient use of energy, water and hydrogen*. Natural Resources Canada.
- Cerda et al. (1983)** J. Cerda et al. Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis A transportation problem. *Chemical Engineering Science*. 38, 3 (1983), 373–387. doi: 10.1016/0009-2509(83)80156-0.
- Challand et al. (1981)** T. B. Challand et al. Computerized heat exchanger network. *Chem. Engng. Prog.* 65, (1981), 77–83.
- Chen et al. (2015)** Y. Chen et al. Simultaneous process optimization and heat integration based on rigorous process simulations. *Computers and Chemical Engineering*. 81, (2015), 180–199. doi: 10.1016/j.compchemeng.2015.04.033.
- Chew et al. (2015)** K. Chew et al. Total Site Heat Integration Considering Pressure Drops. *Energies*. 8, 2 (2015), 1114–1137. doi: 10.3390/en8021114.
- Chew et al. (2013)** K. H. Chew et al. Industrial implementation issues of total site heat integration. *Applied Thermal Engineering*. 61, 1 (2013), 17–25. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2013.03.014.
- Chou and Shih (1987)** C. C. Chou and Y. S. Shih. A Thermodynamic Approach to the Design and Synthesis of Plant Utility Systems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 26, 6 (1987), 1100–1108. doi: 10.1021/ie00066a009.
- Colberg and Morari (1990)** R. D. Colberg and M. Morari. Area and capital cost targets for heat exchanger network synthesis with constrained matches and unequal heat transfer coefficients. *Computers and Chemical Engineering*. 14, 1 (1990), 1–22. doi: 10.1016/0098-1354(90)87002-7.
- Colbert (1982)** R. W. Colbert. Industrial heat exchanger networks. *Chemical Engineering Progress*. 78, (1982), 47–54.
- Cucek et al. (2013)** L. Cucek et al. Multi-objective regional total site integration. *Chemical Engineering Transactions*. 35, (2013), 97–102. doi: 10.3303/CET1335016.
- Daichendt and Grossmann (1998)** M. M. Daichendt and I. Grossmann. Integration of

- hierarchical decomposition and mathematical programming for the synthesis of process flowsheets. *Computers & Chemical Engineering*. 22, 1 (1998), 147–175. doi: 10.1016/S0098-1354(97)88451-7.
- Dhole and Linnhoff (1993)** V. R. Dhole and B. Linnhoff. Total site targets for fuel co-generation, emissions, and cooling. *Computers and Chemical Engineering*. 17, Suppl (1993), 101–109. doi: 10.1016/0098-1354(93)80214-8.
- El-Halwagi (2006)** M. M. El-Halwagi. *Process Integration, Volume 7*. Elsevier Ltd.
- El-Halwagi and Manousiouthakis (1989)** M. M. El-Halwagi and V. Manousiouthakis. Synthesis of Mass Exchange Networks. *AIChE Journal*. 35, 8 (1989), 1233–1244. doi: 10.1002/aic.690350802.
- Fink and Beaty (1978)** D. G. Fink and F. W. Beaty. *Standard Handbook For Electrical Engineers*. McGraw-Hill.
- Floudas et al. (1986)** C. A. Floudas et al. Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configurations. *AIChE Journal*. 32, 2 (1986), 276–290. doi: 10.1002/aic.690320215.
- Floudas (1995)** C. A. Floudas. *Nonlinear and mixed-integer optimization: Fundamentals and applications (Topics in Chemical Engineering)*. Oxford university press.
- Floudas and Ciric (1989)** C. A. Floudas and A. R. Ciric. Strategies for overcoming uncertainties in heat exchanger network synthesis. *Computers and Chemical Engineering*. 13, 10 (1989), 1133–1152. doi: 10.1016/0098-1354(89)87017-6.
- Frausto-Hernández et al. (2003)** S. Frausto-Hernández et al. MINLP synthesis of heat exchanger networks considering pressure drop effects. *Computers and Chemical Engineering*. 27, 8–9 (2003), 1143–1152. doi: 10.1016/S0098-1354(03)00042-5.
- Grace (2007)** D. Grace. *The Steam and Condensate Loop Book*. Spirax-sarco.
- Grossmann and Sargent (1978)** I. Grossmann and R. W. H. Sargent. Optimum design of heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*. 2, 1 (1978), 1–7. doi: 10.1016/0098-1354(78)80001-5.
- Gundersen et al. (1996)** T. Gundersen et al. An extended vertical MILP model for Heat Exchanger Network Synthesis. *Computers & Chemical Engineering*. 20, Supple, 96 (1996), S97–S102. doi: 10.1016/0098-1354(96)00027-0.
- Gundersen et al. (1997)** T. Gundersen et al. Improved sequential strategy for the synthesis of near-optimal heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*. 21, 97 (1997), S59–S64. doi: 10.1016/S0098-1354(97)87479-0.

- Gundersen (2000)** T. Gundersen. A Process Integration PRIMER. *Implementing Agreement on Process Integration*. May (2000), 90. Retrieved from http://ww2.eq.uc.pt/ensino/disciplinas/integracao/recursos-didacticos/PI_Primer_0005.pdf.
- Hackl et al. (2010)** R. Hackl et al. Total Site Analysis (TSA) Stenungsund. (2010). Retrieved from <http://publications.lib.chalmers.se/publication/131484>.
- Hackl et al. (2011)** R. Hackl et al. Targeting for energy efficiency and improved energy collaboration between different companies using total site analysis (TSA). *Energy*. 36, 8 (2011), 4609–4615. doi: 10.1016/j.energy.2011.03.023.
- Hohmann (1971)** E. C. Hohmann. *Optimum Networks for Heat Exchange*. University of S. California.
- Ivanis et al. (2015)** G. Ivanis et al. Energy integration of nitric acid production using pinch methodology. *Hemijaska industrija*. 69, 3 (2015), 261–268. doi: 10.2298/HEMIND140204039I.
- Iyer et al. (1998)** R. R. Iyer et al. Synthesis and operational planning of utility systems for multiperiod operation. *Computers & Chemical Engineering*. 22, 7 (1998), 979–993. doi: 10.1016/S0098-1354(97)00270-6.
- Jezowski et al. (2003)** J. M. Jezowski et al. Area Target for Heat Exchanger Networks Using Linear Programming. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 42, 8 (2003), 1723–1730. Retrieved from <http://dx.doi.org/10.1021/ie020643i>.
- Karimkashi and Amidpour (2012)** S. Karimkashi and M. Amidpour. Total site energy improvement using R-curve concept. *Energy*. 40, 1 (2012), 329–340. doi: 10.1016/j.energy.2012.01.067.
- Kemp (1990)** I. C. Kemp. Applications of the time-dependent cascade analysis in process integration. *Heat Recovery Systems and CHP*. 10, 4 (1990), 423–435. doi: 10.1016/0890-4332(90)90091-W.
- Kemp (2007)** I. C. Kemp. Pinch analysis and process integration: A user guide on process integration for the efficient use of energy. *Pinch Analysis and Process Integration*. (2007), 416. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-075068260-2.50003-1>.
- Kemp and Deakin (1989a)** I. C. Kemp and A. W. Deakin. The cascade analysis for energy and process integration of batch processes. Part 1: calculation of energy targets. *Chem Eng Res Des*. 67, (1989), 495–509.
- Kemp and Deakin (1989b)** I. C. Kemp and A. W. Deakin. The cascade analysis for energy

- and process integration of batch processes. Part 2: network design and process scheduling. *Chem Eng Res Des.* 67, (1989), 510–516.
- Kimura and Zhu (2000)** H. Kimura and X. X. Zhu. R-Curve concept and its application for industrial energy management. *Industrial & Engineering Chemistry Resear.* 39, (2000), 2315–2335. doi: 10.1021/ie9905916.
- Klimes et al. (1997)** J. Klimes et al. Targeting and design methodology for reduction of fuel, power and CO₂ on total sites. *Applied Thermal Engineering.* 17, 8–10 (1997), 993–1003. doi: 10.1016/S1359-4311(96)00087-7.
- Klimes (2013)** J. J. Klimes. *Handbook of Process Integration (PI): Minimisation of Energy and Water Use, Waste and Emissions.*
- Klimes et al. (2014)** J. J. Klimes et al. *Process Integration and Intensification. Saving Energy, Water and Resources.* De Gruyter. doi: <https://doi.org/10.1002/cite.201590079>.
- Klimes and Kravanja (2013)** J. J. Klimes and Z. Kravanja. Forty years of Heat Integration: Pinch Analysis (PA) and Mathematical Programming (MP). *Current Opinion in Chemical Engineering.* 2, 4 (2013), 461–474. doi: 10.1016/j.coche.2013.10.003.
- Klimes and Varbanov (2012)** J. J. Klimes and P. S. Varbanov. Heat integration including heat exchangers, combined heat and power, heat pumps, separation processes and process control. *Applied Thermal Engineering.* 43, (2012), 1–6. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2012.03.044.
- Lee and Reklaitis (1995a)** B. Lee and G. V. Reklaitis. Optimal scheduling of cyclic batch processes for heat integration—I. Basic formulation. *Computers and Chemical Engineering.* 19, 8 (1995), 883–905. doi: 10.1016/0098-1354(94)00091-2.
- Lee and Reklaitis (1995b)** B. Lee and G. V. Reklaitis. Optimal scheduling of cyclic batch processes for heat integration—II. Extended problems. *Computers and Chemical Engineering.* 19, 8 (1995), 907–931. doi: 10.1016/0098-1354(94)00092-3.
- Li and Motard (1986)** Yourun Li and R. L. Motard. Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals.* 25, 4 (1986), 577–581. doi: 10.1021/i100024a018.
- Liew et al. (2012)** P. Y. Liew et al. A numerical technique for Total Site sensitivity analysis. *Applied Thermal Engineering.* 40, (2012), 397–408. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2012.02.026.
- Liew et al. (2013a)** P. Y. Liew et al. Centralised utility system planning for a total site heat integration network. *Computers and Chemical Engineering.* 57, (2013), 104–111. doi:

- 10.1016/j.compchemeng.2013.02.007.
- Liew et al. (2013b)** P. Y. Liew et al. A Systematic Numerical Tool Accounting for Boiler Feed Water (BFW) in Total Site Heat Integration. *Proceedings of the 6th international Conference on Process Systems Engineering (PSE ASIA)* (2013), 847–852.
- Liew et al. (2014)** P. Y. Liew et al. A retrofit framework for Total Site heat recovery systems. *Applied Energy*. 135, (2014), 778–790. doi: 10.1016/j.apenergy.2014.03.090.
- Liew et al. (2017)** P. Y. Liew et al. Total Site Heat Integration planning and design for industrial, urban and renewable systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 68, (2017), 964–985. doi: 10.1016/j.rser.2016.05.086.
- Linnhoff et al. (1979)** B. Linnhoff et al. Understanding heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*. 3, 1–4 (1979), 295–302. doi: 10.1016/0098-1354(79)80049-6.
- Linnhoff (1982)** B. Linnhoff. *A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. IchemE.
- Linnhoff et al. (1982)** B. Linnhoff et al. *User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. IchemE.
- Linnhoff (1993)** B. Linnhoff. Pinch analysis – A state-of-the-art overview. *Trans IchemE*. 71, part A (1993), 42–63.
- Linnhoff and Ahmad (1989)** B. Linnhoff and S. Ahmad. Supertargeting - optimum synthesis of energy management systems. *Journal of Energy Resources Technology*. 111, September 1989 (1989), 121–130.
- Linnhoff and Ahmad (1990)** B. Linnhoff and S. Ahmad. Cost optimum heat exchanger networks - 1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost. *Computers and Chemical Engineering*. 14, 7 (1990), 1165–1184.
- Linnhoff and Hindmarsh (1978)** B. Linnhoff and E. Hindmarsh. The pinch design method for heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*. 38, 5 (1978), 745–763. doi: 10.1016/S0098-1354(01)00681-0.
- Linnhoff and Hindmarsh (1983)** B. Linnhoff and E. Hindmarsh. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*. 38, 5 (1983), 745–763. doi: 10.1016/0009-2509(83)80185-7.
- Linnhoff and Polley (1988a)** B. Linnhoff and G. T. Polley. Stepping beyond pinch. *The Chemical Engineer*.
- Linnhoff and Polley (1988b)** B. Linnhoff and G. T. Polley. Total process design through pinch technology. *Alche Spring Meeting, New Orleans* (1988), 38c.

- Luo et al. (2011)** X. L. Luo et al. Modeling and optimization of a utility system containing multiple extractions steam turbines. *Energy*. 36, 5 (2011), 3501–3512. doi: 10.1016/j.energy.2011.03.056.
- Luo et al. (2016)** X. L. Luo et al. Simultaneous synthesis of utility system and heat exchanger network incorporating steam condensate and boiler feedwater. *Energy*. 113, (2016), 875–893. doi: 10.1016/j.energy.2016.07.109.
- Luyben (2011)** W. L. Luyben. Heat-exchanger bypass control. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 50, 2 (2011), 965–973. doi: 10.1021/ie1020574.
- Manousiouthakis and Martin (2004)** V. Manousiouthakis and L. L. Martin. A minimum area (MA) targeting scheme for single component MEN and HEN synthesis. *Computers and Chemical Engineering*. 28, 8 (2004), 1237–1247. doi: 10.1016/j.compchemeng.2003.08.012.
- Mavromatis and Kokossis (1998)** S. P. Mavromatis and A. C. Kokossis. Conceptual optimisation of utility networks for operational variations - I. Targets and level optimisation. *Chemical Engineering Science*. 53, 8 (1998), 1585–1608. doi: 10.1016/S0009-2509(97)00431-4.
- Muller et al. (2007)** D. C. A. Muller et al. An energy management method for the food industry. *Applied Thermal Engineering*. 27, 16 SPEC. ISS. (2007), 2677–2686. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2007.06.005.
- Nishimura (1980)** H. Nishimura. A theory for the optimal synthesis of heat-exchanger systems. *Journal of Optimization Theory and Applications*. 30, 3 (1980), 423–450. doi: 10.1007/BF00935496.
- Pan et al. (2012)** M. Pan et al. Novel MILP-based optimization method for retrofitting heat exchanger networks. *Computer Aided Chemical Engineering*. 30, (2012), 567–571. doi: 10.1016/B978-0-444-59519-5.50114-3.
- Perry et al. (2008)** S. Perry et al. Integrating waste and renewable energy to reduce the carbon footprint of locally integrated energy sectors. *Energy*. 33, 10 (2008), 1489–1497. doi: 10.1016/j.energy.2008.03.008.
- Polley et al. (1990)** G. T. Polley et al. Pressure Drop Considerations in the Retrofit of Heat Exchanger Networks. *Chemical Engineering Research and Design*. 68, May (1990), 211–220.
- Pouransari et al. (2014)** N. Pouransari et al. Site-scale process integration and utility optimization with multi-level energy requirement definition. *Energy Conversion and*

- Management*. 85, (2014), 774–783. doi: 10.1016/j.enconman.2014.02.005.
- Pouransari and Maréchal (2015)** N. Pouransari and F. Maréchal. Heat recovery networks synthesis of large-scale industrial sites: Heat load distribution problem with virtual process subsystems. *Energy Conversion and Management*. 89, (2015), 985–1000. doi: 10.1016/j.enconman.2014.11.006.
- Pouyan Rad et al. (2016)** M. Pouyan Rad et al. New procedure for design and exergoeconomic optimization of site utility system considering reliability. *Applied Thermal Engineering*. 94, (2016), 478–490. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2015.10.091.
- Raissi (1994)** K. Raissi. *Total Site Integration*. University of Manchester.
- Razib et al. (2012)** M. S. Razib et al. Preliminary synthesis of work exchange networks. *Computers and Chemical Engineering*. 37, (2012), 262–277. doi: 10.1016/j.compchemeng.2011.09.007.
- Rev and Fonyo (1991)** E. Rev and Z. Fonyo. Diverse pinch concept for heat exchange network synthesis: the case of different heat transfer conditions. *Chemical Engineering Science*. 46, 7 (1991), 1623–1634. doi: 10.1016/0009-2509(91)87010-A.
- Rev and Fonyo (1993)** E. Rev and Z. Fonyo. Letter to the Editors. *Chem. Eng. Sci.* 48, 3 (1993), 627–628.
- Rodera and Bagajewicz (1999)** H. Rodera and M. J. Bagajewicz. Targeting procedures for energy savings by heat integration across plants. *AIChE Journal*. 45, 8 (1999), 1721–1742. doi: 10.1002/aic.690450810.
- Rodera and Bagajewicz (2001)** H. Rodera and M. J. Bagajewicz. Targeting procedures for energy savings in the total site. *Latin American Applied Research*. 31, 5 (2001), 477–482.
- Rozali et al. (2013)** M. N. E. Rozali et al. Process integration of hybrid power systems with energy losses considerations. *Energy*. 55, (2013), 38–45. doi: 10.1016/j.energy.2013.02.053.
- Salisbury (1942)** J. K. Salisbury. The steam-turbine regenerative cycle - an analytical approach. *Trans. ASME*. 64, April (1942), 231–245.
- Santana (2012)** M. F. Santana. *Síntese automática de redes de trocadores de calor a partir de análise Pinch e programação matemática*. Universidade Estadual de Campinas.
- Serna-González and Jiménez-Gutiérrez (2004)** M. Serna-González and A. Jiménez-Gutiérrez. An area targeting algorithm for the synthesis of heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*. 59, 12 (2004), 2517–2520. doi: 10.1016/j.ces.2004.03.016.

- Shang and Kokossis (2004)** Z. Shang and A. C. Kokossis. A transshipment model for the optimisation of steam levels of total site utility system for multiperiod operation. *Computers and Chemical Engineering*. 28, 9 (2004), 1673–1688. doi: 10.1016/j.compchemeng.2004.01.010.
- Shenoy (1995)** U. V. Shenoy. *Heat Exchanger Network Synthesis: Process Optimization by Energy and Resource Analysis*. Gulf publishing company.
- Smith (2016)** R. Smith. *Chemical process design and integration*. Wiley.
- Sorsak and Kravanja (2002)** A. Sorsak and Z. Kravanja. MINLP retrofit of heat exchanger networks comprising different exchanger types. *Computer Aided Chemical Engineering*. 10, C (2002), 349–354. doi: 10.1016/S1570-7946(02)80086-4.
- Spirax Sarco (2011)** Spirax Sarco. *The Steam & Condensate Loop*. Spirax Sarco. Retrieved from <http://www.spiraxsarco.com/resources/pages/steam-book.aspx>.
- Stankiewicz and Moulijn (2000)** A. I. Stankiewicz and J. A. Moulijn. Process Intensification. *Chemical Engineering Progress*. doi: 10.1016/B978-0-444-62700-1.00010-3.
- Tabasová et al. (2012)** A. Tabasová et al. Waste-to-energy technologies: Impact on environment. *Energy*. 44, 1 (2012), 146–155. doi: 10.1016/j.energy.2012.01.014.
- Thumann and Mehta (2001)** A. Thumann and D. P. Mehta. *Handbook of energy engineering*. Fairmont Press.
- Torreira (2002)** R. P. Torreira. *Fluidos térmicos: Água, vapor, óleos térmicos*. Hemus livraria, Editora S. A.
- Townsend and Linnhoff (1984)** D. W. Townsend and B. Linnhoff. Surface area targets for heat exchanger networks. *IchemE Annual Res.* (Bath U.K., 1984).
- Umeda et al. (1978)** T. Umeda et al. Heat exchange system synthesis. *Chemical Engineering Progress*. 74, 7 (1978), 70–76.
- Varbanov et al. (2004a)** P. S. Varbanov et al. Top-level analysis of site utility systems. *Chemical Engineering Research and Design*. 82, 6 (2004), 784–795. doi: 10.1205/026387604774196064.
- Varbanov et al. (2004b)** P. S. Varbanov et al. Modelling and optimization of utility systems. *Chemical Engineering Research and Design*. 82, 5 (2004), 561–578. doi: 10.1205/026387604323142603.
- Varbanov et al. (2005)** P. S. Varbanov et al. Synthesis of industrial utility systems: Cost-effective de-carbonisation. *Applied Thermal Engineering*. 25, 7 SPEC. ISS. (2005), 985–1001. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2004.06.023.

- Varbanov and Klemes (2011)** P. S. Varbanov and J. J. Klemes. Integration and management of renewables into Total Sites with variable supply and demand. *Computers and Chemical Engineering*. 35, 9 (2011), 1815–1826. doi: 10.1016/j.compchemeng.2011.02.009.
- Walmsley et al. (2014)** T. G. Walmsley et al. Integration of industrial solar and gaseous waste heat into heat recovery loops using constant and variable temperature storage. *Energy*. 75, (2014), 53–67. doi: 10.1016/j.energy.2014.01.103.
- Wang and Smith (1994a)** Y. Wang and R. Smith. Wastewater minimisation. *Chemical Engineering Science*. 49, 7 (1994), 981–1006. doi: 10.1016/0009-2509(94)80006-5.
- Wang and Smith (1994b)** Y. Wang and R. Smith. Design of distributed effluent treatment systems. *Chemical Engineering Science*. 49, 18 (1994), 3127–3145. doi: 10.1016/0009-2509(94)E0126-B.
- Yaïci and Entchev (2014)** W. Yaïci and E. Entchev. Performance prediction of a solar thermal energy system using artificial neural networks. *Applied Thermal Engineering*. 73, 1 (2014), 1348–1359. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2014.07.040.
- Yeap et al. (2004)** B. L. Yeap et al. Mitigation of crude oil refinery heat exchanger fouling through retrofits based on thermo-hydraulic fouling models. *Chemical Engineering Research and Design*. 82, 1 (2004), 53–71. doi: 10.1205/026387604772803070.
- Yee et al. (1990a)** T. F. Yee et al. Simultaneous optimization models for heat integration-I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers. *Computers and Chemical Engineering*. 14, 10 (1990), 1151–1164. doi: 10.1016/0098-1354(90)85009-Y.
- Yee et al. (1990b)** T. F. Yee et al. Simultaneous optimization models for heat integration - III. Process and heat exchanger network optimization. *Computers & Chemical Engineering*. 14, 11 (1990), 1185–1200. doi: 10.1016/0098-1354(90)80001-R.
- Yee and Grossmann (1990)** T. F. Yee and I. Grossmann. Simultaneous optimization models for heat integration - II. Heat exchanger network synthesis. *Comput. Chem. Eng.* 14, 10 (1990), 1165–1184. doi: 10.1016/0098-1354(90)85010-8.
- Zamora and Grossmann (1998)** J. M. Zamora and I. Grossmann. A global MINLP optimization algorithm for the synthesis of heat exchanger networks with no stream splits. *Computers and Chemical Engineering*. 22, 3 (1998), 367–384. doi: 10.1016/S0098-1354(96)00346-8.
- Zhao et al. (1998a)** X. G. Zhao et al. Heat Integration For Batch Processes - Part 1: Process Scheduling Based on Cascade Analysis. *Chemical Engineering Research and Design*. 76, 6 (1998), 685–699. doi: 10.1205/026387698525397.

Zhao et al. (1998b) X. G. Zhao et al. Heat Integration for Batch Processes: Part 2: Heat Exchanger Network Design. *Process Design*. 76, September (1998), 700–710. doi: DOI: 10.1205/026387698525405.

Zhu et al. (1995) X. X. Zhu et al. A new method for heat exchanger network synthesis using area targeting procedures. *Computers & Chemical Engineering*. 19, 2 (1995), 197–222. doi: 10.1016/0098-1354(94)E0014-E.

CAPITULO VIII

APÊNDICE

8.1 Cálculo do fator de anualização

O custo de capital para um projeto usualmente é consideravelmente maior do que os custos operacionais e é extremamente difícil comparar estes custos devido a suas ordens de magnitude e a forma como são adquiridos estes investimentos:

- ✓ Custos de capital (custos fixos, investimento ou *capex*): é feito no início do investimento em um curto intervalo de tempo, tanto que na análise econômica é considerada uma parcela majoritária e única;
- ✓ Custos operacionais (*opex*): são custos anuais e são usualmente quitados pelo fluxo de caixa da respectiva indústria.

O fator de anualização (*ACC, Annualized Capital Cost*) pode expressar os Custos de Capital em uma base anual, Custo Total Anualizado (*ATC, Annualized Total Cost*) se é assumido que o investimento será quitado em um intervalo de tempo pré-determinado (habitualmente entre 5 a 10 anos) a uma taxa fixa de juros. O ACC pode ser estimado utilizando-se a Equação 8.1:

$$ACC = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (8.1)$$

$$ATC = C_F ACC \quad (8.2)$$

onde i = taxa de juros anual (%);

n = número de anos.

Aplicação do método será ilustrada por meio do exemplo 8.1.1.

Exemplo 8.1.1

O custo de aquisição de um novo trocador de calor (incluída a sua instalação) é de 250.000 R\$. Calcule o custo de anualização para um período de 3 anos com uma taxa de juros de 5% ao ano.

Resolução

Ao aplicar-se a Equação 6.1 será obtido o ACC do trocador de calor:

$$ACC = C_F \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} = 250.000 \frac{0,05(1+0,05)^3}{(1+0,05)^3 - 1} = 0,3672$$

Logo, o Custo total anualizado, conforme a Equação 6.2, do trocador de calor será:

$$ATC = C_F ACC = 0,3672 \cdot 250000 = 91802,1 \text{ \$/ano}$$

Exemplo 8.1.2

Calcular o fator de anualização para uma rede trocadores de calor com 6 trocadores de calor cujos os dados são apresentados na Tabela 6.1.

Tabela 8.1. Dados para a rede trocadores de calo proposta para (Shenoy 1995).

N_{HE}	Consumo de utilidades (kW)		A_{HEN} (m ²)
	CW (kW)	HPS (kW)	
6	525	605	1298,4

Custo do trocador de calor (\$) = 10000 + 350 A (m²)
 Custo da utilidade fria = 6 \$kW⁻¹ ano⁻¹
 Custo da utilidade quente = 60 \$kW⁻¹ ano⁻¹
 Taxa de juros de 5% ao ano (período de 5 anos)

Resolução

$$C_{F,HE} = (100000 + 350A_{HE})ACC \quad (6.3)$$

Ao substituir a equação 6.1 na equação 6.3:

$$ATC_{HE} = (10000 + 350A_{HE}) \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} = (10000 + 350A_{HE}) \frac{0,05(1+0,05)^5}{(1+0,05)^5 - 1}$$

$$ATC_{HE} = (10000 + 350A_{HE})0,231 = 2310 + 80,85A_{HE} \quad (6.4)$$

O Custo total anualizado para toda a rede de trocadores de calor será:

$$ATC_{HEN} = N_{HE} \left(2310 + \frac{80,85A_{HEN}}{N_{HE}} \right) = 6 \left(2310 + \frac{80,85 \cdot 1298,4}{6} \right) = 19806 \text{ \$/ano}$$

Observação

Caso seja desejado calcular o custo total da rede de trocadores de calor por ano para os cinco primeiros anos de investimento (sendo considerados tanto o custo da área da rede de trocadores de calor quanto as suas utilidades) para a rede de trocadores de calor, pode ser construído um gráfico como o apresentado na Figura 8.1.

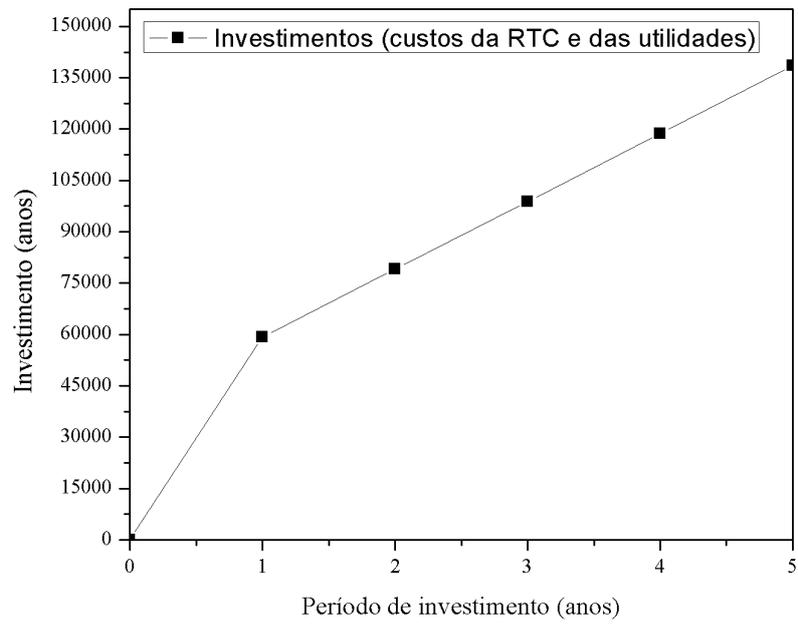


Figura 8.1. Custo total da RTC nos 5 primeiros anos de investimento.