

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA - PEQ**

CAMILA DE BRITO MIRANDA

**SÍNTESE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR USANDO CONCEITOS DE
FLEXIBILIDADE E CONTROLABILIDADE**

**MARINGÁ
2016**

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA - PEQ**

CAMILA DE BRITO MIRANDA

**SÍNTESE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR USANDO CONCEITOS DE
FLEXIBILIDADE E CONTROLABILIDADE**

Tese apresentada como requisito parcial para obtenção do título de doutora em Engenharia Química, do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá.

Orientador:
Prof. Dr. Mauro A. S. S. Ravagnani


Coorientador:
Prof. Dr. Cid M. G. Andrade

**MARINGÁ
2016**

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão final da Tese de Doutorado apresentada por Camila de Brito Miranda perante a Comissão Julgadora do Curso de Doutorado em Engenharia Química em 30 de junho de 2016.

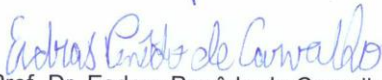
COMISSÃO JULGADORA


Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani
Orientador / Presidente


Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade
Coorientador


Profª Drª Thelma Pretel Brandão Vecchi
Membro


Prof. Dr. Edwin Vladimir Cardoza Galdamez
Membro


Prof. Dr. Esdras Penêdo de Carvalho
Membro


Profª Drª Caliane Bastos Borba Costa
Membro

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
(Biblioteca Central - UEM, Maringá, PR, Brasil)

M618s Miranda, Camila de Brito
 Síntese de redes de trocadores de calor usando
 conceitos de flexibilidade e controlabilidade /
 Camila de Brito Miranda. -- Maringá, 2016.
 xv, 74 f. : figs., tabs.

 Orientador: Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá
 Ravagnani.
 Coorientador: Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves
 Andrade.

 Tese (doutorado) - Universidade Estadual de
 Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de
 Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em
 Engenharia Química, 2016.

 1. Redes de trocadores de calor. 2. Otimização de
 processos. 3. Redes de trocadores de calor -
 Múltiplos períodos de operação. 4. Análise de
 controlabilidade. 5. Análise de resiliência. I.
 Ravagnani, Mauro Antonio da Silva Sá, orient. II.
 Andrade, Cid Marcos Gonçalves, coorient. III.
 Universidade Estadual de Maringá. Centro de
 Tecnologia. Departamento de Engenharia Química.
 Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. IV.
 Título.

CDD 23.ed. 660.28427

GVS-003684

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pelo dom da vida, pela oportunidade de concluir mais essa etapa, pelo amparo nos momentos difíceis e pelas graças e bênçãos que tenho recebido.

Agradeço à minha mãe, meu pai, meu esposo, minha amiga-irmã, meus familiares e meus amigos que estiveram ao meu lado durante a caminhada deste doutorado, me apoiando, me incentivando, me alegrando, me ajudando e sendo compreensíveis com minhas falhas e ausências.

Agradeço a todos os meus professores pela contribuição no meu desenvolvimento e aprendizado. Em especial ao professor Mauro, orientador deste trabalho, e ao professor Cid, coorientador, pelo auxílio e confiança no meu trabalho e também aos professores que aceitaram participar da minha banca examinadora.

Agradeço à CAPES pelo auxílio financeiro.

RESUMO

Síntese de redes de trocadores de calor (RTCs) é um tema de grande interesse industrial. Pode-se, em um processo industrial, aproveitar a energia existente nas próprias correntes de processo e, conseqüentemente, reduzir os gastos com utilidades. Considerações de operabilidade são importantes para o projeto de RTC devido às incertezas nas temperaturas e nas vazões das correntes, muito comum em processos reais. Desta forma, estudos foram realizados neste trabalho para atender, além do interesse econômico, aspectos de flexibilidade, controlabilidade e resiliência da RTC. Foi proposto um modelo de otimização formulado como um problema de programação não-linear mista inteira (PNLMI) com o objetivo de minimizar o custo total anualizado (CTA) para síntese de RTC com operação multiperiódica. O modelo permite que se realize um *trade-off* entre o custo operacional e o custo de capital e é aplicado separadamente para cada período de operação. Um procedimento algorítmico da literatura é utilizado para gerar a RTC final multiperiódica automaticamente. O modelo de PNLMI não considera a mistura isotérmica e o cálculo da diferença de temperaturas dos terminais de cada trocador de calor é realizado com as verdadeiras temperaturas de entrada e saída em cada equipamento de transferência de calor. Foi incluída uma restrição de igualdade no cálculo das diferenças de temperaturas nos terminais dos trocadores, garantindo que a diferença de temperatura calculada não seja relaxada, como em outros modelos existentes na literatura, que podem permitir o aumento da área do trocador, o que pode superestimar a área obtida. Além disso, uma restrição foi acrescentada para garantir que nenhuma área calculada seja menor do que 1 m^2 , de forma que o resultado obtido tenha aplicabilidade prática. Para a configuração do sistema de controle da RTC, utilizou-se o índice RGA (*Relative Gain Array* - matriz de ganho relativo) e o índice DC (*Disturbance Cost* - custo de perturbação). Exemplos foram empregados para verificar o desempenho dos procedimentos apresentados e resultados melhores do que os encontrados na literatura foram obtidos.

Palavras-chave: Redes de trocadores de calor, otimização, múltiplos períodos de operação, análise de controlabilidade, análise de resiliência.

ABSTRACT

Synthesis of heat exchanger network (HEN) is a subject of great industrial interest. In an industrial process it is possible to take advantage of the existing energy in its own process streams and consequently to reduce spending on utilities. Operability considerations are important for the HEN design due to the uncertainties in streams temperature and flow rates, which are very common in real operations. Thus, studies were performed in this work to meet, in addition to economic interests, flexibility, controllability and resiliency aspects of the HEN. It was proposed an optimization model formulated as a mixed integer nonlinear programming problem (MINLP) in order to minimize the total annualized cost (TAC) for synthesis of HEN with multi-period operation. The model allows performing a trade-off between investment and operating cost and it was applied separately for each period of operation. An algorithmic procedure is used to generate automatically the final multi-period HEN. The model MINLP does not consider the isothermal mixing. The temperature difference in both ends of each heat exchanger is calculated with true inlet and outlet temperatures in each heat transfer device. It was included an equality constraint in the calculation of temperature difference in both ends of each heat exchanger. It ensures that temperatures are exactly calculated and a relaxed constraint does not exist concerning these calculations, like in others models presented in the literature, which can overdesign the heat exchanger area. Besides, a constraint was created to ensure that no calculated area is lower than 1 m^2 in order that the achieved result has practical feasibility. For the configuration of the HEN control system, it was used the Relative Gain Array (RGA) and Disturbance Cost (DC) index. Examples were utilized to test the performance of the developed procedures and satisfactory and better results than those found in the literature were obtained.

Keywords: Multi-period heat exchanger networks, optimization, multiple periods of operation, controllability analysis, resiliency analysis.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Principais componentes de um processo industrial	1
Figura 2: RTCs para o Exemplo 1. (a) Período 1. (b) Período 2. (c) Período 3	26
Figura 3: <i>By-pass</i> para a corrente fria 1 no trocador (1,1,1) durante o Período 1. (a) Área calculada de 66,0 m ² . (b) Área atribuída de 113,3 m ²	28
Figura 4: Rede de tubulações para o Período 1 do Exemplo 1	29
Figura 5: Rede de tubulações para o Período 2 do Exemplo 1	30
Figura 6: Rede de tubulações para o Período 3 do Exemplo 1	31
Figura 7: Trocador de calor (1,1,1) calculado pelo trabalho de Jiang e Chang (2013)	33
Figura 8: Trocador de calor (2,2,2) calculado pelo trabalho de Jiang e Chang (2013)	33
Figura 9: RTCs para o Exemplo 2. (a) Período 1. (b) Período 2. (c) Período 3	35
Figura 10: RTCs para o Exemplo 3. (a) Condições nominais. (b) Período 1. (c) Período 2. (d) Período 3	40
Figura 11: RTC original para o Exemplo 4 (Seider <i>et al.</i> , 2009)	43
Figura 12: Sistema de controle para RTC original do Exemplo 4 (Seider <i>et al.</i> , 2009)	46
Figura 13: RTC modificada para o Exemplo 4 (Seider <i>et al.</i> , 2009)	47
Figura 14: Sistema de controle para a RTC modificada do Exemplo 4 (Seider <i>et al.</i> , 2009) ..	49
Figura 15: RTC para as condições nominais de operação do Exemplo 5	53
Figura 16: RTC para as condições nominais de operação modificada do Exemplo 5	56
Figura 17: RTC para o Período 1 do Exemplo 5	58
Figura 18: RTC para o Período 2 do Exemplo 5	60
Figura 19: RTC para o Período 3 do Exemplo 5	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Dados das correntes para o Exemplo 1.....	24
Tabela 2: RTCs para os Períodos 1, 2 e 3 do Exemplo 1	27
Tabela 3: Número de equipamentos, área e custos para o Exemplo 1	28
Tabela 4: Áreas atribuídas para o Exemplo 1.....	28
Tabela 5: Comparação da área total e custos para o Exemplo 1	31
Tabela 6: RTC de Jiang e Chang (2013) para o Período 2 do Exemplo 1.....	32
Tabela 7: Dados das correntes para o Exemplo 2.....	34
Tabela 8: Coeficientes de transferência de calor e dados de custo para o Exemplo 2	34
Tabela 9: RTCs para os Períodos 1, 2 e 3 do Exemplo 2	36
Tabela 10: Áreas atribuídas do Exemplo 2.....	37
Tabela 11: Comparação dos custos para o Exemplo 2	38
Tabela 12: Dados das correntes para o Exemplo 3.....	39
Tabela 13: RTCs para as condições nominais e Períodos 1, 2 e 3 do Exemplo 3.....	41
Tabela 14: Áreas atribuídas para o Exemplo 3.....	42
Tabela 15: Comparação do custo total anualizado para o Exemplo 3.....	42
Tabela 16: Modificações nas variáveis F2, F3 e Th3 e DC para a RTC original para o Exemplo 4.....	46
Tabela 17: Modificações nas variáveis F2, F3 e Th3 e DC para a RTC original de Seider <i>et al.</i> (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004)	47
Tabela 18: Modificações nas variáveis F2, F3 e ϕ e DC para RTC com fração de <i>by-pass</i> de $\phi = 0,1$ para o Exemplo 4.....	49
Tabela 19: Modificações nas variáveis F2, F3 e ϕ e DC para RTC com fração de <i>by-pass</i> de $\phi = 0,1$ de Seider <i>et al.</i> (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004).....	50

Tabela 20: Modificações nas variáveis F2, F3 e ϕ e DC para RTC com fração de <i>by-pass</i> de $\phi = 0,25$ para o Exemplo 4	51
Tabela 21: Modificações nas variáveis F2, F3 e ϕ e DC para RTC com fração de <i>by-pass</i> de $\phi = 0,25$ de Seider <i>et al.</i> (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004)	51
Tabela 22: <i>Trade-off</i> entre o índice máximo de DC e a área do trocador de calor para a RTC modificada do Exemplo 4.....	52
Tabela 23: <i>Trade-off</i> entre o índice máximo de DC e a área do trocador de calor para Seider <i>et al.</i> (2009) e para Lewin, Seider e Seader (2004).....	52
Tabela 24: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para as condições nominais de operação do Exemplo 5.....	55
Tabela 25: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para as condições nominais de operação modificada do Exemplo 5.....	57
Tabela 26: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para o Período 1 do Exemplo 5.....	59
Tabela 27: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para o Período 2 do Exemplo 5.....	62
Tabela 28: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para o Período 3 do Exemplo 5.....	64

NOMENCLATURA

<i>CC</i>	custo de capital
<i>CO</i>	custo operacional
<i>CU</i>	utilidade fria
<i>C&R</i>	controlabilidade e resiliência
<i>C1</i>	corrente fria 1
<i>C2</i>	corrente fria 2
<i>DC</i>	<i>disturbance cost</i> – custo de perturbação
<i>GA</i>	<i>Genetic Algorithms</i> (algoritmos genéticos)
<i>GAMS</i>	<i>General Algebraic Modelling System</i> (sistema de modelagem algébrico geral)
<i>HU</i>	utilidade quente
<i>H1</i>	corrente quente 1
<i>H2</i>	corrente quente 2
<i>IBMS</i>	<i>interval based MINLP superstructure</i> (superestrutura para PNLMI baseada em intervalos)
<i>MLDT</i>	média logarítmica das diferenças de temperaturas
<i>PL</i>	programação linear
<i>PLMI</i>	programação linear mista inteira
<i>PNL</i>	programação não-linear
<i>PNLMI</i>	programação não-linear mista inteira
$P\{0\}$	matriz de ganho do estado de equilíbrio relacionada com as variáveis manipuladas
$P_d\{0\}$	matriz de ganho do estado de equilíbrio relacionada com as variáveis de perturbação
$p_{ji}\{0\}$	termo da linha <i>jj</i> e coluna <i>ii</i> da matriz de ganho do estado de equilíbrio relacionada com as variáveis manipuladas
$pd_{ji}\{0\}$	termo da linha <i>jj</i> e coluna <i>ii</i> da matriz de ganho do estado de equilíbrio relacionada com as variáveis de perturbação
<i>RGA</i>	<i>relative gain array</i> – matriz de ganho relativo
<i>RTC</i>	rede de trocadores de calor
<i>SA</i>	<i>simulated annealing</i>

$u_1(t)$	signal de controle
z	estado de uma planta de processos
$\phi(t_1; x, 0)$	função de transição

Índices:

i	corrente quente
ii	coluna da matriz de ganho do estado de equilíbrio
j	corrente fria
jj	variável controlada
k	estágio da superestrutura
m	utilidade quente
n	utilidade fria
nn	perturbação negativa
p	período de operação
pp	perturbação positiva
u	equipamento de transferência de calor

Parâmetros:

a	coeficiente do custo fixo de capital do trocador de calor da equação do custo de capital [\$]
A	área do equipamento de transferência de calor [m ²]
b	coeficiente do custo variável de capital do trocador de calor da equação do custo de capital [\$/m ^{2c}]
c	expoente da área do trocador de calor da equação do custo de capital [adimensional]
C_m	custo da utilidade quente [\$/kW ano) ou \$(/kWh)]
C_n	custo da utilidade fria [\$/kW ano) ou \$(/kWh)]
Co_{ij}	coeficiente global de transferência de calor para o trocador (i,j) [kW/(m ² K)]
Co_u	coeficiente global de transferência de calor da corrente de processo no equipamento u [kW/(m ² K)]

$Co_{s_{m,j}}$	coeficiente global de transferência de calor para o aquecedor (m,j) [kW/(m ² K)]
$Co_{w_{i,n}}$	coeficiente global de transferência de calor para o resfriador (i,n) [kW/(m ² K)]
C_p	calor específico [J/(kg K)]
$EMAT$	limite mínimo para a diferença de temperaturas nos terminais dos trocadores [K ou °C]
F	vazão da corrente de processo [kg/s]
FC_j	capacidade térmica da corrente fria [kW/K]
FC_p	capacidade térmica da corrente de processo [kW/K]
Fh_i	capacidade térmica da corrente quente [kW/K]
GL	número de graus de liberdade [adimensional]
h	coeficiente individual de transferência de calor da corrente de processo [kW/(m ² K)]
hc_j	coeficiente individual de transferência de calor da corrente fria [kW/(m ² K)]
hh_i	coeficiente individual de transferência de calor da corrente quente [kW/(m ² K)]
hs_m	coeficiente individual de transferência de calor da utilidade quente [kW/(m ² K)]
hw_n	coeficiente individual de transferência de calor utilidade fria [kW/(m ² K)]
K_3	aumento da área em relação a fração de <i>by-pass</i> ϕ [adimensional]
mmt	limite superior para diferença de temperatura [K ou °C]
N	número total de períodos de operação [adimensional]
NOK	número total de estágios na superestrutura [adimensional]
r	fator de anualização [ano ⁻¹]
t	tempo [s]
T_c	temperatura da corrente fria de processo [K]
T_{cin_j}	temperatura de entrada da corrente fria [K ou °C]
T_{cout_j}	temperatura de saída da corrente fria [K ou °C]
T_h	temperatura da corrente quente de processo [K]
$Thin_i$	temperatura de entrada da corrente quente [K ou °C]
$Thout_i$	temperatura de saída da corrente quente [K ou °C]

T_{in}	temperatura de entrada da corrente de processo [K ou °C]
T_{out}	temperatura de saída da corrente de processo [K ou °C]
T_{sin_m}	temperatura de entrada da utilidade quente [K ou °C]
T_{sout_m}	temperatura de saída da utilidade quente [K ou °C]
T_{win_n}	temperatura de entrada da utilidade fria [K ou °C]
T_{wout_n}	temperatura de saída da utilidade fria [K ou °C]
$y_{n,i,j}$	valor da variável controlada com perturbação negativa [K]
$y_{p,i,j}$	valor da variável controlada com perturbação positiva [K]
ϕ	fração de vazão do <i>by-pass</i> [adimensional]
Δd	pequenas perturbações nas variáveis de perturbação [adimensional]
Δd_{ii}^{max}	perturbação máxima de uma variável de perturbação [K ou %]
Δu	pequenas perturbações nas variáveis manipuladas [adimensional]
Δu_{ii}^{max}	valor nominal de uma variável manipulada [kg/s ou adimensional]

Variáveis binárias:

$y_{i,j,k}$	indica a existência do trocador de calor (i,j) no estágio k
$y_{S_{m,j}}$	indica a existência do aquecedor (m,j)
$y_{W_{i,n}}$	indica a existência do resfriador (i,n)

Variáveis reais:

$Area$	área do trocador de calor, aquecedor ou resfriador [m ²]
$area_{i,j,k}$	área do trocador de calor (i,j) no estágio k [m ²]
$Area_{i,j,k}$	área do trocador de calor, aquecedor ou resfriador no estágio k [m ²]
$areas_{m,j}$	área do aquecedor (m,j) [m ²]
$areaw_{i,n}$	área do resfriador (i,n) [m ²]
As	área atribuída [m ²]
CTA	custo total anualizado [\$]
$Custo$	custo de capital da RTC [\$]
d	variáveis de perturbação [kg/s ou K]
$d_{tc_{i,j,k}}$	diferença de temperatura no terminal frio do trocador (i,j) no intervalo k [K ou °C]

$dth_{i,j,k}$	diferença de temperatura no terminal quente do trocador (i,j) no intervalo k [K ou °C]
$dts_{m,j}$	diferença de temperatura no terminal frio do aquecedor (m,j) [K ou °C]
$dtw_{i,n}$	diferença de temperatura do terminal quente do resfriador (i,n) [K ou °C]
Q	calor trocado no equipamento [kW]
$q_{i,j,k}$	calor trocado entre correntes de processo (i,j) no estágio k [kW]
$qs_{m,j}$	calor trocado entre utilidade quente m e corrente fria j [kW]
$qw_{i,n}$	calor trocado entre utilidade fria n e corrente quente i [kW]
$rc_{i,j,k}$	fração da corrente j no trocador de calor (i,j) no estágio k devido a divisão de corrente [adimensional]
$rh_{i,j,k}$	fração da corrente i no trocador de calor (i,j) no estágio k devido a divisão de corrente [adimensional]
$tc_{j,k}$	temperatura da corrente fria j no intervalo k [K ou °C]
$tcs_{i,j,k}$	temperatura de saída da corrente fria j no trocador de calor (i,j) no estágio k [K ou °C]
$th_{i,k}$	temperatura da corrente quente i no intervalo k [K ou °C]
$ths_{i,j,k}$	temperatura de saída da corrente quente i no trocador de calor (i,j) no estágio k [K ou °C]
uu	variáveis manipuladas [kg/s ou adimensional]
x	variáveis de estado [K ou kg/s ou adimensional ou kW ou MW]
xx	variável independente utilizada na definição de diferenças finitas [adimensional]
y	variáveis controladas [K]
w	variável dependente utilizada na definição de diferenças finitas [adimensional]

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	OBJETIVOS DA PESQUISA.....	5
1.2	ESTRUTURA DA TESE.....	6
2	REVISÃO DA LITERATURA	7
3	DESENVOLVIMENTO.....	15
3.1	OTIMIZAÇÃO	15
3.2	ANÁLISE DE C&R.....	21
4	ESTUDOS DE CASO.....	24
4.1	EXEMPLO 1	24
4.2	EXEMPLO 2.....	33
4.3	EXEMPLO 3.....	38
4.4	EXEMPLO 4.....	42
4.4.1	RTC original	43
4.4.2	RTC modificada (com <i>by-pass</i>)	47
4.5	EXEMPLO 5.....	52
4.5.1	RTC para as condições nominais de operação	53
4.5.2	RTC para o Período 1	58
4.5.3	RTC para o Período 2	60
4.5.4	RTC para o Período 3	62
5	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	65
5.1	CONTRIBUIÇÕES DO TRABALHO	65
5.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	67
	REFERÊNCIAS	68
	APÊNDICE	72
	APÊNDICE A. PUBLICAÇÕES E PRODUÇÕES TÉCNICAS REALIZADAS	72

1 INTRODUÇÃO

O processo industrial, como mostrado na Figura 1, consiste de três principais componentes interativos: o processo industrial propriamente dito, o sistema de utilidades e o sistema de recuperação de energia. As utilidades quente e fria são utilizadas com o objetivo de aquecer ou resfriar uma corrente, como o vapor e a água de resfriamento. O sistema de recuperação de energia é constituído de trocadores de calor que são equipamentos de troca térmica entre as correntes de processo e/ou correntes de processo e utilidades.

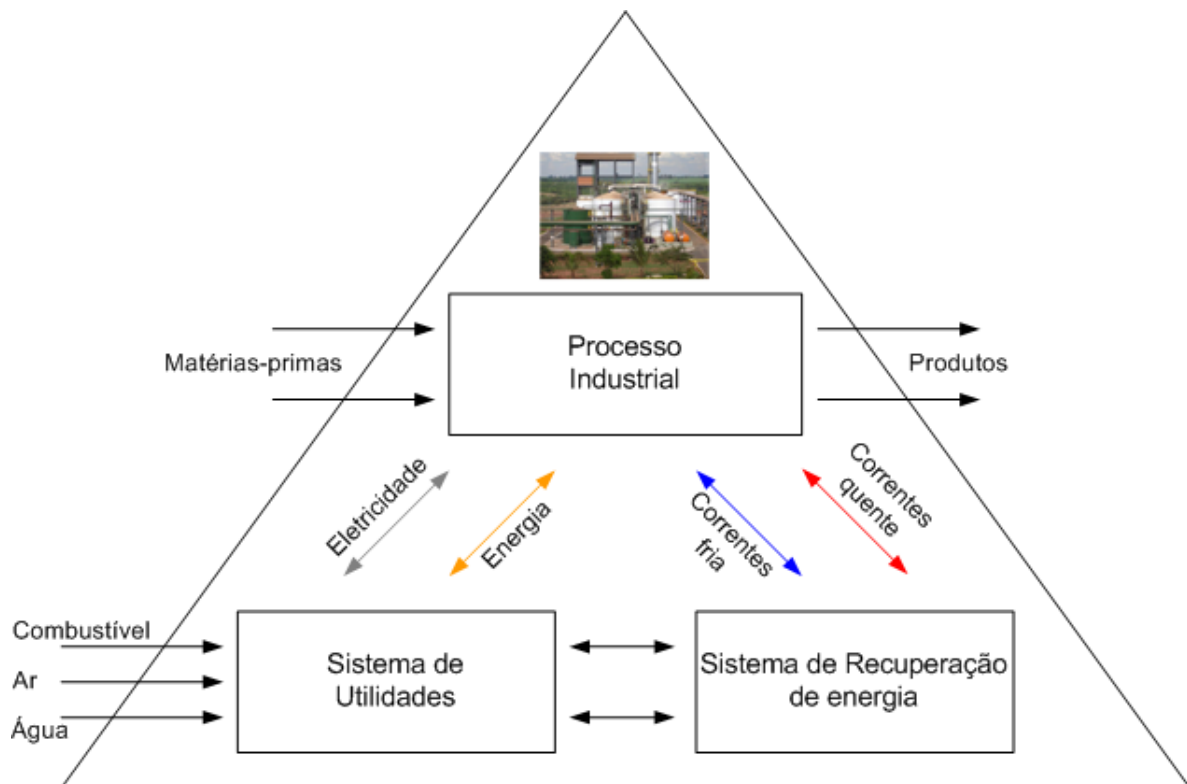


Figura 1: Principais componentes de um processo industrial

Para satisfazer as condições operacionais, alguns fluidos que são transportados de um equipamento a outro possuem a necessidade de serem aquecidos ou resfriados. Esses fluidos são conhecidos por correntes de processo fria e quente, respectivamente. O aumento ou a redução de temperatura das correntes é realizado por meio de uma rede de trocadores de calor (RTC). A síntese dessa rede é de grande interesse industrial porque possibilita a redução dos gastos com utilidades. Essa síntese consiste em arranjar os trocadores e as correntes de processo que trocarão calor nos equipamentos de transferência de calor, configurando a rede

de maneira factível, levando em consideração a energia necessária de cada corrente e as restrições termodinâmicas.

Além de implicar nos custos, o consumo de utilidades pode também gerar efluentes que necessitam de tratamento. Portanto, o uso excessivo de utilidades quente e fria deve ser evitado a fim de aliviar os custos operacionais e ambientais. Uma maneira de alcançar esse objetivo é recuperar a energia do próprio processo, utilizando trocadores de calor. No entanto, um maior número de trocadores de calor significa um aumento no custo de capital. Com a finalidade de minimizar o custo total anualizado (CTA), um *trade-off* entre consumo de utilidades e custo de capital precisa ser encontrado. A tarefa de escolher quais correntes de processo devem ser combinadas para cumprir a meta especificada não é trivial. Muitas formulações de problemas que abordam essa questão têm sido descritas na literatura.

Entre os métodos usados para síntese de RTCs, a análise *Pinch*, a qual utiliza conceitos termodinâmicos e regras heurísticas, é provavelmente a mais popular. Técnicas de programação matemática são também frequentemente usadas e são geralmente colocadas como problemas de programação não-linear mista inteira (PNLMI), os quais são resolvidos de maneira simultânea. Alternativamente, métodos de otimização baseados em algoritmos naturais, tais como a otimização por enxame de partículas e algoritmos genéticos, também podem ser usados para resolver o problema de PNLMI. Esses algoritmos podem evitar que a solução alcance ótimos locais e podem atingir valores próximos do ótimo, porém não existe nenhuma prova eficaz de convergência para um ótimo global. Finalmente, é possível combinar dois ou mais destes métodos, dando origem a técnicas híbridas.

O problema da síntese de RTC pode ser subdividido em subproblemas independentes, que são resolvidos sequencialmente de modo que a solução do problema anterior serve como entrada para o próximo. Este procedimento é usado, por exemplo, para resolver problemas de programação linear (PL) e programação linear mista inteira (PLMI) a fim de obter o custo mínimo de utilidades e o mínimo número de unidades de troca térmica. Para calcular o custo de capital, é acrescentado um problema de programação não-linear (PNL). Esta decomposição é conveniente quando o problema de PNLMI é altamente não convexo e não-linear. As dificuldades computacionais geralmente não são grandes, porém quando o problema não é convexo, a solução pode ficar presa em um ótimo local. Por sua vez, um método simultâneo permite que a RTC seja obtida de maneira direta, sem a decomposição do problema, otimizando simultaneamente todas as variáveis presentes no modelo. A desvantagem de alcançar ótimos locais ainda existe. No entanto, os resultados são geralmente melhores do que os obtidos por meio dos métodos sequenciais, porque todas as variáveis são otimizadas ao

mesmo tempo. Isto ocorre porque uma solução não ótima encontrada em uma etapa do procedimento sequencial será usada como entrada na etapa seguinte, fazendo com que o ótimo global não seja encontrado.

Os processos químicos, no entanto, podem ser multiperiódicos, devido às mudanças nas condições de operação ou na formulação dos produtos, o que implica em variações nas temperaturas de entrada e saída, capacidades térmicas ou vazões. A RTC deve ser robusta a fim de ser capaz de se adaptar às operações multiperiódicas. Caso a rede seja projetada para um único período de operação, pode aumentar o custo operacional ou tornar o processo inviável. Assim, uma RTC flexível consiste em um conjunto de equipamentos de troca térmica sujeito a incertezas, como variações nas temperaturas de entrada e saída e nas vazões das correntes, descritas de maneira geral por limites inferiores e superiores para cada parâmetro incerto.

Rede multiperiódica é uma rede flexível sujeita a incertezas, de maneira que essas incertezas sejam postuladas em um conjunto finito de períodos. Assim, o problema da síntese da RTC multiperiódica pode ser formulado da seguinte maneira: a partir de um conjunto de correntes quentes que precisam ser resfriadas e de um conjunto de correntes frias que precisam ser aquecidas, ambas com temperaturas de entrada e de saída especificadas nos N períodos de operação, a partir das capacidades térmicas e dos coeficientes de transferência de calor das correntes também nos N períodos de operação, e a partir das utilidades disponíveis, dos seus custos e das suas variações de temperatura, deve-se sintetizar uma configuração da RTC que permaneça viável para o conjunto finito de N períodos de operação e que proporcione um custo mínimo de investimento e operacional anualizado.

Os procedimentos para a síntese de RTC multiperiódica são complexos para serem desenvolvidos. Contudo, entre os métodos usados para síntese de RTCs multiperiódicas, a programação matemática ocupa atualmente um lugar de destaque em função do aumento da capacidade de processamento dos computadores. Além disso, essas técnicas possibilitam que a integração de energia em ambientes que apresentam variações nas condições de operação seja formulada de maneira sistemática, por meio de um problema de otimização, possibilitando considerar critérios de segurança e preferências do projetista. Alguns exemplos de restrições são a proibição de troca de calor entre duas correntes por razões de segurança ou distância (que pode exigir tubulação adicional e válvulas auxiliares) e os limites no tamanho (área) dos trocadores de calor para que o mesmo não seja inviável de ser construído.

Além do interesse econômico e da preocupação com RTCs multiperiódicas, outros aspectos relacionados à operação de um processo precisam ser analisados. Controlabilidade,

resiliência, flexibilidade, segurança, confiabilidade e partidas e paradas da planta são alguns deles. O termo operabilidade inclui todos esses aspectos e, neste trabalho, sua dimensão está limitada na análise de controlabilidade e resiliência (C&R) da RTC em estado estacionário. Enquanto a flexibilidade está relacionada com propriedades para alcançar o estado estacionário, a controlabilidade está preocupada com respostas de curto prazo. Assim, o objetivo principal de um sistema de controle em uma RTC é manter, da melhor maneira possível, a temperatura de saída das correntes nos valores preestabelecidos ou, até mesmo, controlar as temperaturas de saída das correntes que não apresentam uma meta específica.

Segundo Glemmestad, Skogestad e Gundersen (1997), o esforço para projetar uma RTC flexível e controlável envolve três estágios: Projeto nominal: sintetizar uma ou mais redes para os dados nominais das correntes em relação ao custo de capital e operacional; Flexibilidade e controlabilidade: analisar as redes em relação à flexibilidade e à controlabilidade e introduzir, quando necessário, modificações como o aumento da área de troca térmica; Operação: desenvolver um sistema de controle para operar a RTC de forma apropriada, envolvendo a seleção da estrutura de controle. Esses estágios são realizados sequencialmente. Porém, quando a rede proposta não apresenta a relação desejada entre o custo e o desempenho operacional, é possível rejeitar a rede, voltar ao estágio anterior e acrescentar critérios que satisfaçam o objetivo para encontrar alternativas. Caso um sistema de controle não possa ser implementado, deve-se reprojeter a rede.

Para um sistema de controle, as variáveis são classificadas como variáveis controladas, variáveis manipuladas e variáveis de perturbação, dependendo das posições que se encontram no processo. O controle do processo pode ser alcançado por meio de entradas manipuladas que podem ser: controle das vazões das utilidades; implantação de frações de *by-pass* (desvio); aplicação de frações de divisores de correntes; controle das vazões nas entradas das correntes de processo; implantação de áreas extras em trocadores de calor; e controle da vazão de reciclo, que é utilizada, por exemplo, para redução das incrustações de trocadores por meio do aumento das vazões das correntes.

Em um sistema de controle centralizado, todas as variáveis são controladas por um controlador centralizado. Caso esse controlador principal falhe, o processo para por completo. No entanto, em um sistema de controle descentralizado, cada variável controlada deve ser emparelhada com uma variável manipulada, a fim de eliminar a perturbação ocasionada no sistema pelo ambiente externo. Esse emparelhamento resulta em uma malha de controle e o conjunto das malhas constitui a estrutura de controle. O controle descentralizado, o qual foi utilizado para controlar a RTC neste trabalho, é bastante usado na indústria e quando

comparado com estruturas centralizadas é mais simples e mais fácil para manutenção e operação (ESCOBAR; TRIERWEILER; GROSSMANN, 2013).

A controlabilidade pode ser definida de duas maneiras: controlabilidade de estado e controlabilidade de processos. A controlabilidade de estado foi introduzida por Kalman (1959), que definiu que um estado z de uma planta de processos linear, estacionária e com uma única entrada pode ser dito controlável se existe um sinal de controle $u_1(t)$ definido sob um intervalo finito $0 \leq t \leq t_1$ tal que a função de transição seja zero ($\phi(t_1; x, 0) = 0$). A planta é dita ser completamente controlável se todos os estados são controláveis. A controlabilidade de processos, também conhecida como controlabilidade de entrada e saída, foi definida por Skogestad e Postlethwaite (2005) como a capacidade de manter as saídas ($y(t)$ - variáveis controladas) de um processo dentro de limites especificados do valor de referência (*setpoint*), apesar das perturbações (d), por meio de variáveis manipuladas (uu). Assim, a controlabilidade de processos independe do controlador utilizado no processo e pode ser afetada por alterações na etapa de projeto do processo. De acordo com Bristol (1996), uma das maneiras de avaliar a controlabilidade de processos é utilizar a RGA (*Relative Gain Array* – matriz de ganho relativo), que é um índice de controlabilidade do sistema em estado estacionário.

A resiliência, para Morari (1983), descreve a capacidade que um processo possui de se mover de uma condição de operação para outra e de lidar com as perturbações externas. Ela mensura o grau de manutenção das saídas de processos multivariáveis nos seus setpoints. De acordo com Lewin (1996), um dos métodos de medida da resiliência é o DC (*Disturbance Cost* – custo de perturbação). Este índice indica o tempo de estabilização para rejeitar as perturbações e as limitações devido às restrições dos atuadores.

Deste modo, esta tese é motivada basicamente por duas razões: (i) pela possibilidade de desenvolver o problema de síntese de RTC multiperiódica utilizando programação matemática; (ii) pela necessidade de analisar aspectos de operabilidade de RTC, além dos aspectos econômicos, durante a etapa de projeto.

1.1 OBJETIVOS DA PESQUISA

O objetivo geral da presente pesquisa foi desenvolver um modelo de otimização, formulado em programação matemática, para a síntese de RTCs multiperiódicas e avaliar aspectos de operabilidade de RTCs. Os objetivos específicos do trabalho foram:

- I. Desenvolver um modelo de programação matemática para síntese de RTC multiperiódica, minimizando o custo total anualizado separadamente para cada período de operação e utilizar um procedimento proposto na literatura para gerar a RTC multiperiódica final, considerando que as capacidades térmicas e as temperaturas das correntes podem variar em um número finito de períodos.
- II. Analisar a controlabilidade e a resiliência de RTCs, utilizando os índices RGA e DC.

1.2 ESTRUTURA DA TESE

Além deste capítulo em que foi introduzido o tema do trabalho, bem como seus principais objetivos e motivações, o presente documento conta ainda com outros quatro capítulos. O Capítulo 2 evidencia a revisão da literatura, considerando trabalhos que abordam a síntese de RTCs flexíveis, além de trabalhos que abordam controlabilidade e resiliência. O Capítulo 3 apresenta um modelo matemático desenvolvido para síntese de RTC para operação multiperiódica, em que o custo total anualizado é minimizado para cada período de operação separadamente e indica um procedimento proposto na literatura para gerar a RTC multiperiódica final. Também no Capítulo 3, é exibido um procedimento detalhado para avaliar a controlabilidade e a resiliência no estado estacionário de um processo. O Capítulo 4 descreve os resultados obtidos dos casos estudados e a comparação com resultados apresentados na literatura. No Capítulo 5 são exibidas as conclusões gerais do modelo de programação matemática para a síntese de RTCs multiperiódicas e da análise de controlabilidade e resiliência, desenvolvidos nesta tese, assim como, as sugestões para trabalhos futuros. Por fim, são apresentadas as referências utilizadas para elaboração do trabalho e no Apêndice A são expostas as publicações científicas e produções técnicas realizadas ao longo do desenvolvimento desta tese.

2 REVISÃO DA LITERATURA

Nos estudos publicados recentemente, a síntese de RTC é geralmente tratada com um problema de otimização para a minimização do CTA que é resolvido utilizando-se programação matemática. No entanto, os trabalhos pioneiros sobre RTCs multiperiódicas foram publicados por Linnhoff e colaboradores e baseados na análise *Pinch* devido à importância desse tópico para as indústrias. Linnhoff e Kotjabasakis (1986) introduziram o conceito de *Downstream Paths* a fim de identificar o efeito de uma perturbação em uma variável controlada, além de sugerirem um procedimento simultâneo do projeto do caso base. Uma metodologia para sintetizar uma RTC flexível foi proposta por Kotjabasakis e Linnhoff (1986), na qual “Tabelas de Sensibilidade” são usadas para alcançar um *trade-off* entre energia, custo de capital e flexibilidade, a fim de modificar um caso base, formulado com análise *Pinch* para um período.

Os conceitos de *Downstream Paths* e “Tabelas de Sensibilidade” foram usados por Kotjabasakis (1988) para sintetizar RTCs multiperiódicas. O autor aplicou essas técnicas em vários estudos de casos de escala industrial, abrangendo diversos tipos de problemas, como desativação do catalisador. Também apresentou uma estratégia para síntese de RTCs submetidas a incrustações, identificando possíveis economias no processo. Ravagnani e Módenes (1996) também usaram o conceito de *Downstream Paths* para sintetizar RTCs multiperiódicas, realizando adaptações no algoritmo da RTC do caso base, com a finalidade de obter menores custos globais. O caso base foi sintetizado utilizando análise *Pinch*.

O primeiro estudo reportado de síntese de RTCs flexíveis usando programação matemática foi o de Floudas e Grossmann (1986), o qual considerou variações pré-especificadas nas vazões e nas temperaturas de entrada e saída em finitos períodos. Os autores propuseram um procedimento sequencial usando dois critérios: mínimo custo de utilidades para cada período e mínimo número de unidades de troca de calor. O primeiro critério foi alcançado com uma extensão do modelo de PL de Papoulias e Grossmann (1983), resolvido separadamente para cada período de operação. Para o segundo critério, uma versão multiperiódica do modelo de PLMI de Papoulias e Grossmann (1983) foi usada, considerando as variações no ponto *Pinch* e nas demandas de utilidades em cada período. A estrutura final da RTC foi derivada manualmente para cada sub-rede, usando as informações dos pares de

correntes e da quantidade de calor trocado em cada par obtidas na solução do problema de PLMI.

No ano seguinte, Floudas e Grossmann (1987a) apresentaram uma versão melhorada da abordagem apresentada pelos mesmos autores em 1986, gerando automaticamente a configuração da RTC multiperiódica, utilizando, na terceira etapa o modelo de PNL de Floudas, Ciric e Grossmann (1986). Uma superestrutura foi proposta, incluindo várias alternativas possíveis (arranjos em série e/ou paralelo, divisão de correntes e desvios de correntes) para um conjunto de trocas preestabelecidas para os diferentes períodos. Além disso, os autores também apresentaram uma representação gráfica com a finalidade de reduzir o problema de PNL, considerando as mudanças no ponto *Pinch*, identificado quando o problema de PL foi resolvido separadamente para cada período de operação. No mesmo ano, Floudas e Grossmann (1987b) apresentaram um procedimento sistemático para a síntese de RTC com variações específicas de parâmetros incertos, decomposto em dois estágios. Análises de flexibilidade são realizadas para testar a viabilidade de operação do projeto.

Cerdá *et al.* (1990) aplicaram a PLMI em uma versão nova da cascata de energia com o objetivo de recuperação de calor, levando em conta as correntes de processo transiente e permanente. A cascata assume um ponto *Pinch* contínuo e estabelece metas para a recuperação de calor, bem como as principais temperaturas *Pinch*, limitando trocas de calor e dividindo o problema em partes com uma RTC sintetizada para cada parte. Cerdá e Galli (1990) adicionaram mais características no modelo de Cerdá *et al.* (1990) com o objetivo de resolver problemas não-convexos, considerando grandes perturbações nas temperaturas. Com essas novas características, foi possível identificar o *Pinch-jump* e avaliar as temperaturas intermediárias nas quais a descontinuidade aparece. Por sua vez, o modelo de Cerdá e Galli (1990) foi usado por Galli e Cerdá (1991) para uma aproximação algorítmica sequencial em quatro etapas para a síntese de RTCs flexíveis.

Papalexandri e Pistikopoulos (1993, 1994) também estudaram a síntese de RTCs flexíveis e desenvolveram um modelo de PNLMI eficiente para este propósito. A síntese de uma rede flexível de equipamentos de transferência de massa foi também descrita por Papalexandri e Pistikopoulos (1994), a fim de lidar com variações nas temperaturas, composições e vazões das correntes de processo.

Aguilera e Nasini (1995) apresentaram um modelo de PLMI para testar a flexibilidade da RTC. No entanto, o modelo somente considerou os casos com variações nas capacidades térmicas das correntes. As variações nas temperaturas não foram consideradas. Um método para otimização em tempo real e para o estudo da controlabilidade de RTC foi proposto por

Aguilera e Marchetti (1998), utilizando um modelo de PL ou um modelo de PNL, dependendo se os divisores de correntes são ou não usados como variáveis manipuladas.

No início dos anos 2000, Aaltola (2002) introduziu um modelo simultâneo de otimização utilizando programação matemática para a solução do problema, com o propósito de gerar uma RTC flexível em uma única etapa. O modelo combinou um modelo multiperiférico de PNLMI e algoritmos para otimizar o custo total global. A superestrutura usada foi baseada na proposta de Yee e Grossmann (1990) para condições fixas de operação, considerando um *trade-off* entre energia e área de transferência de calor, uma vez que o modelo de PNLMI otimiza simultaneamente os custos de utilidades, o número de unidades de trocadores de calor e a seleção dos pares. A superestrutura de Yee e Grossmann (1990), introduzida primeiramente por Yee, Grossmann e Kravanja (1990), foi baseada na representação por estágios, divididos por temperaturas. Em cada estágio, existe a possibilidade de troca de calor entre todas as correntes quentes e todas as correntes frias. Não permitem *by-passes*. A mistura isotérmica foi assumida para cada corrente que apresentasse divisões, simplificando o espaço factível, pois, assim, o mesmo fica delimitado por restrições lineares. Yee e Grossmann (1990) não assumiram um valor fixo para a temperatura mínima de aproximação, a qual foi tratada como uma das variáveis de otimização e o problema não foi dividido em partes a partir do ponto *Pinch*. Este modelo mais simplificado (quando comparado, por exemplo, com a superestrutura de Floudas e Grossmann (1987a)) explica a preferência pelo uso desta superestrutura nas abordagens simultâneas para síntese de RTCs. As áreas médias dos equipamentos em diferentes períodos foram consideradas por Aaltola (2002) na função objetivo e os algoritmos adjacentes usam um modelo de PNL/PL para minimizar os custos de utilidades.

Konukman, Çamurdan e Akman (2002) também propuseram um modelo de otimização simultâneo para a síntese de uma RTC flexível. O modelo usou uma formulação simultânea de PLMI não-iterativa em uma superestrutura para gerar uma RTC com demanda mínima de utilidades e flexibilidade operacional desejada.

Chen, Kuo e Hung (2005) melhoraram a metodologia proposta por Chen e Hung (2004), omitindo a hipótese de mistura isotérmica nas unidades de troca de calor e incluindo a área dos equipamentos no estudo de flexibilidade. O modelo propôs otimização simultânea da RTC, permitindo perturbações predefinidas nas temperaturas e nas vazões das correntes. O problema foi decomposto em etapas, considerando a síntese de uma RTC candidata, testes de flexibilidade na RTC e o uso de cortes inteiros para eliminar configurações de RTCs indesejáveis.

Alguns anos depois do trabalho de Aaltola (2002), Verheyen e Zhang (2006) modificaram o modelo de Aaltola (2002) para sintetizar uma RTC multiperiódica, cuja CTA é calculada utilizando, para cada equipamento, a área de troca de calor máxima entre todos os períodos. Verheyen e Zhang (2006) também consideraram a superestrutura de Yee e Grossmann (1990), mas considerando mistura não isotérmica. Além disso, os autores apresentaram um estudo comparativo crítico dos métodos de síntese de RTCs existentes.

PNLMI também foi usada por Chen e Hung (2007), em uma extensão do trabalho apresentado pelos mesmos autores em 2004. Chen e Hung (2007) desenvolveram uma estratégia decomposta em três etapas iterativas, considerando perturbações conhecidas nas temperaturas e vazões para síntese de RTCs flexíveis. Para síntese de rede de transferência de massa, os autores consideraram perturbações conhecidas nas composições de entrada das correntes de processo e, em vez de utilizar teste de flexibilidade, aplicaram muitas simulações com as condições de entrada, variando aleatoriamente dentro da faixa operacional possível.

Uma superestrutura diferente, dividida em intervalos de temperatura e chamada IBMS (*Interval Based MINLP Superstructure*), foi usada por Isafiade e Fraser (2010) para síntese de RTCs multiperiódicas. Esta superestrutura, proposta por Isafiade e Fraser (2008), considerou os intervalos com base nas temperaturas de entrada e saída de cada corrente quente, o que evita a necessidade de equações de mistura não linear. Neste esquema, as correntes quentes participam nos intervalos baseadas em suas temperaturas de entrada e saída, enquanto que as correntes frias estão presentes em todos os intervalos. A proposta de Verheyen e Zhang (2006) para usar a área máxima para cada período foi incluída na função objetivo para garantir que o mesmo par de correntes entre duas correntes que trocam calor em dois ou mais períodos distintos pode ser fixado para todos os períodos.

El-Temtamy e Gabr (2012) aplicaram o modelo de PLMI de Floudas e Grossmann (1986) para a síntese de RTCs flexíveis usando diferentes interações executadas aleatoriamente para produzir redes alternativas. Os autores salientaram que devido a atual situação econômica mundial com o aumento do preço da energia, abordagens simultâneas para a síntese de RTCs flexíveis pode resultar em RTCs flexíveis ótimas para um curto período de tempo, justificando o retorno para procedimentos sequenciais. Assim, eles abordaram que a RTC deve permanecer flexível para garantir que as demandas de energia em cada período de operação sejam minimizadas.

A restrição de usar o mesmo par de correntes entre duas correntes em cada equipamento não foi adotada por Jiang e Chang (2013), pelo contrário, no esquema dos autores, um equipamento pode ser utilizado por diferentes pares de correntes em diferentes

períodos de operação. Jiang e Chang (2013) introduziram um procedimento diferente para a síntese de RTCs flexíveis multiperíodicas com partilha do tempo (*timesharing*), com a finalidade de corrigir alguns inconvenientes de trabalhos anteriormente publicados, como assumir durações fixas dos períodos, que não é necessariamente verdade em operações reais. A abordagem proposta, além de não depender de durações fixas dos diferentes períodos, também evita áreas excessivas de troca de calor durante períodos com demandas de calor muito pequenas e diminui a complexidade dos modelos simultâneos de otimização. Os autores utilizaram um modelo de PNLMI para encontrar a rede ótima para cada período separadamente. A RTC multiperíodica é projetada com a estratégia de partilha de tempo, integrando todas as redes de modo a reduzir o custo de capital e manter as demandas de utilidades em níveis mínimos em cada período. Embora os autores tenham abordado que trabalhariam com a versão não isotérmica do modelo de Yee e Grossmann (1990) para a síntese da RTC para cada período, eles não implementaram adequadamente o modelo no trabalho deles, uma vez que alguns trocadores de calor violam a Segunda Lei da Termodinâmica ou apresentam áreas calculadas erradamente.

Mais recentemente, dois trabalhos utilizaram uma abordagem com duas etapas para síntese de RTCs capazes de operar em diferentes condições. No primeiro caso, Li *et al.* (2014) usou um método de matriz de direção para fornecer flexibilidade e garantir que a RTC satisfaça os critérios operacionais críticos. Na primeira etapa, a estrutura da RTC foi sintetizada com um método iterativo usando um teste de flexibilidade, semelhante ao de Chen e Hung (2004). Na segunda etapa, a área de transferência de calor foi otimizada, levando em consideração sua influência no CTA e no índice de flexibilidade. No segundo caso, Isafiade *et al.* (2015) apresentaram uma versão modificada da superestrutura de Yee e Grossmann (1990) para a síntese de RTC com múltiplos períodos de operação e com múltiplas utilidades. A hipótese de mistura isotérmica foi mantida e nenhuma configuração em série de correntes divididas em um estágio é permitida. A técnica proposta consistiu de uma abordagem sequencial em duas etapas e um conjunto de modelos de PNLMI. Os autores demonstraram a importância de restringir as utilidades para os estágios de utilidades no modelo da superestrutura.

O estudo mais recente que adotou uma abordagem sequencial para síntese de RTC flexível foi apresentado por Mian *et al.* (2016). Estes autores propuseram uma abordagem sequencial para a síntese de RTC com sistemas de múltiplos períodos de operação e utilidades. O método proposto adotou uma integração de utilidade multiperíodica e um modelo de escalonamento bem como uma formulação modificada para o problema de PLMI

multiperiódico do número mínimo de unidades de Floudas e Grossmann (1986). O problema de PNL multiperiódico para a minimização do investimento da rede proposto por Floudas e Grossmann (1987a) é resolvido usando um algoritmo híbrido PGS-COM (*Particle Generating Set-Complex*) sem derivadas, utilizado em problemas de caixa-preta. A superestrutura adotada pelos autores considera configurações em série e em paralelo para a topologia da RTC.

Os métodos de otimização não determinísticos têm sido também usados para a síntese de RTCs flexíveis ou multiperiódicas. Ma *et al.* (2008) desenvolveram um modelo de duas etapas para síntese de múltiplas correntes de RTC (MSHEN – *multi-stream heat exchanger networks*) para operações multiperiódicas. Na primeira etapa, uma primeira versão da MSHEN multiperiódica é sintetizada pelo diagrama de temperatura-entalpia. Na segunda etapa a MSHEN ótima obtida na primeira etapa é melhorada, usando a mesma estrutura. Cada área do trocador de calor é otimizada considerando a operação multiperiódica, a fim de reduzir o custo da MSHEN. O CTA é calculado usando algoritmos genéticos (GA - *genetic algorithms*) ou *simulated annealing* (SA).

Ahmad *et al.* (2012) apresentaram um estudo de caso considerando o processo de hidrotratamento em refinarias de petróleo, em que a temperatura do reator é aumentada para compensar a desativação do catalisador. Os autores propuseram uma metodologia de otimização utilizando o SA para a síntese de RTCs multiperiódicas. Divisões de corrente, misturadores, *by-passes* e múltiplos pares entre pares de correntes foram considerados na superestrutura da RTC. A estratégia apresentada pelos autores não utiliza o método de decomposição; pelo contrário, realiza um *trade-off* entre o custo de energia, o número de unidades de troca térmica e o custo da área.

Yi *et al.* (2013) apresentaram uma metodologia para otimizar a síntese de RTCs flexíveis e a confiabilidade do sistema simultaneamente por meio de GA/SA. Para determinar a confiabilidade da RTC, probabilidade da rede funcionar normalmente, os autores analisaram as conexões dos trocadores de calor e os subsistemas independentes na RTC por meio da matriz de conexão sequencial. O número máximo de trocadores de calor na RTC é usado nesta análise. Se uma RTC não atender a confiabilidade do sistema, alguns trocadores de calor são removidos e a confiabilidade do sistema é recalculada. Após este processo, as áreas dos equipamentos de troca de calor são otimizados usando, em seguida, GA/SA. Assim, a configuração favorável da rede, que considera tanto o critério de custo quanto o critério da confiabilidade do sistema, é localizada.

Além de RTCs flexíveis, também é necessário RTCs controláveis, portanto Escobar, Trierweiler e Grossmann (2013) desenvolveram um procedimento computacional para a

síntese de uma RTC flexível e controlável. A síntese de RTCs flexíveis foi baseada em uma estratégia com duas etapas. As variáveis de projeto (a existência e a dimensão dos equipamentos) são selecionadas na primeira etapa por meio de um problema de PNLMI e, na segunda, as variáveis de controle (graus de liberdades adicionais) são ajustadas de acordo com parâmetros incertos, utilizando a análise de flexibilidade. O sistema de controle é selecionado resolvendo um problema de PLMI, baseado na minimização de métricas de controlabilidade, garantindo que as temperaturas de saída são mantidas em suas respectivas referências, por meio de controladores do tipo proporcional integral.

Seider *et al.* (2009) apresentaram o impacto das decisões do projeto de processo na controlabilidade e resiliência em quatro estudos de casos. De acordo com o banco de dados internacional Scopus, o livro de Seider *et al.* (2009) foi citado em 702 estudos de 1998 a 2016, o que demonstra a relevância do livro no campo de pesquisa. O estudo de caso clássico 12S.2 exibe duas alternativas de RTCs usando a análise de C&R. Este caso foi também usado por Lewin, Seider e Seader (2004) para um projeto *six-sigma*, que é uma metodologia estruturada para eliminar defeitos, melhorando a qualidade do produto em fabricação e serviços. Esses autores usaram também a análise de C&R para a configuração do sistema de controle da RTC. Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) cometeram um erro no modelo de linearização, como explicado no Capítulo de desenvolvimento, o que pode levar a conclusões erradas.

Tanto Seider *et al.* (2009) quanto Lewin, Seider e Seader (2004) utilizaram os índices RGA e DC para realizar a análise de controlabilidade e resiliência. O índice RGA foi também utilizado por Uzturk e Akman (1997) para a seleção do emparelhamento adequado entre o *bypass* e a temperatura de saída controlada. Além desses autores, Oliveira *et al.* (2001) e Westphalen, Young e Svrcek (2003) também utilizaram a análise da RGA para a seleção da estrutura de controle.

Considerando toda essa revisão, o presente trabalho utiliza o procedimento proposto por Jiang e Chang (2013) para a síntese de RTC para múltiplos períodos de operação. O problema tem a formulação de PNLMI e o objetivo principal é minimizar o custo total anualizado. A RTC é sintetizada separadamente para cada período e um procedimento algoritmo da literatura é usado para gerar a RTC multiperíodica, considerando as maiores áreas e não estabelecendo os pares de correntes em cada trocador de calor para os diferentes períodos. Este procedimento evita áreas excessivas de troca de calor em cada período. Problemas com um grande número de correntes podem apresentar problemas de convergência devido à formulação não linear. No presente estudo, durante o cálculo das temperaturas dos estágios, a

mistura não é restrita às correntes de mesmas temperaturas (mistura isotérmica). Diferente dos demais modelos apresentados na literatura, para evitar resultados inviáveis de serem projetados e construídos na prática, foi adicionada uma restrição para que os trocadores de calor sejam obrigados a apresentarem uma área de pelo menos 1,0 m². Esse valor foi definido devido à inviabilidade de construir um trocador casco e tubo com área menor que a indicada. Além disso, foi utilizada uma restrição de igualdade no cálculo das diferenças de temperatura nos terminais dos trocadores, o que difere das relaxações apresentadas previamente na literatura. O relaxamento pode acarretar áreas maiores do que aquelas realmente necessárias se as temperaturas de entrada e saída de cada equipamento de troca térmica fossem consideradas. O modelo de otimização desenvolvido corrige inconsistências no modelo de Jiang e Chang (2013), como será discutido na seção de estudos de caso.

Além disso, é indispensável que as decisões sobre o projeto do processo levem em consideração a controlabilidade e a resiliência (C&R) devido às incertezas e perturbações. Portanto, o presente trabalho também tem como finalidade realizar a análise de C&R de RTCs. A controlabilidade de entrada e saída será adotada neste trabalho para analisar a capacidade da rede em manter suas saídas dentro de limites especificados dos valores de referências (*setpoint*), apesar das perturbações, por meio de variáveis manipuladas.

3 DESENVOLVIMENTO

3.1 OTIMIZAÇÃO

No presente trabalho propôs-se um modelo de otimização capaz de obter uma RTC viável para cada período de operação com a demanda de utilidades e o custo de capital associados. O objetivo principal foi reduzir o custo de capital e manter as demandas de utilidades quente e fria em níveis mínimos, a fim de lidar com as oscilações que podem ocorrer em cada período. A superestrutura de Yee e Grossmann (1990) foi usada, porém sem considerar a mistura isotérmica. Desta forma, o cálculo da diferença de temperatura entre as correntes em cada terminal dos trocadores de calor é realizado com as temperaturas de entrada e saída do equipamento e não com as temperaturas dos estágios. Além disso, os trocadores de calor devem ter uma área mínima aceitável ($1,0 \text{ m}^2$).

Como proposto por Jiang e Chang (2013), para diminuir a complexidade inerente da síntese simultânea de RTC para todos os períodos, um modelo de PNLMI é resolvido para cada período separadamente. O procedimento computacional de *timesharing* de Jiang e Chang (2013) é usado para a integração automática das RTCs obtidas em um número finito de períodos de operação. O procedimento estabelece RTCs multiperiódicas de acordo com as áreas individuais calculadas para cada período separadamente e não assume que cada equipamento possua o mesmo par de correntes em todos os períodos, evitando, portanto, áreas de troca de calor excessivas em cada período.

Como hipóteses de simplificação, baseadas na literatura, assumiu-se que a entalpia das correntes de processo depende linearmente da temperatura. Também foi suposto que o efeito dinâmico das perturbações nas temperaturas de entrada e saída e nas vazões, de um período para o outro, pode ser negligenciado.

Os dados de entrada (parâmetros) que devem ser conhecidos são como segue: temperaturas de entrada e saída das correntes quentes; temperaturas de entrada e saída das correntes frias; temperaturas de entrada e saída da utilidade quente; temperaturas de entrada e saída da utilidade fria; capacidades térmicas das correntes quente e fria; custos das utilidades quente e fria; coeficiente de transferência de calor convectivo das utilidades e correntes quente e fria ou coeficiente global da transferência de calor; e coeficientes da equação do custo de capital; fator de anualização. O presente trabalho não assume um valor fixo para

diferença de temperatura mínima em cada terminal dos trocadores de calor, a qual é tratada como uma das variáveis de otimização.

O modelo usa a aproximação proposta por Chen (1987) para calcular a média logarítmica das diferenças de temperaturas (MLDT). Todos os índices e parâmetros, assim como as variáveis reais e inteiras do modelo estão representados na seção de nomenclatura.

Se os coeficientes individuais de transferência de calor das correntes de processo (também conhecido como coeficientes de película ou coeficientes de filme associados a corrente quente e fria) estão disponíveis (hh_i, hc_j, hs_m, hw_n), em vez dos coeficientes globais de transferência de calor ($Co_{i,j}, Cos_{m,j}, Cow_{i,n}$), estes últimos são calculados com as Equações (1) a (3):

$$\frac{1}{Co_{i,j}} = \frac{1}{hh_i} + \frac{1}{hc_j} \quad (1)$$

$$\frac{1}{Cos_{m,j}} = \frac{1}{hs_m} + \frac{1}{hc_j} \quad (2)$$

$$\frac{1}{Cow_{i,n}} = \frac{1}{hh_i} + \frac{1}{hw_n} \quad (3)$$

A função objetivo a ser minimizada é o CTA (Equação (4)), em que r é o fator de anualização; a é o coeficiente do custo usado para avaliar o custo fixo de capital do trocador de calor, b é o coeficiente do custo variável de capital e c é o expoente da área do trocador de calor. As variáveis binárias $y_{i,j,k}$, $ys_{m,j}$ e $yw_{i,n}$ são usadas para indicar se os trocadores de calor estão presentes ou não na RTC e as variáveis reais $area_{i,j,k}$, $areas_{m,j}$ e $areaw_{i,n}$ armazenam as áreas de transferência de calor. As variáveis reais $qs_{m,j}$ e $qw_{i,n}$ armazenam a quantidade de calor trocado entre utilidade e corrente de processo, as quais são usadas para calcular o custo operacional da rede. As restrições do modelo são o balanço de energia global para cada corrente de processo, o balanço de energia em cada estágio, o balanço de energia em cada trocador de calor, o somatório das frações de divisão das correntes, o balanço de energia nos misturadores, o cálculo da viabilidade das temperaturas, as demandas de utilidades, as restrições lógicas para cada trocador de calor e o cálculo da área dos trocadores de calor.

O modelo é descrito como:

$$\begin{aligned} \min \text{CTA} = & \sum_i \sum_j \sum_k \left[r \cdot a \cdot y_{i,j,k} + r \cdot b \cdot (area_{i,j,k})^c \right] + \sum_m \sum_j \left[r \cdot a \cdot ys_{m,j} + r \cdot b \cdot (areas_{m,j})^c \right] + \\ & \sum_i \sum_n \left[r \cdot a \cdot yw_{i,n} + r \cdot b \cdot (areaw_{i,n})^c \right] + (\sum_m \sum_j C_m \cdot qs_{m,j}) + (\sum_i \sum_n C_n \cdot qw_{i,n}) \end{aligned} \quad (4)$$

Sujeito a:

Balanço de energia para cada corrente:

$$(Thin_i - Thout_i) \cdot Fh_i = (\sum_k \sum_j q_{i,j,k}) + (\sum_n qw_{i,n}) \quad (5)$$

$$(Tcout_j - Tcin_j) \cdot Fc_j = (\sum_k \sum_i q_{i,j,k}) + (\sum_m qs_{m,j}) \quad (6)$$

Balço de energia para cada estágio da superestrutura:

$$(th_{i,k} - th_{i,k+1}) \cdot Fh_i = \sum_j q_{i,j,k} \quad (7)$$

$$(tc_{j,k} - tc_{j,k+1}) \cdot Fc_j = \sum_i q_{i,j,k} \quad (8)$$

Balço de energia para cada trocador de calor:

$$(th_{i,k} - ths_{i,j,k}) \cdot rh_{i,j,k} \cdot Fh_i = q_{i,j,k} \quad (9)$$

$$(tcs_{i,j,k} - tc_{j,k+1}) \cdot rc_{i,j,k} \cdot Fc_j = q_{i,j,k} \quad (10)$$

Somatório das frações de divisão da corrente:

$$\sum_j rh_{i,j,k} = 1.0 \quad (11)$$

$$\sum_i rc_{i,j,k} = 1.0 \quad (12)$$

Balço de energia em cada misturador:

$$\sum_j (rh_{i,j,k} \cdot ths_{i,j,k}) = th_{i,k+1} \quad (13)$$

$$\sum_i (rc_{i,j,k} \cdot tcs_{i,j,k}) = tc_{j,k} \quad (14)$$

Viabilidade das temperaturas:

$$th_{i,1} = Thin_i \quad (15)$$

$$tc_{j,NOK+1} = Tcin_j \quad (16)$$

$$th_{i,k} \geq th_{i,k+1} \quad (17)$$

$$tc_{j,k} \geq tc_{j,k+1} \quad (18)$$

$$th_{i,NOK+1} \geq Thout_i \quad (19)$$

$$tc_{i,1} \leq Tcout_j \quad (20)$$

Demandas das utilidades:

$$(th_{i,NOK+1} - Thout_i) \cdot Fh_i = \sum_n qw_{i,n} \quad (21)$$

$$(Tcout_j - tc_{j,1}) \cdot Fc_j = \sum_m qs_{m,j} \quad (22)$$

Restrições lógicas:

$$q_{i,j,k} \leq y_{i,j,k} \cdot \left[\min \left(Fh_i \cdot (Thin_i - Thout_i), Fc_j \cdot (Tcout_j - Tcin_j) \right) \right] \quad (23)$$

$$q_{S_{m,j}} \leq y_{S_{m,j}} \cdot [\sum_j Fc_j \cdot (T_{cout_j} - T_{cin_j})] \quad (24)$$

$$q_{W_{i,n}} \leq y_{W_{i,n}} \cdot [\sum_i Fh_i \cdot (T_{hin_i} - T_{hout_i})] \quad (25)$$

Limites das áreas:

$$area_{i,j,k} \geq 1.0 \cdot y_{i,j,k} \quad (26)$$

$$areas_{m,j} \geq 1.0 \cdot y_{S_{m,j}} \quad (27)$$

$$areaw_{i,n} \geq 1.0 \cdot y_{W_{i,n}} \quad (28)$$

Diferença de temperatura nos terminais quente e frio dos trocadores de calor, nos aquecedores e nos resfriadores:

$$dth_{i,j,k} = th_{i,k} - tcs_{i,j,k} + (Thin_i - Tcin_j) \cdot (1 - y_{i,j,k}) \quad (29)$$

$$dtc_{i,j,k} = ths_{i,j,k} - tc_{j,k+1} + (Thin_i - Tcin_j) \cdot (1 - y_{i,j,k}) \quad (30)$$

$$dts_{m,j} = Tsout_m - tc_{j,1} + (Tsin_m - Tcin_j) \cdot (1 - y_{S_{m,j}}) \quad (31)$$

$$dtw_{i,n} = th_{i,NOK+1} - Twout_n + (Thin_i - Twin_n) \cdot (1 - y_{W_{i,n}}) \quad (32)$$

Limite das diferenças de temperatura:

$$mmt \geq \max \{Thin_i\} - \max \{Tcin_j\} \quad (33)$$

$$EMAT \leq dth_{i,j,k} \leq mmt \quad (34)$$

$$EMAT \leq dtc_{i,j,k} \leq mmt \quad (35)$$

$$EMAT \leq dts_{m,j} \leq (Tsin_m - Tcin_j) \quad (36)$$

$$EMAT \leq dtw_{i,n} \leq (Thin_i - Twin_n) \quad (37)$$

Cálculo das áreas:

$$q_{i,j,k} = Co_{i,j} \cdot area_{i,j,k} \cdot \left(\frac{dth_{i,j,k} \cdot dtc_{i,j,k} \cdot (dth_{i,j,k} + dtc_{i,j,k})}{2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (38)$$

$$q_{S_{m,j}} = Cos_{m,j} \cdot areas_{m,j} \cdot \left(\frac{dts_{m,j} \cdot (Tsin_m - Tcout_j) \cdot (dts_{m,j} + Tsin_m - Tcout_j)}{2} \right)^{1/3} \quad (39)$$

$$q_{W_{i,n}} = Cow_{i,n} \cdot areaw_{i,n} \cdot \left(\frac{dtw_{i,n} \cdot (Thout_i - Twin_n) \cdot (dtw_{i,n} + Thout_i - Twin_n)}{2} \right)^{1/3} \quad (40)$$

Limites das variáveis para serem fisicamente viáveis:

$$q_{i,j,k} \geq 0 \quad (41)$$

$$q_{S_{m,j}} \geq 0 \quad (42)$$

$$q_{W_{i,n}} \geq 0 \quad (43)$$

$$rc_{i,j,k} \geq 0 \quad (44)$$

$$rh_{i,j,k} \geq 0 \quad (45)$$

É importante chamar atenção para as restrições representadas pelas Equações (26) a (32). As primeiras três equações restringem a busca para RTCs que não possuam equipamentos de transferência de calor com áreas extremamente pequenas, as quais não são viáveis na prática para trocadores do tipo casco e tubo. As últimas quatro restrições mencionadas são escritas como igualdades, as quais representam uma melhoria no modelo de Jiang e Chang (2013), uma vez que as diferenças de temperatura em cada terminal dos equipamentos de transferência de calor foram anteriormente apresentadas com relaxações. Essa relaxação pode acarretar possíveis áreas maiores do que aquelas requeridas se consideradas as temperaturas de entrada e saída em cada equipamento para o cálculo das diferenças de temperatura nos terminais dos trocadores de calor. Como as variáveis explícitas (lado esquerdo) nas Equações (29) a (32) são as diferenças de temperatura nos terminais quente e frio dos trocadores de calor, aquecedores e resfriadores, eles devem ser estritamente iguais ao lado direito dessas equações. Se um valor menor do que o lado direito é permitido para qualquer uma destas variáveis explícitas, como realizado no modelo de Jiang e Chang (2013), quando existe o equipamento de transferência de calor (variável binária é igual a um), a média logarítmica da diferença de temperatura pode ser inferior do que realmente é para um equipamento específico, e assim, as áreas podem ser maiores do que necessárias. Se o equipamento de transferência de calor não existe (a variável binária é igual a zero), o valor para as variáveis explícitas nestas equações não importa, porque as restrições lógicas indicam que a quantidade correspondente de calor seja igual a zero e, conseqüentemente, a área correspondente é zero (pelas Equações (38) a (40)).

A RTC multiperíodica é obtida depois de encontrar as soluções para cada problema de PNLMI (ou seja, para cada problema definido em cada período são determinados, com o problema de PNLMI, as áreas para cada equipamento de transferência de calor e os pares de correntes para cada equipamento). Estas redes devem ser integradas, o que é conseguido usando um procedimento algorítmico (*timesharing*) apresentado por Jiang e Chang (2013), a fim de evitar fazer esta tarefa manualmente. Este procedimento consiste nas seguintes etapas:

1. Organizar, em ordem decrescente, todas as áreas dos trocadores de calor para todos os períodos;
2. Selecionar a primeira área da lista e alocar o correspondente equipamento na RTC multiperíodica. Conseqüentemente, o período correspondente, o estágio

na superestrutura e os pares de corrente são também atribuídos para este equipamento;

3. Para os outros períodos que não foram selecionados na Etapa 2, escolher a maior área de cada período e alocar as correntes de processo correspondentes e o estágio na superestrutura para o equipamento que foi alocado na RTC na Etapa 2;
4. Remover da lista as áreas usadas nas Etapas 2 e 3;
5. Se a lista estiver vazia, encerrar o procedimento. Caso contrário, retornar para a Etapa 2.

O procedimento automático (*timesharing*) permite sintetizar uma RTC em que determinados trocadores de calor não possuem pares de correntes fixos trocando calor. Por isso, é possível que em um período, a troca de calor ocorra entre um par de correntes, enquanto que em outro período, um diferente par de correntes possa trocar calor no mesmo equipamento. Uma vez que o procedimento permite a troca de calor entre correntes de processo diferentes em períodos diferentes, é necessário um tempo de limpeza entre os diferentes períodos a fim de evitar contaminação interna nos trocadores de calor. Além disso, as diferentes correntes podem exigir diferentes materiais de construção, como, por exemplo, quando existe corrente de processo corrosiva, e, conseqüentemente, os trocadores de calor devem ser construídos com um material capaz de suportar as diferentes correntes do processo. Um conjunto de *by-passes* também deve ser projetado para evitar variações nas vazões das correntes de um período para outro e alocar as correspondentes correntes corretamente em um determinado período para cada equipamento. Esta informação não é incluída na função objetivo e pode aumentar o custo de capital, devido ao maior uso de válvulas e tubulações em relação à rede sem a permissão de mudanças nos pares de correntes. No entanto, o procedimento automático aumenta o espaço de busca para uma RTC com mínimo CTA, porque não restringe a busca para pares fixos em diferentes trocadores de calor. Além disso, o procedimento evita áreas excessivas de troca de calor em cada período, uma vez que em cada caso, a alocação dos pares para cada equipamento é baseada no decréscimo das áreas exigidas.

3.2 ANÁLISE DE C&R

Em processos industriais, é uma característica muito importante considerar a C&R de uma RTC durante a tarefa de projeto, devido às incertezas e perturbações no modelo de processo. A controlabilidade expressa como o processo pode ser controlado, buscando respostas em curto prazo. A resiliência é o grau de manutenção das saídas de processos multivariáveis nos seus valores de referências (*setpoint*). Esses termos foram introduzidos por Morari (1983).

A análise de C&R em estado estacionário fornece informações úteis para a avaliação da RTC e exige menos trabalho do que a análise dinâmica. Assim, o procedimento usado por Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) para avaliar a C&R no estado estacionário de um processo é descrito a seguir, o qual será utilizado na seção de estudos de caso para a análise das RTCs.

Com a RTC sintetizada, na primeira etapa do procedimento, deve-se criar o modelo do processo e considerar a estrutura de controle, selecionando as variáveis controladas ($y\{t\} = [y_1, y_2, y_3 \dots]$), as variáveis manipuladas ($uu\{t\} = [u_1, u_2, u_3 \dots]$) e as variáveis de perturbação ($d\{t\} = [d_1, d_2, d_3 \dots]$).

Na segunda etapa, lineariza-se o modelo utilizando o seguinte procedimento:

- Determinar as variáveis de estado (x), resolvendo as equações do modelo para os valores nominais das variáveis manipuladas e das variáveis de perturbação. Deve-se utilizar um método numérico adequado (por exemplo, o método de Newton-Raphson).
- Recalcular os valores das variáveis controladas para pequenas perturbações (Δu_{ii}) positivas (pp) e negativas (nn) de cada variável manipulada (uu_{ii}), uma de cada vez. Essa pequena perturbação deve ser somada ou subtraída apenas da variável manipulada analisada. Os valores das variáveis controladas devem ser armazenados em vetores $y_{pp,ii,jj}$ e $y_{nn,ii,jj}$, em que jj é o índice que indica a variável controlada. Para computar a coluna ii da matriz de ganho do estado estacionário ($P\{0\}$), utiliza-se a equação: $p_{ji}\{0\} = \Delta u_{ii}^{max} \cdot (y_{pp,ii,jj} - y_{nn,ii,jj}) / (2\Delta u_{ii})$, em que Δu_{ii}^{max} é o valor nominal da variável manipulada.
- Recalcular os valores das variáveis controladas para pequenas perturbações (Δd_{ii}) positivas e negativas de cada variável de perturbação (d_{ii}), uma de cada vez. Essa pequena perturbação também deve ser somada ou subtraída apenas

da variável de perturbação analisada. Os valores das variáveis controladas também devem ser armazenados em vetores $y_{pp,ii,jj}$ e $y_{nn,ii,jj}$. Para computar a coluna ii da matriz de ganho do estado estacionário ($P_d\{0\}$), utiliza-se a equação: $pd_{ji}\{0\} = \Delta d_{ii}^{max} \cdot (y_{pp,ii,jj} - y_{nn,ii,jj}) / (2\Delta d_{ii})$, em que Δd_{ii}^{max} é a perturbação máxima da variável de perturbação.

O modelo linearizado terá a estrutura da Equação (46):

$$\Delta y^T\{0\} = P\{0\} \cdot \Delta u^T\{0\} + P_d\{0\} \cdot \Delta d^T \quad (46)$$

Na terceira etapa, medidas de controlabilidade e resiliência são calculadas usando as matrizes $P\{0\}$ e $P_d\{0\}$. A controlabilidade é examinada pelo índice RGA (BRISTOL, 1996) que é calculado pela multiplicação ponto a ponto das matrizes $P\{0\}$ e $(P^{-1}\{0\})^T$:

$$RGA = P\{0\} \otimes (P^{-1}\{0\})^T \quad (47)$$

A resiliência da RTC é determinada com o cálculo do DC (LEWIN, 1996) para perturbações predeterminadas (Δd). A ação necessária para rejeitar as perturbações, com o modelo linearizado e assumindo o controle perfeito, é:

$$\Delta u^T\{0\} = -P^{-1}\{0\} \cdot P_d\{0\} \cdot \Delta d^T \quad (48)$$

Uma medida quantitativa do esforço de controle para rejeitar um vetor de perturbação dado é a norma euclidiana. A norma-2 é o DC. Os valores desse índice indicam o tempo de estabilização para rejeitar a perturbação e as limitações devido às restrições do atuador. Os resultados são independentes da sintonia do controlador, uma vez que o DC é baseado na suposição de controle perfeito.

$$DC = \|\Delta u^T\|_2 \quad (49)$$

Após calcular os valores dos índices, pode-se determinar os pares de variáveis que devem ser selecionados e se a resiliência da rede é satisfatória ou não. Valores da RGA próximos a um indicam as variáveis manipuladas que devem ser emparelhadas com as

variáveis controladas. Quanto mais próximo do valor um, mais insensível a interações será o par selecionado. Deve-se evitar os pares que apresentam elementos negativos do índice RGA. Para o índice DC, um valor superior a um indica que as limitações do atuador podem ser excedidas e que a RTC deve ser modificada para garantir um funcionamento adequado.

Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) cometeram um erro na segunda etapa da análise de C&R, nas equações usadas para calcular a coluna *ii* na matriz de ganho do estado estacionário $P\{0\}$ e $P_d\{0\}$ (equações de diferenças finitas). Essas equações para calcular aproximadamente a primeira derivada podem ser calculadas de três maneiras distintas: diferença finita progressiva, diferença finita regressiva e diferença finita centrada. As Equações (50), (51) e (52) apresentam essas três maneiras, respectivamente.

$$\frac{dw}{dx}(xx_0) \approx \frac{w(xx_0+\Delta xx)-w(xx_0)}{\Delta xx} \quad (50)$$

$$\frac{dw}{dx}(xx_0) \approx \frac{w(xx_0)-w(xx_0-\Delta xx)}{\Delta xx} \quad (51)$$

$$\frac{dw}{dx}(xx_0) \approx \frac{w(xx_0+\Delta xx)-w(xx_0-\Delta xx)}{2\Delta xx} \quad (52)$$

Na segunda etapa da análise de C&R é solicitado recalcular os valores das variáveis controladas para pequenas perturbações positivas e negativas de cada variável manipulada e de cada variável de perturbação para depois computar a matriz de ganho de estado estacionário por meio de diferenças finitas. Como são realizadas perturbações positivas e negativas, é necessário basear-se no cálculo da diferença finita centrada (Equação (52)). As equações apresentadas pelos autores são: $p_{ji}\{0\} = \Delta u_{ii}^{max} \cdot (y_{pp,ii,jj} - y_{nn,ii,jj})/\Delta u_{ii}$ e $pd_{ji}\{0\} = \Delta d_{ii}^{max} \cdot (y_{pp,ii,jj} - y_{nn,ii,jj})/\Delta d_{ii}$, ou seja, eles não dividiram as equações pelo dobro da pequena perturbação aplicada à variável manipulada ($2\Delta u_{ii}$) e à variável de perturbação ($2\Delta d_{ii}$), respectivamente, como indicado no cálculo da derivada de uma função por aproximação por diferenças finitas centrais. Portanto, este erro pode levar a conclusões incorretas, como demonstradas no capítulo de estudos de casos.

4 ESTUDOS DE CASO

Três exemplos da literatura foram usados para testar o desempenho do modelo desenvolvido e do procedimento automático para sintetizar a RTC multiperiódica. Além disso, dois exemplos de RTCs foram utilizados para realizar a análise de C&R.

4.1 EXEMPLO 1

Este problema, proposto por Jiang e Chang (2013), considera duas correntes quentes, duas correntes frias, uma utilidade quente e uma utilidade fria. A operação da RTC ocorre em três períodos de tempo iguais. As temperaturas de entrada e saída e as capacidades térmicas das correntes podem variar em diferentes períodos. A Tabela 1 apresenta os dados das correntes.

Tabela 1: Dados das correntes para o Exemplo 1

Corrente	T_{in} (K)	T_{out} (K)	FC_p (kW/K)	h (kW/(m ² K))
Período 1				
H1	650	370	10	1
H2	590	370	20	1
C1	410	640	15	1
C2	350	500	13	1
Período 2				
H1	630	380	10,2	1,03
H2	570	340	20,5	1,04
C1	390	630	15	1,02
C2	340	520	13,5	1,05
Período 3				
H1	645	350	10	1,01
H2	600	350	20,3	1,04
C1	420	660	14,3	1,05
C2	320	540	13	1,03

Para a utilidade quente, as temperaturas de entrada e saída são 680 K, o coeficiente individual de transferência de calor é 5 kW/(m²K) e o custo é 150,163 \$/(kWano). Para a

utilidade fria, as temperaturas de entrada e saída são 300 K e 320 K, respectivamente, o coeficiente individual de transferência de calor é 1 kW/(m²K) e o custo é 53,064 \$/(kWano). Além disso, o custo de capital (\$) de cada equipamento é dado por: $Custo = 4333 \cdot Area^{0.6}$ ($Area$ em m²). O fator de anualização (r) é 0,1 ano⁻¹ e o limite mínimo para a diferença de temperaturas nos terminais dos trocadores (EMAT) é 10 K.

Para a solução do problema, a RTC foi sintetizada separadamente para cada período. Os problemas de PNLMI foram resolvidos utilizando GAMS e o solver DICOPT, com um tempo de processamento menor que 1 segundo em todos os períodos. O modelo tem 108 equações e 101 variáveis, incluindo 12 variáveis binárias. A Figura 2 apresenta as RTCs para cada período. A Tabela 2 mostra a configuração dessas redes, onde A_s é a área atribuída e $Area_{i,j,k}/A_s$ é a razão entre a área necessária calculada e a área atribuída. Os resultados para cada período de operação são resumidos na Tabela 3. É possível verificar que as RTCs são viáveis para os três períodos de operação.

O procedimento algorítmico, desenvolvido no Matlab com um tempo de processamento menor que 1 segundo, para síntese automática da RTC final foi aplicado, resultando em um custo de capital de 33.201,8 \$/ano, com área total de 497,8 m² e 6 trocadores de calor. Isto representa 24% de área superestimada para o Período 1, 6% para o Período 2 e 11% para o Período 3. Se, para cada trocador de calor somente um par de correntes pudesse ser atribuído, ou seja, se o *timesharing* não fosse usado, a área total seria 514,3 m² e 7 equipamentos seriam necessários. A Tabela 4 apresenta as áreas para cada equipamento de transferência de calor. Pode ser óbvio para o leitor, mas vale a pena chamar atenção para o fato de que, durante a operação de cada período, uma vez que as áreas de transferência de calor foram atribuídas para alguns pares de correntes, *by-passes* devem ser devidamente implementadas nas correntes a fim de atender às temperaturas de estágios projetadas e as temperaturas de saída das correntes desejadas. O cálculo do *by-pass* necessário é simples e está ilustrado para este exemplo para o trocador de calor (1,1,1). A solução para o Período 1 determina que ambas as correntes não deveriam ser divididas e uma área de troca de calor de 66,0 m² é necessária (Figura 3). No entanto, devido a uma área atribuída de 113,3 m², 32% da corrente fria 1 deve ser desviada do trocador de calor, de modo que o calor trocado e as temperaturas do estágio sejam as mesmas daquelas calculadas para o período.

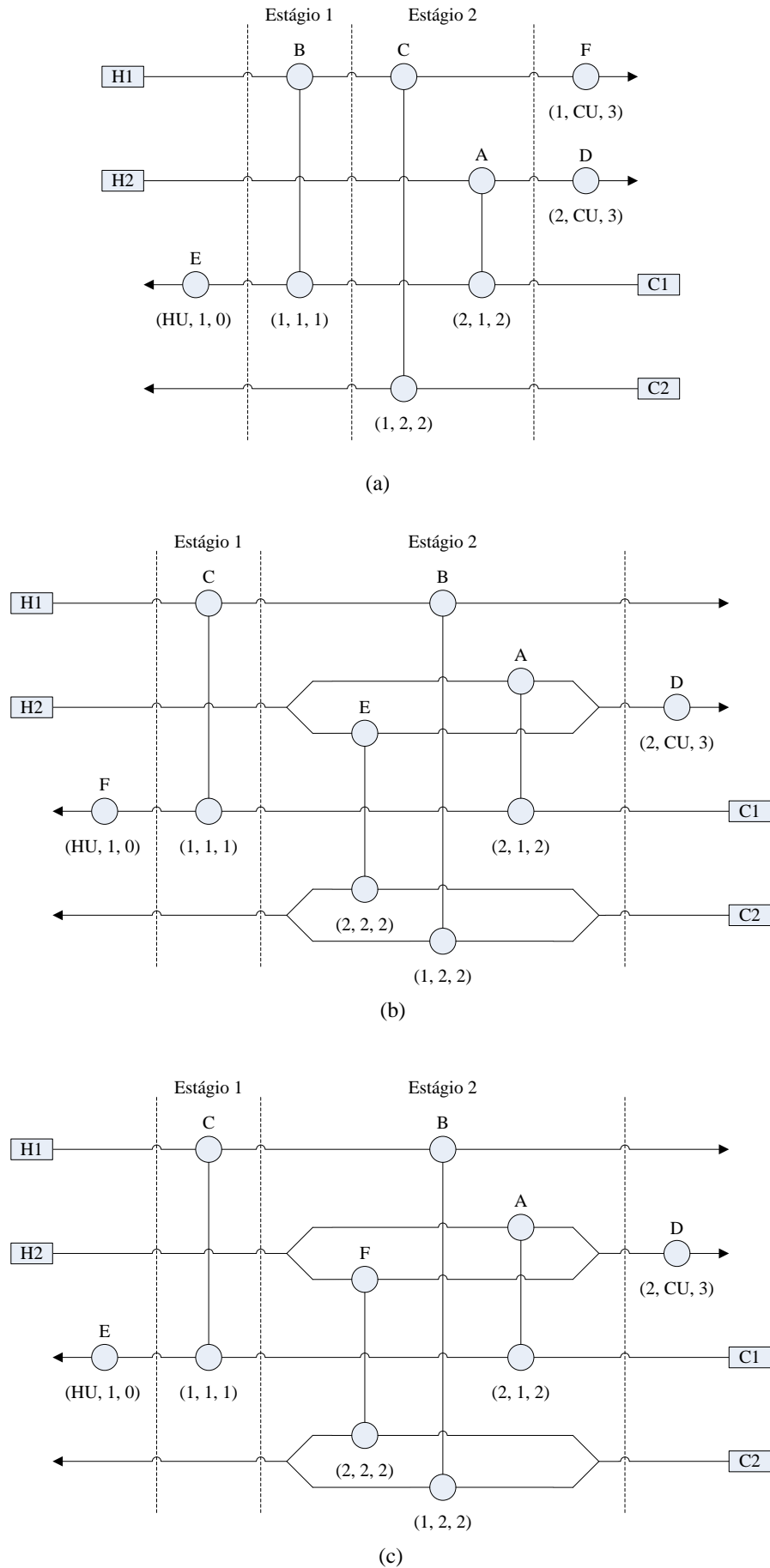


Figura 2: RTCs para o Exemplo 1. (a) Período 1. (b) Período 2. (c) Período 3

Tabela 2: RTCs para os Períodos 1, 2 e 3 do Exemplo 1

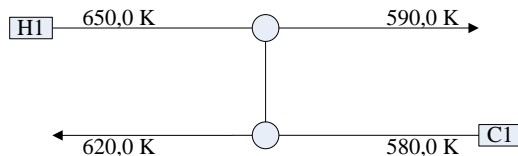
Par	(i, j, k)	(1,1,1)	(1,2,2)	(2,1,2)	(2,2,2)	(1, CU, 3)	(2, CU, 3)	(HU, 1,0)
Período 1								
A_s	m^2	113,3	66,8	236,2	-	8,1	50,8	22,6
$Area_{i,j,k}$	m^2	66,0	60,1	200,7	-	6,9	36,3	7,3
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	58,2	90,0	85,0	-	85,2	71,5	32,3
$q_{i,j,k}$	kW	600,0	1950,0	2550,0	-	250,0	1850,0	300,0
$rh_{i,j,k}$		1,0	1,0	1,0	-	1,0	1,0	
$rc_{i,j,k}$		1,0	1,0	1,0	-			1,0
$th_{i,k}$	K	650,0	590,0	590,0	-	395,0	462,5	680,0
$th_{i,k+1}$	K	590,0	395,0	462,5	-	370,0	370,0	680,0
$ths_{i,j,k}$	K	590,0	395,0	462,5	-	370,0	370,0	680,0
$tc_{j,k+1}$	K	580,0	350,0	410,0	-	300,0	300,0	620,0
$tc_{j,k}$	K	620,0	500,0	580,0	-	320,0	320,0	640,0
$tcs_{i,j,k}$	K	620,0	500,0	580,0	-	320,0	320,0	640,0
Período 2								
A_s	m^2	66,8	113,3	236,2	22,6	-	50,8	8,1
$Area_{i,j,k}$	m^2	66,8	83,2	236,2	22,6	-	49,7	8,1
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	100,0	73,4	100,0	100,0	-	97,8	100,0
$q_{i,j,k}$	kW	612,0	1938,0	2550,0	492,0	-	1673,0	438,0
$rh_{i,j,k}$		1,0	1,0	0,877	0,123	-	1,0	
$rc_{i,j,k}$		1,0	0,798	1,0	0,202	-		1,0
$th_{i,k}$	K	630,0	570,0	570,0	570,0	-	421,6	680,0
$th_{i,k+1}$	K	570,0	380,0	421,6	421,6	-	340,0	680,0
$ths_{i,j,k}$	K	570,0	380,0	428,2	374,3	-	340,0	680,0
$tc_{j,k+1}$	K	560,0	340,0	390,0	340,0	-	300,0	600,8
$tc_{j,k}$	K	600,8	520,0	560,0	520,0	-	320,0	630,0
$tcs_{i,j,k}$	K	600,8	520,0	560,0	520,0	-	320,0	630,0
Período 3								
A_s	m^2	66,8	113,3	236,2	8,1	-	50,8	22,6
$Area_{i,j,k}$	m^2	55,3	113,3	200,6	8,0	-	50,8	17,7
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	82,8	100,0	84,9	98,8	-	100,0	78,3
$q_{i,j,k}$	kW	450,0	2500,0	2431,0	360,0	-	2284,0	551,0
$rh_{i,j,k}$		1,0	1,0	0,888	0,112	-	1,0	
$rc_{i,j,k}$		1,0	0,874	1,0	0,126	-		1,0
$th_{i,k}$	K	645,0	600,0	600,0	600,0	-	462,5	680,0
$th_{i,k+1}$	K	600,0	350,0	462,5	462,5	-	350,0	680,0
$ths_{i,j,k}$	K	600,0	350,0	465,2	441,0	-	350,0	680,0
$tc_{j,k+1}$	K	590,0	320,0	420,0	320,0	-	300,0	621,5
$tc_{j,k}$	K	621,5	540,0	590,0	540,0	-	320,0	660,0
$tcs_{i,j,k}$	K	621,5	540,0	590,0	540,0	-	320,0	660,0

Tabela 3: Número de equipamentos, área e custos para o Exemplo 1

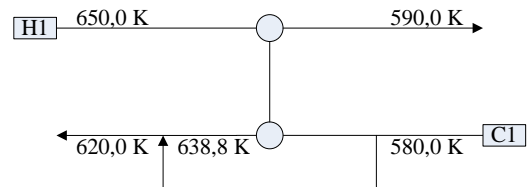
	N. de unidades de transferência de calor	Área total (m ²)	Custo de Capital (CC) (\$/ano)	Custo Operacional (CO) (\$/ano)	CTA (\$/ano)
Período 1	6	377,3	27.390,0	156.483,3	183.873,3
Período 2	6	466,6	31.890,3	154.547,5	186.437,8
Período 3	6	445,7	31.155,1	203.938,0	235.093,1

Tabela 4: Áreas atribuídas para o Exemplo 1

Período	Par (i, j, k)	Área requerida (m ²)	Área atribuída (m ²)	Rótulo do trocador
2	(2, 1, 2)	236,2	236,2	A
1	(2, 1, 2)	200,7	236,2	A
3	(2, 1, 2)	200,6	236,2	A
3	(1, 2, 2)	113,3	113,3	B
2	(1, 2, 2)	83,2	113,3	B
2	(1, 1, 1)	66,8	66,8	C
1	(1, 1, 1)	66	113,3	B
1	(1, 2, 2)	60,1	66,8	C
3	(1, 1, 1)	55,3	66,8	C
3	(2, CU, 3)	50,8	50,8	D
2	(2, CU, 3)	49,7	50,8	D
1	(2, CU, 3)	36,3	50,8	D
2	(2, 2, 2)	22,6	22,6	E
3	(HU, 1, 0)	17,7	22,6	E
2	(HU, 1, 0)	8,1	8,1	F
3	(2, 2, 2)	8,0	8,1	F
1	(HU, 1, 0)	7,3	22,6	E
1	(1, CU, 3)	6,9	8,1	F

Trocador de calor (1, 1, 1) – 66,0 m²

(a)

Trocador de calor (1, 1, 1) – 113,3 m²

(b)

Figura 3: *By-pass* para a corrente fria 1 no trocador (1,1,1) durante o Período 1. (a) Área calculada de 66,0 m². (b) Área atribuída de 113,3 m²

As Figuras 4, 5 e 6 apresentam a rede de tubulações para este exemplo nos três períodos. A linha sólida fina nestas figuras representam as tubulações inativas, enquanto que

as ativas são linhas mais espessas. Linhas pretas são usadas para correntes quentes e linhas cinzas para as correntes frias. A Tabela 5 compara os resultados do presente trabalho com aqueles obtidos por Jiang e Chang (2013). O CTA obtido por meio da aplicação do modelo desenvolvido foi 204.858,1 \$/ano, representando uma melhoria nos resultados anteriores. As diferenças foram nos custos de capital, devido à área total da RTC multiperiódica.

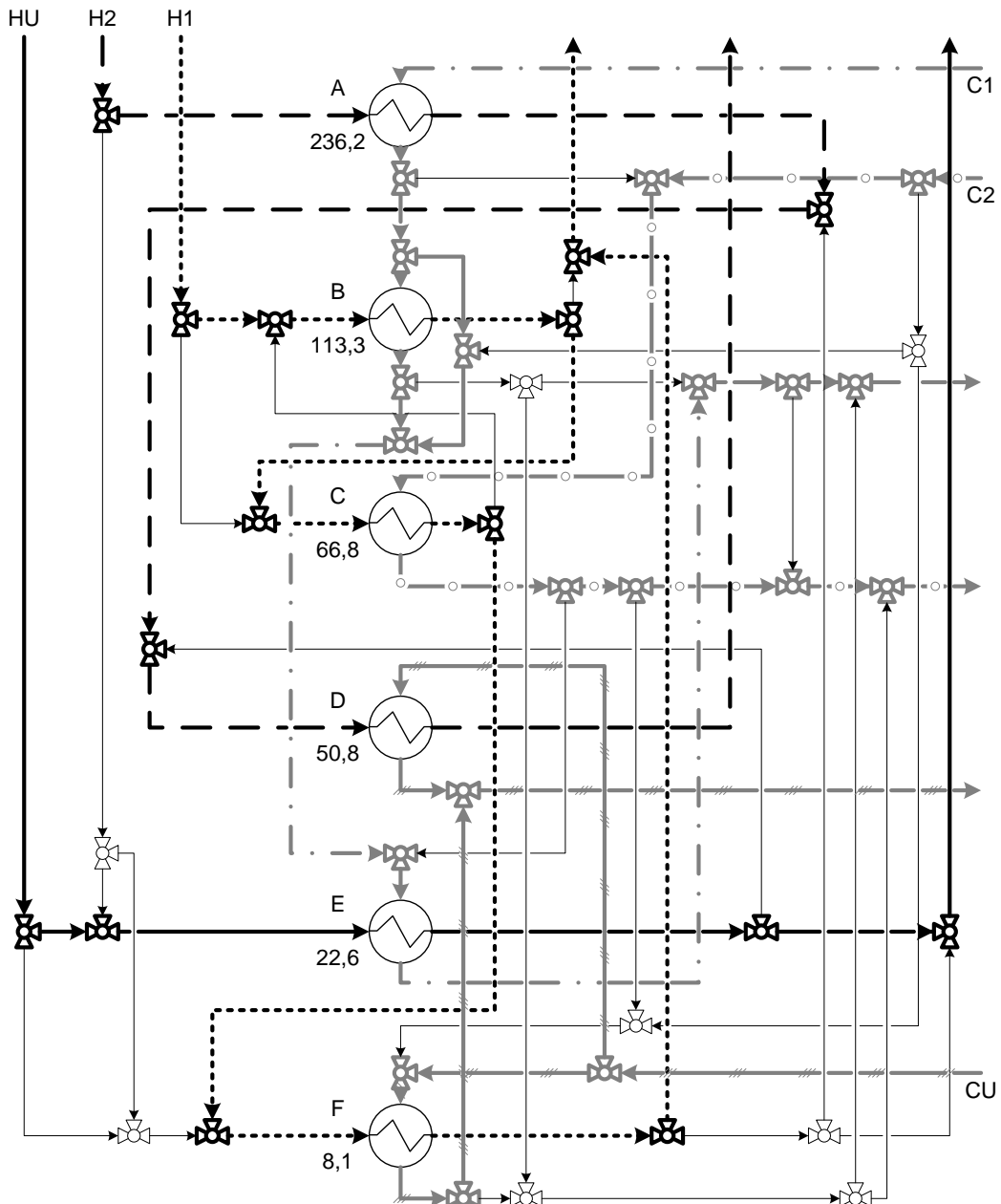


Figura 4: Rede de tubulações para o Período 1 do Exemplo 1

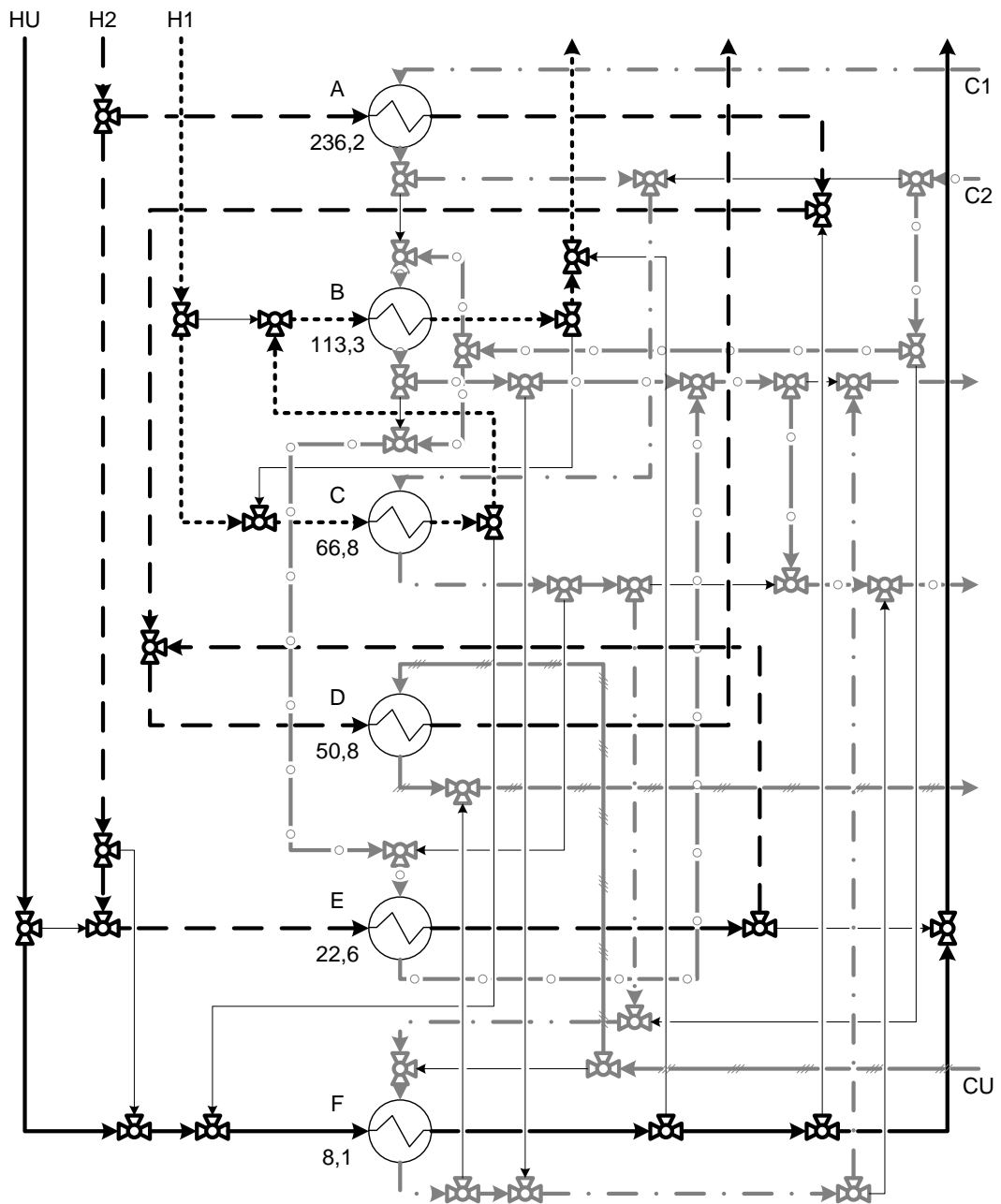


Figura 5: Rede de tubulações para o Período 2 do Exemplo 1

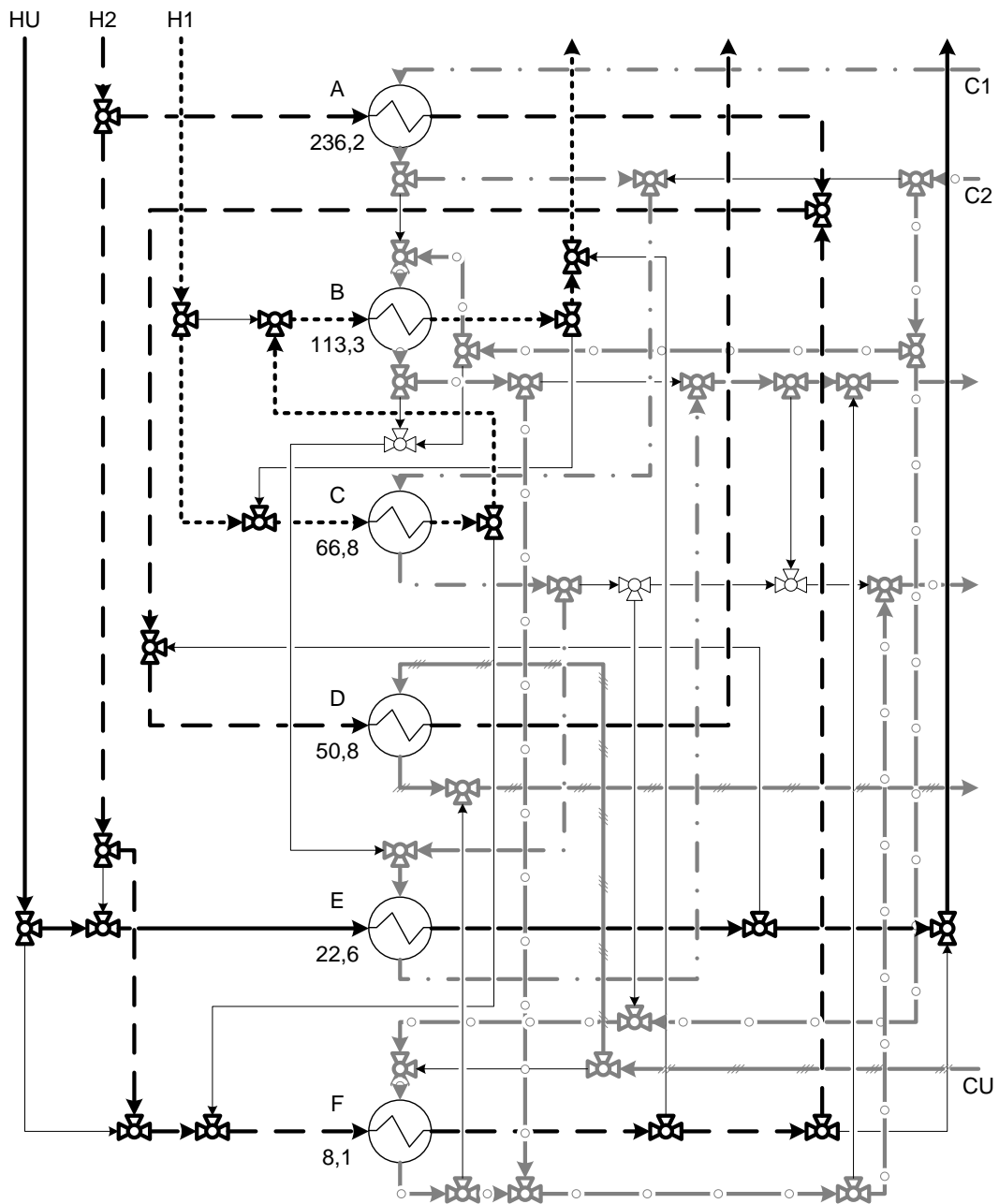


Figura 6: Rede de tubulações para o Período 3 do Exemplo 1

Tabela 5: Comparação da área total e custos para o Exemplo 1

	Número de unidades de transferência de calor	Área total (m ²)	CC (\$/ano)	CO (\$/ano)	CTA (\$/ano)
Jiang e Chang (2013)	6	521,1	33.627,0	171.656,3	205.283,2
Presente trabalho	6	497,8	33.201,8	171.656,3	204.858,1
%		5	1	0	1

Além disso, o trabalho de Jiang e Chang (2013) supõe não restringir a mistura de correntes de mesma temperatura, mas isso não é sustentado pelos resultados dos autores, como pode ser observado na Tabela 6, a qual mostra a RTC de Jiang e Chang (2013) para o Período 2 do Exemplo 1. Nessa e nas outras tabelas, existe um erro. As linhas 10 e 11 são apresentadas com nomenclaturas equivocadas: $tc_{j,k}$ deve ser $tc_{j,k+1}$ e $tc_{j,k+1}$ deve ser $tc_{j,k}$. A Tabela 6 indica que o trocador de calor (1,1,1) é *bypassado* tanto pela corrente quente quanto pela corrente fria. Na Figura 7, é apresentado o trocador de calor projetado por Jiang e Chang (2013), com as temperaturas das correntes. É possível observar que este equipamento viola a Segunda Lei da Termodinâmica, pois a temperatura de saída da corrente quente (472,6 K) é menor que a temperatura de entrada da corrente fria (560,0 K). Se a análise for realizada considerando apenas as temperaturas dos estágios, a diferença de temperatura é 10 K (570,0 – 560,0 K), como foi definido pelos autores, e a violação não é evidente. Isto mostra uma inconsistência no modelo de otimização de Jiang e Chang (2013).

Tabela 6: RTC de Jiang e Chang (2013) para o Período 2 do Exemplo 1

Par	(i, j, k)	(1,1,1)	(1,2,2)	(2,1,2)	(2,2,2)	(2, CU, 3)	(HU, 1,0)
$Area_{i,j,k}$	(m^2)	66,8	83,2	264,3	14,6	49,7	8,1
$q_{i,j,k}$	(kW)	612,0	1938,0	2550,0	492,0	1673,0	438,0
$rh_{i,j,k}$		0,381	1,0	0,895	0,105	1,0	
$rc_{i,j,k}$		0,597	0,798	0,916	0,202		1,0
Fhi	(kW/K)	10,2	10,2	20,5	20,5	20,5	
Fcj	(kW/K)	15,0	13,5	15,0	13,5		15,0
$th_{i,k}$	(K)	630,0	570,0	570,0	570,0	421,6	680,0
$th_{i,k+1}$	(K)	570,0	380,0	421,6	421,6	340,0	680,0
$ths_{i,j,k}$	(K)	472,6	380,0	431,1	340,4	340,0	680,0
$tc_{j,k}$	(K)	560,0	340,0	390,0	340,0	300,0	600,8
$tc_{j,k+1}$	(K)	600,8	520,0	560,0	520,0	320,0	630,0
$tcs_{i,j,k}$	(K)	628,4	520,0	575,6	520,0	320,0	630,0

Quando o trocador de calor (2,2,2) da Tabela 6 é observado, é possível verificar que ambas as correntes quente 2 e fria 2 são divididas no estágio 2. A Figura 8 apresenta este equipamento e suas respectivas temperaturas de entrada, saída e estágio. É possível concluir que o trocador de calor (2,2,2) tem suas áreas calculadas com base na temperatura do estágio e não com base na temperatura de saída da corrente quente. Se o cálculo da área fosse realizado com a verdadeira temperatura de saída da corrente quente que viola a diferença de temperaturas mínima estipulada, o equipamento deveria ter 118,3 m², em vez de 14,6 m²,

como indicado na Tabela 6. Este resultado apresenta o mesmo erro de incoerência, como discutido para o trocador de calor (1,1,1).

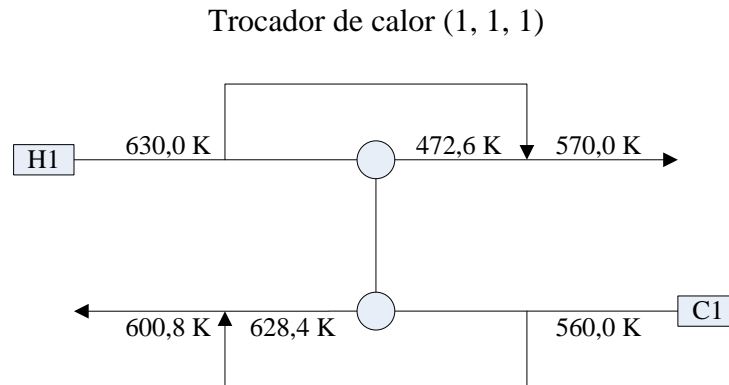


Figura 7: Trocador de calor (1,1,1) calculado pelo trabalho de Jiang e Chang (2013)

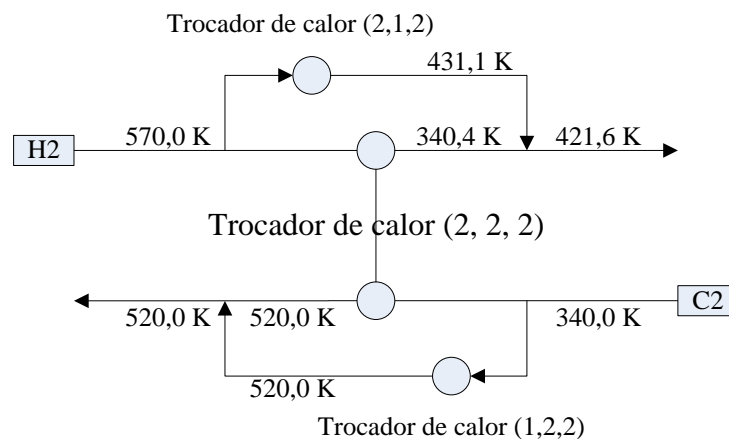


Figura 8: Trocador de calor (2,2,2) calculado pelo trabalho de Jiang e Chang (2013)

4.2 EXEMPLO 2

Este problema foi extraído de Floudas e Grossmann (1987a) e foi também resolvido por Isafiade e Fraser (2010), Jiang e Chang (2013) e Isafiade *et al.* (2015). Existem duas correntes quentes e duas correntes frias, uma utilidade quente e uma utilidade fria e a RTC deve operar em três períodos iguais. As temperaturas de entrada e de saída e as capacidades térmicas podem variar de um período para o outro. A Tabela 7 mostra os dados de entrada para o exemplo e a Tabela 8 apresenta os coeficientes globais de transferência de calor e os dados de custo.

Tabela 7: Dados das correntes para o Exemplo 2

Corrente	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	FC_p (kW/°C)
Período 1			
H1	249	100	10,55
H2	259	128	12,66
C1	96	170	9,144
C2	106	270	15
Período 2			
H1	229	120	7,032
H2	239	148	8,44
C1	96	170	9,144
C2	106	270	15
Período 3			
H1	249	100	10,55
H2	259	128	12,66
C1	116	150	6,096
C2	126	250	10

Tabela 8: Coeficientes de transferência de calor e dados de custo para o Exemplo 2

Unidade	Par	Co_u (kW/(m ² · °C))
1	HU-C2	0,8
2	H2-C2	1
3	H1-C1	1
4	H1-C2	1
5	H2-C2	1
6	H1-CU	0,4
7	H2-CU	0,3

$$Custo = 4333 \cdot Area^{0,6}, Area [=] m^2.$$

$$Custo \text{ de HU (300-300 °C)} = 171,428 \times 10^{-4} \text{ \$/kWh.}$$

$$Custo \text{ de CU (30-50 °C)} = 60,576 \times 10^{-4} \text{ \$/kWh.}$$

Um problema de PNLMI foi resolvido para cada período de operação usando GAMS com o solver DICOPT, requerendo menos de 1 segundo em todos os períodos. O modelo tem 108 equações e 101 variáveis (incluindo 12 variáveis binárias). A Figura 9 apresenta a RTC para cada período e a Tabela 9 mostra as configurações de cada RTC. Redes viáveis foram obtidas para todos os períodos.

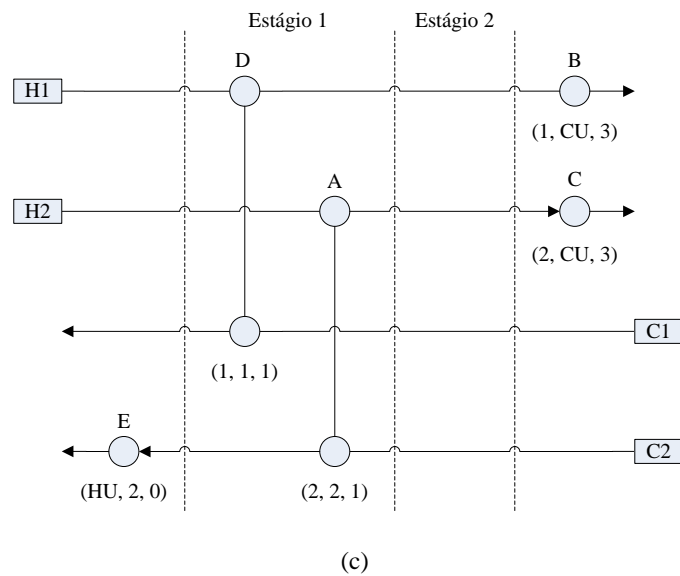
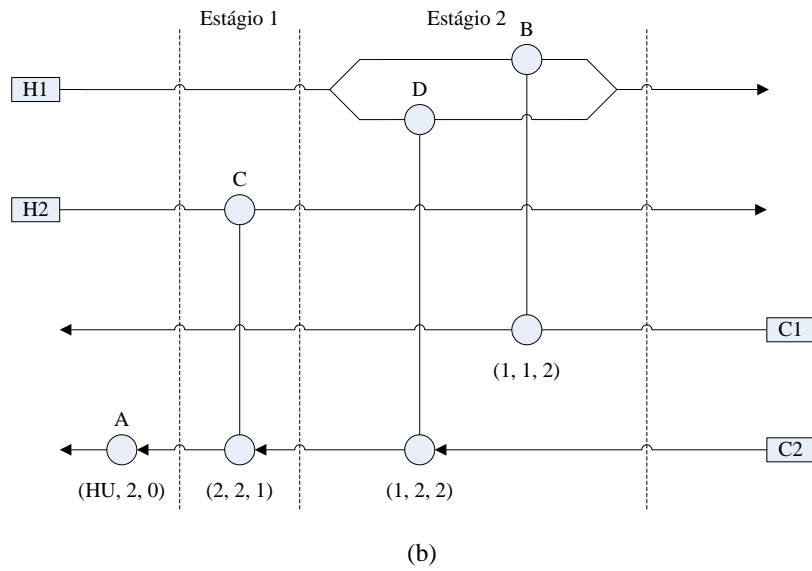
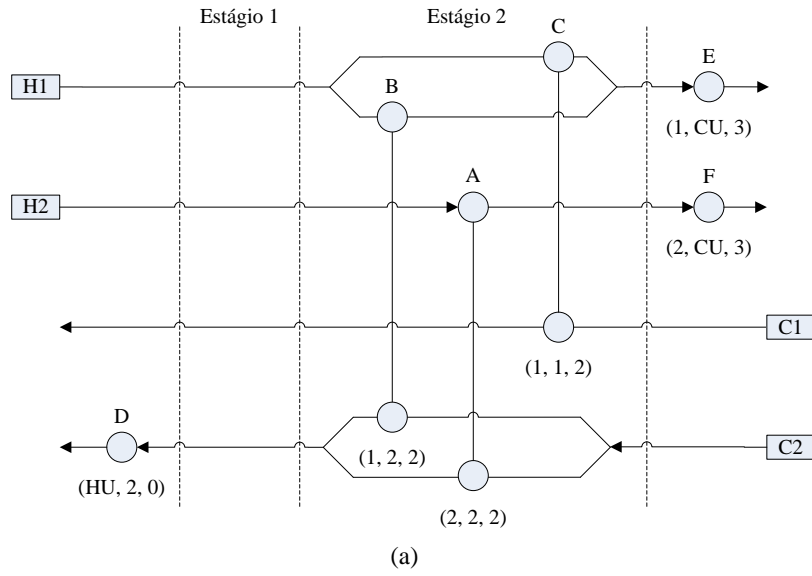


Figura 9: RTCs para o Exemplo 2. (a) Período 1. (b) Período 2. (c) Período 3

Tabela 9: RTCs para os Períodos 1, 2 e 3 do Exemplo 2

Par	(i, j, k)	(1,1,1)	(1,1,2)	(1,2,2)	(2,2,1)	(2,2,2)	(1, CU, 3)	(2, CU, 3)	(HU, 2,0)
Período 1									
A_s	m^2	-	17,0	36,1	-	70,0	8,9	7,0	11,1
$Area_{i,j,k}$	m^2	-	17,0	36,1	-	70,0	8,9	7,0	11,1
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	-	100,0	100,0	-	100,0	100,0	100,0	100,0
$q_{i,j,k}$	kW	-	676,6	638,7	-	1458,2	256,6	200,2	363,0
$rh_{i,j,k}$		-	0,471	0,529	-	1,0	1,0	1,0	
$rc_{i,j,k}$		-	1,0	0,320	-	0,680			1,0
$th_{i,k}$	K	-	249,0	249,0	-	259,0	124,3	143,8	300,0
$th_{i,k+1}$	K	-	124,3	124,3	-	143,8	100,0	128,0	300,0
$ths_{i,j,k}$	K	-	112,7	134,6	-	143,8	100,0	128,0	300,0
$tc_{j,k+1}$	K	-	96,0	106,0	-	106,0	30,0	30,0	245,8
$tc_{j,k}$	K	-	170,0	245,8	-	245,8	50,0	50,0	270,0
$tcs_{i,j,k}$	K	-	170,0	239,0	-	249,0	50,0	50,0	270,0
Período 2									
A_s	m^2	-	36,1	11,1	17,0	-	-	-	70,0
$Area_{i,j,k}$	m^2	-	17,4	1,9	14,4	-	-	-	28,6
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	-	48,2	17,1	84,7	-	-	-	40,8
$q_{i,j,k}$	kW	-	676,6	89,8	768,0	-	-	-	1602,1
$rh_{i,j,k}$		-	0,883	0,117	1,0	-	-	-	
$rc_{i,j,k}$		-	1,0	1,0	1,0	-	-	-	1,0
$th_{i,k}$	K	-	229,0	229,0	239,0	-	-	-	300,0
$th_{i,k+1}$	K	-	120,0	120,0	148,0	-	-	-	300,0
$ths_{i,j,k}$	K	-	120,0	120,0	148,0	-	-	-	300,0
$tc_{j,k+1}$	K	-	96,0	106,0	112,0	-	-	-	163,2
$tc_{j,k}$	K	-	170,0	112,0	163,2	-	-	-	270,0
$tcs_{i,j,k}$	K	-	170,0	112,0	163,2	-	-	-	270,0
Período 3									
A_s	m^2	11,1	-	-	70,0	-	36,1	17,0	8,9
$Area_{i,j,k}$	m^2	1,9	-	-	51,0	-	29,4	14,5	1,0
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	17,1	-	-	72,8	-	81,4	85,3	11,2
$q_{i,j,k}$	kW	207,3	-	-	1198,3	-	1364,7	460,1	41,6
$rh_{i,j,k}$		1,0	-	-	1,0	-	1,0	1,0	
$rc_{i,j,k}$		1,0	-	-	1,0	-			1,0
$th_{i,k}$	K	249,0	-	-	259,0	-	229,3	164,3	300,0
$th_{i,k+1}$	K	229,3	-	-	164,3	-	100,0	128,0	300,0
$ths_{i,j,k}$	K	229,3	-	-	164,3	-	100,0	128,0	300,0
$tc_{j,k+1}$	K	116,0	-	-	126,0	-	30,0	30,0	245,8
$tc_{j,k}$	K	150,0	-	-	245,8	-	50,0	50,0	250,0
$tcs_{i,j,k}$	K	150,0	-	-	245,8	-	50,0	50,0	250,0

Novamente, o procedimento algorítmico para integrar as RTCs obtidas nos 3 períodos foi usado. A Tabela 10 apresenta a área para cada equipamento. O fator de anualização (r) usado foi $0,2 \text{ ano}^{-1}$ com 8.600 horas em três períodos de operação em um ano e a EMAT é $10 \text{ }^\circ\text{C}$. A RTC multiperiódica final tem 6 unidades de transferência de calor com área total de $150,1 \text{ m}^2$. Nenhuma área superestimada é apresentada para o Período 1, mas os Períodos 2 e 3 têm áreas superestimadas, respectivamente, em 59% e 35%. Se *timesharing* não fosse usado, a área total deveria ser $248,9 \text{ m}^2$ e 8 equipamentos seriam necessários.

Tabela 10: Áreas atribuídas do Exemplo 2

Período	Par (i, j, k)	Área requerida (m^2)	Área atribuída (m^2)	Rótulo do trocador
1	(2, 2, 2)	70,0	70,0	A
3	(2, 2, 1)	51,0	70,0	A
1	(1, 2, 2)	36,1	36,1	B
3	(1, CU, 3)	29,4	36,1	B
2	(HU, 2, 0)	28,6	70,0	A
2	(1, 1, 2)	17,4	36,1	B
1	(1, 1, 2)	17,0	17,0	C
3	(2, CU, 3)	14,5	17,0	C
2	(2, 2, 1)	14,4	17,0	C
1	(HU, 2, 0)	11,1	11,1	D
1	(1, CU, 3)	8,9	8,9	E
1	(2, CU, 3)	7,0	7,0	F
2	(1, 2, 2)	1,9	11,1	D
3	(1, 1, 1)	1,9	11,1	D
3	(HU, 2, 0)	1,0	8,9	E

A Tabela 11 mostra uma comparação entre os custos obtidos por Floudas e Grossmann (1987a), Isafiade e Fraser (2010), Jiang e Chang (2013) e Isafiade *et al.* (2015) e o presente trabalho, o qual resultou em uma RTC multiperiódica final com CTA de $171.199 \text{ \$/ano}$. Pode ser observado em termos do CTA, que o modelo proposto fornece resultados melhores do que aqueles obtidos por Floudas e Grossmann (1987a), Isafiade e Fraser (2010) e Isafiade *et al.* (2015). O CTA de Jiang e Chang (2013) é $170.084 \text{ \$/ano}$, porém, além de apresentarem as mesmas inconsistências demonstradas para o Exemplo 1, a RTC proposta por Jiang e Chang (2013) tem um trocador de calor com uma área menor do que $1,0 \text{ m}^2$, a qual não é viável na prática. Os custos de utilidades no presente trabalho foram comparáveis aos valores encontrados por Floudas e Grossmann (1987a) e Jiang e Chang (2013). Os custos de utilidades obtidos por Isafiade *et al.* (2015) (calculados baseados na estrutura da RTC

apresentada na Figura 3 do trabalho dos autores) foram extremamente grandes, enquanto que o custo de capital correspondente foi o menor entre todos os valores previamente relatados. Isto não é surpreendente, dado que a RTC apresentada por Isafiade *et al.* (2015) não exibiu nenhuma integração energética (em outras palavras, não existe troca de calor entre as correntes de processo). Somente aquecedores e resfriadores foram usados. Por isso, o custo de capital foi baixo, como esperado, enquanto que os custos com utilidades foram altos. Outro ponto relativo ao trabalho de Isafiade *et al.* (2015) é que os valores de CTA foram apresentados incorretamente em \$/h, em vez de em \$/ano (CTA significa custo total anualizado). Isto pode significar que no cálculo dos autores, o custo de capital foi adicionado (sem transformá-lo para \$/h) com os custos de utilidades numa base horária, o que explica o valor de 125.371 \$/h apresentado no seu trabalho.

Tabela 11: Comparação dos custos para o Exemplo 2

	CO (\$/ano)	CC (\$/ano)	CTA (\$/ano)	%
Floudas e Grossmann (1987a)	134.492	53.876	188.368	9
Isafiade e Fraser (2010)	314.731	26.926	341.657	50
Jiang e Chang (2013)	134.496	35.588	170.084	-0,65
Isafiade <i>et al.</i> (2015)	518.236	24.263	542.499	68
Presente trabalho	138.239	32.960	171.199	0

4.3 EXEMPLO 3

Este problema foi adaptado de Floudas e Grossmann (1987b) e foi usado por Chen e Hung (2004), Isafiade e Fraser (2010) e Jiang e Chang (2013). O problema tem duas correntes quentes, duas correntes frias, uma utilidade quente e uma utilidade fria. A RTC deve operar em quatro períodos distintos. As temperaturas de entrada e as capacidades térmicas das correntes $H1$ e $C2$ podem variar de um período para o outro. A Tabela 12 apresenta os dados para as correntes. As temperaturas de entrada e de saída da utilidade quente são 573 K e seu custo é 0,0171428 \$/kWh. As temperaturas de entrada e saída da utilidade fria são 303 K e 323 K, respectivamente e seu custo é 0,0060576 \$/kWh. Os coeficientes globais de transferência de calor para todos os pares são 0,08 kW/(m² K) e o custo de capital é dado por: $Custo = 4333 \cdot Area^{0,6}$ ($Area$ em m²). O fator de anualização é $r = 0,2 \text{ ano}^{-1}$ com 8.600 horas em um ano e a EMAT é 10 K.

Tabela 12: Dados das correntes para o Exemplo 3

Corrente	T_{in} (K)	T_{out} (K)	FC_p (kW/K)
Condições nominais			
H1	583	323	1,4
H2	723	553	2,0
C1	313	393	3,0
C2	388	553	2,0
Período 1			
H1	593	323	1,8
H2	723	553	2,0
C1	313	393	3,0
C2	383	553	2,4
Período 2			
H1	593	323	1,8
H2	723	553	2,0
C1	313	393	3,0
C2	393	553	1,6
Período 3			
H1	573	323	1,0
H2	723	553	2,0
C1	313	393	3,0
C2	383	553	2,4

Aplicando o procedimento sistemático, as RTCs obtidas para as condições nominais e para cada período são apresentadas na Figura 10 e na Tabela 13. O modelo de PNLMI tem 108 equações e 101 variáveis (com 12 variáveis binárias) e foi resolvido para cada período usando GAMS com o solver DICOPT, requerendo menos de 1 segundo em todos os casos. A RTC multiperíodica final resultante do procedimento de integração automático é apresentado na Tabela 14. Este trabalho apresenta um CTA de 35.925 \$/ano e área total de 110,2 m². As áreas foram superdimensionadas para as condições nominais e para os Períodos 1-3 em, respectivamente, 23%, 7%, 18% e 10%. Se para cada trocador de calor somente um par de corrente pudesse ser atribuído, o total de área seria 178,8 m² e 9 equipamentos seriam necessários.

A comparação do CTA obtido no presente trabalho com os obtidos nos resultados anteriores da literatura é apresentada na Tabela 15. Como no Exemplo 1, o CTA obtido usando o modelo proposto foi menor do que os valores reportados anteriormente na literatura. Além disso, todas as RTCs sintetizadas no presente trabalho possuem trocadores de calor viáveis na prática, uma vez que eles apresentam áreas de transferência de calor superior a 1,0

m². O mesmo não é verdade para o trabalho de Isafiade e Fraser (2010) e Jiang e Chang (2013).

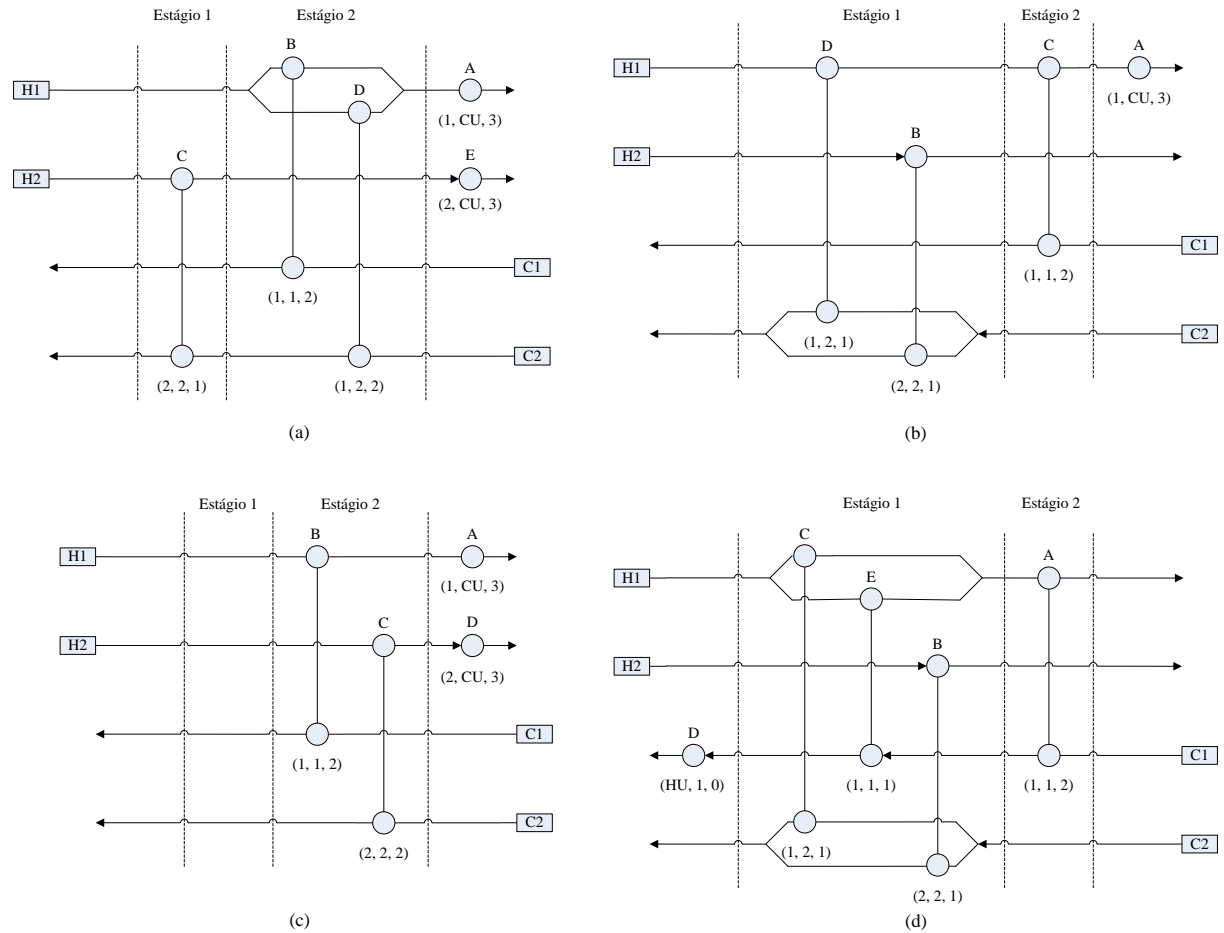


Figura 10: RTCs para o Exemplo 3. (a) Condições nominais. (b) Período 1. (c) Período 2. (d) Período 3

Tabela 13: RTCs para as condições nominais e Períodos 1, 2 e 3 do Exemplo 3

Par	(i, j, k)	(1,1,1)	(1,1,2)	(1,2,1)	(1,2,2)	(2,2,1)	(2,2,2)	(1, CU, 3)	(2, CU, 3)	(HU, 1,0)
Condições nominais										
A_s	m^2	-	25,0	-	9,4	22,4	-	51,4	2,0	-
$Area_{i,j,k}$	m^2	-	24,1	-	6,7	22,0	-	30,3	2,0	-
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	-	96,4	-	71,3	98,2	-	58,9	100,0	-
$q_{i,j,k}$	kW	-	240,0	-	30,0	300,0	-	94,0	40,0	-
$rh_{i,j,k}$		-	0,884	-	0,116	1,0	-	1,0	1,0	-
$rc_{i,j,k}$		-	1,0	-	1,0	1,0	-	-	-	-
$th_{i,k}$	K	-	583,0	-	583,0	723,0	-	390,1	573,0	-
$th_{i,k+1}$	K	-	390,1	-	390,1	573,0	-	323,0	553,0	-
$ths_{i,j,k}$	K	-	389,1	-	398,0	573,0	-	323,0	553,0	-
$tc_{j,k+1}$	K	-	313,0	-	388,0	403,0	-	303,0	303,0	-
$tc_{j,k}$	K	-	393,0	-	403,0	553,0	-	323,0	323,0	-
$tcs_{i,j,k}$	K	-	393,0	-	403,0	553,0	-	323,0	323,0	-
Período 1										
A_s	m^2	-	22,4	9,4	-	25,0	-	51,4	-	-
$Area_{i,j,k}$	m^2	-	22,4	9,4	-	25,0	-	45,4	-	-
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	-	100,0	100,0	-	100,0	-	88,3	-	-
$q_{i,j,k}$	kW	-	240,0	68,0	-	340,0	-	178,0	-	-
$rh_{i,j,k}$		-	1,0	1,0	-	1,0	-	1,0	-	-
$rc_{i,j,k}$		-	1,0	0,167	-	0,833	-	-	-	-
$th_{i,k}$	K	-	555,2	593,0	-	723,0	-	421,9	-	-
$th_{i,k+1}$	K	-	421,9	555,2	-	553,0	-	323,0	-	-
$ths_{i,j,k}$	K	-	421,9	555,2	-	553,0	-	323,0	-	-
$tc_{j,k+1}$	K	-	313,0	383,0	-	383,0	-	303,0	-	-
$tc_{j,k}$	K	-	393,0	553,0	-	553,0	-	323,0	-	-
$tcs_{i,j,k}$	K	-	393,0	553,0	-	553,0	-	323,0	-	-
Período 2										
A_s	m^2	-	25,0	-	-	-	22,4	51,4	9,4	-
$Area_{i,j,k}$	m^2	-	17,4	-	-	-	17,2	51,4	4,0	-
$Area_{i,j,k}/A_s$	%	-	69,6	-	-	-	76,8	100,0	42,5	-
$q_{i,j,k}$	kW	-	240,0	-	-	-	256,0	246,0	84,0	-
$rh_{i,j,k}$		-	1,0	-	-	-	1,0	1,0	1,0	-
$rc_{i,j,k}$		-	1,0	-	-	-	1,0	-	-	-
$th_{i,k}$	K	-	593,0	-	-	-	723,0	459,7	595,0	-
$th_{i,k+1}$	K	-	459,7	-	-	-	595,0	323,0	553,0	-
$ths_{i,j,k}$	K	-	459,7	-	-	-	595,0	323,0	553,0	-
$tc_{j,k+1}$	K	-	313,0	-	-	-	393,0	303,0	303,0	-
$tc_{j,k}$	K	-	393,0	-	-	-	553,0	323,0	323,0	-
$tcs_{i,j,k}$	K	-	393,0	-	-	-	553,0	323,0	323,0	-
Período 3										
A_s	m^2	2,0	51,4	22,4	-	25,0	-	-	-	9,4
$area_{i,j,k}$	m^2	2,0	47,0	21,7	-	25,0	-	-	-	3,8
$area_{i,j,k}/A_s$	%	100,0	91,4	96,9	-	100,0	-	-	-	40,4
$q_{i,j,k}$	kW	27,4	154,5	68,0	-	340,0	-	-	-	58,0
$rh_{i,j,k}$		0,443	1,0	0,557	-	1,0	-	-	-	-
$rc_{i,j,k}$		1,0	1,0	0,167	-	0,833	-	-	-	1,0
$th_{i,k}$	K	573,0	477,5	573,0	-	723,0	-	-	-	573,0
$th_{i,k+1}$	K	477,5	323,0	477,5	-	553,0	-	-	-	573,0
$ths_{i,j,k}$	K	511,0	323,0	450,9	-	553,0	-	-	-	573,0
$tc_{j,k+1}$	K	364,5	313,0	383,0	-	383,0	-	-	-	373,7
$tc_{j,k}$	K	373,7	364,5	553,0	-	553,0	-	-	-	393,0
$tcs_{i,j,k}$	K	373,7	364,5	553,0	-	553,0	-	-	-	393,0

Tabela 14: Áreas atribuídas para o Exemplo 3

Período	Par (<i>i, j, k</i>)	Área requerida (<i>m</i> ²)	Área atribuída (<i>m</i> ²)	Rótulo do trocaador
3	(1, CU, 3)	51,4	51,4	A
4	(1, 1, 2)	47,0	51,4	A
2	(1, CU, 3)	45,4	51,4	A
1	(1, CU, 3)	30,3	51,4	A
2	(2, 2, 1)	25,0	25,0	B
4	(2, 2, 1)	25,0	25,0	B
1	(1, 1, 2)	24,1	25,0	B
2	(1, 1, 2)	22,4	22,4	C
1	(2, 2, 1)	22,0	22,4	C
4	(1, 2, 1)	21,7	22,4	C
3	(1, 1, 2)	17,4	25,0	B
3	(2, 2, 2)	17,2	22,4	C
2	(1, 2, 1)	9,4	9,4	D
1	(1, 2, 2)	6,7	9,4	D
3	(2, CU, 3)	4,0	9,4	D
4	(HU, 1, 0)	3,8	9,4	D
1	(2, CU, 3)	2,0	2,0	E
4	(1, 1, 1)	2,0	2,0	E

Tabela 15: Comparação do custo total anualizado para o Exemplo 3

	CTA (\$/ano)	%
Floudas e Grossmann (1987b)	49.879	28
Chen e Hung (2004)	41.876	14
Isafiade e Fraser (2010)	39.660	9
Jiang e Chang (2013)	37.787	5
Presente trabalho	35.925	0

4.4 EXEMPLO 4

Este estudo de caso foi apresentado por Seider *et al.* (2009) com a finalidade de analisar a controlabilidade e a resiliência de uma RTC. Lewin, Seider e Seader (2004) também utilizaram o caso para o projeto *six-sigma*. No presente trabalho, o caso foi adaptado para o sistema internacional e os resultados foram comparados com os apresentados por Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004).

4.4.1 RTC original

A rede, mostrada na Figura 11, apresenta uma corrente quente e duas correntes frias, em que as três temperaturas de saída dessas correntes (T_{c2} , T_{c4} e T_{h3}) são consideradas variáveis que precisam ser controladas. A corrente quente é resfriada de 533 a 422 K usando as correntes frias 2 e 3, que possuem temperaturas de entrada 422 e 366 K e temperaturas de saída 462 e 477 K, respectivamente. As capacidades térmicas possuem a unidade de MW/K.

O balanço de energia para este sistema envolve 15 variáveis, vazões e temperaturas de cada corrente e calor trocado em cada equipamento: F_1 , F_2 , F_3 , Th_0 , Th_1 , Th_2 , Th_3 , Tc_0 , Tc_1 , Tc_2 , Tc_3 , Tc_4 , Q_1 , Q_2 e Q_3 . Existem quatro variáveis externamente definidas, sendo duas variáveis fixas (seus valores não são alterados) e duas variáveis de perturbação (sofrem perturbações do meio externo): as temperaturas de entrada das correntes frias (Tc_0 e Tc_1) e a vazão de entrada e a temperatura de entrada da corrente quente (F_1 e Th_0), com perturbação máxima de 5% e 2,78 K, respectivamente. É necessário que a rede seja resiliente às perturbações na corrente quente 1.

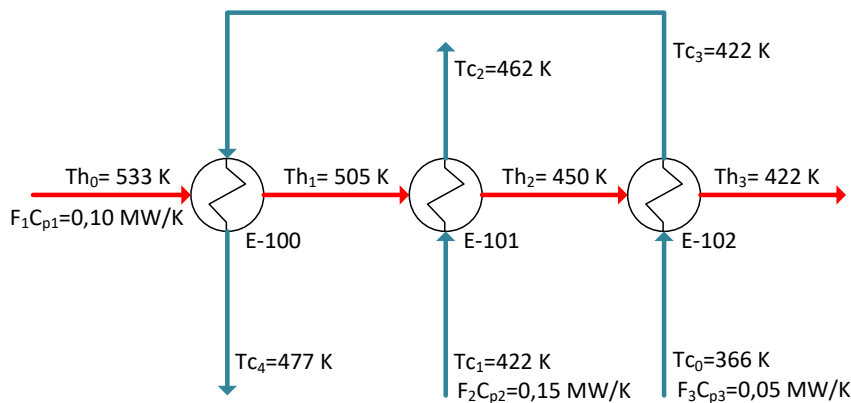


Figura 11: RTC original para o Exemplo 4 (Seider *et al.*, 2009)

Para capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, o modelo de estado estacionário para a RTC consiste de três equações para cada trocador de calor.

- Para o equipamento E-100:

$$f_1\{x\} = Q_1 - F_1 C_{p1} \cdot (Th_0 - Th_1) = 0 \quad (53)$$

$$f_2\{x\} = Q_1 - F_3 C_{p3} \cdot (Tc_4 - Tc_3) = 0 \quad (54)$$

$$f_3\{x\} = Q_1 - Co_1 A_1 \frac{(Th_0 - Tc_4) - (Th_1 - Tc_3)}{\ln[(Th_0 - Tc_4)/(Th_1 - Tc_3)]} = 0 \quad (55)$$

- Para o equipamento E-101:

$$f_4\{x\} = Q_2 - F_1 C_{p1} \cdot (Th_1 - Th_2) = 0 \quad (56)$$

$$f_5\{x\} = Q_2 - F_2 C_{p2} \cdot (Tc_2 - Tc_1) = 0 \quad (57)$$

$$f_6\{x\} = Q_2 - Co_2 A_2 \frac{(Th_1 - Tc_2) - (Th_2 - Tc_1)}{\ln[(Th_1 - Tc_2)/(Th_2 - Tc_1)]} = 0 \quad (58)$$

- Para o equipamento E-102:

$$f_7\{x\} = Q_3 - F_1 C_{p1} \cdot (Th_2 - Th_3) = 0 \quad (59)$$

$$f_8\{x\} = Q_3 - F_3 C_{p3} \cdot (Tc_3 - Tc_0) = 0 \quad (60)$$

$$f_9\{x\} = Q_3 - Co_3 A_3 \frac{(Th_2 - Tc_3) - (Th_3 - Tc_0)}{\ln[(Th_2 - Tc_3)/(Th_3 - Tc_0)]} = 0 \quad (61)$$

Os valores Co_u e A_u são o coeficiente global de transferência de calor e a área do equipamento, respectivamente, para o equipamento de transferência de calor u . Os valores são conhecidos: $Co_1 A_1 = 0,0428$ MW/K, $Co_2 A_2 = 0,1668$ MW/K e $Co_3 A_3 = 0,0731$ MW/K, portanto não são variáveis do processo. Além disso, a vazão das correntes quente e fria apresenta o valor nominal unitário.

Para saber a quantidade de variáveis manipuladas disponível no sistema, é necessária a análise do número de graus de liberdade (GL).

$$GL = N_{\text{variáveis}} - N_{\text{ext. definidas}} - N_{\text{equações}} \quad (62)$$

Para a RTC deste exemplo:

$$GL = 15 - 4 - 9 = 2 \quad (63)$$

Deste modo, como o número de graus de liberdade é igual a 2, significa que duas variáveis podem ser manipuladas. Assim, o sistema permite apenas que duas variáveis sejam controladas, deixando uma delas sem controle. Vários sistemas possíveis de controle podem ser investigados para avaliar quais das três variáveis controladas apresentam respostas estática e dinâmica mais favoráveis para as variáveis manipuladas. Neste exemplo, as variáveis Tc_2 e Tc_4 foram selecionadas para serem controladas e Th_3 é a variável sem controle, pois, além de apresentarem melhor custo de perturbação comparado com os demais sistemas, essas variáveis foram também escolhidas nos exemplos de Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004).

Dessa maneira, para gerar o modelo linearizado da RTC, foram definidas como variáveis manipuladas $u = [F_2, F_3]$, como variáveis de perturbação $d = [F_1, Th_0]$ e como variáveis de estado $x = [Th_1, Th_2, Th_3, Tc_2, Tc_3, Tc_4, Q_1, Q_2$ e $Q_3]$. Com a finalidade de calcular as mudanças que as variáveis manipuladas causam na variável Th_3 , foram calculados também os elementos dessa variável na matriz de ganho de estado estacionário.

Usando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1,1]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2,78 K]$, o modelo linearizado resultante é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_4 \\ \Delta Th_3 \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} -32,59 & -8,11 \\ -3,97 & -58,11 \\ -7,94 & -15,15 \end{bmatrix}}_{\begin{bmatrix} P_1\{0\} \\ P_2\{0\} \end{bmatrix}} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \end{bmatrix} + \underbrace{\begin{bmatrix} 1,57 & 1,05 \\ 1,24 & 1,63 \\ 2,73 & 0,49 \end{bmatrix}}_{\begin{bmatrix} P_{d_1}\{0\} \\ P_{d_2}\{0\} \end{bmatrix}} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta Th_0 \end{bmatrix} \quad (64)$$

Os ganhos na Equação (64) são apresentados como a mudança em K, em resposta a uma mudança em escala total de cada entrada (valor nominal da variável manipulada [1,1] e perturbação máxima da variável de perturbação [5%, 2,78 K]). Assim, por exemplo, em resposta ao aumento de 5% em F_1 , o modelo linear prevê um aumento de 1,24 K em Tc_4 , como indicado na Equação (64). O cálculo da RGA foi realizado apenas para as variáveis controladas, portanto a matriz $P_2\{0\}$ não foi utilizada neste momento.

$$RGA = P_1\{0\} \otimes (P_1^{-1}\{0\})^T = \begin{bmatrix} 1,02 & -0,02 \\ -0,02 & 1,02 \end{bmatrix} \quad (65)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($Tc_2 - F_2$ e $Tc_4 - F_3$), pois os elementos da diagonal principal estão próximos de um, como mostrado na Equação (65), fornecendo respostas que são quase perfeitamente dissociadas. O emparelhamento diferente do diagonal poderia levar a problemas de instabilidade. A Figura 12 apresenta o sistema de controle para RTC original.

A resiliência da RTC é examinada, calculando o DC no estado estacionário para as perturbações de $\pm 5\%$ em F_1 e $\pm 2,78 K$ em Th_0 . Porém, como o modelo linearizado gerado foi escalonado com os valores máximos das perturbações, no cálculo do DC, utiliza-se apenas o valor unitário positivo ou negativo ou o valor nulo para indicar a existência ou não da

perturbação. Também foi calculado o valor da variação de Th_3 com as perturbações do sistema e com os valores atingidos pelas variáveis manipuladas por meio da Equação (66).

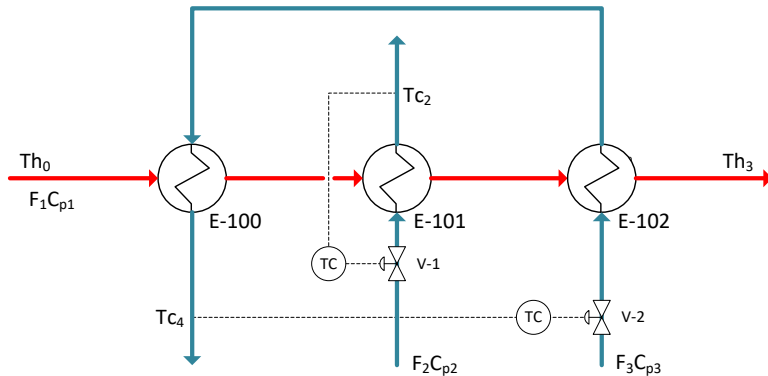


Figura 12: Sistema de controle para RTC original do Exemplo 4 (Seider *et al.*, 2009)

$$\Delta Th_3\{0\} = (P_{d_2}\{0\} - P_2\{0\} \cdot P_1^{-1}\{0\} \cdot P_{d_1}\{0\}) \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta Th_0 \end{bmatrix} \quad (66)$$

Os valores da Tabela 16 foram calculados supondo controle perfeito. Ela apresenta as mudanças das variáveis manipuladas, o DC e a variação na Th_3 para quatro vetores de perturbação. Pode-se concluir, com os valores mostrados, que a rejeição das perturbações é perfeita para as variáveis controladas (Tc_2 e Tc_4) com valores insignificantes de DC. Porém, a variável Th_3 é significativamente afetada com as perturbações e o pior caso acontece quando as perturbações em F_1 e Th_0 estão em direções opostas.

Tabela 16: Modificações nas variáveis F_2 , F_3 e Th_3 e DC para a RTC original para o Exemplo 4

ΔF_1	ΔTh_0	ΔF_2	ΔF_3	DC	ΔTh_3
+5%	0	0,0437	0,0184	0,0474	2,1070
+5%	+2.78 K	0,0694	0,0448	0,0826	1,9941
0	+2.78 K	0,0257	0,0264	0,0368	-0,1129
-5%	+2.78 K	-0,0180	0,0080	0,0197	-2,2200

Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) apresentaram valores distintos para os índices RGA e DC (Equação (67) e Tabela 17) devido a maneira incorreta de linearização do modelo. Porém, todos os exemplos exibiram as mesmas conclusões, ou seja, que o emparelhamento diagonal é preferido e que a rejeição das perturbações é perfeita para as variáveis controladas, porém afetando significativamente a variável Th_3 .

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,09 & -0,09 \\ -0,09 & 1,09 \end{bmatrix} \quad (67)$$

Tabela 17: Modificações nas variáveis F_2, F_3 e Th_3 e DC para a RTC original de Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004)

ΔF_1	ΔTh_0	ΔF_2	ΔF_3	DC	ΔTh_3
+5%	0	0,0253	0,0184	0,0313	3,7900
+5%	+2.78 K	0,0246	0,0447	0,0511	3,5900
0	+2.78 K	-0,0007	0,0264	0,0264	-0,2000
-5%	+2.78 K	-0,0261	0,0080	0,0273	-4,0000

4.4.2 RTC modificada (com *by-pass*)

Com a finalidade de eliminar a variação na variável Th_3 , foi adicionado um *by-pass* no trocador de calor E-102, pois, essa alteração, apresentada na Figura 13, aumenta o número de graus de liberdade do processo e permite controlar as três temperaturas de saída. Com o *by-pass*, o número de variáveis é aumentado por dois (ϕ é a fração de vazão do *by-pass* no trocador de calor E-102 e Tc_3' é a temperatura de saída do trocador de calor E-102). Assim, o balanço de energia no sistema envolve 17 variáveis: $F_1, F_2, F_3, Th_0, Th_1, Th_2, Th_3, Tc_0, Tc_1, Tc_2, Tc_3, Tc_3', Tc_4, Q_1, Q_2, Q_3$ e ϕ . As mesmas quatro variáveis são externamente definidas, (Tc_0, Tc_1, F_1 e Th_0). Para determinar a melhor fração de *by-pass* para a RTC, a análise de resiliência é utilizada, realizando um *trade-off* entre o custo de capital e o índice DC.

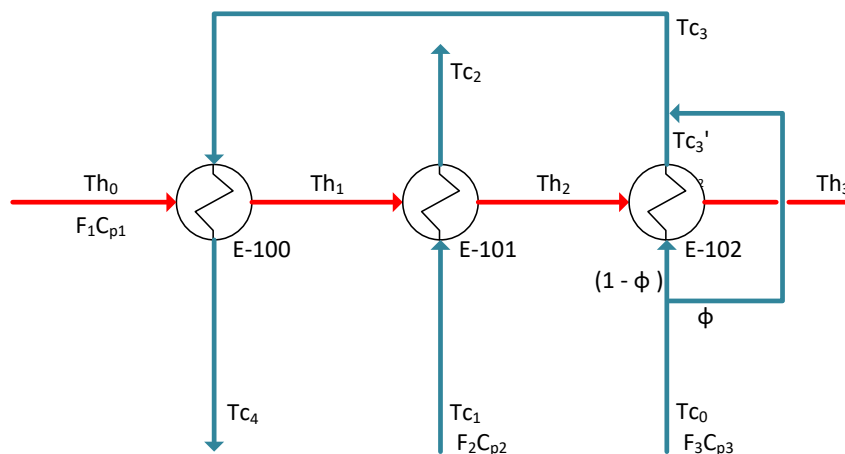


Figura 13: RTC modificada para o Exemplo 4 (Seider *et al.*, 2009)

Para capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, o modelo desta RTC também é obtido por meio dos três balanços de energia realizados em cada trocador de calor.

As equações para os equipamentos E-100 e E-101 são as mesmas apresentadas para a RTC sem *by-pass* (Equações (53) a (58)). A modificação ocorre no balanço do trocador de calor E-102 (Equações (68) a (70)) e na adição do balanço de energia para o misturador (Equação (71)).

- Para o equipamento E-102:

$$f_7\{x\} = Q_3 - F_1 C_{p1} \cdot (Th_2 - Th_3) = 0 \quad (68)$$

$$f_8\{x\} = Q_3 - F_3 C_{p3} \cdot (1 - \phi) \cdot (Tc_3' - Tc_0) = 0 \quad (69)$$

$$f_9\{x\} = Q_3 - K_3 C_{O_3} A_3 \frac{(Th_2 - Tc_3') - (Th_3 - Tc_0)}{\ln[(Th_2 - Tc_3') / (Th_3 - Tc_0)]} = 0 \quad (70)$$

$$f_{10}\{x\} = (1 - \phi) \cdot Tc_3' + \phi Tc_0 - Tc_3 = 0 \quad (71)$$

Os dados Co_u e A_u permanecem com os mesmos valores propostos para a RTC sem *by-pass*, porém, a área do trocador de calor E-102 depende da fração de *by-pass* ϕ . Portanto, foi acrescentado na Equação (70) a variável K_3 para indicar o quanto é necessário aumentar a área de transferência de calor em relação à fração de *by-pass* ϕ analisada.

Para esta RTC com *by-pass*:

$$GL = 17 - 4 - 10 = 3 \quad (72)$$

Assim, o sistema permite que três variáveis possam ser controladas Tc_2 , Tc_4 e Th_3 , utilizando F_2 , F_3 e ϕ como variáveis manipuladas. Definindo o valor de 0,1 para a fração de *by-pass*, é possível calcular o aumento da área do trocador de calor E-102, por meio das Equações (69), (70) e (71). Assim, o valor de K_3 é 1,12, ou seja, é necessário aumentar 12% da área do trocador de calor E-102. O modelo linearizado da RTC para esse valor na fração de *by-pass*, usando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1, 1, 0, 1]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2,78 K]$ é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_4 \\ \Delta Th_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -32,59 & -7,58 & -0,38 \\ -3,97 & -55,91 & -1,58 \\ -7,94 & -16,99 & 1,32 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \\ \Delta \phi \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1,57 & 1,05 \\ 1,22 & 1,63 \\ 2,75 & 0,49 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta Th_0 \end{bmatrix} \quad (73)$$

O cálculo da RGA em estado estacionário é realizado utilizando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,00 & -0,04 & 0,04 \\ -0,02 & 0,78 & 0,24 \\ 0,02 & 0,26 & 0,72 \end{bmatrix} \quad (74)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($Tc_2 - F_2, Tc_4 - F_3$ e $Th_3 - \phi$), fornecendo respostas com interações entre a segunda e a terceira malha. Este sistema de controle é mostrado na Figura 14.

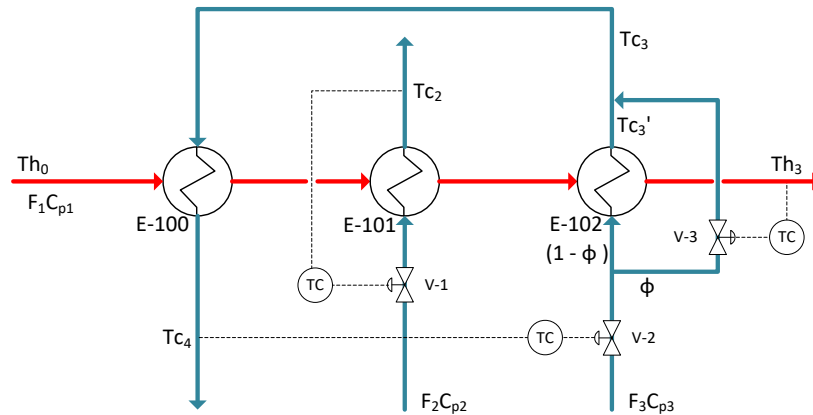


Figura 14: Sistema de controle para a RTC modificada do Exemplo 4 (Seider *et al.*, 2009)

A resiliência da RTC é examinada da mesma maneira que foi apresentada para a RTC sem *by-pass*, calculando o DC para perturbações de $\pm 5\%$ em F_1 e $\pm 2,78$ K em Th_0 . Também foram calculados os valores das modificações nas variáveis manipuladas para essas perturbações, assumindo controle perfeito. Os valores são apresentados na Tabela 18. Nota-se que para algumas perturbações em F_1 e Th_0 , principalmente quando estão em direções opostas, o valor do DC excede a unidade, o que significa que essa RTC não apresenta uma boa resiliência.

Tabela 18: Modificações nas variáveis F_2, F_3 e ϕ e DC para RTC com fração de *by-pass* de $\phi = 0,1$ para o Exemplo 4

ΔF_1	ΔT_0	ΔF_2	ΔF_3	$\Delta \phi$	DC
+5%	0	0,0495	0,0505	-1,1360	1,1382
+5%	+2.78 K	0,0749	0,0752	-1,0376	1,0430
0	+2.78 K	0,0254	0,0247	0,0984	0,1046
-5%	+2.78 K	-0,0241	-0,0258	1,2344	1,2349

Também para RTC modificada com $\phi = 0,1$, Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) exibiram valores distintos para os índices RGA e DC (Equação (75) e Tabela 19) devido a maneira incorreta de linearização do modelo. Porém, todos os três exemplos apresentaram as mesmas conclusões, ou seja, que o emparelhamento diagonal é preferido e que a RTC não apresenta uma resiliência desejável.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,17 & -0,22 & 0,04 \\ -0,07 & 0,84 & 0,23 \\ -0,10 & 0,38 & 0,72 \end{bmatrix} \quad (75)$$

Tabela 19: Modificações nas variáveis F_2 , F_3 e ϕ e DC para RTC com fração de *by-pass* de $\phi = 0,1$ de Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004)

ΔF_1	ΔTh_0	ΔF_2	ΔF_3	$\Delta \phi$	DC
+5%	0	-0,0010	0,0510	-11,4000	11,4000
+5%	+2,78 K	-0,0003	0,0750	-10,3000	10,3000
0	+2,78 K	0,0007	0,0250	0,9800	0,9800
-5%	+2,78 K	0,0017	-0,0260	12,3000	12,3000

Para alcançar uma RTC em que as perturbações possam ser removidas, ou seja, com um índice de resiliência igual ou inferior à unidade, um novo valor para a fração de *by-pass* é proposto. Definindo o valor de 0,25 para a fração de *by-pass*, como proposto por Seider *et al.* (2009), o trocador de calor E-102 deve ser redimensionado. Assim, o valor de K_3 é 1,55, o que significa que é necessário aumentar 55% da área do equipamento E-102. O modelo linearizado da rede para o valor de 0,25 na fração de *by-pass*, utilizando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1, 1, 0,25]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2,78 K]$ é dado pela Equação (76).

$$\begin{bmatrix} \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_4 \\ \Delta Th_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -32,59 & -6,18 & -1,60 \\ -3,97 & -49,99 & -6,72 \\ -7,94 & -21,92 & 5,60 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \\ \Delta \phi \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1,55 & 1,05 \\ 1,16 & 1,63 \\ 2,80 & 0,49 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta Th_0 \end{bmatrix} \quad (76)$$

O cálculo da RGA em estado estacionário é realizado usando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,00 & -0,03 & 0,03 \\ -0,02 & 0,70 & 0,32 \\ 0,02 & 0,33 & 0,65 \end{bmatrix} \quad (77)$$

Novamente a RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido $Tc_2 - F_2$, $Tc_4 - F_3$ e $Th_3 - \phi$, fornecendo respostas com interações entre a segunda e a terceira malha. A resiliência da RTC é testada e apresentada na Tabela 20. Também foram apresentados os valores das modificações nas variáveis manipuladas para as perturbações, assumindo controle perfeito. Nota-se que a rejeição das perturbações é alcançada pelas variáveis manipuladas com pequeno esforço de controle. Portanto, a resiliência da rede é aceitável para $\phi = 0,25$, pois fornece valores de DC inferiores a unidade.

Tabela 20: Modificações nas variáveis F_2, F_3 e ϕ e DC para RTC com fração de *by-pass* de $\phi = 0,25$ para o Exemplo 4

ΔF_1	ΔTh_0	ΔF_2	ΔF_3	$\Delta \phi$	DC
+5%	0	0,0495	0,0505	-0,2317	0,2423
+5%	+2.78 K	0,0749	0,0752	-0,1868	0,2148
0	+2.78 K	0,0254	0,0247	0,0449	0,0572
-5%	+2.78 K	-0,0241	-0,0258	0,2766	0,2788

Nesta parte do Exemplo 4, Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) também apresentaram valores distintos para os índices RGA e DC (Equação (78) e Tabela 21) devido ao erro que os autores cometeram na linearização do modelo. Todos os três exemplos mostraram que o emparelhamento diagonal é preferido, porém para Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) o índice máximo de DC alcançado é de 1,11, isso significa que, aproximadamente, a resiliência é aceitável. No presente trabalho, o índice máximo é de 0,2788, ou seja, a RTC apresenta rejeição à perturbação desejável.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,17 & -0,21 & 0,04 \\ -0,07 & 0,75 & 0,32 \\ -0,10 & 0,46 & 0,64 \end{bmatrix} \quad (78)$$

Tabela 21: Modificações nas variáveis F_2, F_3 e ϕ e DC para RTC com fração de *by-pass* de $\phi = 0,25$ de Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004)

ΔF_1	ΔTh_0	ΔF_2	ΔF_3	$\Delta \phi$	DC
+5%	0	-0,0010	0,0510	-0,9300	0,9300
+5%	+2.78 K	-0,0003	0,0750	0,7500	0,7500
0	+2.78 K	0,0007	0,0250	0,1800	0,1800
-5%	+2.78 K	0,0017	-0,0260	1,1100	1,1100

Como demonstrado com os resultados alcançados para $\phi = 0,10$ e $\phi = 0,25$, os valores da área de transferência de calor aumentam com o aumento da fração de *by-pass*, porém os valores do índice DC diminuem. A Tabela 22 apresenta o *trade-off* entre a resiliência e a área de troca térmica. Para $\phi = 0,10$, o aumento da área é apenas 12%, porém a resiliência é inadequada. Já para $\phi = 0,30$, com o valor do índice DC muito inferior a 1, a resiliência é satisfatória, porém a área do trocador de calor precisa ser um pouco maior que o dobro. Um valor bom para a fração de *by-pass* é 0,15, pois atinge uma resiliência desejável com um aumento de apenas 20% da área no equipamento E-102.

Tabela 22: *Trade-off* entre o índice máximo de DC e a área do trocador de calor para a RTC modificada do Exemplo 4

ϕ	DC	K_3
0,10	1,23	1,12
0,15	0,70	1,20
0,20	0,43	1,33
0,25	0,28	1,55
0,30	0,18	2,05

Os resultados de Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) são apresentados na Tabela 23. Os autores propuseram o valor de 0,25 para a fração de *by-pass*, o que aumentaria a área do trocador de calor em 55% e alcançaria uma resiliência aceitável. No presente trabalho, por meio da análise do DC, a fração de *by-pass* nominal indicada é 0,15, proporcionando uma redução de 35% no custo de capital, com uma resiliência desejável.

Tabela 23: *Trade-off* entre o índice máximo de DC e a área do trocador de calor para Seider *et al.* (2009) e para Lewin, Seider e Seader (2004)

ϕ	DC	K_3
0,10	12,3	1,12
0,15	4,63	1,21
0,20	2,16	1,33
0,25	1,11	1,55
0,30	0,58	2,05

A análise de C&R em estado estacionário fornece um desempenho superior da RTC modificada em relação à RTC original. Isto ocorre porque a RTC original permite apenas que duas variáveis sejam controladas, deixando a terceira variável sem controle. A RTC com *by-pass*, com perturbações na corrente quente (F_1 e Th_o), permite que as temperaturas de saída das correntes (Tc_2, Tc_4 e Th_3) sejam controladas em seus *setpoints*.

4.5 EXEMPLO 5

Este estudo de caso foi adaptado de Floudas e Grossmann (1987b) e apresentado no Exemplo 3 do presente trabalho para a síntese de RTC multiperiódica. Neste estudo de caso será utilizado com a finalidade de analisar a controlabilidade e a resiliência das RTCs sintetizadas para as condições nominais e para os três períodos de operação no Exemplo 3. O

problema tem duas correntes quentes e duas correntes frias e os coeficientes globais de transferência de calor para todos os pares são $0,08 \text{ kW}/(\text{m}^2 \text{ K})$.

4.5.1 RTC para as condições nominais de operação

Na rede, mostrada na Figura 15, as quatro temperaturas de saída das correntes de processo (Th_5, Th_8, Tc_2 e Tc_5) são consideradas variáveis que precisam ser controladas. A RTC apresenta três trocadores de calor (1, 2 e 3) e dois resfriadores (4 e 5) com áreas de 24,1, 6,7, 22,0, 30,3 e 2,0 m^2 , respectivamente. A capacidade térmica da utilidade fria utilizada na corrente H1 (FC_{p6}) é $4,7 \text{ kW/K}$ e na corrente H2 (FC_{p5}) é 2 kW/K .

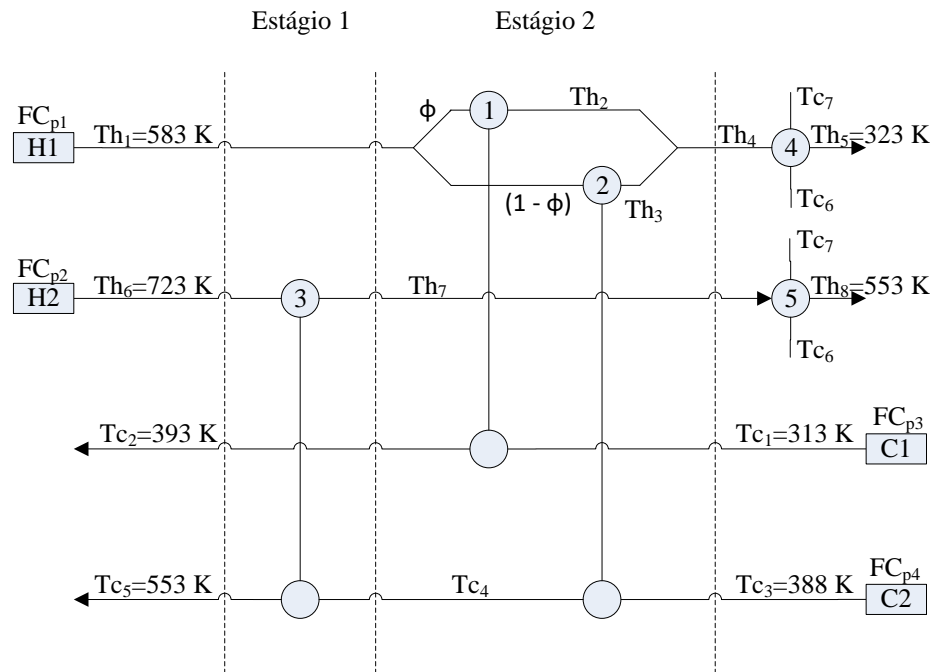


Figura 15: RTC para as condições nominais de operação do Exemplo 5

O balanço de energia para este sistema envolve 27 variáveis, capacidades térmicas e temperaturas de cada corrente, calor trocado em cada equipamento e fração de divisão da corrente quente H1: $FC_{p1}, FC_{p2}, FC_{p3}, FC_{p4}, FC_{p5}, FC_{p6}, Th_1, Th_2, Th_3, Th_4, Th_5, Th_6, Th_7, Th_8, Tc_1, Tc_2, Tc_3, Tc_4, Tc_5, Tc_6, Tc_7, Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5$ e ϕ . Com os dados das correntes apresentados na Tabela 12, é possível observar que existem quatro variáveis de perturbação: capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente quente H1 (FC_{p1} e Th_1) e capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente fria C2 (FC_{p4} e Tc_3), com perturbação máxima de 28%, 10 K, 20% e 5 K, respectivamente. Além disso, existem três

variáveis fixas: as temperaturas de entrada e saída da utilidade fria ($T_{c6} = 303 \text{ K}$ e $T_{c7} = 323 \text{ K}$) e a fração de divisão da corrente quente H1 ($\phi = 0,884$). É necessário que a rede seja resiliente às perturbações na corrente quente H1 e na corrente fria C2.

Para capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, o modelo de estado estacionário para a RTC consiste de três balanços de energia realizados em cada equipamento de transferência de calor e um balanço de energia no misturador da corrente quente H1. Portanto, o modelo é obtido por meio de 16 equações. Para saber a quantidade de variáveis manipuladas disponível no sistema, é realizada a análise do número de graus de liberdade (GL). Para a RTC para as condições nominais de operação:

$$GL = 27 - 7 - 16 = 4 \quad (79)$$

Assim, como o número de graus de liberdade é igual a 4, significa que quatro variáveis podem ser manipuladas (FC_{p6} , FC_{p5} , FC_{p3} e FC_{p2}) para controlar as variáveis Th_5 , Th_8 , Tc_2 e Tc_5 . Usando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [4,7, 2, 3, 2]$ e $\Delta d^{max} = [28\%, 10 \text{ K}, 20\%, 5 \text{ K}]$, o modelo linearizado resultante é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Th_5 \\ \Delta Th_8 \\ \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_5 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 13,7 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 240,0 & 0,0 & 10,0 \\ 89,6 & 0,0 & -51,8 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & -74,6 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p6} \\ \Delta FC_{p5} \\ \Delta FC_{p3} \\ \Delta FC_{p2} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 4,1 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ -23,9 & 0,1 & 0,0 & -0,6 \\ 11,2 & 351,0 & -8,5 & -172,7 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p1} \\ \Delta Th_1 \\ \Delta FC_{p4} \\ \Delta Tc_3 \end{bmatrix} \quad (80)$$

O cálculo da RGA é realizado utilizando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 1,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 1,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & 1,0 \end{bmatrix} \quad (81)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($Th_5 - FC_{p6}$, $Th_8 - FC_{p5}$, $Tc_2 - FC_{p3}$ e $Tc_5 - FC_{p2}$), fornecendo respostas perfeitamente dissociadas. A resiliência da RTC é examinada, calculando o DC para perturbações de $\pm 28\%$ em FC_{p1} , $\pm 10 \text{ K}$ em Th_1 , $\pm 20\%$ em FC_{p4} e $\pm 5 \text{ K}$ em Tc_3 . Porém, assim como no Exemplo 4, utiliza-se apenas o valor unitário positivo ou negativo ou o valor nulo para indicar a existência ou não da perturbação, pois o modelo linearizado foi escalonado com os valores máximos das perturbações. Também foram calculados os valores das modificações nas variáveis

manipuladas para essas perturbações, assumindo controle perfeito. Os valores são apresentados na Tabela 24. Nota-se que as variáveis controladas são significativamente afetadas com as perturbações, pois o valor do DC excede a unidade. O pior caso acontece quando existem somente perturbações em FC_{p1} e Th_1 .

Tabela 24: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para as condições nominais de operação do Exemplo 5

ΔFC_{p1}	ΔTh_1	ΔFC_{p4}	ΔTc_3	ΔFC_{p6}	ΔFC_{p5}	ΔFC_{p3}	ΔFC_{p2}	DC
+28%	0	0	0	-0,3001	-0,0063	-0,9794	0,1509	1,0354
+28%	+10 K	0	0	-0,3001	-0,2024	-0,9766	4,8576	4,9680
+28%	+10 K	+20%	0	-0,3001	-0,1976	-0,9762	4,7429	4,8557
+28%	+10 K	+20%	+5 K	-0,3001	-0,1011	-0,9881	2,4272	2,6396
0	+10 K	+20%	+5 K	0	-0,0948	-0,0087	2,2763	2,2783
0	0	+20%	+5 K	0	0,1013	-0,0114	-2,4304	2,4326
0	0	0	+5 K	0	0,0965	-0,0118	-2,3158	2,3178
-28%	+10 K	-20%	+5 K	0,3001	-0,0981	0,9699	2,3547	2,5661
-28%	-10 K	-20%	-5 K	0,3001	0,1011	0,9881	-2,4272	2,6396
+28%	-10 K	+20%	-5 K	-0,3001	0,0981	-0,9699	-2,3547	2,5661

Analisando a Tabela 24, observa-se que a variável manipulada (FC_{p2}), que é emparelhada com a variável controlada (Tc_5), realiza maior esforço para controlar as variáveis. Dessa forma, para melhorar a resiliência da RTC para as condições nominais de operação, sugere-se acrescentar um aquecedor na corrente C2 a fim de emparelhar a variável controlada (temperatura de saída da corrente C2) com a capacidade térmica da utilidade quente (variável manipulada). Com essa modificação, o nome da variável que relaciona com a temperatura de saída da corrente fria C2 (variável controlada) passa a ser Tc_6 em vez de Tc_5 , como apresentada na Figura 16. A RTC passa a exibir três trocadores de calor (1, 2 e 3), dois resfriadores (4 e 5) e um aquecedor (6) com áreas de 24,1, 6,7, 11,4, 30,3, 6,4 e 31,6 m², respectivamente. A capacidade térmica da utilidade fria utilizada na corrente H1 (FC_{p6}) permanece a mesma da RTC sem a modificação (4,7 kW/K), porém na corrente H2 (FC_{p5}) é modificada para 7 kW/K. Já a capacidade térmica da utilidade quente utilizada na corrente C2 (FC_{p7}) é 100 kW/K.

Com o aquecedor, o balanço de energia envolve 32 variáveis, capacidades térmicas e temperaturas de cada corrente, calor trocado em cada equipamento e fração de divisão da corrente quente H1: FC_{p1} , FC_{p2} , FC_{p3} , FC_{p4} , FC_{p5} , FC_{p6} , FC_{p7} , Th_1 , Th_2 , Th_3 , Th_4 , Th_5 , Th_6 , Th_7 , Th_8 , Th_9 , Th_{10} , Tc_1 , Tc_2 , Tc_3 , Tc_4 , Tc_5 , Tc_6 , Tc_7 , Tc_8 , Q_1 , Q_2 , Q_3 , Q_4 , Q_5 , Q_6 e ϕ . As

variáveis de perturbação são as mesmas FC_{p1} , Th_1 , FC_{p4} e Tc_3 e além das três variáveis fixas: as temperaturas de entrada e saída da utilidade fria ($Tc_7 = 303$ K e $Tc_8 = 323$ K) e a fração de divisão da corrente quente H1 ($\phi = 0,884$), também as temperaturas de entrada e saída da utilidade quente ($Th_9 = 573$ K e $Th_{10} = 572$ K) são consideradas fixas. Novamente, deseja-se que a rede seja resiliente às perturbações na corrente quente H1 e na corrente fria C2.

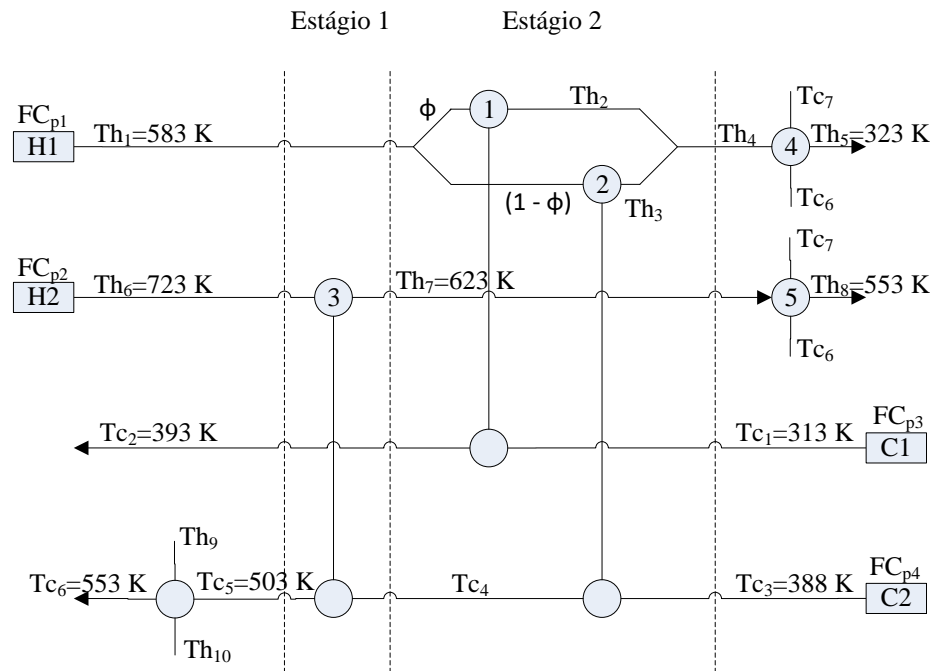


Figura 16: RTC para as condições nominais de operação modificada do Exemplo 5

Para capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, o modelo de estado estacionário para a RTC consiste de 19 equações: três balanços de energia realizados em cada equipamento de transferência de calor e um balanço de energia no misturador da corrente quente H1. Para a RTC para as condições nominais de operação modificada, o número de graus de liberdade é:

$$GL = 32 - 9 - 19 = 4 \quad (82)$$

Assim, quatro variáveis controladas (Th_5 , Th_8 , Tc_2 e Tc_6) podem ser emparelhadas com quatro variáveis manipuladas (FC_{p6} , FC_{p5} , FC_{p3} e FC_{p7}). Usando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [4, 7, 7, 3, 100]$ e $\Delta d^{max} = [28\%, 10$ K, $20\%, 5$ K], o modelo linearizado resultante é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Th_5 \\ \Delta Th_8 \\ \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_6 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 13,7 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 356,8 & 0,0 & 57,7 \\ 89,6 & 0,0 & -51,8 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & -19,7 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p6} \\ \Delta FC_{p5} \\ \Delta FC_{p3} \\ \Delta FC_{p7} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 4,1 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 1,1 & 0,3 & -9,9 & 2,1 \\ -23,9 & 0,1 & 0,0 & -0,6 \\ 0,0 & 0,0 & -1,5 & -0,0 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p1} \\ \Delta Th_1 \\ \Delta FC_{p4} \\ \Delta Tc_3 \end{bmatrix} \quad (83)$$

O cálculo da RGA em estado estacionário é realizado utilizando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 1,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 1,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & 1,0 \end{bmatrix} \quad (84)$$

Novamente a RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($Th_5 - FC_{p6}$, $Th_8 - FC_{p5}$, $Tc_2 - FC_{p3}$ e $Tc_6 - FC_{p7}$), fornecendo respostas perfeitamente dissociadas. A resiliência da RTC é examinada, calculando o DC para perturbações de $\pm 28\%$ em FC_{p1} , ± 10 K em Th_1 , $\pm 20\%$ em FC_{p4} e ± 5 K em Tc_3 e apresentada na Tabela 25. Também foram apresentados os valores das modificações nas variáveis manipuladas para essas perturbações, assumindo controle perfeito.

Tabela 25: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para as condições nominais de operação modificada do Exemplo 5

ΔFC_{p1}	ΔTh_1	ΔFC_{p4}	ΔTc_3	ΔFC_{p6}	ΔFC_{p5}	ΔFC_{p3}	ΔFC_{p7}	DC
+28%	0	0	0	-0,3001	-0,0032	-0,9794	0,0000	1,0243
+28%	+10 K	0	0	-0,3001	-0,0042	-0,9766	0,0000	1,0217
+28%	+10 K	+20%	0	-0,3001	0,0361	-0,9762	-0,0771	1,0248
+28%	+10 K	+20%	+5 K	-0,3001	0,0303	-0,9881	-0,0771	1,0359
0	+10 K	+20%	+5 K	0	0,0335	-0,0087	-0,0771	0,0845
0	0	+20%	+5 K	0	0,0345	-0,0114	-0,0771	0,0852
0	0	0	+5 K	0	-0,0058	-0,0118	0,0000	0,0132
-28%	+10 K	-20%	+5 K	0,3001	-0,0439	0,9699	0,0771	1,0192
-28%	-10 K	-20%	-5 K	0,3001	-0,0303	0,9881	0,0771	1,0359
+28%	-10 K	+20%	-5 K	-0,3001	0,0439	-0,9699	-0,0771	1,0192

Nota-se, na Tabela 25, que a rejeição das perturbações é alcançada pelas variáveis manipuladas com pequeno esforço de controle. Portanto, a resiliência da rede para as condições nominais de operação é aceitável ao acrescentar um aquecedor na corrente C2, pois fornece valores de DC inferiores ou próximos a unidade.

4.5.2 RTC para o Período 1

Na RTC para o Período 1, apresentada na Figura 17, as quatro temperaturas de saída das correntes de processo (Th_4 , Th_6 , Tc_2 e Tc_6) são consideradas variáveis controladas. A rede possui três trocadores de calor (1, 2 e 3) e um resfriador (4) com áreas de 9,4, 25,0, 22,4 e 45,4 m², respectivamente. A capacidade térmica da utilidade fria utilizada na corrente H1 (FC_{p5}) é 8,9 kW/K.

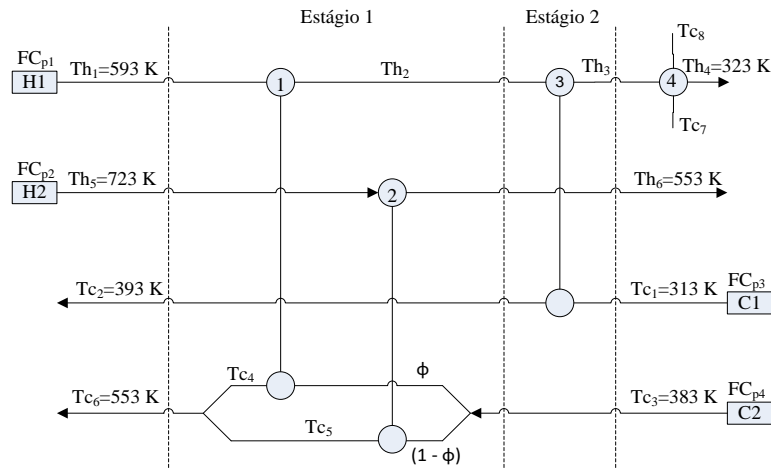


Figura 17: RTC para o Período 1 do Exemplo 5

O balanço de energia para este sistema envolve 24 variáveis, capacidades térmicas e temperaturas de cada corrente, calor trocado em cada equipamento e fração de divisão da corrente fria C2: FC_{p1} , FC_{p2} , FC_{p3} , FC_{p4} , FC_{p5} , Th_1 , Th_2 , Th_3 , Th_4 , Th_5 , Th_6 , Tc_1 , Tc_2 , Tc_3 , Tc_4 , Tc_5 , Tc_6 , Tc_7 , Tc_8 , Q_1 , Q_2 , Q_3 , Q_4 e ϕ . Para essa rede, é possível também observar que existem quatro variáveis de perturbação: capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente quente H1 (FC_{p1} e Th_1) e capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente fria C2 (FC_{p4} e Tc_3), com perturbação máxima de 44%, 20 K, 33% e 10 K, respectivamente. Além disso, três variáveis são consideradas fixas: as temperaturas de entrada e saída da utilidade fria ($Tc_7 = 303$ K e $Tc_8 = 323$ K) e a temperatura de entrada da corrente quente H2 ($Th_5 = 723$ K). É necessário que a rede seja resiliente às perturbações na corrente quente H1 e na corrente fria C2.

Para capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, o modelo de estado estacionário para a RTC consiste de três balanços de energia realizados em cada equipamento de transferência de calor e um balanço de energia no misturador da corrente fria C2. Portanto, o modelo é obtido por meio de 13 equações. A quantidade de variáveis manipuladas disponível no sistema é identificada por meio da análise do número de graus de liberdade. Para a RTC para o Período 1:

$$GL = 24 - 7 - 13 = 4 \quad (85)$$

Dessa maneira, é possível que as quatro variáveis controladas (Th_4 , Th_6 , Tc_2 e Tc_6) sejam emparelhadas com as quatro variáveis manipuladas (FC_{p5} , FC_{p2} , FC_{p3} e ϕ). O modelo linearizado resultante utilizando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [8,9, 2, 3, 0,167]$ e $\Delta d^{max} = [44\%, 20 K, 33\%, 10 K]$ é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Th_4 \\ \Delta Th_6 \\ \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_6 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 14,6 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 127,5 & 0,0 & 8,5 \\ 138,3 & 0,0 & -45,3 & 4,8 \\ 0,0 & 35,4 & 0,0 & 9,6 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p5} \\ \Delta FC_{p2} \\ \Delta FC_{p3} \\ \Delta \phi \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 6,1 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & -5,8 & 5,0 \\ -45,2 & -3,6 & 0,7 & -0,4 \\ 0,3 & 2,7 & -16,2 & 4,5 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p1} \\ \Delta Th_1 \\ \Delta FC_{p4} \\ \Delta Tc_3 \end{bmatrix} \quad (86)$$

O cálculo da RGA é realizado utilizando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 1,3 & 0,0 & -0,3 \\ 0,0 & 0,0 & 1,0 & 0,0 \\ 0,0 & -0,3 & 0,0 & 1,3 \end{bmatrix} \quad (87)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($Th_4 - FC_{p5}$, $Th_6 - FC_{p2}$, $Tc_2 - FC_{p3}$ e $Tc_6 - \phi$), fornecendo respostas com interações entre a segunda e a quarta malha. A resiliência da RTC é testada e apresentada na Tabela 26. Também foram calculados os valores das modificações nas variáveis manipuladas para as perturbações, assumindo controle perfeito.

Tabela 26: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para o Período 1 do Exemplo 5

ΔFC_{p1}	ΔTh_1	ΔFC_{p4}	ΔTc_3	ΔFC_{p5}	ΔFC_{p2}	ΔFC_{p3}	$\Delta \phi$	DC
+44%	0	0	0	-0,4171	0,0031	-2,2727	-0,0471	2,3111
+44%	+20 K	0	0	-0,4171	0,0281	-2,3913	-0,4201	2,4636
+44%	+20 K	+33%	0	-0,4171	-0,0606	-2,1612	1,5928	2,7177
+44%	+20 K	+33%	+10 K	-0,4171	-0,0713	-2,2155	1,1660	2,5391
0	+20 K	+33%	+10 K	0	-0,0745	0,0571	1,2131	1,2167
0	0	+33%	+10 K	0	-0,0994	0,1757	1,5860	1,5988
0	0	0	+10 K	0	-0,0107	-0,0543	-0,4269	0,4305
-44%	+20 K	-33%	+10 K	0,4171	0,0998	1,8697	-2,7657	3,3658
-44%	-20 K	-33%	-10 K	0,4171	0,0713	2,2155	-1,1660	2,5391
+44%	-20 K	+33%	-10 K	-0,4171	-0,0998	-1,8697	2,7657	3,3658

Nota-se, na Tabela 26, que as variáveis controladas são significativamente afetadas com as perturbações, pois o valor do DC excede a unidade. O pior caso acontece quando as perturbações em FC_{p1} e FC_{p4} estão em direções opostas as perturbações em Th_1 e Tc_3 . Portanto, a resiliência da rede para o Período 1 não é aceitável. Para melhorar a resiliência, assim como realizado com a RTC para as condições nominais de operação, deve-se alterar o projeto da RTC, como introduzir um aquecedor na corrente fria C1.

4.5.3 RTC para o Período 2

Na RTC para o Período 2, mostrada na Figura 18, as temperaturas Th_3 , Th_6 , Tc_2 e Tc_4 são consideradas variáveis controladas. A rede possui dois trocadores de calor (1 e 2) e dois resfriadores (3 e 4) com áreas de 17,4, 17,2, 51,4 e 4,0 m², respectivamente. A capacidade térmica da utilidade fria utilizada na corrente quente H1 (FC_{p6}) é 12,3 kW/K e na corrente quente H2 (FC_{p5}) é 4,2 kW/K.

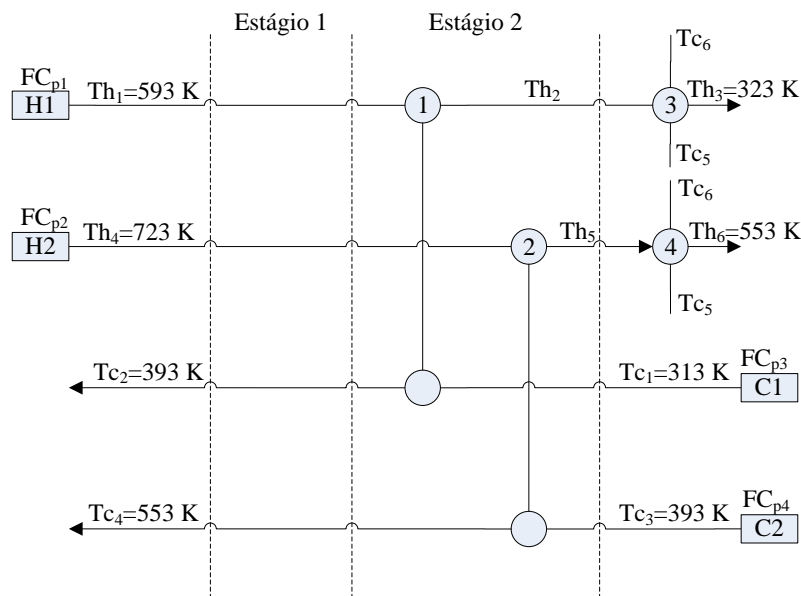


Figura 18: RTC para o Período 2 do Exemplo 5

O balanço de energia para este sistema envolve 22 variáveis, capacidades térmicas e temperaturas de cada corrente e calor trocado em cada equipamento: FC_{p1} , FC_{p2} , FC_{p3} , FC_{p4} , FC_{p5} , FC_{p6} , Th_1 , Th_2 , Th_3 , Th_4 , Th_5 , Th_6 , Tc_1 , Tc_2 , Tc_3 , Tc_4 , Tc_5 , Tc_6 , Q_1 , Q_2 , Q_3 e Q_4 . A RTC para o Período 2 possui quatro variáveis de perturbação: capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente quente H1 (FC_{p1} e Th_1) e capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente fria C2 (FC_{p4} e Tc_3), com perturbação máxima de

44%, 20 K, 50% e 10 K, respectivamente. Além disso, a rede possui duas variáveis fixas: as temperaturas de entrada e saída da utilidade fria ($T_{c_5} = 303$ K e $T_{c_6} = 323$ K). É necessário que a RTC seja resiliente às perturbações na corrente quente H1 e na corrente fria C2.

O modelo de estado estacionário para a RTC, considerando capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, consiste de três balanços de energia realizados em cada equipamento de transferência de calor, ou seja, o modelo é obtido por meio de 12 equações. Realizando análise do número de graus de liberdade, é possível identificar a quantidade de variáveis manipuladas disponível no sistema. Para a RTC para o Período 2:

$$GL = 22 - 6 - 12 = 4 \quad (88)$$

A Equação (88) indica que quatro variáveis podem ser manipuladas (FC_{p6} , FC_{p5} , FC_{p3} e FC_{p2}) para controlar as variáveis Th_3 , Th_6 , Tc_2 e Tc_4 . Usando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [12,3, 4,2, 3, 2]$ e $\Delta d^{max} = [44\%, 20$ K, 50%, 10 K], o modelo linearizado resultante é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Th_3 \\ \Delta Th_6 \\ \Delta Tc_2 \\ \Delta Tc_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 15,1 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 241,9 & 0,0 & 20,4 \\ 228,2 & 0,0 & -44,3 & 0,0 \\ 0,0 & 224,3 & 0,0 & -70,8 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p6} \\ \Delta FC_{p5} \\ \Delta FC_{p3} \\ \Delta FC_{p2} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 7,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ -70,8 & -10,1 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,0 & -29,3 & 2,1 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p1} \\ \Delta Th_1 \\ \Delta FC_{p4} \\ \Delta Tc_3 \end{bmatrix} \quad (89)$$

O cálculo da RGA em estado estacionário é realizado utilizando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,8 & 0,0 & 0,2 \\ 0,0 & 0,0 & 1,0 & 0,0 \\ 0,0 & 0,2 & 0,0 & 0,8 \end{bmatrix} \quad (90)$$

O emparelhamento diagonal é preferido ($Th_3 - FC_{p6}$, $Th_6 - FC_{p5}$, $Tc_2 - FC_{p3}$ e $Tc_4 - FC_{p2}$) fornecendo respostas com interações entre a segunda e a quarta malha, como indicado pela RGA na Equação (90). A resiliência da RTC é examinada, calculando o DC para perturbações de $\pm 44\%$ em FC_{p1} , ± 20 K em Th_1 , $\pm 50\%$ em FC_{p4} e ± 10 K em Tc_3 . Também foram calculados os valores das modificações nas variáveis manipuladas (FC_{p6} , FC_{p5} , FC_{p3} e FC_{p2}) para essas perturbações, assumindo controle perfeito. Os valores são apresentados na Tabela 27.

Tabela 27: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para o Período 2 do Exemplo 5

ΔFC_{p1}	ΔTh_1	ΔFC_{p4}	ΔTc_3	ΔFC_{p6}	ΔFC_{p5}	ΔFC_{p3}	ΔFC_{p2}	DC
+44%	0	0	0	-0,4665	0,0000	-3,9990	0,0000	4,0261
+44%	+20 K	0	0	-0,4665	0,0000	-4,2261	0,0000	4,2518
+44%	+20 K	+50%	0	-0,4665	0,0275	-4,2261	-0,3262	4,2643
+44%	+20 K	+50%	+10 K	-0,4665	0,0256	-4,2261	-0,3029	4,2626
0	+20 K	+50%	+10 K	0	0,0256	-0,2271	-0,3029	0,3794
0	0	+50%	+10 K	0	0,0256	0,0000	-0,3029	0,3039
0	0	0	+10 K	0	-0,0020	0,0000	0,0234	0,0235
-44%	+20 K	-50%	+10 K	0,4665	-0,0295	3,7718	0,3496	3,8167
-44%	-20 K	-50%	-10 K	0,4665	-0,0295	4,2261	0,3029	4,2626
+44%	-20 K	+50%	-10 K	-0,4665	0,0295	-3,7718	-0,3496	3,8167

A Tabela 27 indica que a resiliência da RTC para o período 2 não é aceitável, pois o valor do DC excede a unidade. As variáveis controladas são significativamente afetadas com as perturbações e o pior caso acontece quando existem somente perturbações positivas em FC_{p1} , Th_1 e FC_{p4} . Uma melhor resiliência pode ser alcançada realizando alterações no projeto da RTC para o Período 2, como introduzindo um aquecedor na corrente fria C1.

4.5.4 RTC para o Período 3

Na RTC para o Período 3, apresentada na Figura 19, as quatro temperaturas de saída das correntes de processo (Th_5 , Th_7 , Tc_4 e Tc_8) são consideradas variáveis controladas. A rede possui quatro trocadores de calor (1, 2, 3 e 4) e um aquecedor (5) com áreas de 21,7, 2,0, 25,0, 47,0 e 3,8 m², respectivamente. A capacidade térmica da utilidade quente utilizada na corrente C1 (FC_{p5}) é 58, kW/K. O balanço de energia para este sistema envolve 29 variáveis, capacidades térmicas e temperaturas de cada corrente, calor trocado em cada equipamento e fração de divisão da corrente H1 e C2: FC_{p1} , FC_{p2} , FC_{p3} , FC_{p4} , FC_{p5} , Th_1 , Th_2 , Th_3 , Th_4 , Th_5 , Th_6 , Th_7 , Th_8 , Th_9 , Tc_1 , Tc_2 , Tc_3 , Tc_4 , Tc_5 , Tc_6 , Tc_7 , Tc_8 , Q_1 , Q_2 , Q_3 , Q_4 , Q_5 , ϕ e ϕ_1 . Para essa rede, é possível também observar que existem quatro variáveis de perturbação: capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente quente H1 (FC_{p1} e Th_1) e capacidade térmica de entrada e temperatura de entrada da corrente fria C2 (FC_{p4} e Tc_5), com perturbação máxima de 80%, 20 K, 33% e 10 K, respectivamente. Além disso, quatro variáveis são consideradas fixas: as temperaturas de entrada e saída da utilidade quente ($Th_8 = 573$ K e $Th_9 = 572$ K), a temperatura de entrada da corrente quente H2 ($Th_6 = 723$ K) e a fração de divisão

da corrente quente H1. É necessário que a rede seja resiliente às perturbações na corrente quente H1 e na corrente fria C2.

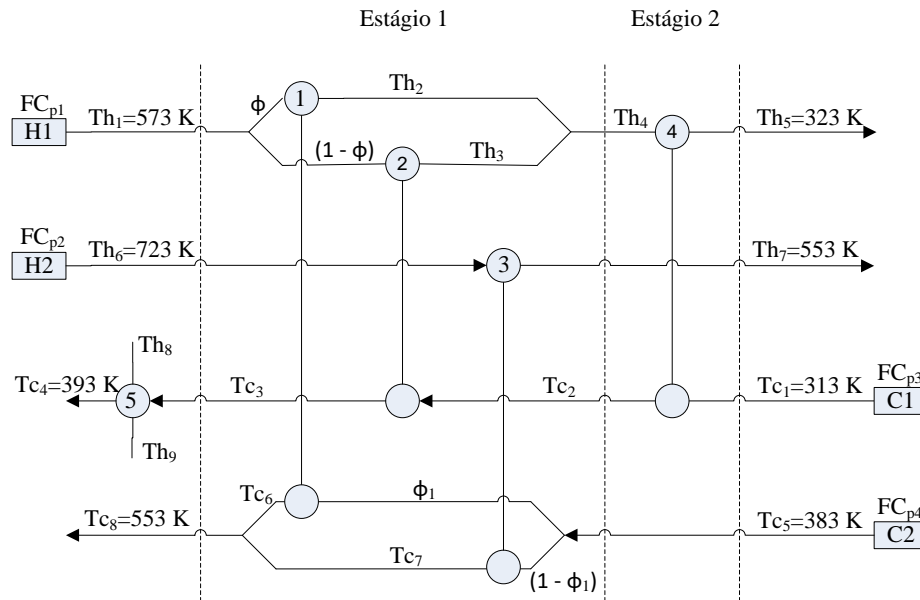


Figura 19: RTC para o Período 3 do Exemplo 5

Para capacidades térmicas constantes e sem mudança de fase, o modelo de estado estacionário para a RTC consiste de três balanços de energia realizados em cada equipamento de transferência de calor, um balanço de energia no misturador da corrente quente H1 e um balanço de energia no misturador da corrente fria C2. Portanto, o modelo é obtido por meio de 17 equações. A quantidade de variáveis manipuladas disponível no sistema é identificada por meio da análise do número de graus de liberdade. Para a RTC para o Período 3:

$$GL = 29 - 8 - 17 = 4 \quad (91)$$

Dessa maneira, é possível que as quatro variáveis controladas (Th_5 , Th_7 , Tc_4 e Tc_8) sejam emparelhadas com as quatro variáveis manipuladas (FC_{p3} , FC_{p2} , FC_{p5} e ϕ_1). O modelo linearizado resultante utilizando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [3, 2, 58, 0,167]$ e $\Delta d^{max} = [80\%, 20 K, 33\%, 10 K]$ é:

$$\begin{bmatrix} \Delta Th_5 \\ \Delta Th_7 \\ \Delta Tc_4 \\ \Delta Tc_8 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 88,0 & 0,0 & -278,6 & 15,9 \\ 0,0 & 127,5 & 0,0 & 8,5 \\ -9,3 & 0,0 & -181,3 & 0,0 \\ 0,0 & 35,4 & 0,0 & 10,5 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p3} \\ \Delta FC_{p2} \\ \Delta FC_{p5} \\ \Delta \phi_1 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} -46,2 & -5,1 & 2,2 & -1,3 \\ 0,0 & 0,0 & -5,8 & 5,0 \\ 0,0 & 0,0 & 0,0 & 0,0 \\ 4,5 & 3,0 & -16,1 & 4,3 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta FC_{p1} \\ \Delta Th_1 \\ \Delta FC_{p4} \\ \Delta Tc_5 \end{bmatrix} \quad (92)$$

O cálculo da RGA é realizado utilizando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 0,9 & 0,0 & 0,1 & 0,0 \\ 0,0 & 1,3 & 0,0 & -0,3 \\ 0,1 & 0,0 & 0,9 & 0,0 \\ 0,0 & -0,3 & 0,0 & 1,3 \end{bmatrix} \quad (93)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($Th_5 - FC_{p3}$, $Th_7 - FC_{p2}$, $Tc_4 - FC_{p5}$ e $Tc_8 - \phi_1$), fornecendo respostas com interações entre a primeira e a terceira malha e a segunda e a quarta malha. A resiliência da RTC é testada e apresentada na Tabela 28. Também foram calculados os valores das modificações nas variáveis manipuladas para as perturbações, assumindo controle perfeito.

Tabela 28: Modificações nas variáveis manipuladas e DC para a RTC para o Período 3 do Exemplo 5

ΔFC_{p1}	ΔTh_1	ΔFC_{p4}	ΔTc_5	ΔFC_{p3}	ΔFC_{p2}	ΔFC_{p5}	$\Delta \phi_1$	DC
+80%	0	0	0	0,5370	0,0369	-0,0277	-0,5516	0,7712
+80%	+20 K	0	0	0,6438	0,0614	-0,0332	-0,9189	1,1241
+80%	+20 K	+33%	0	0,3451	-0,0117	-0,0178	0,8604	0,9273
+80%	+20 K	+33%	+10 K	0,4149	-0,0266	-0,0214	0,4973	0,6485
0	+20 K	+33%	+10 K	-0,1221	-0,0635	0,0063	1,0489	1,0579
0	0	+33%	+10 K	-0,2289	-0,0880	0,0118	1,4162	1,4373
0	0	0	+10 K	0,0698	-0,0149	-0,0036	-0,3631	0,3701
-80%	+20 K	-33%	+10 K	-0,0616	0,0459	0,0032	-1,9582	1,9597
-80%	-20 K	-33%	-10 K	-0,4149	0,0266	0,0214	-0,4973	0,6485
+80%	-20 K	+33%	-10 K	0,0616	-0,0459	-0,0032	1,9582	1,9597

Nota-se, na Tabela 28, que as variáveis controladas são significativamente afetadas com as perturbações, pois o valor do DC excede a unidade. O pior caso acontece quando as perturbações em FC_{p1} e FC_{p4} estão em direções opostas as perturbações em Th_1 e Tc_5 . Portanto, apesar do pior caso do DC ser o melhor quando comparado com os outros períodos de operação, a resiliência da rede para o Período 3 não é aceitável. Para melhorar a resiliência, assim como nos outros períodos, deve-se alterar o projeto da RTC, como introduzir um aquecedor na corrente fria C2.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Neste capítulo são descritas as principais contribuições desta tese acerca do tema síntese de redes de trocadores de calor (RTCs) com operação multiperíódica, as quais resultam do modelo de otimização e da análise de C&R de RTCs. Ao final, são descritas sugestões para trabalhos futuros.

5.1 CONTRIBUIÇÕES DO TRABALHO

A síntese de RTC é um dos ramos mais importantes nos processos industriais, pois possibilita aproveitar melhor a energia térmica existente nas correntes de processo, reduzindo gastos com utilidades e proporcionando benefícios econômicos. Muitos projetos de redes são desenvolvidos considerando um único período de operação, se afastando de um ambiente real de produção, o qual apresenta variações nas temperaturas e nas vazões das correntes quentes e frias ao longo do ano. Do mesmo modo, falham em controlar a temperatura de saída das correntes nos valores preestabelecidos. Estas considerações de flexibilidade e de controlabilidade são importantes para um projeto de RTC, mas geralmente são negligenciadas.

Para atender essa lacuna, estudos foram desenvolvidos abordando aspectos de flexibilidade, controlabilidade e resiliência. Foi proposto um modelo de PNLMI para a síntese de RTC operando em múltiplos períodos, o qual realiza um *trade-off* do custo de utilidades e custo de capital, sendo aplicado para cada período separadamente. As RTCs dos períodos foram integradas por meio de um procedimento algorítmico proposto por Jiang e Chang (2013), gerando uma RTC final multiperíódica, considerando as maiores áreas e não estabelecendo os pares de correntes em cada trocador de calor para os diferentes períodos. O modelo proposto usa a superestrutura de Yee e Grossmann (1990), porém não considera a mistura isotérmica. Portanto, balanços de energia para os misturadores são necessários no modelo. Problemas com um grande número de correntes podem apresentar problemas de convergência devido à formulação não linear. A diferença de temperatura em ambos os terminais de cada equipamento de transferência de calor foi calculada com restrição de igualdade, diferenciando das relaxações mostradas previamente na literatura. Ademais, a

principal inovação foi adicionar restrições para as áreas calculadas a fim de evitar equipamentos com áreas pequenas, o que seria inviável de serem projetados e construídos na prática. O modelo de otimização desenvolvido corrigiu inconsistências no modelo de Jiang e Chang (2013).

Devido à importância de RTCs que suportam mudanças nas condições de operação no processo industrial, faz-se necessário considerar os conceitos de flexibilidade, controlabilidade e resiliência para projetar uma rede. Esta foi a motivação para realizar a análise de C&R de RTCs, utilizando os índices RGA e DC. Foi apresentado o procedimento usado por Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) para avaliar a C&R em estado estacionário e corrigido um erro dos autores na estrutura de linearização do modelo de processo.

Três exemplos da literatura foram usados como estudos de casos para testar o desempenho do modelo desenvolvido e do procedimento automático para sintetizar a RTC multiperiódica. Os modelos de PNLMI foram tratados no ambiente GAMS usando o solver DICOPT. Nos Exemplos 1 e 3, em termos de CTA, os resultados obtidos com o modelo desenvolvido neste trabalho foram melhores do que os publicados anteriormente na literatura. O CTA do Exemplo 2 é melhor do que o encontrado por Floudas e Grossmann (1987a), Isafiade e Fraser (2010) e Isafiade *et al.* (2015) e, embora ligeiramente maior do que o CTA obtido por Jiang e Chang (2013), propõe uma RTC na qual todos os trocadores de calor são viáveis na prática, o que não é verdade para todos os equipamentos do trabalho de Jiang e Chang (2013).

Além disso, dois exemplos de RTCs foram utilizados para realizar a análise de C&R. O clássico estudo de caso 12S.2 foi apresentado no Exemplo 4 e resultou em valores distintos no modelo linearizado em relação aos valores apresentados por Seider *et al.* (2009) e por Lewin, Seider e Seader (2004) devido as correções realizadas na estrutura de linearização do modelo. Todas as análises das redes realizadas por Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004) e as análises realizadas no presente trabalho indicaram um desempenho superior na RTC modificada. Também, foi apresentado o emparelhamento diagonal como preferido. No entanto, analisando a resiliência da RTC modificada, este trabalho apresenta uma solução mais econômica, utilizando uma fração de *by-pass* de 0,15, em vez de 0,25 como proposta por Seider *et al.* (2009) e Lewin, Seider e Seader (2004). O Exemplo 5 realizou a análise de C&R para as RTCs propostas no Exemplo 3 para as condições nominais de operação e para os Períodos 1, 2 e 3. Nas quatro redes foram indicadas o emparelhamento diagonal como preferido, porém nenhuma delas apresentaram boa resiliência. Somente

quando foi acrescentado um aquecedor na corrente C2 para RTC para as condições nominais de operação, a resiliência da rede tornou-se aceitável, pois forneceu valores de DC inferiores ou próximos a unidade.

Portanto, destaca-se que as soluções geradas para os cinco estudos de casos apresentaram resultados satisfatórios e melhores do que os encontrados na literatura. Um modelo matemático foi desenvolvido contribuindo com o avanço da literatura a respeito da síntese de RTC multiperiódica. Ademais, especialmente na análise de C&R de RTC, um erro foi apontado na estrutura de linearização do modelo, o qual foi utilizado como referência em diversos estudos da área.

5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

No desenvolver dos estudos presentes nesta tese, algumas questões foram levantadas e seguem como oportunidades para continuar explorando o tema síntese de RTC com conceitos de flexibilidade e controlabilidade:

- I. Aplicação do modelo de otimização e da análise de C&R em problemas reais.
- II. Incorporação de mudança de fase nas correntes de processo com a síntese de RTC multiperiódica.
- III. Aplicação para o caso de *retrofit* (reprojeto) de unidades existentes de RTCs multiperiódicas.
- IV. Inclusão do dimensionamento termo-hidráulico dos trocadores na síntese de redes flexíveis, com o objetivo de atingir configurações de RTCs mais próximas da realidade industrial. Para alcançar projetos mais reais de trocadores de calor, é necessário levar em consideração alguns fatores, como a perda de carga e incrustação das correntes.
- V. Aplicação da análise de controlabilidade e resiliência (C&R) em outros sistemas integrados, como redes de integração mássica.
- VI. Realização da análise dinâmica de C&R para a avaliação da RTC.
- VII. Desenvolvimento de um algoritmo que alcance uma RTC flexível e controlável e que considere as características operacionais durante a fase de projeto, realizando um *trade-off* entre os custos de capital e de operação, com características de operabilidade.

REFERÊNCIAS

- AALTOLA, J. Simultaneous synthesis of flexible heat exchanger network. **Applied Thermal Engineering**, v. 22, p. 907-918, 2002.
- AGUILERA, N.; MARCHETTI, J. L. Optimizing and controlling the operation of heat-exchanger networks. **AIChE Journal**, v. 44, n. 5, p.1090-1104, 1998.
- AGUILERA, N.; NASINI, G. Flexibility test for heat exchanger networks with uncertain flowrates. **Computers & Chemical Engineering**, v. 19, n. 9, p. 1007-1017, 1995.
- AHMAD, M. I.; ZHANG, N.; JOBSON, M.; CHEN, L. Multi-period design of heat exchanger networks. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 90, p. 1883-1895, 2012.
- BRISTOL, E. H. On a new measure of interactions for multivariable process control. **IEEE Transactions on automatic control**, v. AC-11, n. 1, p. 133-134, 1966. <http://dx.doi.org/10.1109/TAC.1966.1098266>
- CERDÁ, J.; GALLI, M. R.; CAMUSSI, N.; ISLA, M. A. Synthesis of flexible heat exchanger networks – I. Convex networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 14, n. 2, p. 197-211, 1990.
- CERDÁ, J.; GALLI, M. R. Synthesis of flexible heat exchanger networks – II. Nonconvex networks with large temperature variations. **Computers & Chemical Engineering**, v. 14, n. 2, p. 213-225, 1990.
- CHEN, C. L.; HUNG, P. S. Simultaneous synthesis of flexible heat-exchange networks with uncertain source-stream temperatures and flow rates. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 43, n. 18, p. 5916-5928, 2004.
- CHEN, C. L.; HUNG, P. S. Synthesis of flexible heat exchange networks and mass exchange networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 31, p. 1619-1632, 2007.
- CHEN, C. L.; KUO, C. H.; HUNG, P. S. A Novel Strategy for Synthesis of Flexible Heat-Exchange Networks. **Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers**, v. 36, n. 5, p. 421-432, 2005.
- CHEN, J. J. J. Letters to the editors: comments on improvements on a replacement for the logarithmic mean. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n.10, p. 2488-2489, 1987.
- EL-TEMTAMY, S. A.; GABR, E. M. Design of optimum flexible heat exchanger networks for multiperiod process. **Egyptian Journal of Petroleum**, v. 21, p. 109-117, 2012.
- ESCOBAR, M.; TRIERWEILER, J. O.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous synthesis of heat exchanger networks with operability considerations: Flexibility and controllability. **Computers & Chemical Engineering**, v. 55, p. 158-180, 2013.

FLOUDAS, C. A.; CIRIC, A. R.; GROSSMANN, I. E. Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configurations. **AIChE Journal**, v. 32, n. 2, p. 276-290, 1986.

FLOUDAS, C. A.; GROSSMANN, I. E. Synthesis of flexible heat exchanger networks for multiperiod operation. **Computers & Chemical Engineering**, v. 10, n. 2, p. 153-168, 1986.

FLOUDAS, C. A.; GROSSMANN, I. E. Automatic generation of multiperiod heat exchanger network configuration. **Computers & Chemical Engineering**, v. 11, n. 2, p. 123-142, 1987a.

FLOUDAS, C. A.; GROSSMANN, I. E. Synthesis of flexible heat exchanger networks with uncertain flowrates and temperatures. **Computers & Chemical Engineering**, v. 11, n. 4, p. 319-336, 1987b.

GALLI, M. R.; CERDÁ, J. Synthesis of flexible heat exchanger networks – III. Temperature and flowrate variations. **Computers & Chemical Engineering**, v. 15, n. 1, p. 7-24, 1991.

GLEMMESTAD, B.; SKOGESTAD, S.; GUNDERSEN, T. On-line optimization and choice of optimization variables for control of heat exchanger networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 21, p. S379-S384, 1997. [http://dx.doi.org/10.1016/S0098-1354\(97\)87531-X](http://dx.doi.org/10.1016/S0098-1354(97)87531-X)

ISAFIADE, A.; BOGATAJ, M.; FRASER, D.; KRAVANJA, Z. Optimal synthesis of heat exchanger networks for multi-period operations involving single and multiple utilities. **Chemical Engineering Science**, v. 127, p. 175-188, 2015.

ISAFIADE, A. J.; FRASER, D. M. Interval-based MINLP superstructure synthesis of heat exchanger networks. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 86, p. 245-257, 2008.

ISAFIADE, A. J.; FRASER, D. M. Interval based MINLP superstructure synthesis of heat exchanger networks for multi-period operations. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 88, p. 1329-1341, 2010.

JIANG, D.; CHANG, C. T. A New Approach to Generate Flexible Multiperiod Heat Exchanger Network Designs with Timesharing Mechanisms. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, p. 3794-3804, 2013.

KALMAN, R. On the general theory of control systems. **IRE Transactions on Automatic Control**, v.4 , p. 110-110, 1959.

KONUJMAN, A. E. S.; ÇAMURDAN, M. C.; AKMAN, U. Simultaneous flexibility targeting and synthesis of minimum-utility heat-exchanger networks with superstructure-based MILP formulation. **Chemical Engineering and Processing**, v. 41, p. 501-518, 2002.

KOTJABASAKIS, E. **Design of flexible heat exchanger networks**. 1998. Tese (PhD). University of Manchester Institute of Science and Technology – UMIST, Manchester, 1988.

KOTJABASAKIS, E.; LINNHOFF, B. Sensitivity tables for the design of flexible processes (1) – How much contingency in heat exchanger networks is cost-effective?. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 64, p. 197-211, 1986.

LEWIN, D. R. A simple tool for disturbance resiliency diagnosis and feedforward control design. **Computers & Chemical Engineering**, v. 20, n. 1, p. 13-25, 1996. [http://dx.doi.org/10.1016/0098-1354\(95\)00006-N](http://dx.doi.org/10.1016/0098-1354(95)00006-N)

LEWIN, D. R.; SEIDER, W. D.; SEADER, J. D. Towards integrated design and control for defect-free products. In: Seferlis, P. & Georgiadis, M. C. **Integration of Process Design and Control**, 1 ed.: Elsevier, p. 533-554, 2004.

LI, J.; DU, J.; ZHAO, Z.; YAO, P. Structure and area optimization of flexible heat exchanger networks. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 53, p. 11779-11793, 2014.

LINNHOFF, B.; KOTJABASAKIS, E. Downstream paths for operable process design. **Chemical Engineering Progress**, p. 23-28, 1986.

MA, X.; YAO, P.; LUO, X.; ROETZEL, W. Synthesis of multi-stream heat exchanger network for multi-period operation with genetic/simulated annealing algorithms. **Applied Thermal Engineering**, v. 28, p. 809-823, 2008.

MIAN, A.; MARTELLI, E.; MARÉCHAL, F. Framework for the Multiperiod Sequential Synthesis of Heat Exchanger Networks with Selection, Design, and Scheduling of Multiple Utilities. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 55, p. 168-186, 2016.

MORARI, M. Design of resilient processing plants – III: A general framework for the assessment of dynamic resilience. **Chemical Engineering Science**, v. 38, n. 11, p. 1881-1891, 1983. [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)85044-1](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(83)85044-1)

OLIVEIRA, S. G.; LIPORACE, F. S.; ARAÚJO, O. Q. F.; QUEIROZ, E. M. The importance of control considerations for heat exchanger network synthesis: a case study. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 18, n. 2, p. 195-210, 2001. <http://dx.doi.org/10.1590/S0104-66322001000200007>

PAPALEXANDRI, K. P.; PISTIKOPOULOS, E. N. A multiperiod MINLP model for improving the flexibility of heat exchanger networks. **European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 2**, v. 17, p. S111-S116, 1993.

PAPALEXANDRI, K. P.; PISTIKOPOULOS, E. N. A multiperiod MINLP model for the synthesis of flexible heat and mass exchange networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 18, n. 11/12, p. 1125-1139, 1994.

PAPOULIAS, S. A.; GROSSMANN, I. E. A structural optimization approach in process synthesis. Part II: Heat recovery networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 7, n. 6, p. 707-721, 1983.

RAVAGNANI, M. A. S. S.; MÓDENES, A. N. Heat exchanger networks with multiple periods of operation. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 13, p. 71-84, 1996.

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D. R.; WIDAGDO, S. **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation**. 3 ed. USA: Wiley, 2009. 766 p.

SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. **Multivariable Feedback Control: Analysis and Design**. 2. ed. New York: Wiley, 2005.

UZTURK, D.; AKMAN, U. Centralized and decentralized control of retrofit heat-exchanger networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 21, p. S373-S378, 1997. [http://dx.doi.org/10.1016/S0098-1354\(97\)87530-8](http://dx.doi.org/10.1016/S0098-1354(97)87530-8)

VERHEYEN, W.; ZHANG, N. Design of flexible heat exchanger network for multi-period operation. **Chemical Engineering Science**, v. 61, p. 7730-7753, 2006.

YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E.; KRAVANJA, Z. Simultaneous optimization models for heat integration - III. Process and heat exchanger network optimization. **Computers & Chemical Engineering**, v. 14, n. 11, p. 1185-1200, 1990b.

YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous optimization models for heat integration - II. Heat exchanger network synthesis. **Computers & Chemical Engineering**, v. 14, n. 10, p. 1165-1184, 1990.

YI, D.; HAN, Z.; WANG, K.; YAO, P. Strategy for synthesis of flexible heat exchanger networks embedded with system reliability analysis. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, v. 21, n. 7, p. 742-753, 2013.

WESTPHALEN, D. L.; YOUNG, B. R.; SVRCEK, W. Y. A Controllability Index for Heat Exchanger Networks. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 42, p. 4659-4667, 2003. <http://dx.doi.org/10.1021/ie020893z>

APÊNDICE

APÊNDICE A. PUBLICAÇÕES E PRODUÇÕES TÉCNICAS REALIZADAS

As publicações realizadas ao longo do doutorado são apresentadas nesta seção. Ao todo são 1 (um) trabalho publicado em periódico internacional Qualis A1; 1 (um) trabalho em segunda etapa de revisão por periódico internacional Qualis A1; 1 (um) trabalho em primeira etapa de revisão por periódico internacional Qualis A; 9 (nove) trabalhos publicados em eventos nacionais e internacionais; 4 (quatro) trabalhos aceitos para publicação em eventos futuros; e 1 (um) pedido de registro de *software* referente a um programa educacional de computador. As produções foram realizadas em parceria com professores e alunos de doutorado, mestrado e graduação (iniciação científica).

Trabalho publicado em revista indexada

MIRANDA, C. B.; COSTA, C. B. B.; CABALLERO, J. A.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Heat exchanger network optimization for multiple period operations. **Industrial & Engineering Chemistry Research**.

Trabalho em revisão para publicação em revista indexada

MIRANDA, C. B.; COSTA, C. B. B.; CABALLERO, J. A.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Optimal synthesis of multiperiod heat exchanger networks: a sequential approach. **Applied Thermal Engineering** (segunda etapa de revisão).

HERRERA, C. I. L.; MIRANDA, C. B.; ANDRADE, C. M. G.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Thermodynamic based response time as controllability indicator on heat exchanger networks. **Canadian Journal of Chemical Engineering** (segunda etapa de revisão).

Trabalhos publicados em eventos científicos

HERRERA, C. I. L.; MIRANDA, C. B.; ANDRADE, C. M. G.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Thermodynamic based response time as controllability indicator on heat exchanger networks. In: 12th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, 2016, Costa del Sol (Spain). **16th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics**.

MIRANDA, C. B.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; COSTA, C. B. B. A sequential approach for the synthesis of flexible heat exchanger networks. In: 11th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, 2015, Kruger National Park (SA). **11th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics**, 2015.

BATISTA, M. O.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; PAVAO, L. V.; MIRANDA, C. B. . Desenvolvimento de um software didático para síntese de redes de trocadores de calor utilizando análise pinch. In: XI Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica (COBEQIC 2015), 2015, Campinas. **XI Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica (COBEQIC 2015)**, 2015.

BATISTA, M. O.; PAVAO, L. V.; MIRANDA, C. B.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Desenvolvimento de um software didático para síntese de redes de trocadores de calor utilizando análise pinch. In: VI Simpósio de Engenharia Química da UEM, 2015, Maringá. **VI Simpósio de Engenharia Química da UEM**, 2015.

MIRANDA, C. B.; HERRERA, C. I. L.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; ANDRADE, C. M. G. Reviewing case study 12S.2 product and process design principles: synthesis, analysis and evaluation book. In: 12th International Conference on Electronic Measurement & Instruments (ICEMI), 2015, Qingdao. **12th International Conference on Electronic Measurement & Instruments**, 2015.

HERRERA, C. I. L.; MIRANDA, C. B.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; ANDRADE, C. M. G. Thermodynamic controllability assessment focused on heat exchanger networks. In: 12th International Conference on Electronic Measurement & Instruments (ICEMI), 2015, Qingdao. **12th International Conference on Electronic Measurement & Instruments**, 2015.

MIRANDA, C. B.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Síntese de redes flexíveis de trocadores de calor via programação matemática usando um método de otimização sequencial. In: XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2014, Florianópolis. **Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**. São Paulo: Editora Edgard Blücher. p. 11334-11341, 2015.

MIRANDA, C. B.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Síntese de redes flexíveis de trocadores de calor via programação matemática utilizando um método de otimização simultâneo. In: XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2014, Florianópolis. **Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**. São Paulo: Editora Edgard Blücher. p. 11366-11373, 2015.

PAVAO, L. V.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; SOUZA, N. M.; MIRANDA, C. B. Desenvolvimento de um software didático para síntese de redes de trocadores de calor utilizando Análise Pinch. In: XV Encontro Brasileiro sobre o Ensino de Engenharia Química - ENBEQ 2014, 2014, Florianópolis. **XV Encontro Brasileiro sobre o Ensino de Engenharia Química - ENBEQ 2014**, 2014.

Trabalhos aceitos para publicação em eventos científicos

MIRANDA, C.B.; HERRERA, C. I.L.; ANDRADE, C. M. G.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Quantitative Measures for Controllability and Resiliency in Heat Exchanger Networks. In:

XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza. **Anais do XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química.**

PAVÃO, L.; ROCHA, L. B.; MIRANDA, C. B.; HERRERA, C. I. L.; BATISTA, M. O.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Simulação e análise econômica da produção de metanol a partir do CO₂ capturado de processos envolvendo combustão de combustíveis fósseis. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza. **Anais do XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química.**

PAVÃO, L.; BATISTA, M. O.; MIRANDA, C. B.; RAVAGNANI, M. A. S. S. Desenvolvimento de um Programa para Síntese de Redes de Trocadores de Calor considerando o Projeto Detalhado dos Trocadores e Variação das Propriedades Físicas dos Fluidos com a Temperatura. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza. **Anais do XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química.**

BATISTA, M. O.; MIRANDA, C. B.; PAVÃO, L.; HERRERA, C. I. L.; ROCHA, L. B.; COSTA, C. B. B. Simulação e análise de processos de captura de CO₂ gerados em refinaria e usina termoelétrica de gás natural usando o método de absorção com MEA. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza. **Anais do XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química.**

Patentes e registros

RAVAGNANI, M. A. S. S.; PAVAO, L. V.; MIRANDA, C. B.; SOUZA, N. M. MPinch. 2014. Registro: Programa de Computador. Número do registro: BR512014001547-5. Data de registro: 18/12/2014. Título: "MPinch" , Instituição de registro: INPI - Instituto Nacional da Propriedade Industrial.