

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

CARMEN INÉS DE LEÓN HERRERA

**ABORDAGEM TERMODINÂMICA PARA AVALIAÇÃO DA
CONTROLABILIDADE EM PROCESSOS INTEGRADOS (REDES DE
TROCADORES DE CALOR)**

Maringá

2016



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



**ABORDAGEM TERMODINÂMICA PARA AVALIAÇÃO DA
CONTROLABILIDADE EM PROCESSOS INTEGRADOS (REDES DE
TROCADORES DE CALOR)**

Carmen Inés De León Herrera

Engenheiro Químico, UASD, 2013

Orientador: Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani

Coorientador: Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade

Dissertação de Mestrado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá, como parte dos requisitos necessários para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química, área de Modelagem, Simulação e Controle de Processos.

Maringá

2016

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

D346a De León Herrera, Carmen Ines
Abordagem termodinâmica para avaliação da controlabilidade em processos integrados (redes de trocadores de calor) / Carmen Ines De León Herrera. -- Maringá, 2015.
71 f. : il. color., figs., tabs.

Orientador: Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani.
Coorientador: Cid Marcos Gonçalves Andrade.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, 2015.

1. Controle de processos químicos - Controlabilidade. 2. Controle de processos químicos - Resiliência. 3. Termodinâmica. 4. Redes de trocadores de calor. 5. Dinâmica de processos químicos - Simulação. 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-002705

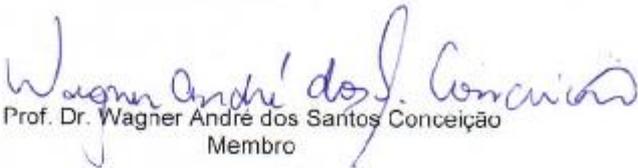
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

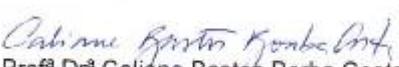
Esta é a versão final da Dissertação de Mestrado apresentada por Carmen Inés de León Herrera perante a Comissão Julgadora do Curso de Mestrado em Engenharia Química em 26 de fevereiro de 2016.

COMISSÃO JULGADORA


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


Prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade
Coorientador


Prof. Dr. Wagner André dos Santos Conceição
Membro


Profª Drª Caliane Bastos Borba Costa
Membro

“The dictionary is the only place that success comes before work. Work is the key to success, and hard work can help you accomplish anything.”

Vince Lombardi Jr.

*Dedico à meus pais, Luis
María De León e Altagracia
Herrera, meus super-heróis.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela força, saúde e sabedoria para concluir esta etapa da minha vida.

Agradeço minha família, meu namorado, meus amigos, pelo apoio dado e por estarem sempre presentes, apesar da distância.

Agradeço todos os meus professores pela dedicação, paciência e entrega no processo de transmissão de todos os conhecimentos fornecidos. Em especial aos professores Mauro e Cid, orientadores deste trabalho, pelo auxílio e confiança no seu desenvolvimento.

Agradeço o Programa de Pós-graduação em Engenharia Química (PEQ) e o Escritório de Cooperação Internacional (ECI) pelo apoio dado e sua assistência em todos os trâmites de acomodação no Brasil e na Universidade e pela calorosa recepção dada desde minha chegada.

Agradeço a Organização de Estados Americanos (OEA) e ao Grupo Coimbra Brasil, que por meio de seu programa de bolsas internacionais permitiram-me realizar este mestrado e a CAPES pelo auxílio financeiro.

ABORDAGEM TERMODINÂMICA PARA AVALIAÇÃO DA CONTROLABILIDADE EM PROCESSOS INTEGRADOS (REDES DE TROCADORES DE CALOR)

RESUMO

Atualmente, a interação do projeto do processo com o projeto dos sistemas de controle passou a ser foco de desenvolvimento e pesquisa, devido ao fato de que nem sempre o melhor projeto do processo apresenta o melhor desempenho dinâmico, devido as implicações na controlabilidade da planta. Note-se que um projeto mais integrado (em termos de energia e de massa) leva a um sistema com menores gradientes por ser mais próximo da reversibilidade. Desta forma uma pre-análise termodinâmica, do posto de vista dissipativo no estado estacionário, pode auxiliar na obtenção de uma boa estimativa de um projeto ótimo que não comprometa a controlabilidade. A presente dissertação traz uma abordagem simultânea dos objetivos econômicos e de controlabilidade nas fases iniciais do projeto do processo. Um estudo sobre a controlabilidade e a resiliência de uma rede de trocadores de calor foi realizada, fazendo-se uso da matriz de ganho relativo (RGA) e do custo de perturbação (DC), tendo-se obtido as configurações e o controle das redes propostas e seu desempenho. Estes resultados são comparados com a abordagem termodinâmica proposta e um tempo de resposta foi alcançado, como uma medida da capacidade de controle (controlabilidade) do sistema do processo aplicado a uma rede de trocadores de calor (RTC), que mostra a relação entre a energia, a produção de entropia e a controlabilidade do processo. Esta análise mostrou coerência com os resultados da literatura. Adicionalmente a rede é sintetizada e simulações dinâmicas são desenvolvidas, que mostram como a resposta dinâmica da rede de trocadores de calor integrada não apresenta uma boa resposta a perturbações, e o efeito da adição de uma corrente de desvio na unidade mais próxima da temperatura de saída controlada.

Palavras-chave: Controlabilidade, resiliência, termodinâmica, redes de trocadores de calor, simulação dinâmica.

ABORDAGEM TERMODINÂMICA PARA AVALIAÇÃO DA CONTROLABILIDADE EM PROCESSOS INTEGRADOS (REDES DE TROCADORES DE CALOR)

ABSTRACT

Nowadays, the interaction between process design and control has become the focus of research and development, because not always the best process design features the best dynamic performance, with implications in the controllability of the plant. Can be noticed that a more integrated design (in terms of energy and mass) leads to a system with smaller gradients for being closest to reversibility. Thus a thermodynamic pre-analysis from the dissipative point of view at steady state, can assist in obtaining a good estimative of an optimal design which will not compromise controllability. The present thesis proposes a simultaneous approach for the economic goals and controllability in the early stages of the process design. The controllability and resiliency are first analyzed using a known heat exchanger network and the Relative gain array (RGA) and disturbance cost (DC), obtaining the control configurations of the proposed networks and their control performance. This results are compared with the proposed thermodynamic approach, where a response time is achieved, as a measure of controllability of the process system applied to a heat exchanger network (HEN), showing the relation between energy and entropy production and process controllability. This analysis showed consistency with the literature results. In addition, the network is synthesized and dynamic simulations are developed, showing that the dynamic response of the integrated heat exchanger network presents a poor response to disturbances, and the effect of adding a bypass stream in the unit closer to the outlet controlled temperature.

Keywords: Controllability, thermodynamic, heat exchanger networks, dynamic simulation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Rede de trocadores de calor analisada por Seider et al. (2009)	31
Figura 2 – Rede inicialmente simulada para ajuste do reciclo.	34
Figura 3 – RTC analisada	35
Figura 4 – Configuração de controle proposta para a rede sem desvio.....	37
Figura 5 – RTC com corrente de desvio em E-102	39
Figura 6 – Configuração de controle proposta para a rede com desvio em E-102.....	40
Figura 7 – RTC com corrente de desvio em E-100	43
Figura 8 – Configuração de controle proposta para a rede com desvio em E-100.....	44
Figura 9 – Índice de tempo de resposta dos trocadores (Rede sem desvio).....	48
Figura 10 – Tempo de resposta para $d = [-5\% \ 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$ para a RTC original e com desvio de $\varphi = 0,10$	50
Figura 11 – Tempo de resposta para um conjunto de variações $d = [\pm 5\% \ \pm 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$. Para a RTC com desvio em E-102.....	50
Figura 12 – Variação do tempo de resposta com a fracção de desvio (rede com desvio em E-102).	51
Fonte: Elaborado pelo autor	51
Figura 13 – Tempo de resposta para $d = [-5\% \ 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$ para a rede original e com desvio em E-102 e E-100 de $\varphi = 0,10$	53
Figura 14 – Tempo de resposta para um conjunto de perturbações $d = [\pm 5\% \ \pm 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$. (RTC com desvio em E-100).....	53
Figura 15 – Relação do tempo de resposta com a fracção de desvio (RTC com desvio em E-100)	54
Figura 16 – Dados das correntes da RTC, balanço de energia e diagrama TH.....	55
Figura 17 – RTC configurada no programa MPinch.....	55
Figura 18 – Simulação da RTC original no programa HYSYS®	58
Figura 19 – Resultados de simulação dinâmica para as a) Perturbações b) Variáveis de controle (RTC sem desvio)	59
Fonte: <i>print screen</i> do programa Aspen HYSYS®	59
Figura 20 – Resultados da simulação dinâmica da rede sintetizada.....	60
Figura 21 - Simulação da RTC com desvio em E-102 no programa HYSYS®	61
Figura 22 – Resultados de simulação dinâmica para as a) Perturbações b) Variáveis de controle (RTC com desvio em E-102).....	62
Figura 23 - Simulação da RTC com desvio em E-100 no programa HYSYS®	63
Figura 24 – Resultados de simulação dinâmica para as a) Perturbações b) Variáveis de controle (RTC com desvio em E-100).....	65
Fonte: <i>print screen</i> do programa Aspen HYSYS®	65

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Mudanças nas variáveis e custo de perturbação (DC) para RTC sem desvio .	38
Tabela 2: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-102 ($\varphi = 0,1$)....	41
Tabela 3: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-102 ($\varphi = 0,25$)..	42
Tabela 4: <i>Trade-off</i> entre o máximo índice de DC e a área de troca de calor (RTC com desvio em E-102).....	42
Tabela 5: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-100 ($\varphi = 0,1$)....	45
Tabela 7: Variáveis manipuláveis e perturbações (RTC original)	46
Tabela 8: Variáveis de estado antes e depois das perturbações (RTC original).....	47
Tabela 9: Valores de energia e entropia (RTC original).	47
Tabela 10: Função de Ydstie e tempo de resposta para cada trocador de calor (RTC Original).	47
Tabela 11: Variáveis de estado antes e depois das perturbações (RTC com desvio em E-102).....	49
Tabela 12: Valores de energia e entropia (RTC com desvio em E-102).....	49
Tabela 13: Função de Ydstie e tempo de resposta para cada trocador de calor (RTC com desvio em E-102).....	49
Tabela 14: Variáveis de estado antes e depois das perturbações (RTC com desvio em E-100).....	52
Tabela 15: Valores de energia e entropia (RTC com desvio em E-100).....	52
Tabela 16: Função de Ydstie e tempo de resposta para cada trocador de calor (RTC com desvio em E-100).....	52
Tabela 17: Dados de entrada das correntes de processo.	54
Tabela 18: Resultados obtidos para a RTC no MPinch.....	56
Tabela 19: Parâmetros dos controladores para RTC original.....	58
Tabela 20: Parâmetros dos controladores para RTC com desvio em E-102.	61
Tabela 21: Parâmetros dos controladores para RTC com desvio em E-100.	64

NOMENCLATURA

A	Energia livre de Helmholtz
$B(x(t))$	Função de armazenagem
c	Número total de espécies químicas
C_{pi}	Calor específico da corrente i
DC	Custo de perturbação
$d\{t\} = [d_1, d_2, d_3 \dots]$	Perturbações
δq	Quantidade de calor
δu	Varição da energia interna
δw	Trabalho realizado por deformação
F_i	Vazão molar da corrente i
$f_i \in \mathbb{R}^{+c}$	Fluxos convectivos de matéria
$j = 1, \dots, n$	Número de nodos da rede
n_i^j	Número de moles de cada componente i
$N_{manipuláveis}$	Número de variáveis manipuláveis
$N_{variáveis}$	Número total de variáveis
$N_{def.externamente}$	Número de variáveis externamente definidas
$N_{equações}$	Número total de equações
N	Ordem da matriz de ganhos relativos
$p(t, \tau)$	Quantidade de v produzida ao longo do processo P
$p_j(f_j) \in \mathbb{R}^+$	Fluxos convectivos de energia
$P\{0\} P_d\{0\}$	Matrizes de ganho do estado estacionário
Q_i	Calor transferido por unidade de tempo no trocador i
RGA	Matriz de ganho relativo

RTC	Rede de trocadores de calor
$S_j(z_j, v_j)$	Função de entropia
t	Tempo
T_0	Temperatura de referência
T_i	Temperatura da corrente quente
u^j, U	Energia interna
$u\{t\} = [u_1, u_2, u_3 \dots]$	Variáveis manipuláveis
$u(x)$	Entradas no sistema
v_j	Volume do nó j
$w(u, y)$	Taxa de abastecimento
$x(t)$	Estado de um sistema dinâmico
$y(t)$	Saídas do sistema
$y\{t\} = [y_1, y_2, y_3 \dots]$	Variáveis controláveis
$z_j \in \mathbb{R}^{c+1}$	Vetor de estado associado da forma $z_j = (n_i^j, \dots, n_c^j, u^j)^T$

Letras gregas

Δu_i^{max}	Valor nominal das variáveis manipuladas
Δd_i^{max}	Valor nominal das variáveis de perturbação
θ_i	Temperatura da corrente fria
μ_j	Vetor de propriedades intensivas
λ_{ij}	Elemento da matriz de ganhos relativos.
$\pi(t, \tau)$	Mudança do inventário
τ	Tempo de resposta
$v(t + \tau)$	Inventário do sistema
$Y_A(x)$	Função de Ydstie

$Y_E(x)$	Energia do sistema
Y_{A0}	Constante de Ydstie
$Y_B(x)$	Exergia do sistema
$Y_H(x)$	Entalpia do sistema
ϕ_A	Taxa neta da quantidade Y_A
$\Phi_s(\mu_j, \phi)$	Fluxo de entropia através da rede
$\phi(t, \tau)$	Ação no sistema
φ	Fração de desvio.
ψ	Correntes de matéria ou energia

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	15
2. REVISÃO DA LITERATURA	18
2.2 CONTROLE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR (RTC).	18
2.3 ESTRUTURA DE REDES DE PROCESSO.	22
2.4 CONTROLABILIDADE E RESILIÊNCIA.	ERROR! BOOKMARK NOT DEFINED.
2.5 TERMODINÂMICA	23
2.6 FUNÇÃO DE LYAPUNOV E TAXA DE ABASTECIMENTO.	24
2.7 PASSIVIDADE DE SISTEMAS E FUNÇÃO DE YDSTIE.	25
2.8 SIMULAÇÃO DINÂMICA DE PROCESSOS.	27
3. METODOLOGIA	29
3.1 MATRIZ DE GANHO RELATIVO (RGA) E CUSTO DE PERTURBAÇÃO (DC).	29
3.2 ANÁLISE TERMODINÂMICA DE CONTROLABILIDADE.	31
3.3 ANÁLISE DA RTC NO SOFTWARE MPINCH.	33
3.4 SIMULAÇÃO DINÂMICA DE RTC NO ASPEN HYSYS®	33
4. RESULTADOS	35
4.1 ANÁLISE DE CONTROLABILIDADE E RESILIENCIA.	35
4.1.1 RTC Original	35
4.1.2 RTC com desvio em E-102	38
4.1.3 RTC com desvio em E-100	42
4.2 ANÁLISE TERMODINÂMICA DE CONTROLABILIDADE.	46
4.2.1 RTC Original	46
4.2.2 RTC com desvio em E-102	48
4.2.3 RTC com desvio em E-100	51
4.3 ANÁLISE DA RTC NO SOFTWARE MPINCH.	54
4.4 SIMULAÇÃO DINÂMICA DAS RTC NO ASPEN HYSYS®	56
4.4.1 RTC Original	57
4.4.2 RTC com desvio em E-102	60
4.4.3 RTC com desvio em E-100	63
5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	67
6. REFERENCIAS	70

1. INTRODUÇÃO

Atualmente, um dos principais problemas enfrentados por engenheiros e pesquisadores em síntese de processos é o alto consumo energético nas plantas de processamento. Além do alto consumo, o aumento dos custos energéticos, a redução na disponibilidade de combustíveis e o aumento da emissão de poluentes têm justificado o enfoque na integração energética dos processos, procurando diminuir esse consumo e tornando os processos mais eficientes energeticamente.

Normalmente, o projeto global de um processo químico baseia-se exclusivamente em objetivos econômicos e informações de estado estacionário do processo. Após a concepção do processo, é feito o projeto do sistema de controle que visa manter o processo dentro das especificações do projeto a despeito de perturbações e incertezas no próprio projeto.

A necessidade de minimizar o investimento e o consumo de utilidades, atendidas as restrições de qualidade dos produtos gerados, promove projetos de processos integrados em termos energéticos (reciclo de energia) e de massa (reciclo de massa). Estas integrações são normalmente concebidas sem considerações de controlabilidade e flexibilidade destes projetos, criando dificuldades no controle dos processos, uma vez que, além de reduzir os graus de liberdade do processo, alteram de forma indesejada o seu desempenho dinâmico, como as suas constantes de tempo, realimentações internas, etc.

Os projetos resultantes são mais eficientes (mais próximos da reversibilidade, do ponto de vista termodinâmico), com reduzidos gradientes de concentração e de temperatura. Nesta situação, com pequenos gradientes, reduz-se a força motriz para reconduzir o processo ao ponto desejado, na ocorrência de perturbações na carga ou nos valores de referência das variáveis controladas.

A partir dos anos 1980, o acoplamento ou interação do projeto do processo com o projeto dos sistemas de controle passou a ser foco de desenvolvimento e pesquisa. Este interesse veio da constatação de que nem sempre o melhor projeto do processo apresenta o melhor desempenho dinâmico, com implicações na controlabilidade da planta.

Este problema pode ser abordado, considerando-se de forma simultânea os objetivos econômicos e os de controlabilidade no regime transiente nos estágios iniciais da concepção do projeto. Resultam desta interação melhores rendimentos e menor consumo de utilidades. Esta superioridade, do ponto de vista dinâmico, pode reduzir a produção de produtos fora de especificação e diminuir as emissões de poluentes, melhorando os impactos ambientais.

Uma rede de trocadores de calor (RTC) é um arranjo de equipamentos de troca térmica cujo propósito é recuperar energia de correntes quentes para aquecer correntes frias, atingindo as temperaturas alvo de saída especificadas para as correntes do processo. Em projeto de processos o aspecto de conservação de energia é básico, sendo necessário o cálculo dos requerimentos mínimos de aquecimento e resfriamento, assegurando assim reduções energéticas e econômicas significativas usando a menor quantidade possível de utilidades quentes e frias.

Os sistemas de processos, como as RTC, podem ser descritos como um sistema termodinâmico com interconexões entre as unidades de processo. As teorias termodinâmicas permitem estabelecer relações entre quantidades físicas. Essas teorias, somente, não são suficientes para descrever comportamentos e interações complexos mas podem oferecer uma ideia de como um sistema evolui no tempo. (TELLEZ e YOUNG, 2006).

O conceito de passividade é derivado da Segunda Lei da Termodinâmica. Um estado passivo é caracterizado pela dissipação mínima e há algumas classes de processos e ações que levam o sistema a atingir o estado passivo apesar de que trocas de massa e energia dependentes do tempo podem impedir o sistema de atingir o estado estacionário. Condições para evoluir até um estado passivo podem ser obtidas usando propriedades limites de termodinâmica de equilíbrio, conservação de energia e a desigualdade de Clausius-Planck (YDSTIE e ALONSO,1997)

Note-se que um projeto mais integrado (em termos de energia e de massa) leva a um sistema com menores gradientes por ser mais próximo da reversibilidade. Desta forma uma pre-análise termodinâmica, do ponto de vista dissipativo no estado estacionário, pode auxiliar na obtenção de uma boa estimativa de um projeto ótimo que não comprometa a controlabilidade.

A Controlabilidade de uma planta (processo que apresenta uma relação entrada-saída) pode ser definida como a habilidade de apresentar um desempenho aceitável de controle, mantendo as variáveis dentro dos limites especificados de seus *setpoints*, apesar de perturbações e incertezas do modelo, usando as entradas e medições disponíveis. (LARSON e SKOGESTAD, 2000)

Assim, propõe-se, neste trabalho, uma abordagem termodinâmica fundamentada nos conceitos apresentados em Luyben et al. (1997), relacionando exergia e controlabilidade, considerando a conexão entre a Termodinâmica (reversibilidade) e o controle de processos (efeitos dissipativos) que foram apresentados em Farschman et al. (1998) e Ydstie e Alonso (1997). Far-se-á uso desta abordagem em redes de trocadores de calor, considerando o fato de ser fundamental que a planta esteja energeticamente integrada.

A maioria dos métodos para a síntese de RTC consideram as condições operacionais constantes, avaliando o estado estacionário e não examinando a possibilidade de perturbações e problemas de controlabilidade.

Além desse capítulo introdutório onde é justificado e mostrado o objetivo deste trabalho, o presente documento conta ainda com outros cinco capítulos. O segundo capítulo contém a fundamentação teórica, na qual descreve-se os conceitos de controle de redes de trocadores de calor, estrutura de redes de processos, controlabilidade e resiliência e conceitos da termodinâmica aplicados a controlabilidade. No terceiro capítulo são apresentadas as metodologias e suas respectivas equações que foram utilizadas no desenvolvimento do trabalho. No quarto capítulo é descrito os resultados obtidos dos casos estudados para o método proposto e a comparação com resultados apresentados na literatura. O capítulo cinco mostra as conclusões obtidas com o desenvolvimento do trabalho e também sugestões para trabalhos futuros. Por fim, são apresentadas as referências utilizadas para elaboração do trabalho.

2. REVISÃO DA LITERATURA

O presente capítulo tem como objetivo fazer uma revisão da literatura buscando fundamentar teoricamente o desenvolvimento da pesquisa proposta.

2.1 CONTROLABILIDADE E RESILIÊNCIA.

Considerando que uma planta de processos seja sempre linear, estacionária e de uma única entrada, um estado x da planta é dito ser controlável se existe uma sinal de controle $u_1(t)$ definida sob um intervalo finito $0 \leq t \leq t_1$ de forma que a função de transição cumpra com $\phi(t_1; x, 0) = 0$. Em geral, o tempo t_1 vai depender de x . Se todo estado é controlável, a planta é dita ser “completamente controlável”. Esta definição foi introduzida como controlabilidade de estado por KALMAN (1959), porém no caso de processos e operações unitárias existe a controlabilidade de processos, ou também conhecida como controlabilidade de entradas-saídas, definida por SKOGESTAD E POSTLETHWAITE (2005) como a habilidade de manter as variáveis controláveis $y(t)$ dentro dos limites desejados do *setpoint*, na presença de perturbações (d) usando as variáveis manipuláveis disponíveis (u). A partir de agora quando fizer referência ao termo controlabilidade, será utilizado o sentido de controlabilidade de processos anteriormente descrito.

Existe a necessidade de considerar a controlabilidade e a resiliência (C&R) de uma RTC durante a sua concepção, devido às incertezas e perturbações no processo. A controlabilidade é uma propriedade própria da planta, que é fortemente afetada pela configuração da rede, é independente do projeto do controlador e exige respostas em curto prazo. O termo controlabilidade pode ser utilizado para expressar a facilidade com que um processo pode ser controlado (GLEMESTAD, 1997). A resiliência mede a tolerância de um processo a perturbações externas e sua capacidade de evitá-los, medindo em que grau se pode manter as saídas de processos multivariáveis nos seus valores de referência (MORARI, 1983). É essencial que as decisões sobre projeto de processo considerem controlabilidade e resiliência (C&R), devido às incertezas e perturbações (SEIDER et al., 2009). A análise de C&R em estado estacionário oferece informações úteis para a avaliação de RTC e exige menos trabalho do que a análise dinâmica.

Uma forma de avaliar a controlabilidade é usar a matriz de ganho relativo, MGR (RGA por sua sigla em inglês) (Bristol, 1966), que é um índice da capacidade de controle do sistema em estado estacionário. Este índice pode ser usado para selecionar o par adequado entre a

corrente de desvio e a temperatura de saída a ser controlada (UZTURK & AKMAN, 1997) e também para selecionar a estrutura de controle (OLIVEIRA, 2001 E WESTPHALEN, YOUNG & SVRCEK, 2003). Um índice para a medida da resiliência é o custo de perturbação (DC), proposto por LEWIN (1996). Este índice indica o tempo de estabilização de uma determinada perturbação. Pode ser usado para rejeitar perturbações e limitar as restrições a alguns atuadores (SEIDER et al., 2009).

Para o sistema de controle, as variáveis são classificadas como variáveis manipuladas, variáveis controladas e variáveis de perturbação, dependendo das posições que ocupam no processo. O controle do processo pode ser conseguido por meio de entradas que podem ser manipuladas. Essas entradas podem ser: controle da vazão das utilidades; implantação de frações de desvio; implementação de frações divisoras de correntes; controle das correntes de entrada do processo; implantação de áreas adicionais nos trocadores de calor; controle da vazão de reciclo. Em um sistema de controle descentralizado, cada uma das variáveis controladas pode ser emparelhada com uma manipulação, a fim de eliminar as perturbações causadas ao sistema por meio das vizinhanças. Este emparelhamento resulta em uma malha de controle e o conjunto de laços constitui a estrutura de controle (ESCOBAR, TRIERWEILER & GROSSMANN, 2013).

A matriz de ganho relativo (RGA) mede as interações de sistemas com múltiplas malhas, o que é útil na análise de sistemas de controle. Os elementos da RGA são definidos como a razão entre o ganho em malha aberta e em malha fechada, sendo o cálculo da RGA dependente dos ganhos do sistema em estado estacionário.

A RGA possui várias propriedades e características:

- i) A soma dos elementos de uma linha ou coluna sempre será igual a 1.
- ii) Elementos com valores muito grandes, em módulo, indicam a interação forte entre as malhas.
- iii) Se algum elemento da diagonal principal for negativo, o sistema pode apresentar instabilidade integral.
- iv) É recomendável que os elementos da diagonal sejam maiores que 0,5 e menores que 4.

A interpretação dos elementos da matriz do ganho relativo, permite quantificar a medida de interação envolvida nas possíveis configurações de controle de um sistema $N \times N$. Devem ser selecionadas a configuração que apresente menor interação de acordo com os valores de λ_{ij} ,

o emparelhamento recomendado de controle corresponde ao λ_{ij} que tem o maior valor positivo. Para um par de variáveis de entrada-saída ($u_j - y_i$ tem-se que:

- i) Se $\lambda_{ij} = 1$, as malhas do sistema estarão totalmente desacopladas, e não haverá interação entre elas.
- ii) Se $\lambda_{ij} = 0$, y_i não responde a u_j e, portanto, u_j não deve ser usada para controlar y_i .
- iii) A maior interação entre as malhas se produz quando $\lambda_{ij} = 0,5$.
- iv) Se $0 < \lambda_{ij} < 1$, haverá interação entre as malhas.
- v) Se $\lambda_{ij} > 1$, o efeito da interação possui sinal contrário ao efeito entre y_i e u_j , isto exigirá um esforço maior na variável manipulada para controlar a variável de controle. Se o valor for muito elevado deve ser evitado o pareamento.

2.2 CONTROLE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR (RTC).

As redes de trocadores de calor (RTC) são amplamente utilizadas nas indústrias de processos químicos. Para que trabalhem em condições ótimas faz-se necessário a integração do ponto de vista mássico e energético, resultando em redução de custos operacionais e de capital. No entanto, a integração energética das correntes do processo pode levar a estruturas de processo difíceis de serem controladas. O controle de trocadores de calor individuais é um assunto bem conhecido. No entanto, o controle de processos aplicado a uma RTC ainda é um tema em desenvolvimento. Na metodologia de *plantwide*, destaca-se que a integração energética altera profundamente o comportamento dinâmico da planta e, portanto, deve ser dada especial atenção aos trocadores de calor (LUYBEN E TYRÉUS, 1997).

As estratégias mais comuns para o controle das temperaturas de saídas em RTC são baseadas na utilização de correntes de *by-pass* em trocadores processo-processo, taxa de calor transferido nos trocadores de calor processo-utilidades (modificando a vazão das correntes de utilidades) e divisão das capacidades térmicas das correntes via divisores de corrente de processos. A capacidade térmica é definida como a quantidade de calor necessária para aumentar a temperatura do sistema em uma unidade térmica.

Uma corrente de processo quente pode ser resfriada usando uma utilidade fria como água, por exemplo. Da mesma forma, uma corrente fria pode ser aquecida usando uma utilidade quente, como, por exemplo, vapor a baixa pressão. Vários esquemas de controle diferentes podem ser usados para controlar a temperatura de saída da corrente de processo, tais como

reduzir a vazão do fluido de utilidade ou do fluido de processo e realizar o *by-pass* do fluido do processo.

Uma corrente de desvio (*by-pass*) é geralmente usada para controlar a temperatura de saída num trocador de calor processo-processo. Só uma das temperaturas de saída pode ser controlada neste tipo de unidade. A ação da corrente de desvio atua da seguinte forma: se por algum motivo a temperatura de saída na corrente quente é maior que o *setpoint*, a fração de desvio na corrente fria deve diminuir, pois essa ação causará um aumento na quantidade de calor transferido do trocador (controlador de ação direta).

As temperaturas de entrada e saída de um fluido num trocador de calor são chamadas de temperaturas terminais. A diferença das temperaturas terminais num trocador de calor com desvio é menor do que em um trocador de calor sem desvio. Portanto, a área e o custo de um trocador de calor com uma corrente de desvio são maiores que no trocador sem a corrente de desvio. Além disso, o número de carcaças em série geralmente tem que ser aumentado a fim de evitar projetos de trocadores de calor de casco e tubos do tipo 1-2 inviáveis.

Um único trocador de calor transfere energia de uma corrente para outra, e tem apenas um grau de liberdade, que é o calor trocado. Durante o projeto de RTC, a área necessária para a troca de calor é calculada a partir do calor trocado entre as correntes. No entanto, durante a operação deve-se variar a taxa de calor, a fim de atender às especificações, que podem ser para manter constante a temperatura desejada. Na maioria dos trabalhos sobre resiliência estática assumiu-se que isso pode ser feito por meio da manipulação direta da área do trocador. Isto pode ser possível em alguns casos, mas na maioria de casos é preciso instalar correntes de desvio e manipular a fração de desvio, a fim de alterar a taxa de calor. (MATHISEN E SKOGESTAD, 1992)

Na prática, adicionar uma corrente de desvio pode ser necessário para se alcançar a flexibilidade, ou resiliência estática, pois cada trocador de calor deve ter suficiente área para manter a especificação para todos os pontos de operação possíveis (perturbações estáticas). Em um ponto específico de operação essa área pode ser muito grande e pode ser reduzida efetivamente utilizando correntes de desvio. Pode-se também atingir a controlabilidade ou resiliência dinâmica, já que com uma corrente de desvio podem ser agregados graus de liberdade para obter um comportamento de controle satisfatório em presença de perturbações dinâmicas.

Outra questão a ser abordada é a colocação correta da corrente de desvio (no lado frio ou quente do trocador de calor). Nos estudos de caso desenvolvidos, simulações de estado estacionário sugerem que uma maior flexibilidade é obtida com menor custo de capital quando

a corrente de desvio é colocada na corrente com maior capacidade de calor. No entanto, simulações dinâmicas mostraram que um melhor desempenho de controle é alcançado quando o fluxo de desvio é colocado no mesmo lado do trocador de calor, no qual a temperatura da corrente de saída do processo é controlada. (WESTPHALEN et al., 2003)

As temperaturas de saída em trocadores de calor também podem ser controladas manipulando a divisão da vazão com separadores de correntes. (OLIVEIRA et al., 2001). A divisão de correntes oferece a vantagem de que evita o uso de um trocador de calor adicional na rede, porém o seu uso requer o controle das duas ramificações e essas novas correntes vão ter uma menor vazão, por tanto uma menor capacidade térmica o que resulta em maior área do trocador (THAKORE E BHATT, 2007).

2.3 ESTRUTURA DE REDES DE PROCESSO.

Uma rede de processos é definida por um número $j = 1, \dots, n$ de regiões de materiais homogêneos conectados por correntes de matéria e energia definidas como nós, mais uma região extra $j = 0$ que representa as vizinhanças.

Para cada nó j na rede existe um vetor de estado associado $z_j \in \mathbb{R}^{c+1}$ da forma $z_j = (n_i^j, \dots, n_c^j, u^j)^T$, em que n_i^j representa o número de moles de cada componente i , u^j é a energia interna e c é o número total de espécies químicas.

Os nós e as vizinhanças estão conectados por um conjunto de n fluxos convectivos: $f_i \in \mathbb{R}^{+c}$ e $p_j(f_j) \in \mathbb{R}^+$ para componentes e energia, respectivamente. Desde que a energia (p) é transportada através de fluxos de materiais, tem-se também que: $p_j(0) = 0$.

Cada nó da rede de processos com volume v_j possui uma função escalar contínua e duas vezes diferenciável $S_j(z_j, v_j): \mathbb{R}^{+(c+2)} \rightarrow \mathbb{R}$, que cumpre com ser homogênea de primeira ordem em todos seus argumentos e estritamente côncava respeito ao vetor z_j . A definição da função $S_j(z_j, v_j)$ coincide com a entropia clássica, que é uma função delimitada por cima por seu máximo, onde $P_s(z_j^*) = 0$ para $(z_j^*)_{j=1}^n = \text{Arg Max } S$, o que define o estado de equilíbrio da rede. (ANTELO et al., 2007). Assim, o balanço de entropia para a rede tem a forma:

$$\frac{dS}{dt} = P_s + \Phi_s(\mu_j, \psi) \quad (1)$$

Sendo que ψ são as correntes de material ou energia, μ_j é o vetor de propriedades intensivas e $\Phi_s(\mu_j, \psi)$ é o fluxo de entropia através da rede e se torna zero no estado estacionário.

2.4 TERMODINÂMICA

Em 1867, Rudolf Clausius propôs a seguinte desigualdade para a entropia S de um corpo passando por uma transformação causada por aquecimento, de um estado de estacionário para outro:

$$S_2 - S_1 \geq \int_1^2 \frac{\delta q}{T} \quad (2)$$

Nesta equação dq é o aquecimento gradual e T a temperatura absoluta. A desigualdade (2) é chamada de Segunda Lei da Termodinâmica. Para fluidos incompressíveis, sendo FCp a capacidade térmica, temos que:

$$S_2 - S_1 = \int_1^2 \frac{FCp\delta T}{T} \quad (3)$$

Por tanto, a variação de entropia para um fluido vem dada pela expressão:

$$S_2 - S_1 = FCp \ln \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \quad (4)$$

No mesmo período em que Clausius desenvolveu a desigualdade anterior, também tornou-se aparente que calor e trabalho são equivalentes. Esta ideia é expressa como uma igualdade chamada de Primeira Lei da Termodinâmica:

$$\delta q = \delta u + \delta w \quad (5)$$

Sendo que du representa a variação da energia interna e dw o trabalho realizado por deformação. Ao combinar a Primeira e a Segunda Leis, relaciona-se a entropia com a energia por meio da definição de uma nova quantidade termodinâmica, conhecida como Energia Livre de Helmholtz.

$$A = U - TS \quad (6)$$

Sendo U a energia interna. Para uma transformação em equilíbrio tem-se:

$$U_2 - T_2 S_2 \geq U_1 - T_1 S_1 \quad (7)$$

Ao definir o sistema de referência no zero absoluto, de modo que: $T_1 = U_1 = 0$, estabelece-se um limite inferior para a energia de Helmholtz e A pode ser usado como um candidato de função de armazenamento para o projeto do sistema de controle. (YDSTIE E ALONSO, 1996)

As Leis da Termodinâmica consideram um sistema e suas vizinhanças. Um sistema isolado tende ao equilíbrio, o que significa um aumento de entropia. Quando ocorre uma troca de massa ou energia com as vizinhanças, ocorre uma ação no sistema. Estas ações podem ser dependentes do tempo e evitar que o sistema atinja o estado estacionário ou pode fazer com que o sistema atinja um estado passivo, caracterizado por dissipação mínima. (Meeuse et al, 2004). Estas ações produzem uma variação no balanço geral, que será chamado de inventário. A mudança do inventário de uma propriedade v desde o tempo t até $t + \tau$ vem dado por:

$$\pi(t, \tau) = v(t + \tau) - v(t) \quad (8)$$

Se uma ação $\phi(t, \tau)$ que implica o fornecimento de v para o sistema, tem lugar, levando o sistema para um novo estado, o novo inventário é:

$$v(t + \tau) - v(t) = p(t, \tau) + \phi(t, \tau) \quad (9)$$

$p(t, \tau)$ é a quantidade de v produzida ao longo do processo P para ir desde o estado 1 até o estado 2. Este modelo de controle de inventário desenvolvido por Ydstie e Alonso (1996) será usado como base para determinar a controlabilidade.

A reversibilidade, definida dentro do contexto de teoria de controle pode ser descrita como reversibilidade forte ou fraca. Um sistema é fracamente reversível se o estado final da sua trajetória pode recuperar o estado inicial em um tempo finito e com uma ação de controle admissível. Ele não envolve a mesma trajetória seguida para atingir o estado final, como requer a reversibilidade forte. (GÓMEZ et al., 2011).

2.5 FUNÇÃO DE LYAPUNOV E TAXA DE ABASTECIMENTO.

Para descrever um sistema estável é necessário primeiro introduzir o conceito de função de Lyapunov e taxa de abastecimento. Com este conceito, é possível relacionar a estabilidade com a energia como uma função de armazenagem do sistema. Deseja-se que o sistema seja assintoticamente estável ao redor de um ponto desejado.

Uma função de Lyapunov é uma função real definida em um intervalo suficientemente grande que toma valores reais não negativos e cuja primeira derivada é negativa. Isto pode ser descrito matematicamente como:

$$Y(x(t)) \geq 0 \quad (10)$$

$$\dot{Y}(x(t)) \leq 0 \quad (11)$$

Se existe um estado $x(t)$ em um sistema dinâmico, ele pode ser descrito com uma função de Lyapunov. Então, x é um estado estável que pode ser atingido assintoticamente.

A taxa de abastecimento é uma função escalar das entradas e saídas do sistema, que satisfaz:

$$\int_t^{t+\tau} |w(u, y)| dt < \infty \quad (12)$$

Um sistema dissipativo é um sistema dinâmico com estados ($x(t)$), entradas ($u(x)$) e saídas ($y(t)$) que possui uma função de armazenagem ($B(x(t))$), que é a função de Lyapunov. Num sistema dinâmico, a variação na função de armazenagem não pode ser maior que a taxa de abastecimento. Isto pode ser expressado matematicamente da seguinte forma:

$$\frac{dB(x(t))}{dt} \leq w(u, y) \quad (13)$$

O que implica:

$$B(x(t + \tau)) - B(x(t)) \leq \int_t^{t+\tau} w(u, y) dt \quad (14)$$

2.6 PASSIVIDADE DE SISTEMAS E FUNÇÃO DE YDSTIE.

Um sistema passivo é um sistema dissipativo no qual o fornecimento líquido da quantidade armazenada é uma função das saídas medidas e das entradas manipuladas, exclusivamente. Como a energia utilizável é invariável e irreversível e nos processos dissipativos ocorrem perdas, este sistema não pode entregar mais energia do que a energia armazenada. (BAO AND LEE, 2007).

A passividade pode ser relacionada com a termodinâmica (YDSTIE AND ALONSO 1997). Esta propriedade motiva a utilização de métodos baseados em passividade para controle de processos químicos, uma vez que sugere que é possível a obtenção de sistemas de controle de processos diretamente a partir da física do processo. Du et al. (2010) propôs um novo método para mostrar a controlabilidade de sistema particulados examinando a estabilidade do sistema de dinâmica zero (sistema obtido quando as condições iniciais e entradas são escolhidos restringindo a saída para ser identicamente zero), usando controle de inventário. De igual forma, Hoang et al. (2013) estabelece uma conexão extensiva entre controle baseado em passividade

e controle de inventário em um marco de referência Hamiltoniano para estabilizar um reator não isotérmico. Não existe referências na literatura de uso das teorias de controle de inventário e controle baseado em passividade aplicado em redes de trocadores de calor.

Pode-se provar que os sistemas passivos são assintoticamente estáveis porque a função dissipativa de armazenamento é uma função de Lyapunov. Portanto, se um sistema dinâmico arbitrário pode ser passivo, então ele pode ser estabilizado. Para sistemas de processos existe uma função de armazenamento que conduz a um sistema passivo. (YDSTIE E ALONSO, 1997). Esta função de armazenamento é chamada de função de Ydstie e é construída a partir de variáveis já disponíveis na descrição termodinâmica, dada por

$$Y_A(x) = Y_E(x) - T_0 Y_S(x) + Y_{A0}(x) \quad (15)$$

Nesta equação, $Y_A(x)$ é a função de Ydstie, $Y_E(x)$ é a energia e Y_{A0} é uma constante, cuja seleção apropriada garante que $Y_A(x) \geq 0$. A exergia é definida como:

$$Y_B(x) = Y_H(x) - T_0 S(x) \quad (16)$$

Aqui, $Y_B(x)$ é a exergia e $Y_H(x)$ é a entalpia. O inventário para $Y_A(x)$ é dado por:

$$\frac{\delta Y_A(x)}{\delta t} = \phi_A + P_E(x) - T_0 P_S(x) \quad (17)$$

Sendo que ϕ_A é a taxa líquida da quantidade Y_A e T_0 é a temperatura de referência. Como a energia é conservativa, $P_E(x)$ será sempre zero, levando a:

$$\frac{\delta Y_A(x)}{\delta t} = \phi_A - T_0 P_S(x) \quad (18)$$

Quando o sistema está em estado estacionário não existe variação na função de Ydstie, ou seja, $\frac{dY_A(x)}{dt} = 0$ e:

$$\phi_A - T_0 P_S(x) = 0 \quad (19)$$

Quando o sistema é exposto a uma perturbação em ϕ_A , $\Delta\phi_A$ vai mover-se desde um estado x_1 até outro estado estável, x_2 , experimentando uma mudança na produção de entropia: $\Delta P_S(x)$:

$$\phi_A(x_1) - T_0 P_S(x_1) = 0 \quad (20)$$

$$\phi_A(x_2) - T_0 P_S(x_2) = 0 \quad (21)$$

$$(\phi_A(x_2) - \phi_A(x_1)) - T_0 (P_S(x_2) - P_S(x_1)) = 0 \quad (22)$$

$$\Delta\phi_A - T_0 \Delta P_S(x) = 0 \quad (23)$$

Como ϕ_A é a taxa líquida de $Y_A(x)$, ele pode ser expressado que na quantidade de tempo τ , no qual o sistema passa de um estado estável 1 à outro estado estável 2:

$$\Delta\phi_A = \frac{\Delta Y_A(x)}{\tau} \quad (24)$$

Fazendo a substituição em (20):

$$\frac{\Delta Y_A(x)}{\tau} - T_0 \Delta P_s(x) = 0 \quad (25)$$

É possível descrever o tempo de resposta, τ , como uma medida de controlabilidade do sistema de processo, considerando que para um melhor controle se deseja um menor valor de τ .

$$\tau = \frac{\Delta Y_A(x)}{T_0 \Delta P_s(x)} \quad (26)$$

Inserindo a definição de função de Ydstie na expressão anterior:

$$\tau = \frac{\Delta Y_E(x) - T_0 \Delta Y_s(x) + \Delta Y_{A0}(x)}{T_0 \Delta P_s(x)} \quad (27)$$

2.7 SIMULAÇÃO DINÂMICA DE PROCESSOS.

As plantas de processo nunca operam verdadeiramente em estado estacionário. Perturbações na alimentação e nas vizinhanças, incrustações nos trocadores de calor, desgaste do catalisador, entre outros, alteram continuamente as condições de um processo do seu funcionamento estável. A simulação dinâmica pode ajudar a obter um melhor projeto.

A simulação dinâmica prevê como um processo e o sistema de controle a ele associado respondem à várias possíveis perturbações em função do tempo. O uso de simuladores dinâmicos encontra-se em evolução devido a existência de ferramentas, tanto do ponto de vista de *hardware* como de *software* e devido a exigências de melhoria de qualidade e segurança. Ao definir especificações de equipamentos detalhadamente na simulação dinâmica, pode-se verificar se o equipamento funciona como seria de se esperar em uma situação real.

Embora geralmente para os projetos de processo em estado estacionário sejam suficientes para este fim, a simulação dinâmica pode aumentar significativamente a precisão, contabilizando como um sistema responde dinamicamente às mudanças. O comportamento transiente de um sistema de processos pode ser melhor estudado usando uma ferramenta de simulação dinâmica, como o software Aspen HYSYS®.

O primeiro passo para simular dinamicamente um processo no Aspen HYSYS® é estabelecer um modelo em estado estacionário. Este modelo vai conter todas as entradas bases

do sistema: componentes, operações unitárias, termodinâmica, etc. O modelo em estado estacionário deve ter convergido para uma solução. O modelo dinâmico deste software utiliza os mesmos pacotes de propriedades físicas que o modelo estacionário, simula o comportamento térmico, de equilíbrio e reativo de sistemas químicos de forma similar ao modelo estacionário. Por outro lado, o modelo dinâmico usa um conjunto diferente de equações de conservação que representam mudanças que ocorrem ao longo do tempo. As equações para os balanços de materiais e de energia incluem um termo adicional de acúmulo, que é diferenciado em relação ao tempo. Equações diferenciais não-lineares podem ser formuladas para modelar os princípios de conservação.

3. METODOLOGÍA

A metodologia utilizada neste trabalho para avaliar a controlabilidade em RTC é exposta neste capítulo. Inicialmente são descritos os métodos utilizados para medir a controlabilidade e a resiliência das redes, a matriz de ganho relativo (RGA) e o custo de perturbação (DC). Posteriormente é apresentada a fundamentação utilizada para determinar o índice de controlabilidade termodinâmico, a análise da rede no software MPinch e a simulação dinâmica das redes estudadas.

A rede de trocadores de calor analisada foi apresentada em Seider et al. (2009), com o propósito de determinar a sua controlabilidade e resiliência. Três alternativas são analisadas. Na primeira, a rede original não possui by-passes nos trocadores. Na segunda alternativa considera-se um desvio na terceira unidade da rede para controlar a temperatura de saída da corrente quente. A terceira alternativa apresenta a rede com desvio no primeiro trocador de calor.

No caso de estudo selecionado uma corrente quente de n-octano com vazão de 1066 kgmol/h é resfriada de 260°C a 149,4°C usando duas correntes de n-decano como refrigerante, com $F_2 = 1.393$ kgmol/h e $F_3 = 544,3$ kgmol/h. Essas espécies e vazões foram selecionadas por Seider et al. (2009) para igualar as capacidades térmicas definidas inicialmente, com F_1 levemente aumentada para evitar cruzamentos de temperatura nos trocadores de calor devido a variações de temperatura nas capacidades caloríficas.

3.1 MATRIZ DE GANHO RELATIVO (RGA) E CUSTO DE PERTURBAÇÃO (DC).

Com a RTC sintetizada, o modelo do processo deve ser criado considerando a estrutura de controle, selecionando as variáveis controláveis ($y\{t\} = [y_1, y_2, y_3 \dots]$), as variáveis manipuláveis ($u\{t\} = [u_1, u_2, u_3 \dots]$), e as perturbações ($d\{t\} = [d_1, d_2, d_3 \dots]$). No segundo passo, o modelo deve ser linearizado utilizando o procedimento seguinte:

- Determinar as variáveis de estado (x), resolvendo o modelo de equações que definem o sistema para os valores nominais das variáveis manipuláveis e as perturbações. O modelo sugerido é o de Newton-Raphson ou método das tangentes.
- Recalcular os valores das variáveis controladas para pequenas perturbações (Δu_i) positivas (p) e negativas (n) de cada variável manipulável (u_i), uma por vez. Esta pequena perturbação deve ser somada e subtraída só das variáveis manipuláveis analisadas. Os valores das variáveis de controle devem ser armazenados nos vetores $y_{p,i,j}$ e $y_{n,i,j}$, sendo que j é o índice que indica a variável controlável. Para calcular a coluna i da matriz de

ganho do estado estacionário ($P\{0\}$), é usada a equação: $p_{ji}\{0\} = \Delta u_i^{max} \cdot (y_{p,i,j} - y_{n,i,j}) / (2\Delta u_i)$, em que Δu_i^{max} é o valor nominal das variáveis manipuladas.

- Recalcular os valores das variáveis controladas para pequenas perturbações (Δd_i) positivas e negativas de cada variável de perturbação (d_i), uma por vez. Esta pequena perturbação deve ser somada e subtraída só das variáveis de perturbação analisadas. Os valores das variáveis de controle devem ser armazenados nos vetores $y_{p,i,j}$ e $y_{n,i,j}$. Para calcular a coluna i da matriz de ganho do estado estacionário ($P_d\{0\}$), é usada a equação: $pd_{ji}\{0\} = \Delta d_i^{max} \cdot (y_{p,i,j} - y_{n,i,j}) / (2\Delta d_i)$, sendo que Δd_i^{max} é o valor nominal das variáveis de perturbação.
- O modelo linearizado deve ter a estrutura da seguinte equação:

$$\Delta y^T\{0\} = P\{0\} \cdot \Delta u^T\{0\} + P_d\{0\} \cdot \Delta d^T \quad (28)$$

A controlabilidade e a resiliência são calculadas usando as matrizes $P\{0\}$ e $P_d\{0\}$. A controlabilidade é examinada usando o valor de RGA, calculado com a seguinte equação:

$$RGA = P\{0\} \otimes (P^{-1}\{0\})^T \quad (29)$$

A resiliência da RTC é determinada com o cálculo do custo de perturbação (DC) (Lewin, 1996) para perturbações predeterminadas (Δd). A ação necessária para rejeitar completamente a perturbação, dado o modelo linearizado e assumindo controle perfeito, é:

$$\Delta u^T\{0\} = -P^{-1}\{0\} \cdot P_d\{0\} \cdot \Delta d^T \quad (30)$$

Uma medida quantitativa do esforço de controle para rejeitar um vetor de perturbação dado é a norma euclidiana. A norma-2 é o DC. Seus valores indicam o tempo de estabilização para rejeição de perturbações e as limitações devido as restrições do atuador. Seus resultados são independentes do ajuste do controlador, uma vez que o DC é baseado na suposição de controle perfeito, ou seja, assumindo que as perturbações correspondentes podem ser medidas e que uma configuração avançada de controle envolvendo um otimizador em tempo real estará disponível durante a operação (OLDENBURG et al., 2008)

$$DC = \|\Delta u^T\|_2 \quad (31)$$

Depois de encontrar os valores do DC, pode-se determinar os pares de variáveis que devem ser selecionados e se a resiliência da rede é satisfatória ou não. Devem ser selecionados os pares com o valor RGA próximo da unidade e evitar aqueles com elementos negativos. Quanto mais próximo da unidade, menos sensível é o par à interação. Um valor maior da unidade no DC indica que os limites do atuador podem ser excedidos e a rede deve ser modificada para garantir uma regulação adequada.

3.2 ANÁLISE TERMODINÂMICA DE CONTROLABILIDADE.

Após medidas a controlabilidade e resiliência com o auxílio da RGA e de DC, a rede é analisada do ponto de vista termodinâmico. Com os valores das variáveis de estado obtidos usando o modelo linearizado do sistema, são calculados os valores da produção de energia e entropia, que servem de base para computar a função de armazenagem ou função de Ydstie.

No primeiro momento esses valores são calculados para o estado inicial, e após, para um conjunto de perturbações positivas e negativas, calcula-se o estado final do sistema. A diferença para os valores da função de Ydstie são obtidos e com eles é feito o cálculo do índice de tempo de resposta para cada unidade da rede.

A rede de trocadores de calor estudada é apresentada na Figura 1. Esta rede foi usada para medir a controlabilidade e resiliência de processos em um sistema de três trocadores de calor, usando os métodos de RGA e DC como descrito anteriormente (SEIDER et al.,2009). A mesma rede será utilizada para computar o tempo de resposta, τ , baseado na função de Ydstie e a produção de entropia, como foi explicado anteriormente.

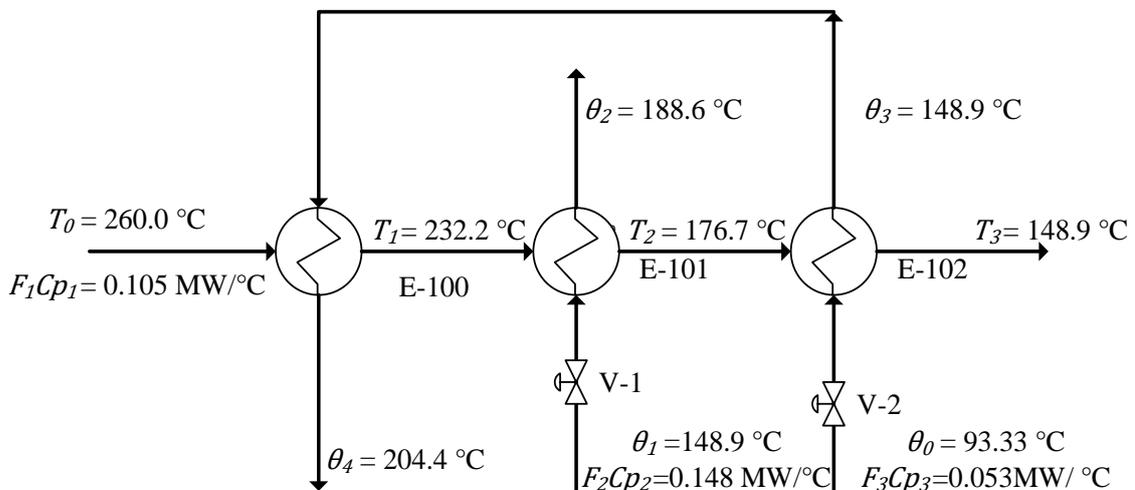


Figura 1 – Rede de trocadores de calor analisada por Seider et al. (2009)

Fonte: Elaborada pelo autor

No processo, uma corrente quente (F_1) é resfriada de 500 °F (260 °C) até 300 °F (148.9 °C), trocando calor com duas outras correntes, F_2 e F_3 , cujas temperaturas de alimentação são 300 °F (148.9 °C) e 200 °F (93.33 °C), respectivamente. As temperaturas de saída destas duas correntes frias são 371.4 °F (188.56 °C) e 400 °F (204.44 °C), respectivamente (θ_2 e θ_4). A vazão de alimentação e a temperatura de entrada da corrente quente são consideradas como perturbações.

Se a RTC tem um comportamento adiabático, o balanço de energia correspondente é o seguinte:

$$f_1(x) = Q_1 - F_1 C_{p1}(T_0 - T_1) = 0 \quad (32)$$

$$f_2(x) = Q_1 - F_3 C_{p3}(\theta_4 - \theta_3) = 0 \quad (33)$$

$$f_3(x) = Q_1 - U_1 A_1 \frac{(T_0 - \theta_4) - (T_1 - \theta_3)}{\ln[(T_0 - \theta_4)(T_1 - \theta_3)]} = 0 \quad (34)$$

$$f_4(x) = Q_2 - F_1 C_{p1}(T_1 - T_2) = 0 \quad (35)$$

$$f_5(x) = Q_2 - F_2 C_{p2}(\theta_2 - \theta_1) = 0 \quad (36)$$

$$f_6(x) = Q_2 - U_2 A_2 \frac{(T_1 - \theta_2) - (T_2 - \theta_1)}{\ln[(T_1 - \theta_2)(T_2 - \theta_1)]} = 0 \quad (37)$$

$$f_7(x) = Q_3 - F_1 C_{p1}(T_2 - T_3) = 0 \quad (38)$$

$$f_8(x) = Q_3 - F_3 C_{p3}(\theta_3 - \theta_0) = 0 \quad (39)$$

$$f_9(x) = Q_3 - U_3 A_3 \frac{(T_2 - \theta_3) - (T_3 - \theta_0)}{\ln[(T_2 - \theta_3)(T_3 - \theta_0)]} = 0 \quad (40)$$

A entropia e a força motriz de temperatura (média logarítmica das diferenças de temperatura), que serão usados para o cálculo do índice de tempo de resposta termodinâmico, considerando fluxo em contracorrente, são expressados como:

$$S_1 = F_1 C_{p1} \ln(T_1/T_0) + F_3 C_{p3} \ln(\theta_4/\theta_3) \quad (41)$$

$$\Delta T_{HE} = \frac{(T_0 - \theta_4) - (T_1 - \theta_3)}{\ln[(T_0 - \theta_4)(T_1 - \theta_3)]} \quad (42)$$

$$S_2 = F_1 C_{p1} \ln(T_2/T_1) + F_2 C_{p2} \ln(\theta_2/\theta_1) \quad (43)$$

$$\Delta T_{HE} = \frac{(T_1 - \theta_2) - (T_2 - \theta_1)}{\ln[(T_1 - \theta_2)(T_2 - \theta_1)]} \quad (44)$$

$$S_3 = W_1 C_{p1} \ln(T_3/T_2) + W_3 C_{p3} \ln(\theta_3/\theta_0) \quad (45)$$

$$\Delta T_{HE} = \frac{(T_2 - \theta_3) - (T_3 - \theta_0)}{\ln[(T_2 - \theta_3)(T_3 - \theta_0)]} \quad (46)$$

3.3 ANÁLISE DA RTC NO SOFTWARE MPINCH.

A Análise Pinch utiliza os conceitos da Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica com algumas regras heurísticas e aplicada a redes de trocadores de calor ajuda a determinar os pares de correntes que irão trocar calor, sintetizando a rede. Por meio da Análise Pinch, é possível obter a máxima recuperação de energia, o número mínimo de trocadores de calor, a área mínima e o custo mínimo de capital e energia da rede (RAVAGNANI E CABALLERO, 2012).

No Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá foi desenvolvido, em linguagem MATLAB[®], um programa computacional intitulado MPinch (PAVÃO et al., 2014).

Ele permite, por meio de uma interface gráfica, fazer a análise de redes de trocadores de calor usando Análise Pinch, obtendo, a partir das correntes que compõem a rede, as cascatas energéticas e as quantidades mínimas de calor a serem trocadas com utilidades quentes e frias. Após isto, o usuário ingressa com as correntes que trocarão calor e a interface permite determinar quais são os melhores cruzamentos entre as correntes de processo e utilidades da rede formada.

O programa possui a opção de desenvolver o projeto detalhado dos trocadores, na área “Heat Exchanger Design”. Os dados de entrada são a vazão, a queda de pressão mínima das correntes, o fator de incrustação permitido, o comprimento, diâmetro, espessura de paredes e tipo de distribuição dos tubos. A partir desses dados, por meio de um modelo de otimização encontra-se área mínima requerida, o coeficiente global de transferência de calor, entre outros dados, utilizando-se a padronização da TEMA (*Tubular Exchangers Manufacturers Association*). A rede de trocadores de calor estudada nesta dissertação foi construída no software MPinch e o dimensionamento das unidades foi realizado. Os resultados obtidos foram comparados com o caso apresentado na literatura.

3.4 SIMULAÇÃO DINÂMICA DE RTC NO ASPEN HYSYS[®].

Os simuladores de processo modulares estão baseados em módulos de cálculo de diferentes operações unitárias, como trocadores de calor, bombas, colunas de destilação, etc. Os simuladores de processo podem ser construídos de forma modular sequencial ou podem ser orientados por equações. Em um programa modular sequencial, as correntes de entrada em cada um dos módulos de cálculo devem ser conhecidas com antecedência, e as correntes de saída são o resultado dos cálculos no módulo. Programas de simulação orientados por equações são capazes de realizar os cálculos com base em correntes internas.

O software Aspen HYSYS[®] é um programa de simulação que utiliza a estratégia modular sequencial e foi selecionado para realizar a simulação dinâmica da rede de trocadores de calor original e de suas variações com a inclusão das correntes de by-pass. O pacote de propriedades termodinâmicas utilizado é o SRK (Soave Redlich Kwong), apropriado para trabalhar com sistemas de hidrocarbonetos.

A rede é inicialmente simulada com o reciclo aberto, como mostrado na Figura 2, e a temperatura da corrente C6 é mudada até conseguir que seja igual a temperatura de saída do trocador E-102. Assim, o reciclo pode ser fechado, especificando a temperatura obtida na corrente quente final (H4), obtendo convergência na simulação para a rede com as características apresentadas na literatura.

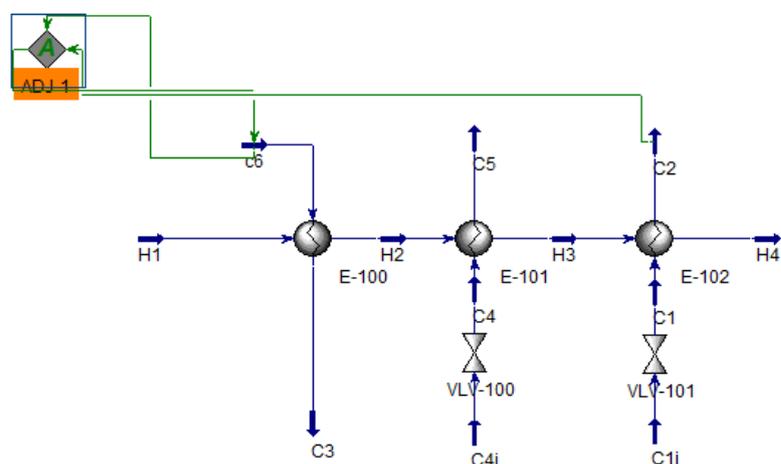


Figura 2 – Rede inicialmente simulada para ajuste do reciclo.

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS[®]

Com a convergência da simulação em estado estacionário é possível passar para a simulação dinâmica, especificando os parâmetros de modelo das unidades. No caso em estudo, os dados necessários são os parâmetros dos trocadores casco e tubos e o dimensionamento das válvulas. Em seguida, estabelece-se a estrutura de controle, colocando os controladores de acordo com os resultados de emparelhamento obtidos na RGA (matriz de ganho relativo) e suas características (tipo de ação do controlador, set-point, variáveis controláveis e manipuláveis e a sintonia inicial). Os gráficos de controle são configurados e nas correntes é estabelecida a pressão como especificação dinâmica, pois o simulador usa equações de resistência para calcular a vazão das correntes.

4. RESULTADOS

Neste capítulo serão descritos os resultados obtidos dos casos estudados para o método proposto é feita a comparação com os resultados apresentados na literatura.

4.1 ANÁLISE DE CONTROLABILIDADE E RESILIÊNCIA.

4.1.1 RTC Original

A rede, mostrada na Figura 3, apresenta uma corrente quente e duas correntes frias. As variáveis consideradas controláveis são as temperaturas de saída das correntes (θ_2 , θ_4 e T_3). A corrente quente 1 é resfriada de 260 °C a 148,9 °C usando as correntes frias 2 e 3, que possuem temperatura de alimentação de 148,9 e 93,33 °C, respectivamente, e temperaturas alvo de saída de 188,6 °C e 204,4 °C, respectivamente. As capacidades térmicas são expressas em MW/K.

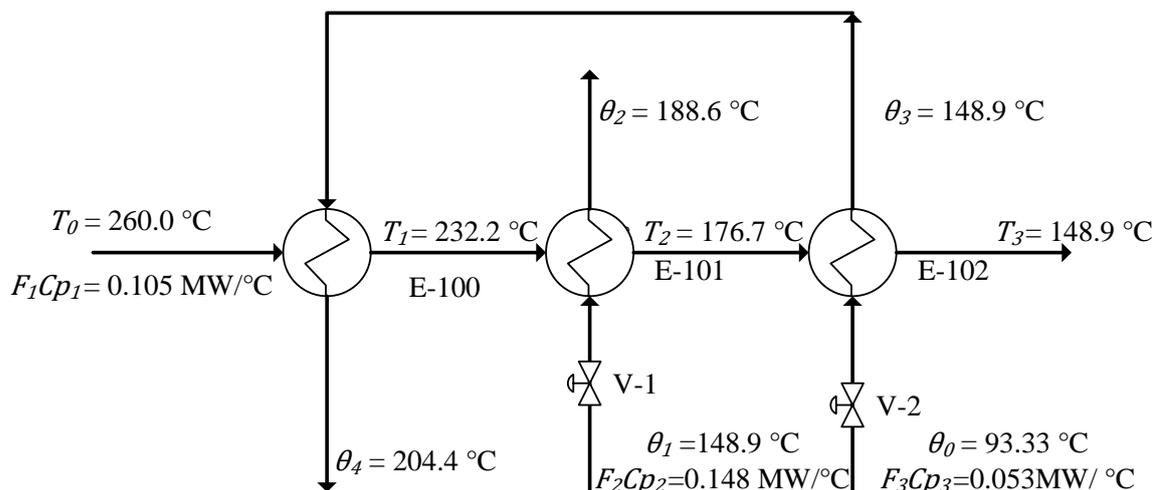


Figura 3 – RTC analisada

Fonte: Elaborada pelo autor

O balanço de energia para este sistema envolve 15 variáveis: as vazões e as temperaturas de cada corrente e o calor trocado em cada trocador: $F_1, F_2, F_3, T_0, T_1, T_2, T_3, \theta_0, \theta_1, \theta_2, \theta_3, \theta_4, Q_1, Q_2$ e Q_3 . Quatro variáveis são externamente definidas, sendo duas delas fixas: as temperaturas de alimentação das correntes frias (θ_0 and θ_1), e duas variáveis de perturbação: a vazão e a temperatura de entrada da corrente quente (F_1 e T_0), que sofrem perturbações das vizinhanças. Requer-se que a rede seja resiliente a perturbações na corrente quente 1.

Para capacidades caloríficas constantes e sem mudança de fase, o modelo em estado estacionário para a rede é descrito pelas equações definidas no capítulo anterior, 30 a 38. U_i e

A_i são o coeficiente global de transferência de calor e a área de troca térmica, respectivamente, para o trocador i . Supõe-se que seus valores sejam conhecidos: $U_1A_1 = 0,0428$ MW/K, $U_2A_2 = 0,1668$ MW/K e $U_3A_3 = 0,0731$ MW/K. Portanto, não são variáveis de processo.

Para conhecer a quantidade de variáveis manipuláveis disponíveis no sistema é preciso realizar uma análise de graus de liberdade.

$$N_{manipuláveis} = N_{variáveis} - N_{def.externamente} - N_{equações} \quad (47)$$

Para a RTC analisada:

$$N_{manipuláveis} = 15 - 4 - 9 = 2 \quad (48)$$

Portanto, duas variáveis podem ser manipuladas. Assim, o sistema permite que só duas das três temperaturas de saída das correntes possam ser controladas, deixando uma sem controle. Várias possíveis configurações de controle podem ser estudadas para avaliar qual apresenta a mais favorável resposta estática e dinâmica para as variáveis manipuláveis. Em este caso, as variáveis controladas selecionadas foram θ_2 e θ_4 e T_3 foi a variável deixada sem controle.

Desta forma, para gerar o modelo linearizado da rede, foram definidas como variáveis manipuláveis $u = [F_2, F_3]$, como variáveis de perturbação $d = [F_1, T_0]$ e como variáveis de estado $x = [T_1, T_2, T_3, \theta_2, \theta_3, \theta_4, Q_1, Q_2, Q_3]$. Para conseguir calcular a variação que as variáveis manipuláveis causam na variável T_3 , foram também calculados os elementos da matriz de ganho em estado estacionário.

Usando $\Delta u = 0.01$ e $\Delta d = 0.01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1,1]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2.78 \text{ }^\circ\text{C}]$, o modelo linearizado resultante é:

$$\begin{bmatrix} \Delta\theta_2 \\ \Delta\theta_4 \\ \Delta T_3 \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} -32,59 & -8,10 \\ -3,97 & -58,11 \\ -7,94 & -15,15 \end{bmatrix}}_{\begin{bmatrix} P_1\{0\} \\ P_2\{0\} \end{bmatrix}} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \end{bmatrix} + \underbrace{\begin{bmatrix} 1,57 & 1,05 \\ 1,24 & 1,63 \\ 2,73 & 0,49 \end{bmatrix}}_{\begin{bmatrix} P_{d_1}\{0\} \\ P_{d_2}\{0\} \end{bmatrix}} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta T_0 \end{bmatrix} \quad (49)$$

Os ganhos na equação 49 são apresentados como a mudança em $^\circ\text{C}$ em resposta a uma mudança completa em cada entrada. Assim, por exemplo, em resposta a um aumento de 5% em F_1 , o modelo linear prevê um aumento de 1,24 $^\circ\text{C}$ em θ_4 . O cálculo de RGA foi realizado para as variáveis controláveis.

$$RGA = P_1\{0\} \otimes (P_1^{-1}\{0\})^T = \begin{bmatrix} 1,02 & -0,02 \\ -0,02 & 1,02 \end{bmatrix} \quad (50)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é preferido ($\theta_2 - F_2$ e $\theta_4 - F_3$), mostrado na Figura 4, pois provê respostas que são quase perfeitamente desacopladas. Portanto, os pares fora da diagonal principal mostram problemas de estabilidade.

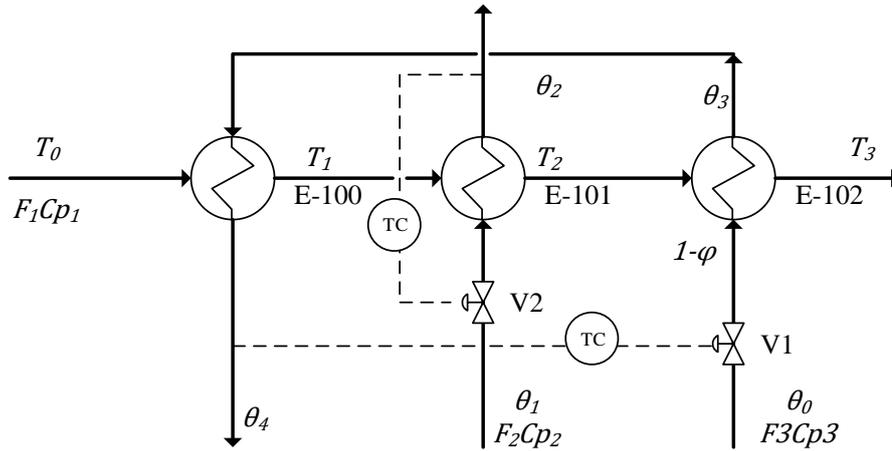


Figura 4 – Configuração de controle proposta para a rede sem desvio.

Fonte: Elaborada pelo autor

A resiliência da RTC é analisada calculando o DC em estado estacionário para perturbações de $\pm 5\%$ em F_1 e $\pm 2,78$ °C em T_0 . Porém, como o modelo linearizado gerado foi gerado com os valores máximos de perturbações, nos cálculos do DC são usados só os valores unitários positivos e negativos ou nulos para indicar a existência ou não de perturbação. Também foi calculado o valor da variação de T_3 com as perturbações e com os valores atingidos das variáveis manipuladas usando a equação 51.

$$\Delta T_3\{0\} = (P_{d_2}\{0\} - P_2\{0\} \cdot P_1^{-1}\{0\} \cdot P_{d_1}\{0\}) \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta T_0 \end{bmatrix} \quad (51)$$

Os valores mostrados na Tabela 1 foram computados assumindo controle perfeito. Ela apresenta as variações das variáveis manipuláveis, o valor do DC e a variação de T_3 para quatro vetores de perturbação. Como mostram os resultados, a rejeição para as perturbações é perfeita para as variáveis controladas, pois o valor do custo de perturbação é menor que um, porém, T_3 é afetada significativamente pelas perturbações e o pior dos casos acontece quando as perturbações em F_1 e T_0 ocorrem em direção oposta, onde a variação na temperatura é de -2.21°C.

Tabela 1: Mudanças nas variáveis e custo de perturbação (DC) para RTC sem desvio

ΔF_1	ΔT_0	ΔF_2	ΔF_3	DC	ΔT_3
+5%	0	0,0437	0,0184	0,0474	2,11
+5%	+2,78 °C	0,0694	0,0448	0,0826	1,99
0	+2,78 °C	0,0257	0,0264	0,0368	-0,11
-5%	+2,78 °C	-0,0180	0,0080	0,0197	-2,21

Na segunda coluna da matriz $P\{0\}$ foram encontrados diferentes valores em relação com os apresentadas por Seider et al. (2009) e por Lewin, Seider & Seader (2004), devido à forma de linearizar o modelo, onde é tomado em conta a variação nas perturbações na hora de fazer o cálculo das matrizes de ganho. Assim, esta diferença na linearização resulta em variações nos valores encontrados pelo índice RGA apresentado na Equação 50 e com as variações nas correntes F_2 e T_3 e também nos valores do DC mostrados na Tabela 1. No entanto, todos os exemplos exibiram a mesma conclusão, basicamente que o emparelhamento diagonal é o preferido e que a rejeição aos distúrbios é perfeita para as variáveis controladas, mas afetando significativamente variável T_3 .

4.1.2 RTC com desvio em E-102

A fim de eliminar a variação em T_3 , um desvio no trocador E-102 foi adicionado, pois esta alteração, mostrada na Figura 5, aumenta os graus de liberdade do processo e permite a regulação das três temperaturas alvo. Com o desvio, o número de variáveis é aumentada em duas unidades (φ é a fração da vazão de desvio no trocador E-102 e θ'_3 é a temperatura de saída da corrente fria do trocador E-102). Assim, o balanço de energia no sistema envolve 17 variáveis: $F_1, F_2, F_3, T_0, T_1, T_2, T_3, \theta_0, \theta_1, \theta_2, \theta_3, \theta'_3, \theta_4, Q_1, Q_2$, e φ . As mesmas quatro variáveis externas são definidas (θ_0, θ_1, F_1 e T_0). Para determinar a melhor fração de desvio para a rede, a análise de resiliência é utilizada, realizando uma compensação entre o custo de capital e o índice DC.

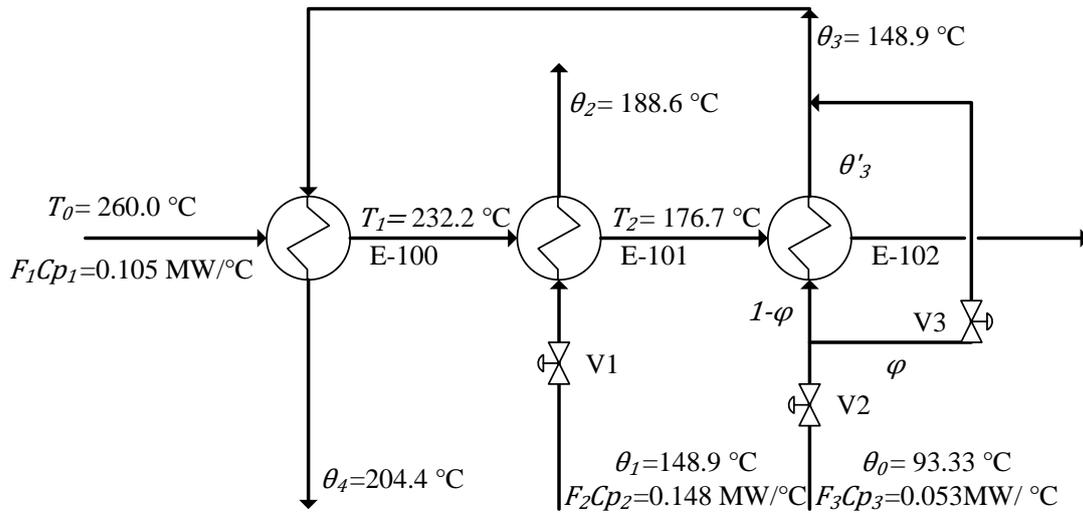


Figura 5 – RTC com corrente de desvio em E-102

Fonte: Elaborada pelo autor

Para capacidades caloríficas constantes e nenhuma mudança de fase, o modelo de rede também é obtido através dos três balanços de energia realizados em cada trocador de calor. As equações para os trocadores E-100 e E-101 são as mesmas apresentadas para rede sem desvio (equações 32 a 37). A modificação ocorre no balanço do trocador E-102 (Equação 52 a Equação 54) e além no balanço de energia para o misturador de correntes (Equação 55).

Para o trocador E-102:

$$f_7\{x\} = Q_3 - F_1 C_{p1} \cdot (T_2 - T_3) = 0 \quad (52)$$

$$f_8\{x\} = Q_3 - F_3 C_{p3} \cdot (1 - \phi) \cdot (\theta_3' - \theta_0) = 0 \quad (53)$$

$$f_9\{x\} = Q_3 - K_3 U_3 A_3 \frac{(T_2 - \theta_3') - (T_3 - \theta_0)}{\ln[(T_2 - \theta_3') / (T_3 - \theta_0)]} = 0 \quad (54)$$

$$f_{10}\{x\} = (1 - \phi) \cdot \theta_3' + \phi \theta_0 - \theta_3 = 0 \quad (55)$$

Os dados para a U_i e A_i permanecem com os mesmos valores propostos para a rede sem desvio, no entanto, a área do trocador E-102 depende da fração de desvio ϕ . Assim, a variável K_3 foi adicionada à Equação 54 para indicar quanto é necessário aumentar a área de transferência de calor em relação aos ϕ analisados.

Para a RTC com desvio:

$$N_{manipuláveis} = 17 - 4 - 10 = 3 \quad (56)$$

Assim, o sistema permite três variáveis θ_2 , θ_4 e T_3 como controladas, usando F_2 , F_3 e ϕ como variáveis manipuladas. Definindo o valor de 0,1 para a fração de desvio, o de K_3 é 1,12, isto é, é necessário aumentar a área do trocador E-102 um 12%. O modelo linearizado da rede

Tabela 2: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-102 ($\varphi = 0,1$)

ΔF_1	ΔT_0	ΔF_2	ΔF_3	$\Delta \varphi$	DC
+5%	0	0,0495	0,0505	-1,1360	1,1382
+5%	+2,78 °C	0,0749	0,0751	-1,0377	1,0431
0	+2,78 °C	0,0254	0,0246	0,0983	0,1045
-5%	+2,78 °C	-0,0242	-0,0258	1,2343	1,2348

Para este caso, também foram encontrados valores diferentes no modelo linearizado respeito dos apresentados por Seider et al. (2009) e por Lewin, Seider & Seader (2004). Aqui, além da diferença na segunda coluna da matriz $P\{0\}$, existe também diferença na terceira coluna. Assim, essas diferenças produzem variações nos valores encontrados pelo índice RGA mostrado na Equação 58 e nas variáveis F_2, F_3, φ e no valor do DC mostrado na Tabela 2. No entanto, os três exemplos mostraram as mesmas conclusões, em outras palavras, que o emparelhamento diagonal é o preferido e que a RTC não apresenta uma resiliência desejável.

Para conseguir uma rede na qual as perturbações podem ser removidas, isto é, com um índice de resiliência igual ou menor que a unidade, um novo valor de fração de desvio foi proposto. Definindo um valor de fração de desvio de 0,25, o trocador E-102 deve ser redimensionado. Assim, o valor K_3 é 1,55. Portanto, é necessário um aumento na área do trocador E-102 em 55%. O modelo linearizado da rede para o valor de 0,25 na fração de desvio utilizando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1,1,0,25]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2,78 \text{ °C}]$ é:

$$\begin{bmatrix} \Delta \theta_2 \\ \Delta \theta_4 \\ \Delta T_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -32,59 & -6,18 & -1,60 \\ -3,97 & -49,99 & -6,72 \\ -7,94 & -21,92 & 5,59 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \\ \Delta \varphi \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1,55 & 1,05 \\ 1,16 & 1,63 \\ 2,79 & 0,49 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta T_0 \end{bmatrix} \quad (59)$$

A RGA em estado estacionário é computada usando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,00 & -0,03 & 0,03 \\ -0,02 & 0,70 & 0,32 \\ 0,02 & 0,33 & 0,65 \end{bmatrix} \quad (60)$$

Novamente o RGA indica que o par diagonal é preferido $\theta_2 - F_2, \theta_4 - F_3$ e $T_3 - \varphi$, mostrado na Figura 6, fornecendo respostas com interações entre a segundo e a terceira unidade. A resiliência da RTC é testada e os resultados são apresentados na Tabela 3. Foram apresentados também os valores de variação nas variáveis manipuladas para as perturbações, assumindo controle perfeito. Note-se que a rejeição das perturbações é conseguida pelas variáveis manipuladas com pouco esforço de controle. Por conseguinte, a resiliência da rede é aceitável para $\varphi = 0,25$ porque proporciona valores de DC menores que a unidade.

Tabela 3: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-102 ($\varphi = 0,25$)

ΔF_1	ΔT_0	ΔF_2	ΔF_3	$\Delta \varphi$	DC
+5%	0	0,0495	0,0505	-0,2317	0,2423
+5%	+2,78 °C	0,0749	0,0751	-0,1869	0,2149
0	+2,78 °C	0,0254	0,0246	0,0448	0,0571
-5%	+2,78 °C	-0,0242	-0,0258	0,2766	0,2788

Para este caso também foram encontrados valores diferentes no modelo linearizado em comparação com os valores apresentados por Seider et al. (2009) e por Lewin, Seider & Seader (2004). Isso produz alterações nos valores encontrados para a RGA mostrados na Equação 60 e nas variáveis F_2 , F_3 e φ e o valor do DC, mostrados na Tabela 3. Todos os casos mostram que o emparelhamento diagonal é preferido, no entanto, para Seider et al. (2009) e Lewin, Seider & Seader (2004), o índice máximo de DC alcançado é 1,11, o que indica uma resiliência aceitável. No presente estudo, o índice máximo é de 0,2788, o que significa que a rede tem uma rejeição de distúrbios desejável.

Como demonstrado pelos resultados obtidos para $\varphi = 0,10$ e $\varphi = 0,25$, os valores da área de troca de calor aumentam junto com a fração de desvio, mas os valores do índice de DC diminuem. A Tabela 4 mostra a compensação entre a resiliência e área de troca térmica. Para $\varphi = 0,10$, o aumento da área é de apenas 12%, mas a resiliência é inadequada. Mas para $\varphi = 0,30$, com um valor de DC muito inferior à unidade, a resiliência é satisfatória, mas a área de troca de calor tem de ser um pouco mais do que o dobro. Um bom valor para a fração de desvio é de 0,15. Com este valor atinge-se uma resiliência desejável, com um aumento de apenas 20% da área de troca em E-102.

Tabela 4: Trade-off entre o máximo índice de DC e a área de troca de calor (RTC com desvio em E-102)

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

4.1.3 RTC com desvio em E-100

Com o mesmo propósito de eliminar a variação em T_3 , um desvio no trocador E-100 é adicionado, e o efeito dessa alteração, mostrada na Figura 7, foi analisado. A adição da corrente de desvio aumenta os graus de liberdade do processo e permite a regulação das três temperaturas alvo. Com ela, o número de variáveis é aumentado em dois (φ é a fração do fluxo de desvio

no trocador E-100 e θ'_4 é a temperatura de saída da corrente fria do trocador E-100). Assim, o balanço de energia no sistema envolve 17 variáveis: $F_1, F_2, F_3, T_0, T_1, T_2, T_3, \theta_0, \theta_1, \theta_2, \theta_3, \theta_4', \theta_4, Q_1, Q_2$, e φ . As mesmas quatro variáveis externas são definidas (θ_0, θ_1, F_1 e T_0). Para determinar a melhor fração de desvio para a rede, a análise de resiliência é utilizada, realizando uma compensação entre o custo de capital e o índice DC.

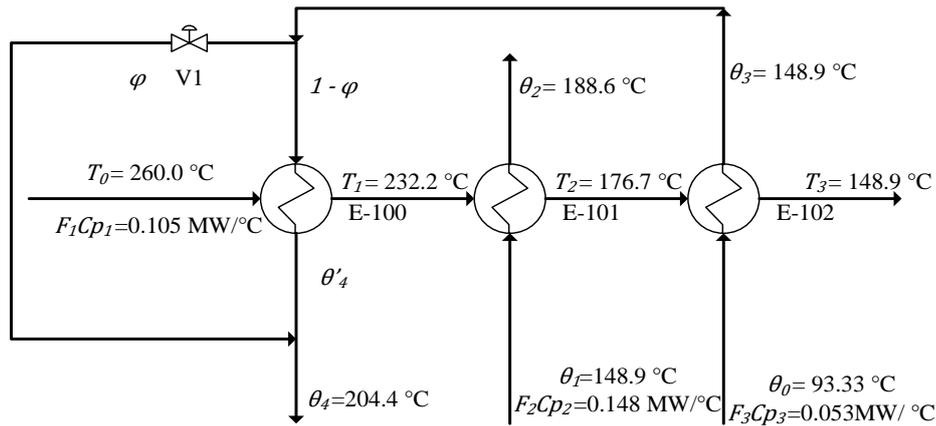


Figura 7 – RTC com corrente de desvio em E-100

Fonte: Elaborada pelo autor

Para capacidades caloríficas constantes e nenhuma mudança de fase, o modelo de rede também é obtido através dos três balanços de energia realizados em cada trocador de calor. As equações para os trocadores E-101 e E-102 são as mesmas apresentadas para rede sem desvio (Equações 32 a 40). A modificação ocorre no equilíbrio do trocador E-100 (Equação 61 a Equação 63) e além no balanço de energia para o misturador de correntes (Equação 64).

Para o trocador E-102:

$$f_1(x) = Q_1 - F_1 C_{p1} (T_0 - T_1) = 0 \quad (61)$$

$$f_2(x) = Q_1 - F_3 C_{p3} (1 - \varphi) (\theta'_4 - \theta_3) = 0 \quad (62)$$

$$f_3(x) = Q_1 - K_1 U_1 A_1 \frac{(T_0 - \theta'_4) - (T_1 - \theta_3)}{\ln[(T_0 - \theta'_4)(T_1 - \theta_3)]} = 0 \quad (63)$$

$$f_4(x) = (1 - \varphi) \theta'_4 + \varphi \theta_3 - \theta_4 = 0 \quad (64)$$

Os dados para a U_i e A_i permanecem com os mesmos valores propostos para a rede sem desvio, no entanto, a área do trocador E-100 depende da fracção de desvio φ . Assim, a variável K_1 foi adicionada à Equação 63 para indicar quanto é necessário aumentar a área de transferência de calor em relação ao φ analisados.

Para esta RTC com desvio:

$$N_{manipuláveis} = 17 - 4 - 10 = 3 \quad (65)$$

Assim, o sistema permite três variáveis θ_2 , θ_4 e T_3 como controláveis, usando F_2 , φ e F_3 como variáveis manipuladas. Definindo o valor de 0,1 para a fração de desvio, o valor de K_1 é 1,0558, isto é, é necessário aumentar a área do trocador E-102 um 5,58%. O modelo linearizado da rede para esse valor da fração de desvio, usando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1,0,1,1]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2,78 \text{ } ^\circ\text{C}]$ é:

$$\begin{bmatrix} \Delta\theta_2 \\ \Delta\theta_4 \\ \Delta T_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -32,59 & -0,51 & -8,70 \\ -3,97 & -1,89 & -55,90 \\ -7,94 & 0,2367 & -15,43 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \\ \Delta\varphi \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1,58 & 1,05 \\ 1,23 & 1,63 \\ 2,73 & 0,49 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta T_0 \end{bmatrix} \quad (66)$$

A RGA em estado estacionário é computada usando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,32 & -0,18 & -0,13 \\ 0,02 & 0,78 & 0,19 \\ 0,02 & 0,40 & 0,93 \end{bmatrix} \quad (67)$$

A RGA indica que o emparelhamento diagonal é o preferido ($\theta_2 - F_2$, $\theta_4 - \varphi$ e $T_3 - F_3$), fornecendo respostas com interações entre as três unidades e um esforço maior de controle na primeira unidade. Este sistema de controle é mostrado na Figura 8.

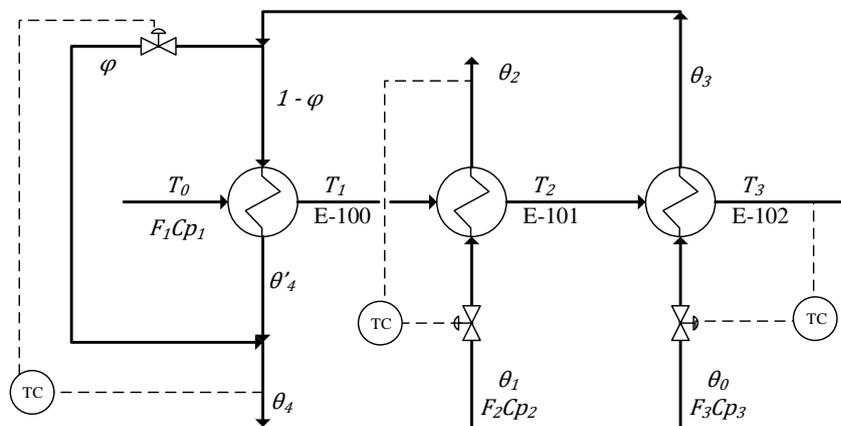


Figura 8 – Configuração de controle proposta para a rede com desvio em E-100

Fonte: Elaborada pelo autor

A resiliência da RTC é examinada da mesma forma como foi apresentada para a rede sem desvio e com desvio em E-102. O DC é calculado para perturbações de $\pm 5\%$ em F_1 e $\pm 2,78 \text{ } ^\circ\text{C}$ em T_0 . Também foram calculados os valores de mudança nas variáveis manipuladas para as perturbações, supondo controle perfeito. Os valores podem ser observados na Tabela 5. Note-se que para algumas perturbações em F_1 e T_0 , especialmente quando eles estão em

direções opostas, o valor do DC excede a unidade, o que significa que esta RTC não apresenta uma boa resiliência.

Tabela 5: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-100 ($\varphi = 0,1$)

ΔF_1	ΔT_0	ΔF_2	$\Delta \varphi$	ΔF_3	DC
+5%	0	-0,0462	-3,5717	0,1462	3,5750
+5%	+2,78 °C	0,0157	-3,3488	0,1657	3,3529
0	+2,78 °C	0,0305	0,2229	0,0195	0,2258
-5%	+2,78 °C	-0,0767	3,7946	-0,1266	3,7975

Para conseguir uma rede na qual as perturbações podem ser removidas, isto é, com um índice de resiliência igual ou menor que a unidade, um novo valor de fração de desvio foi proposto. Definindo um valor de fração de desvio de 0,25, o trocador E-100 foi redimensionado. Assim, o valor de K_1 é 1,19. Portanto, é necessário um aumento na área do trocador E-100 em 19%. O modelo linearizado da rede para o valor de 0,25 na fração de desvio utilizando $\Delta u = 0,01$ e $\Delta d = 0,01$ para todas as variáveis, $\Delta u^{max} = [1,0,25,1]$ e $\Delta d^{max} = [5\%, 2,78 \text{ °C}]$ é:

$$\begin{bmatrix} \Delta \theta_2 \\ \Delta \theta_4 \\ \Delta T_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -32,59 & 1,97 & -10,04 \\ -3,97 & -7,35 & -50,90 \\ -7,94 & 0,9188 & -16,05 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_2 \\ \Delta F_3 \\ \Delta \varphi \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1,58 & 1,05 \\ 1,20 & 1,63 \\ 2,74 & 0,49 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta F_1 \\ \Delta T_0 \end{bmatrix} \quad (68)$$

A RGA em estado estacionário é computada usando a matriz $P\{0\}$.

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,32 & -0,16 & -0,15 \\ 0,02 & 0,79 & 0,18 \\ -0,34 & 0,36 & 0,97 \end{bmatrix} \quad (69)$$

Novamente o RGA indica que o par diagonal é preferido $\theta_2 - F_2, \theta_4 - \varphi$ e $T_3 - F_3$, mostrado na Figura 8, fornecendo respostas às interações entre as três unidades. A resiliência da RTC é testada e os resultados apresentados na Tabela 6. Foram apresentados também os valores de variação nas variáveis manipuladas para as perturbações, assumindo controle perfeito. A rejeição das perturbações é conseguida novamente pelas variáveis manipuladas com pouco esforço de controle. Por conseguinte, a resiliência da rede é aceitável para $\varphi = 0,25$ porque proporciona valores de DC menores que a unidade.

Tabela 6: Mudanças nas variáveis e DC para RTC com desvio em E-100 ($\varphi = 0,25$)

ΔF_1	ΔT_0	ΔF_2	$\Delta \varphi$	ΔF_3	DC
+5%	0	-0,05	-0,82	0,15	0,84
+5%	+2,78 °C	-0,02	-0,75	0,16	0,77
0	+2,78 °C	0,03	0,07	0,02	0,07
-5%	+2,78 °C	0,08	0,89	-0,12	0,90

Comparando com o caso anterior, onde a corrente de desvio é localizada no trocador E-102, os valores para o índice DC são muito menores, o que indica que esta opção oferece uma melhor resposta das variáveis de controle frente as perturbações. A área do trocador precisa aumentar em 20% para o caso anterior com uma fração de desvio de 0,15. Colocando a corrente de desvio no trocador E-100 a área precisa aumentar um 19%, oferecendo uma resposta adequada, pois os valores obtidos para o DC se encontram abaixo da unidade, mas com uma fração de desvio de 0,25.

4.2 ANÁLISE TERMODINÂMICA DE CONTROLABILIDADE.

Baseado no trabalho de YDSTIE e ALONSO (1997), comparando dois estados estacionários, um inicial e um estado final após o sistema ser exposto a uma perturbação, ao ser relacionadas a variação na função de armazenagem previamente descrita e na entropia resultam em um tempo de resposta, que é uma constante de tempo que indica a rapidez com que o novo estado termodinâmico de equilíbrio é atingido. Este índice depende da direção da perturbação e do ponto de vista da controlabilidade é desejável que seu valor seja o menor possível (Meeuse et al., 2004).

Nesta seção é aplicada a teoria desenvolvida em três alternativas de RTC, cuja controlabilidade e resiliência foram avaliadas anteriormente usando os métodos da RGA e DC. Os resultados obtidos são analisados e comparados.

4.2.1 RTC Original

Na seção anterior as equações de estado não lineares $f(x) = 0$ (equações 32-40) foram resolvidas para as variáveis manipuláveis ($u = [1, 1]^T$), perturbações ($d = [F_1, T_0]^T$) e constantes θ_0 e θ_1 , para obter as variáveis de estado $x = [T_1, T_2, T_3, \theta_2, \theta_3, \theta_4]$.

Tabela 7: Variáveis manipuláveis e perturbações (RTC original)

$d = [F_1, T_0]^T$		$dist = [5\% \ 2,78 \text{ } ^\circ\text{C}]^T$
d_1	d_p	$dist$
1,00	0,95	-0,05
260,00	262,78	2,78

Na Tabela 7 são apresentados os valores das variáveis F_1 e T_0 para perturbações de -5% e +2,778°C, a perturbação que mostrou a pior resposta na análise de controlabilidade

anteriormente exposto, para este caso, as variáveis de estado antes e depois da mudança são mostradas na tabela 8.

Tabela 8: Variáveis de estado antes e depois das perturbações (RTC original).

$x = [T_1, T_2, T_3, \theta_2, \theta_3, \theta_4]$	
x_o (°C)	x_p (°C)
232,22	232,60
176,68	175,04
148,90	146,57
188,56	187,94
148,89	147,43
204,45	204,78

O vetor de saída $y = [\theta_2, \theta_4]^T$ é calculado para as perturbações, obtendo o novo conjunto de variáveis x_p correspondente a variações de -5% e +2,778°C em d . Então o calor trocado em cada estado (q_0 e q_p) e a produção de entropia (s_0 e s_p) são calculados para obter sua diferença e obter a função de Ydstie de cada etapa. Com a variação de energia e de entropia disponíveis a função de Ydstie é calculada e o índice de tempo de resposta obtido, seus valores são mostrados na Tabela 9.

Tabela 9: Valores de energia e entropia (RTC original).

Trocador de calor	Energia (MW)			Entropia (MW / °C)		
	q_0	q_p	dq	s_0	s_p	ds
E-101	-2,9304	-3,0249	-0,094554	0,00481	0,00510	0,000297
E-102	-5,8598	-5,7684	0,091332	0,00605	0,00591	-0,000138
E-103	-2,9308	-2,8537	0,077059	0,00659	0,00632	-0,000266

Tabela 10: Função de Ydstie e tempo de resposta para cada trocador de calor (RTC Original).

TC	Yd	τ
E-101	-0,1832	2,067068
E-102	0,1325	3,220951
E-103	0,1563	1,972667

A análise feita para cada unidade do sistema, como mostrado na Figura 9, mostra que o primeiro trocador de calor é o mais afetado pelas perturbações, mostrando uma diferença significativa entre os valores obtidos. O propósito agora é avaliar como a adição de uma

corrente de desvio no trocador E-100 e E-102 pode aumentar a controlabilidade, aumentando a produção de entropia e por consequência minimizando o tempo de resposta, como mostrado por Seider et al. (2009).

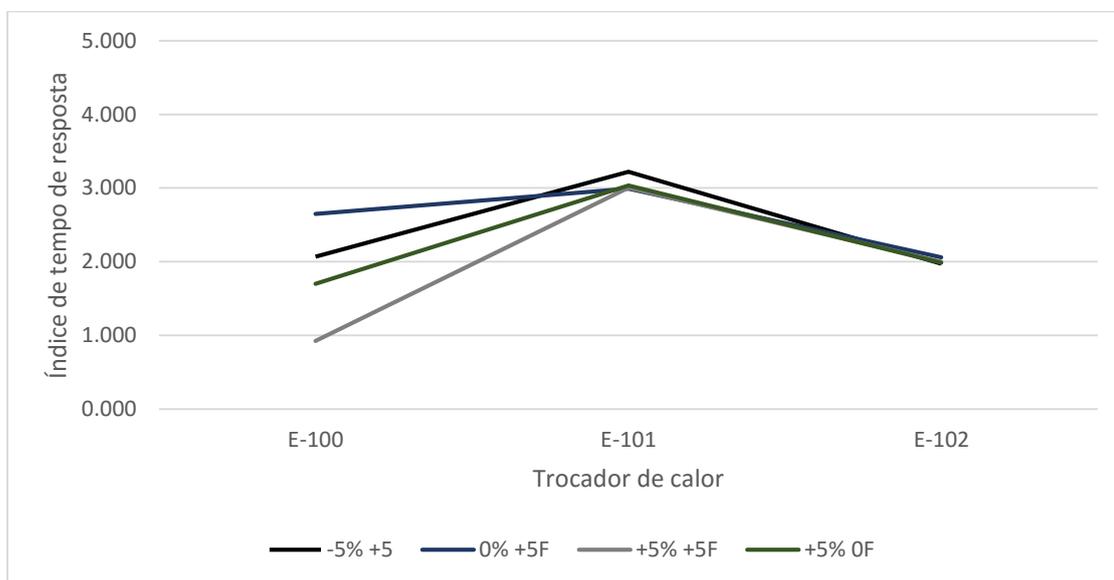


Figura 9 – Índice de tempo de resposta dos trocadores (Rede sem desvio).

Fonte: Elaborado pelo autor.

4.2.2 RTC com desvio em E-102

Os resultados obtidos na secção 4.1 mostraram que adicionando uma corrente de desvio no trocador E-102, como mostrado na Figura 5, a variação na temperatura T_3 é reduzida consideravelmente devido à adição de uma nova variável no sistema e o aumento dos graus de liberdade. Desta forma a produção de entropia aumenta, o que leva a melhores resultados de controlabilidade.

O procedimento aplicado foi o mesmo exposto na secção 2.2.1, determinando as variações de energia e a produção de entropia quando o Sistema é exposto a perturbações de $\pm 5\%$ e $\pm 2,778^\circ\text{C}$ em F_1 e T_1 , iniciando com uma fração de desvio de 0,10. Com estes resultados, a função de Ydstie e o índice de tempo de resposta é obtido. A Tabela 12 mostra os resultados de energia e produção de entropia para a variação de -5% e $2,778^\circ\text{C}$, calculados com os valores obtidos para as variáveis de estado, que são mostrados na Tabela 11.

Tabela 11: Variáveis de estado antes e depois das perturbações (RTC com desvio em E-102).

$x = [T_1, T_2, T_3, \theta_2, \theta_3, \theta_4]$	
x_o (°C)	x_p (°C)
232,23	232,62
176,68	175,05
148,89	146,54
188,57	187,95
148,92	147,50
155,09	153,51
204,46	204,81

Tabela 12: Valores de energia e entropia (RTC com desvio em E-102).

Trocador de calor	Energia (MW)			Entropia (MW / °C)		
	q_0	q_p	dq	q_0	q_p	ds
E-100	-2,9297	-3,0233	-0,093558	0,00480	0,00510	0,000293
E-101	-5,8601	-5,7695	0,090632	0,00605	0,00592	-0,000137
E-102	-0,2932	-0,2857	0,007505	-0,01559	-0,01535	0,000241

Após a modificação na rede, a produção de entropia em E-102 aumentou de -0,0000266 MW/K à 0,000241 MW/ C, levando a uma variação no índice de tempo de resposta de 1,97 a 0,89, confirmando a relação entre o tempo de resposta termodinâmico e a controlabilidade na rede de trocadores de calor, o que pode ser observado na Figura 10. A Tabela 13 mostra os resultados obtidos.

Tabela 13: Função de Ydstie e tempo de resposta para cada trocador de calor (RTC com desvio em E-102).

TC	Yd	τ
E-100	-0,1808	2,0720
E-101	0,1314	3,2227
E-102	-0,0643	0,8955

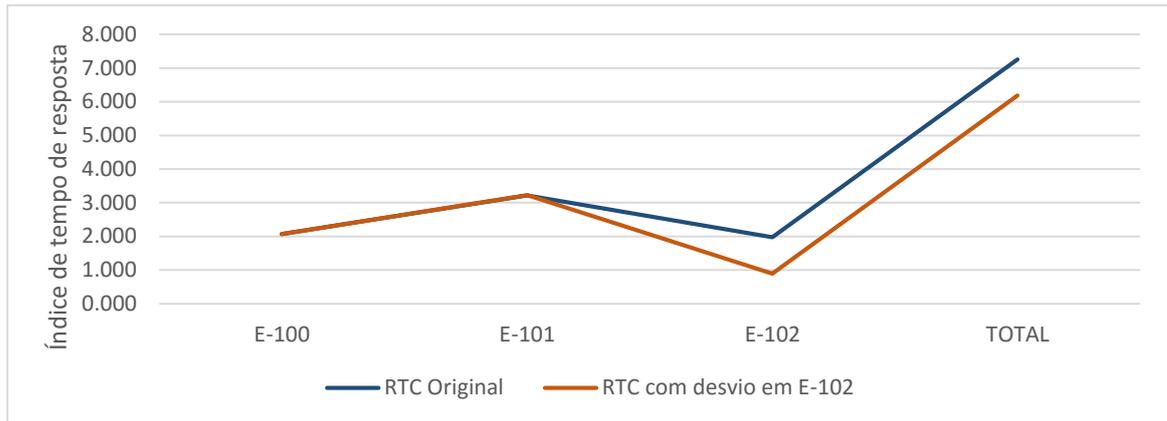


Figura 10 – Tempo de resposta para $d = [-5\% \ 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$ para a RTC original e com desvio de $\varphi = 0,10$

Fonte: Elaborada pelo autor.

Fazendo a análise para a RTC submetida a todas as perturbações propostas e comparando o índice de tempo de resposta com os resultados obtidos para a rede original, o índice é significativamente menor na última unidade do sistema, onde se encontra a corrente de desvio, como é mostrado na Figura 11.

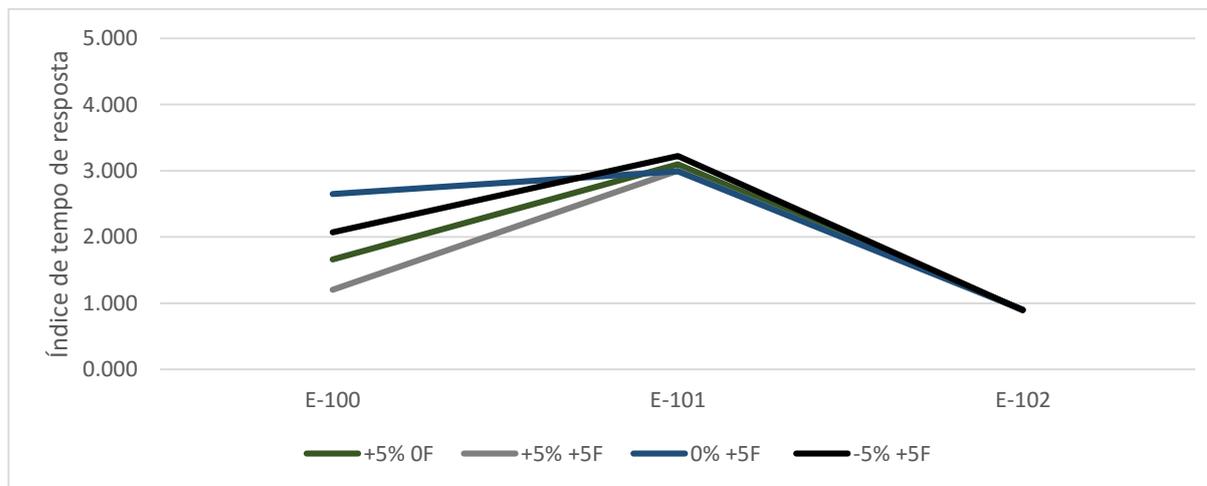


Figura 11 – Tempo de resposta para um conjunto de variações $d = [\pm 5\% \ \pm 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$. Para a RTC com desvio em E-102

Fonte: Elaborado pelo autor.

Anteriormente foi mostrado como a resiliência aumenta junto com a fração de desvio. A mesma análise é realizada para a fração de desvio e o índice termodinâmico de tempo de resposta proposto. Os resultados mostram que para os trocadores E-100 e E-101 o aumento do valor do índice junto com a fração de desvio é mínimo, mas na terceira unidade diminui consideravelmente, o que causa uma redução geral no valor total.

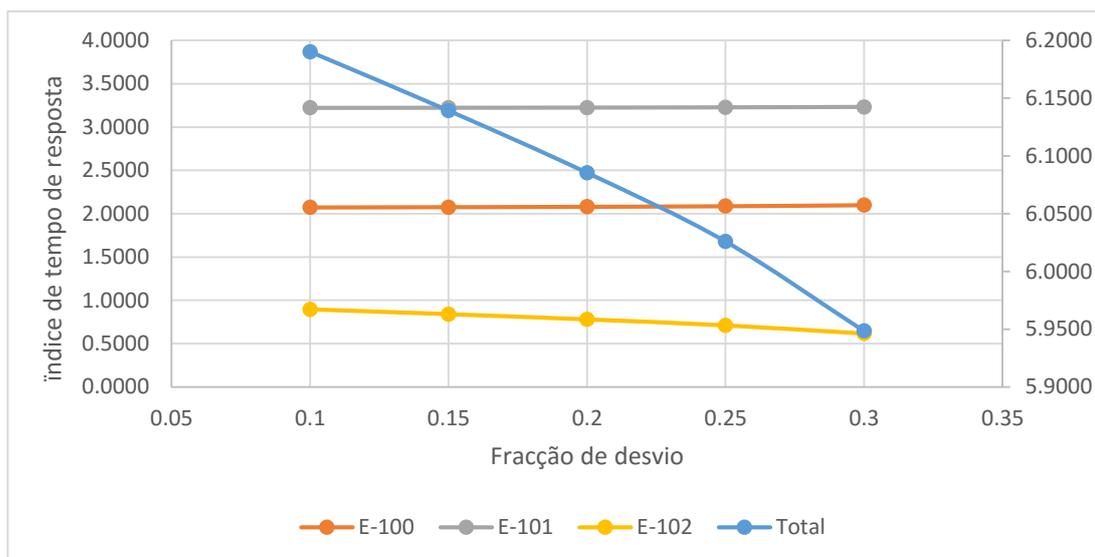


Figura 12 – Variação do tempo de resposta com a fracção de desvio (rede com desvio em E-102).

Fonte: Elaborado pelo autor

4.2.3 RTC com desvio em E-100

Os resultados obtidos na secção anterior mostram como a adição de uma corrente de desvio no trocador E-102 leva a um aumento na produção de entropia e consequentemente a redução do índice termodinâmico de controlabilidade aqui estudado, de igual forma que acontece com os valores de resiliência obtidos por Seider et al. (2009) e mostrados na secção 4.1. Nesta parte será analisado o efeito da adição de uma corrente de desvio no trocador E-100, o que de igual forma, aumenta os graus de liberdade do sistema.

O procedimento aplicado foi o mesmo exposto na secção 4.2.2, determinando as variações de energia e a produção de entropia quando o sistema é exposto a perturbações de $\pm 5\%$ e $\pm 2,778\text{ }^{\circ}\text{C}$ em F_1 e T_1 , iniciando com uma fracção de desvio de 0,10. Com estes resultados, a função de Ydstie e o índice de tempo de resposta é obtido. A Tabela 15 mostra os resultados de energia e produção de entropia para a variação de -5% e $2,778^{\circ}\text{C}$, calculados a partir dos valores obtidos para as variáveis de estado, mostrados na Tabela 14.

Tabela 14: Variáveis de estado antes e depois das perturbações (RTC com desvio em E-100).

$x = [T_1, T_2, T_3, \theta_2, \theta_3, \theta_4]$	
x_o ($^{\circ}\text{C}$)	x_p ($^{\circ}\text{C}$)
232,22	232,59
176,68	175,04
148,90	146,57
188,56	187,94
148,89	147,43
204,44	204,79
210,62	211,16

Tabela 15: Valores de energia e entropia (RTC com desvio em E-100).

Trocador de calor	Energia (MW)			Entropia (MW / $^{\circ}\text{C}$)		
	q_0	q_p	dq	q_0	q_p	ds
E-101	-2,9303	-3,0257	-0,095353	0,00481	0,00510	0,000298
E-102	-5,8597	-5,7679	0,091878	-0,14784	-0,14797	-0,000139
E-103	11,4779	11,5550	0,077146	-0,06556	-0,06531	0,000255

Após a modificação na rede, a produção de entropia aumentou em todas as unidades da rede, levando a uma redução do índice de tempo de resposta de 6,20, para o caso da rede com desvio em E-102 até 5,30, confirmando a relação entre o tempo de resposta termodinâmico e a controlabilidade na rede de trocadores de calor. A Tabela 16 mostra os resultados obtidos para o tempo de resposta da rede com desvio em E-100.

Tabela 16: Função de Ydstie e tempo de resposta para cada trocador de calor (RTC com desvio em E-100).

TC	Yd	τ
E-101	-0,1842	2,0738
E-102	0,1333	3,2196
E-103	0,0012	0,0160

Comparando os resultados dos casos estudados, como mostra a Figura 13, os efeitos de redução de tempo de resposta com a adição da corrente de desvio são percebidos na última unidade, que resulta com um valor significativamente menor com o caso de desvio no trocador E-100.

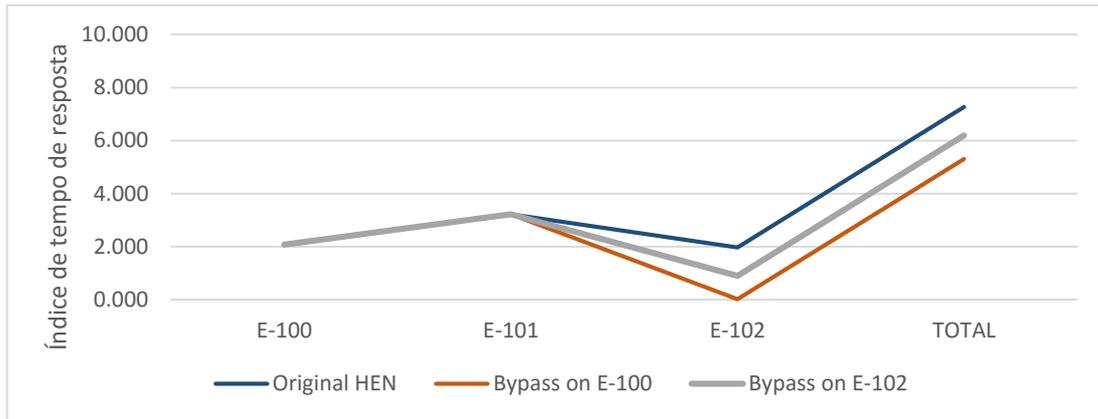


Figura 13 – Tempo de resposta para $d = [-5\% \ 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$ para a rede original e com desvio em E-102 e E-100 de $\varphi = 0,10$

Fonte: Elaborado pelo autor.

Fazendo a análise para a RTC submetida a todas as perturbações propostas e comparando o índice de tempo de resposta com os resultados obtidos para a rede original, o índice é significativamente menor na última unidade do sistema, como é mostrado na Figura 14.

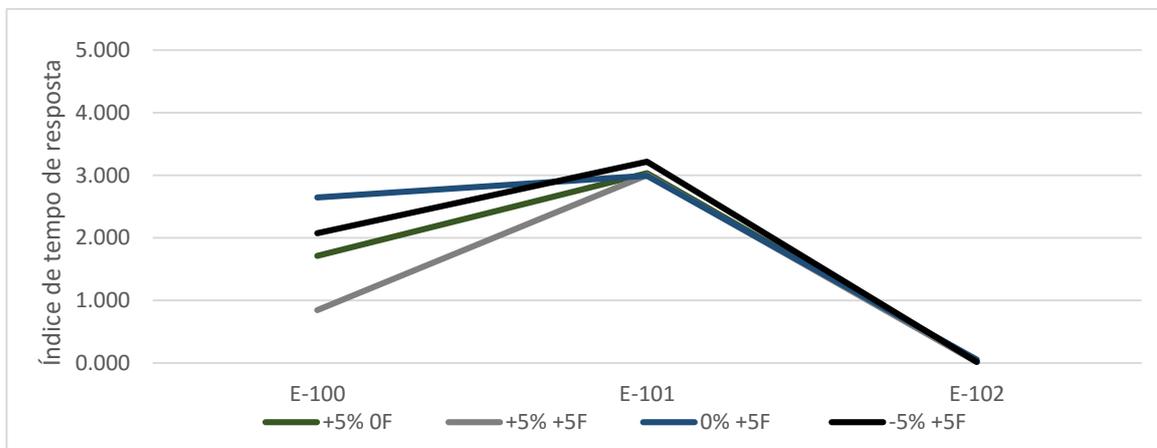


Figura 14 – Tempo de resposta para um conjunto de perturbações $d = [\pm 5\% \ \pm 2,778 \text{ } ^\circ\text{C}]$. (RTC com desvio em E-100)

Fonte: Elaborado pelo autor

Anteriormente foi mostrado como a resiliência aumenta junto com a fração de desvio. A mesma análise é realizada para a fração de desvio e o índice termodinâmico de tempo de resposta proposto, para a rede com o desvio localizado no trocador E-100. Os resultados para este caso, a diferença do caso anterior, mostram como o valor total do índice de tempo de resposta aumenta com o aumento da fração de desvio, isto é devido a que a diminuição do valor para a última unidade é muito pequena e não compensa o aumento no tempo de resposta das

unidades anteriores. Em esta situação resulta interessante avaliar o efeito em conjunto da fração de desvio, aumento da área e resiliência da rede antes de tomar uma decisão sobre a seleção da fração de desvio ótima.

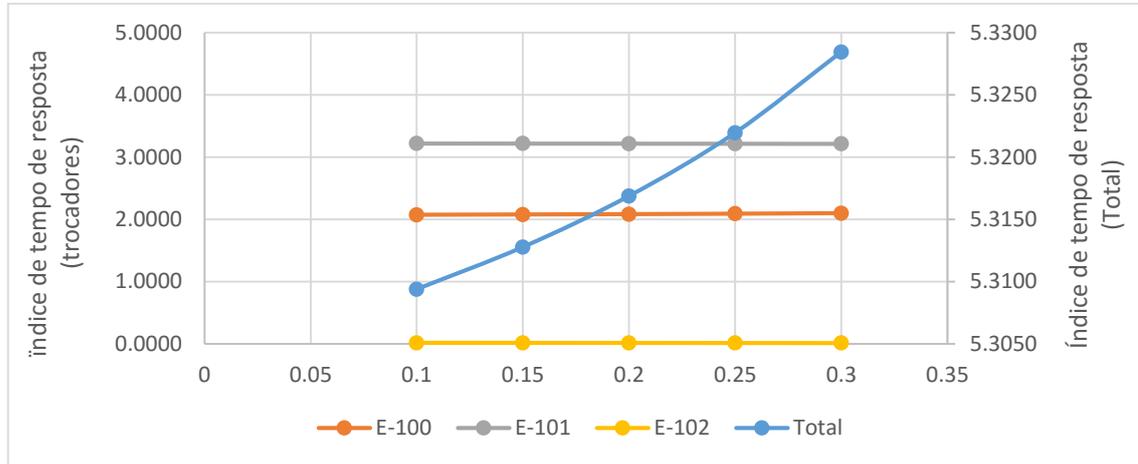


Figura 15 – Relação do tempo de resposta com a fração de desvio (RTC com desvio em E-100)

Fonte: Elaborado pelo autor

4.3 ANÁLISE DA RTC NO SOFTWARE MPINCH.

Com a finalidade de obter os parâmetros de projeto dos trocadores da rede analisada, foi utilizado o programa MPinch, que faz uso da Análise Pinch para sínteses de redes de trocadores de calor que foi desenvolvido no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá (UEM).

Os dados correspondentes às três correntes foram inseridos no programa, como mostrado na Figura 16. O balanço de energia e o diagrama TH são apresentados em seguida. Clicando na opção HEN, a rede é mostrada e pode ser configurada. Na Tabela 17 são mostrados os dados ingressados para cada uma das correntes.

Tabela 17: Dados de entrada das correntes de processo.

	Vazão mássica (kg/h)	FCp	T_{in}	T_{out}
F_1	95340	123,969	260,0	148,9
F_2	198100	147,708	148,9	188,6
F_3	78090	52,753	93,3	204,4

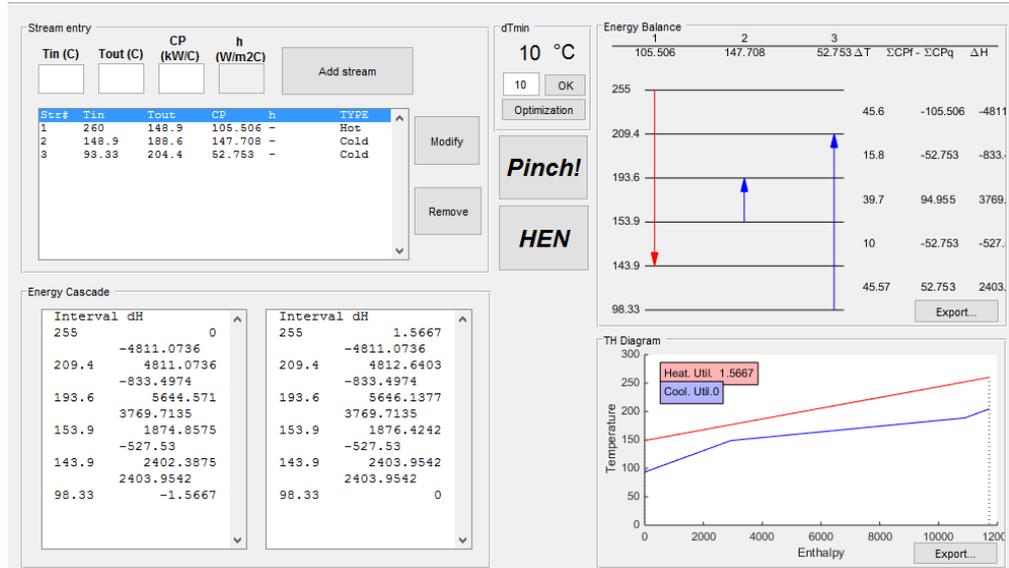


Figura 16 – Dados das correntes da RTC, balanço de energia e diagrama TH

Fonte: *print screen* do programa MPinch.

A rede de trocadores de calor foi configurada manualmente, clicando em “Add HE” e, posteriormente, conectando as correntes que farão a troca de calor. O resultado é mostrado na Figura 17.



Figura 17 – RTC configurada no programa MPinch.

Fonte: *print screen* do programa MPinch.

Com a rede configurada, os dados de projeto são ingressados para cada trocador de calor, considerando uma queda de pressão no casco e nos tubos de 34,470 kPa, um fator de incrustação R_d , de 0,00018 m^2C/W , comprimento de tubo de 6 m, diâmetro externo dos tubos de 19,05 mm, espessura de tubos ou BWG de 14 e arranjo triangular dos tubos.

Tabela 18: Resultados obtidos para a RTC no MPinch.

		E-100	E-101	E-102
Diâmetro do Casco	m	0,84	0,94	0,53
Passos Tubo		1	2	1
Passos Casco		2	2	2
Número de tubos		872	1200	342
Diâmetro Externo dos tubos	m	0,02	0,02	0,02
Pitch	m	0,02	0,02	0,02
Área	m ²	101,24	673,47	336,74
Ud	W/m ² °C	642,41	209,74	114,61
UdA	W/°C	65.037,59	141.253,6	38.593,77
Coef. Película tubos	W/m ² °C	1.222,65	1.288,75	1.566,58
Uc	W/m ² °C	732,86	556,36	405,47
UcA	W/°C	74.194,75	374.691,8	136.538

Novos valores do fator UA (Ud, para o coeficiente global de transferência de calor levando em conta o acúmulo de fuligem, ou seja, “sujo” e Uc para o coeficiente global sem levar em conta o acúmulo, ou seja, “limpo”) são obtidos para as unidades da RTC, como mostrado na Tabela 18. Estes valores serão usados para realizar a simulação dinâmica da rede e avaliar o efeito da integração na controlabilidade de rede comparando os resultados com os obtidos por Seider et al. (2009).

4.4 SIMULAÇÃO DINÂMICA DAS RTC NO ASPEN HYSYS®.

Com as análises de controlabilidade e resiliência desenvolvidas e com a decisão de utilizar como fração de desvio $\varphi = 0,15$ para o caso de desvio no trocador E-102 e $\varphi = 0,25$ para a rede com desvio em E-100, a verificação da resposta ao controle é feita usando o simulador dinâmico Aspen HYSYS®.

Uma corrente quente de n-octano com vazão de 1066 kgmol/h é resfriada de 260°C a 149,4°C usando duas correntes de n-decano como refrigerante, com $F_2 = 1.393$ kgmol/h e $F_3 = 544,3$ kgmol/h. Essas espécies e vazões foram selecionadas por Seider et al. (2009) para igualar as capacidades térmicas definidas inicialmente, com F_1 levemente aumentada para evitar cruzamentos de temperatura nos trocadores de calor devido a variações de temperatura nas capacidades caloríficas.

A pressão de alimentação das correntes quentes e frias é de 1.724 kPa, com uma queda de pressão nominal de 34,47 kPa (5psi) para os cascos, os tubos e as válvulas.

Subsequentemente estas quedas de pressão são calculadas pelo programa baseado no tamanho dos equipamentos e das válvulas e das relações de pressão e fluxo.

A válvula da corrente de desvio (V-3) é dimensionada de forma tal que que a fração de desvio nominal seja a adequada (0,15 para o caso de desvio no trocador E-102 e 0,25 para o caso de desvio no trocador E-100) com a posição nominal da válvula sendo 50% de abertura.

A corrente quente escoo no casco e as correntes frias através dos tubos dos trocadores de calor. A configuração dos trocadores E-100 e E-102 é de uma passagem no casco e duas passagens nos tubos, e para o trocador E-101 duas passagens no casco e duas passagens nos tubos (2-2), como foi determinado anteriormente usando o software MPinch.

Todos os trocadores apresentam um volume no casco de $3,62 \text{ m}^3$ ($127,70 \text{ ft}^3$) e para o caso dos tubos. Os trocadores E-100 e E-102 possuem um volume de $2,10 \text{ m}^3$ ($74,50 \text{ ft}^3$), enquanto o trocador E-101 apresenta um volume de tubos de $5,69 \text{ m}^3$ (201 ft^3). Estes valores foram os utilizados por Seider et al. (2009) no caso de estudo analisado. As válvulas são dimensionadas com o método interno do HYSYS®.

4.4.1 RTC Original

A configuração de controle da rede consta de dois controladores PID (TIC-100 e TIC-101), que conectam as variáveis manipuláveis com suas respectivas variáveis de controle, segundo o emparelhamento sugerido na RGA.

A sintonia dos controladores utilizada inicialmente é a mesma mostrada no caso de estudo analisado pelos autores estudados. O controlador TC-100 conecta a temperatura de saída da corrente fria do trocador E-101 com a válvula VLV-100, que controla a vazão de entrada do fluido frio no mesmo trocador. O segundo controlador, TC-101 controla a temperatura de saída da corrente fria no trocador E-100, manipulando a vazão de entrada da mesma corrente no trocador E-102, como é mostrado na Figura 18.

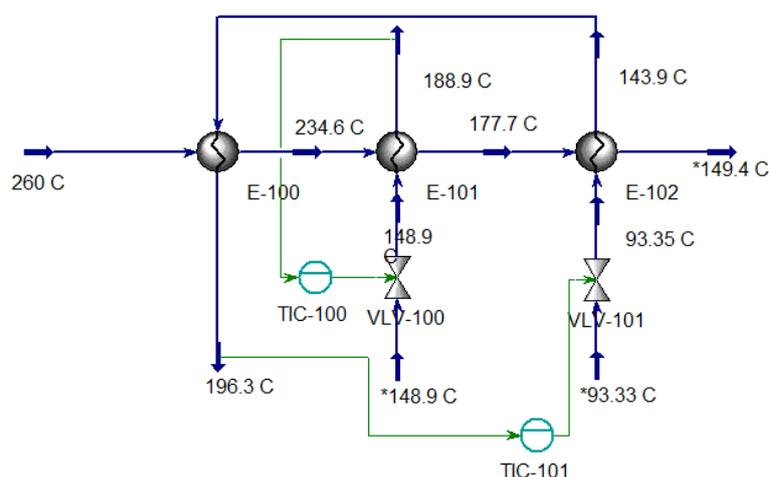


Figura 18 – Simulação da RTC original no programa HYSYS®

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

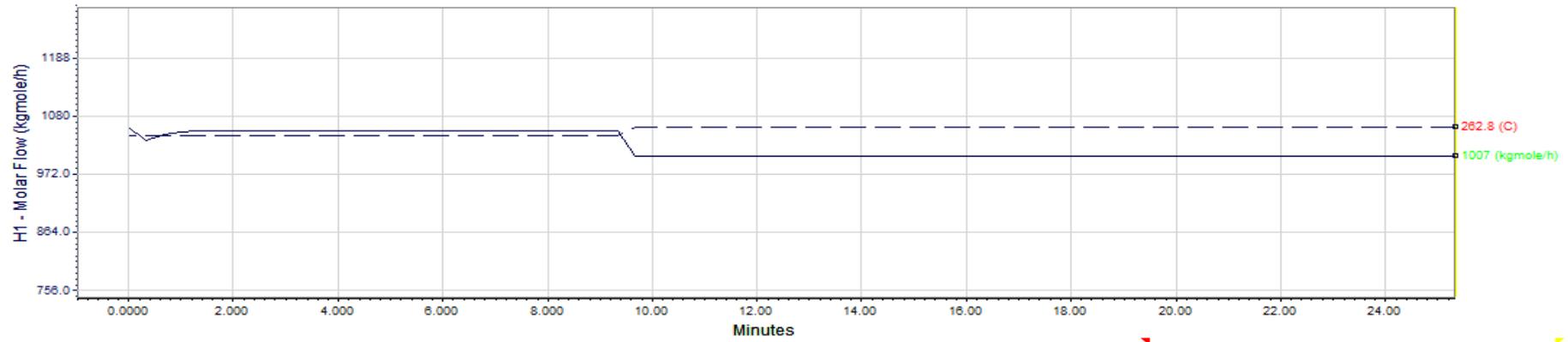
Ambos os controladores oferecem uma ação de controle direta. Os parâmetros de sintonia usados pelos autores são mostrados na Tabela 19.

Tabela 19: Parâmetros dos controladores para RTC original

Malha	Intervalo PV	K_c	τ_i , min
$\theta_2 - F_2$ (TC-100)	148,9 °C – 93,33 °C	2	1,5
$\theta_4 - F_3$ (TC-101)	148,9 °C – 93,33 °C	1,5	2,5

As figuras seguintes mostram as respostas obtidas quando a rede é exposta à perturbação de -5% e +2,78 °C durante a simulação dinâmica. Inicialmente, na Figura 19.a, são mostradas as perturbações, a vazão molar (azul, sólido) e a temperatura (azul, tracejada) de F_1 . As variáveis de controle, θ_2 (azul, sólido), θ_4 (azul, tracejada) e a temperatura de saída da corrente quente (azul, pontos) são mostradas na Figura 19.b, onde respectivamente em cor vermelho são mostrados os *setpoints* de cada variável de controle.

(a)



(b)

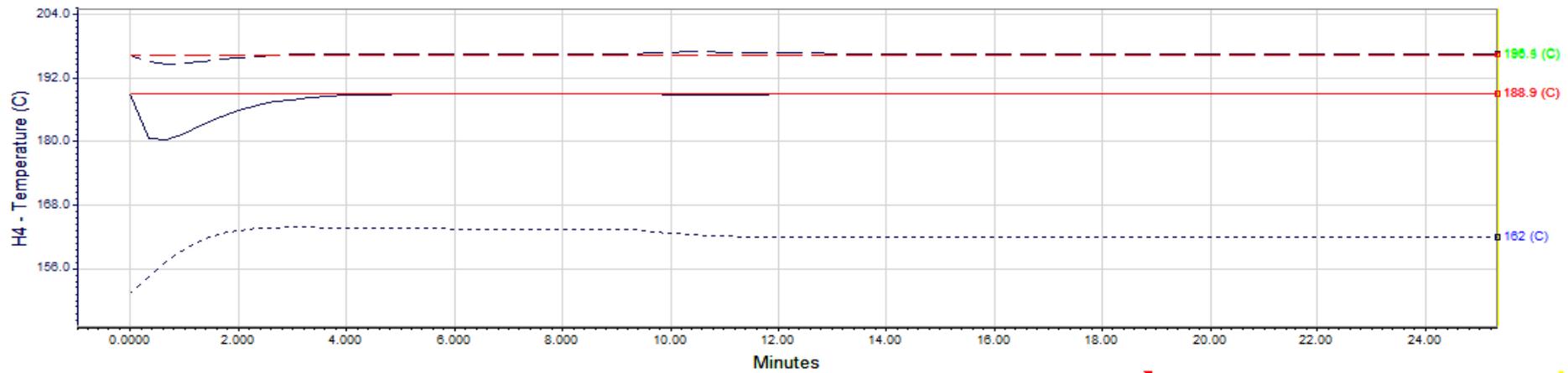


Figura 19 – Resultados de simulação dinâmica para as a) Perturbações b) Variáveis de controle (RTC sem desvio)

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

Os resultados concordam com os obtidos na análise de controlabilidade e resiliência, desenvolvidos na seção 4.1.1, mostrando como as variáveis controladas são mantidas dentro das especificações com um pequeno esforço de controle. Isto não acontece com a variável T_3 , que sofre uma variação de 1,66 °C, em comparação com os 2,21 °C de diferença mostrados nos resultados oferecidos com a análise inicial de controlabilidade.

Ao inserir os parâmetros obtidos no software MPinch, surgem variações nas variáveis de processo da rede, mostrando temperaturas de saída maiores, no caso das correntes frias (193,8°C e 211,2°C para F_2 e F_3 , respectivamente) e menor temperatura de saída na corrente quente (132,2°C).

Os mesmos parâmetros foram utilizados na simulação dinâmica. Os resultados obtidos para o período transiente inicial do processo apresentam dificuldade no controle, o que mostra que uma rede mais integrada pode resultar em processos com baixa controlabilidade. A Figura 20 mostra os resultados obtidos. As variáveis são correspondentes com as apresentadas na Figura 19.

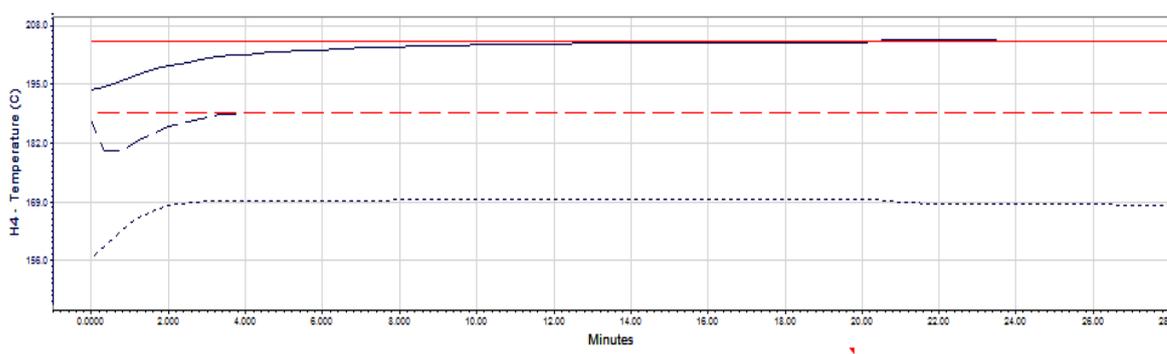


Figura 20 – Resultados da simulação dinâmica da rede sintetizada.

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

4.4.2 RTC com desvio em E-102

A configuração de controle da rede consta de três controladores PID (TIC-100, TIC-101 e TIC-102), que conectam as variáveis manipuláveis com suas respectivas variáveis de controle, segundo o emparelhamento sugerido na RGA.

A sintonia dos controladores utilizada inicialmente é a mesma mostrada no caso de estudo analisado pelos autores estudados. O controlador TC-101 conecta a temperatura de saída da corrente fria do trocador E-101 com a válvula VLV-102, que controla a vazão de entrada do fluido frio no mesmo trocador. O segundo controlador, TC-100 controla a temperatura de saída da corrente fria no trocador E-100, manipulando a vazão de entrada da mesma corrente no

trocador E-102, com a válvula VLV-100 como é mostrado na Figura 21. Por último, o controlador TIC-102 tem como variável de processo a temperatura de saída da corrente quente, T_3 , manipulando a posição da válvula VLV-101, que controla a fracção de desvio da corrente fria F_3 .

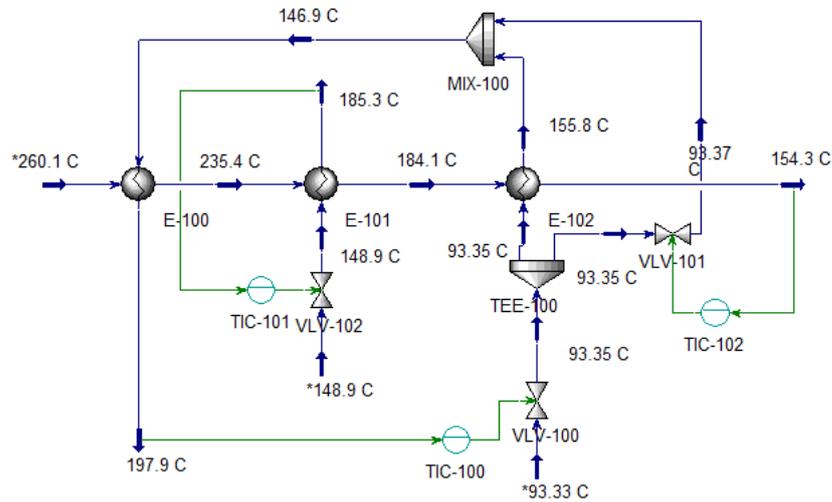


Figura 21 - Simulação da RTC com desvio em E-102 no programa HYSYS®

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

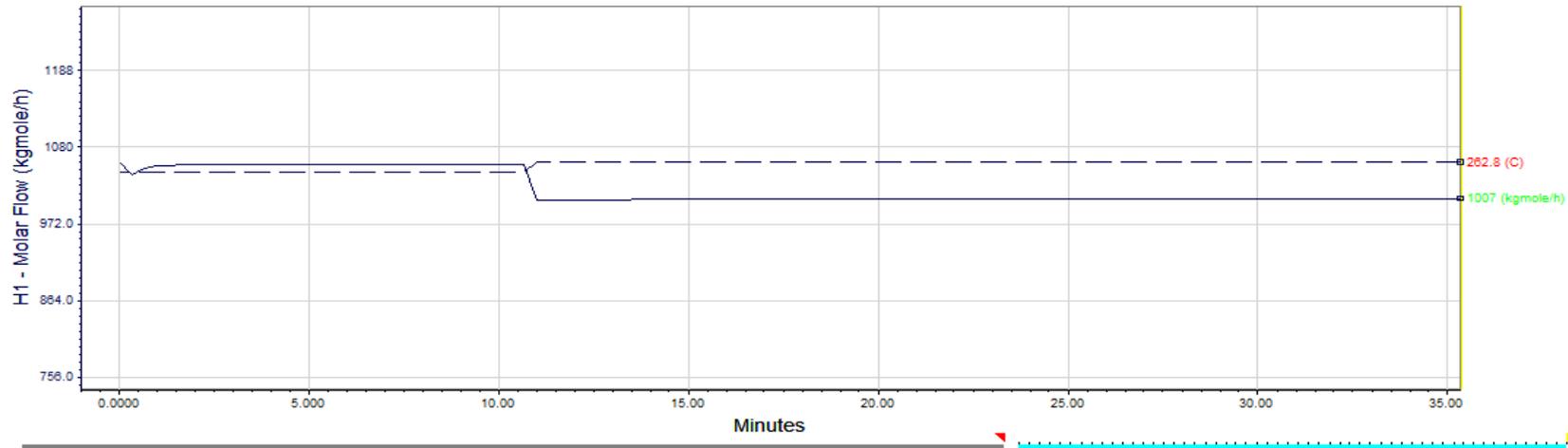
Os controladores TIC-101 e TIC-100 oferecem uma ação direta de controle, enquanto o controlador TIC-102 oferece a uma ação inversa de controle. Os parâmetros de sintonia usados pelos autores são mostrados na Tabela 20.

Tabela 20: Parâmetros dos controladores para RTC com desvio em E-102.

Malha	Intervalo PV	K_c	τ_i , min
$\theta_2 - F_2$ (TIC-101)	148,9 °C – 93,33 °C	2	1,5
$\theta_4 - F_3$ (TIC-100)	148,9 °C – 93,33 °C	1,5	2,5
$T_3 - \varphi$ (TIC-102)	148,9 °C – 93,33 °C	1	1

As figuras seguintes mostram as respostas obtidas quando a rede é exposta à perturbação de -5% e +2,78 °C durante a simulação dinâmica. Inicialmente, na Figura 22.a, são mostradas as perturbações, a vazão molar (azul sólido) e a temperatura (azul tracejada) de F_1 . As variáveis de controle, θ_2 (azul sólido), θ_4 (azul tracejada) e T_3 (azul pontos) são mostradas na Figura 22.b, em que, respectivamente, em cor vermelha são mostrados os *setpoints* de cada variável de controle.

(a)



(b)

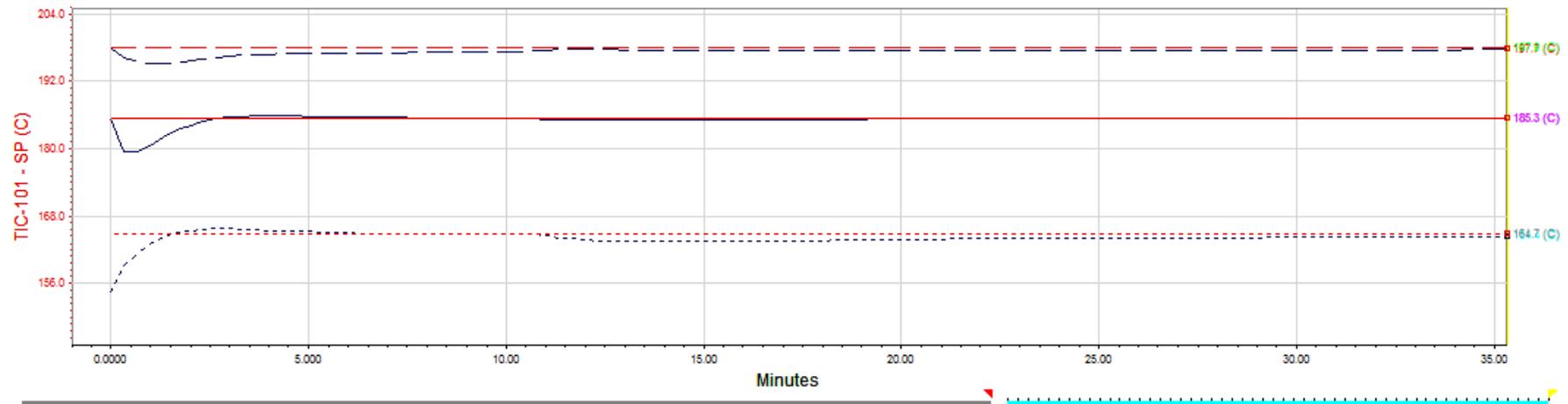


Figura 22 – Resultados de simulação dinâmica para as a) Perturbações b) Variáveis de controle (RTC com desvio em E-102)

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

As figuras anteriores mostram como para a rede com desvio no trocador E-102 a perturbação aplicada é rejeitada. No caso das variáveis θ_2 e θ_4 , a resposta é perfeitamente desacoplada, e com poucas interações observadas na outra malha de controle, como foi previsto nas análises de controlabilidade.

4.4.3 RTC com desvio em E-100

A configuração de controle da rede consta de três controladores PID (TIC-100, TIC-101 e TIC-102), que conectam as variáveis manipuláveis com suas respectivas variáveis de controle, segundo o emparelhamento sugerido na RGA.

Esta configuração não foi analisada por Seider et al. (2009), como as duas anteriores, portanto a sintonia dos controladores a utilizar será a definida utilizando o algoritmo interno do programa Aspen HYSYS®. O controlador TIC-100 conecta a temperatura de saída da corrente fria do trocador E-100 com a válvula VLV-102, que controla a vazão de entrada do fluido frio no mesmo trocador. O segundo controlador, TIC-101 controla a temperatura de saída da corrente quente no trocador E-102, manipulando a vazão de entrada da corrente fria do mesmo trocador, com a válvula VLV-101, como é mostrado na Figura 23. Por último, o controlador TIC-102 tem como variável de processo a temperatura de saída da corrente fria no trocador E-101, manipulando a posição da válvula VLV-100, que controla a fração de desvio da corrente fria F_3 .

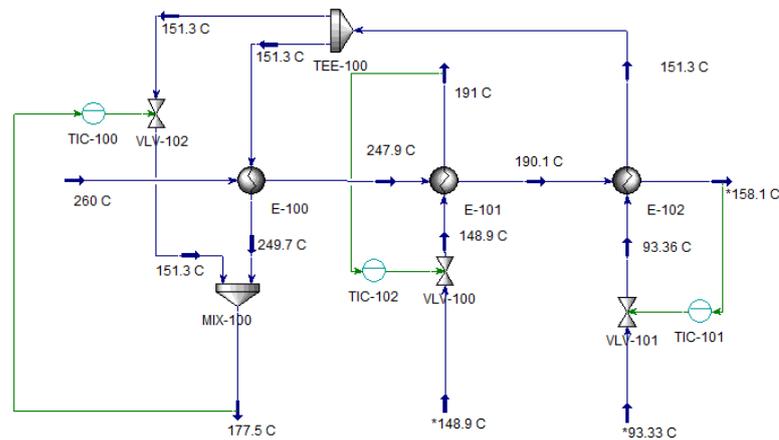


Figura 23 - Simulação da RTC com desvio em E-100 no programa HYSYS®

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

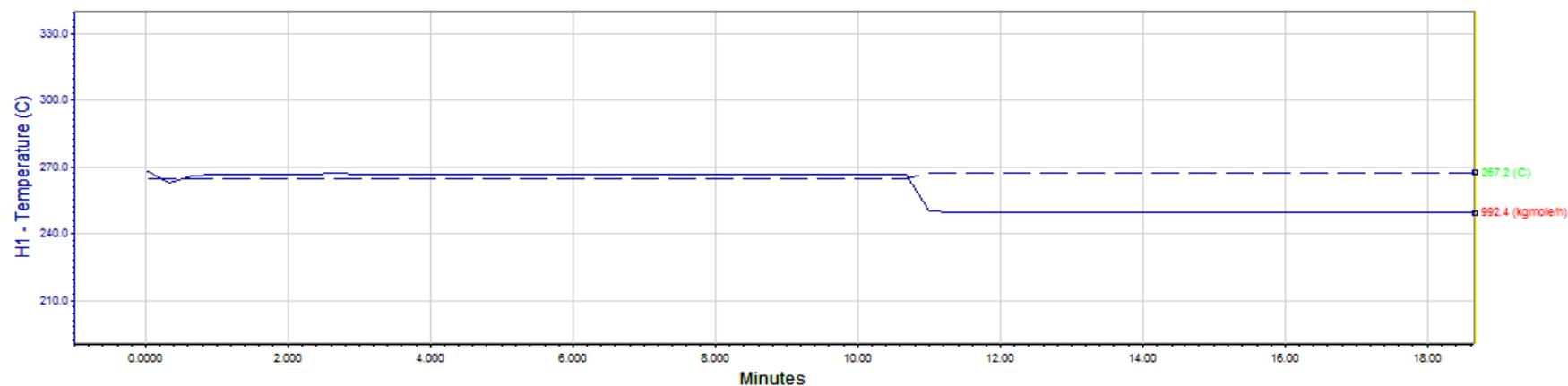
Os controladores TIC-100 e TIC-102 oferecem uma ação de controle direta, enquanto o controlador TIC-102 oferece a uma ação inversa de controle. Os parâmetros de sintonia obtidos com o método interno do Aspen HYSYS® são os seguintes.

Tabela 21: Parâmetros dos controladores para RTC com desvio em E-100.

Malha	Intervalo PV	K_c	τ_i, min
$\theta_2 - F_2$ (TIC-102)	148,9 °C – 93,33 °C	0,702	0,191
$T_3 - F_3$ (TIC-101)	148,9 °C – 93,33 °C	9,66	0,123
$\theta_4 - \varphi$ (TIC-100)	148,9 °C – 93,33 °C	1,54	0,167

As figuras seguintes mostram as respostas obtidas quando a rede é exposta à perturbação de -5% e +2,78 °C durante a simulação dinâmica. Inicialmente, na Figura 24.a, são mostradas as perturbações, a vazão molar (azul sólido) e a temperatura (azul tracejada) de F_1 . As variáveis de controle, θ_2 (azul sólido), θ_4 (azul tracejada) e T_3 (azul pontos) são mostradas na Figura 24.b, onde, respectivamente, em cor vermelho são mostrados os *setpoints* de cada variável de controle.

(a)



(b)

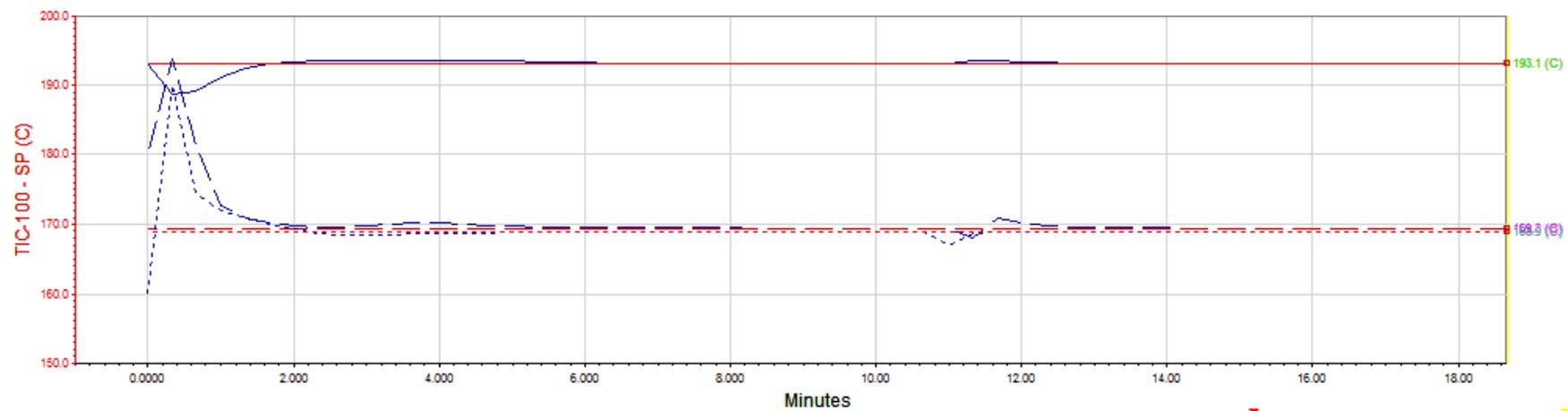


Figura 24 – Resultados de simulação dinâmica para as a) Perturbações b) Variáveis de controle (RTC com desvio em E-100).

Fonte: *print screen* do programa Aspen HYSYS®.

As figuras anteriores mostram como para a rede com desvio no trocador E-100 a perturbação aplicada é rejeitada, no caso das três variáveis de controle, porém a estabilização inicial em resposta ao período transiente apresenta variações significativas e o tempo para atingir o estado estacionário é consideravelmente maior que no caso anterior. Outros modelos de sintonia dos controladores podem ser testados para avaliar possibilidades de reduzir estas variações.

Os resultados mostram como a colocação correta da corrente de desvio é de importância no momento de analisar uma rede de trocadores de calor. Westphalen et al. (2003) estabeleceram que um melhor desempenho de controle é alcançado quando o fluxo de desvio é colocado no trocador de calor, onde a temperatura da corrente de saída do processo é controlada. Os resultados obtidos são coerentes com estas afirmações.

5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A necessidade de minimizar o investimento fixo e o consumo de utilidades promove projetos de processos integrados em termos energéticos e de massa que são concebidos sem considerações de controlabilidade e flexibilidade, criando dificuldades no controle dos processos. Por isso a interação do projeto do processo com o projeto dos sistemas de controle passou a ser foco de desenvolvimento e pesquisa. Este problema pode ser reduzido em uma abordagem simultânea dos objetivos econômicos e dos de controlabilidade do regime transiente nos estágios iniciais da concepção do projeto.

A síntese de RTC possibilita aproveitar melhor a energia térmica existente nas correntes de processo, reduzindo gastos com energias externas e podem ser descritas como um sistema termodinâmico com interconexões entre as unidades de processo, permitindo estabelecer relações entre quantidades físicas e oferecendo uma ideia de como um sistema evolui no tempo. Assim, uma análise termodinâmica pode levar a um ponto ótimo, ou próximo dele, de quanto se pode integrar o processo de forma que não comprometa a sua controlabilidade.

Neste trabalho uma abordagem termodinâmica fundamentada nos conceitos apresentados em Luyben et al. (1998), relacionando exergia e controlabilidade foi apresentado, assim como a conexão entre a termodinâmica e o controle. Foi realizado um estudo de caso, apresentado originalmente por Seider et al. (2009). Foram feitas as análises de controlabilidade e resiliência utilizando a matriz de ganho relativos (RGA) apresentada por Bristol (1966), obtendo o emparelhamento de variáveis controláveis e manipuladas do sistema. Posteriormente, mediu-se a resiliência, fazendo uso do DC, ou custo de perturbação.

Duas configurações adicionais da rede foram também analisadas, para medir o efeito na controlabilidade e na resiliência. Colocou-se uma corrente de desvio nas unidades da rede. Os resultados mostraram como a adição de uma corrente de desvio na rede oferece melhores resultados de controle, diminuindo a variação das variáveis manipuladas e do custo de perturbação. A inovação melhorou a resiliência da rede com a corrente de desvio no trocador E-102, precisando de uma fração de desvio de 0,15, ao invés da rede com corrente de desvio em E-100, que mostrou melhor resultado para uma fração de 0,25.

Após obtidos os resultados da RGA e o DC, as teorias desenvolvidas por YDSTIE e ALONSO (1997) foram aplicadas aos casos estudados, obtendo um índice de tempo de resposta para as unidades que compõem a rede. Os resultados obtidos foram comparados com os apresentados na literatura estudada e foram consistentes, apresentando valores

significativamente melhores para o índice nas redes com corrente de desvio, e mostrando como a resiliência aumenta com o aumento da fração de desvio.

A RTC foi analisada utilizando o programa MPinch, obtendo-se parâmetros de dimensionamento dos trocadores de calor. A rede com os parâmetros apresentados pelos autores e os novos parâmetros foi simulada no programa Aspen HYSYS[®]. A simulação dinâmica das redes propostas mostrou como a rede sintetizada ofereceu uma pior resposta de controle do que a rede sem sintetizar, confirmando como uma rede mais integrada resulta em processos com baixa controlabilidade.

As configurações da rede com desvio nas unidades foram também simuladas, e ambas mostraram resultados coerentes com as previsões na análise de controlabilidade inicial. Porém, a rede com desvio na primeira unidade apresenta mais dificuldade para a estabilização inicial, com variações significativas, o que reforça a afirmação de WESTPHALEN et al. (2003), que indica que um melhor desempenho de controle é alcançado quando o desvio é colocado no trocador de calor no qual a temperatura da corrente de saída do processo é controlada.

Estágios com menor produção de entropia resultam em maior tempo de resposta, o que se traduz em maior dificuldade para atingir o novo estado termodinâmico de equilíbrio, resultando em maior variação nas variáveis de saída quando o sistema é submetido a uma perturbação. Portanto, o sistema torna-se menos controlável. Na etapa de projeto de processos é interessante aumentar a produção de entropia para garantir a controlabilidade.

Portanto, pode-se afirmar que foi alcançado o objetivo proposto neste trabalho, pois os resultados obtidos a partir da análise termodinâmica são coerentes com a avaliação de controlabilidade e resiliência realizada com métodos conhecidos como a matriz de ganho relativo e o custo de perturbação e com os resultados das simulações dinâmicas desenvolvidas no programa Aspen HYSYS[®].

Este método, combinado com a matriz de ganho relativo (RGA), o custo de perturbação (DC) e simulações dinâmicas do sistema, representa um ponto de partida que permite a integração das etapas de projeto de processo e projeto do sistema de controle.

Uma possibilidade de melhora no trabalho executado é validar as sintonias dos controladores propostas pelos autores com o fim de analisar a resposta do sistema às perturbações e tentar melhorar as variações observadas no período transiente.

Posteriormente podem ser analisadas redes mais complexas para validar a metodologia proposta, estendendo o modelo para outros sistemas integrados e combinando com outros procedimentos de medida de controlabilidade e resiliência. A análise *plantwide* de processos

integrados, como o processo de HDA, por exemplo, é uma alternativa interessante de avaliar em conjunto com a metodologia proposta.

6. REFERÊNCIAS

- ANTELO, L. T.; OTERO-MURAS, I; BANGA, J.R.; ALONSO, A. A. A Systematic Approach to Plant-Wide Control Based On Thermodynamics. **Computers & Chemical Engineering**, v. 31, Issues 5-6 p. 678-679, 2007.
- BAO, J.; LEE, P. L. Process Control: The Passive Systems Approach. Springer-Verlag, pp. 5-12, 2007.
- DU, J.; LAIRD, C.; YDSTIE, E. B. The Measurement Selection of Inventory Control. **American Control Conference (ACC)**, pp. 3555-3560, 2010
- 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.
- FARSCHMAN, C. A.; VISWANATH, K. P.; YDSTIE, B. E. Process Systems and Inventory Control. **AIChE Journal**, p. 1841-1843, 1998.
- GLEMMESTAD, B. *Optimal Operation of Integrated Processes – Studies on Heat Recovery Systems*. 1997. Tese (PhD) – Department of Process Technology, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, 1997.
- GÓMEZ, L.M.; ÁLVAREZ, H. Irreversibility: An Overview From Control System Theory. **Revista Avances en Sistemas e Informática**, v. 8 n. 2, p. 31-33, 2011.
- HOANG, N; DU, J.; YDSTIE, E. B. On The Passivity of Inventory Control in the Port Hamiltonian Framework. **American Control Conference**, pp. 1639 – 1644, 2013
- KALMAN, R. On the general theory of control systems. **IRE Transactions on Automatic Control**, v.4 , p. 110, 1959
- LARSSON, T.; SKOGESTAD, S. Plantwide control. - A review and a new design procedure. **Modeling, Identification and Control**, v. 21, n. 4, p. 211-215, 2000.
- 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.
- LEWIN, D. R., SEIDER, W. D. & SEADER, J. D. Towards integrated design and control for defect-free products. In: Seferlis, P. & Georgiadis, M. C. **The Integration of Process Design and Control**. 1 ed.: Elsevier, p. 533-554, 2004.
- LUYBEN, W. L.; TYRÉUS, B. D. Plantwide Process Control. McGraw-Hill. 1st. Edition, p. 370-380, Dec. 1997.
- MATHISEN, K. W.; SKOGESTAD, S.; WOLFF, E. Bypass Selection for Control of Heat Exchanger Networks, **Computers & Chemical Engineering**. v. 16, p. S263-S272, 1992.
- MEEUSE, F. M.; GRIEVINK, J. Thermodynamic Controllability Assessment in Process Synthesis. Elsevier B.V. p. 146-165, 2004.

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.

OLDENBURG, J.; PALLASCH, H.; CARROLL, C.; HAGENMEYER, V.; ARORA, S.; JACOBSEN, K.; BIRK, J.; POLT, A.; VAN DEN ABEEL, P. Decision Support for Control Structure Selection During Plant Design, **18th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE 18**. p. 976, 2008

OLIVEIRA, S. G. *Síntese de Redes de Trocadores de Calor com Considerações de Controle*. 2001. Tese (PhD) – Departamento de engenharia química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2001.

PAVÃO, 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. **XV Encontro Brasileiro sobre o Ensino de Engenharia Química**. P. 6-8, 2014

RAVAGNANI, M. A. S. S.; CABALLERO SUÁREZ, J. A. **Redes de Cambiadores de Calor**. Alicante: Editora de la Universidad de Alicante, 2012.

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

SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. Multivariable Feedback Control: Analysis and Design. Segundo edição, John Wiley, Chichester. 2005.

THAKORE, S; BHATT, B.; Introduction to Process Engineering and Design. Tata McGraw-Hill Education, 1a. edição, p.302, 2007

TELLEZ, R.; YOUNG, B. Heat Exchanger Network Optimization and Controllability Using Design Reliability Theory. **Computers and Chemical Engineering**, v. 30, n. 4, p. 1-2, 2006.

UZTURK, D. & AKMAN, U. Centralized and Decentralized Control Of Retrofit Heat-Exchanger Networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 21, p. S373-S378, 1997.

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

YDSTIE, B. E.; ALONSO, A. A. Process systems and passivity via the Clausius-Planck inequality. **Systems & Control Letters**, v. 30, p. 253-256, 1997.

YDSTIE, B. E.; ALONSO, A. A. Process Systems, Passivity and the Second Law of Thermodynamics, **Computers chem. Eng.** v. 20, p. S1119,S1124, 1996.