



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Adalício Uzêda Antunes Júnior

AVALIAÇÃO DA OPERABILIDADE ESTACIONÁRIA E DINÂMICA DE PROCESSOS

Campina Grande – PB

2017

ADALÍCIO UZÊDA ANTUNES JÚNIOR

AVALIAÇÃO DA OPERABILIDADE ESTACIONÁRIA E DINÂMICA DE PROCESSOS

Dissertação em Engenharia Química apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande, como parte dos requisitos para obtenção do título de mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Heleno Bispo da Silva Júnior

Campina Grande – PB

2017

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

A636a Antunes Júnior, Adalício Uzêda.
Avaliação da operabilidade estacionária e dinâmica de processos / Adalício Uzêda Antunes Júnior. – Campina Grande, 2017.
105 f. : il. color.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2017.
"Orientação: Prof. Dr. Heleno Bispo da Silva Júnior".
Referências.

1. Análise de Operabilidade de Processos – Abordagem Geométrica. 2. Projeto – Viabilidade Operacional. 3. Modelagem e Simulação. I. Silva Júnior, Heleno Bispo da. II. Título.

CDU 66.011(043)

ADALÍCIO UZÊDA ANTUNES JÚNIOR

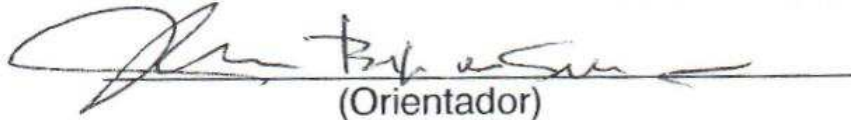
AVALIAÇÃO DA OPERABILIDADE ESTACIONÁRIA E DINÂMICA DE PROCESSOS

Dissertação em Engenharia Química apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande, como parte dos requisitos para obtenção do título de mestre em Engenharia Química.

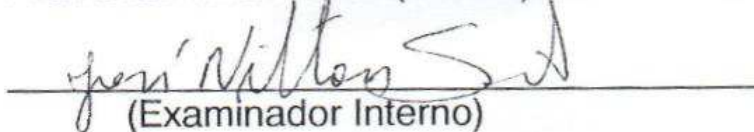
Aprovado em: 29/09/2017

Banca Examinadora:

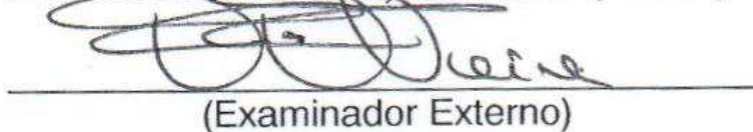
Prof. Heleno Bispo da Silva Júnior (Doutor)


(Orientador)

Prof. José Nilton Silva (Doutor)


(Examinador Interno)

Prof. Fernando Fernandes Vieira (Doutor)


(Examinador Externo)

Dedico aos meus pais, Adalício e Ivaneide.

AGRADECIMENTOS

À Deus por ter me dado força, apoio e proteção durante as situações difíceis, pelas inúmeras bênçãos concedidas e por ser meu Guia, estando sempre ao meu lado durante esta caminhada.

Aos meus pais, Adalício Uzêda Antunes e Ivaneide Alves de Gois Antunes, por todo o amor incondicional, educação, apoio, dedicação, paciência, confiança e por serem as minhas referências de vida.

À minha irmã, Quíssila Góes Antunes, pelo companheirismo demonstrado ao longo da minha vida.

À minha namorada, Tatiane Almeida, pelo amor, paciência, compreensão, carinho, companheirismo e apoio. Pelo fato de estar sempre ao meu lado e superando desafios juntos.

Ao Dr. Heleno Bispo, por todo incentivo, dedicação, confiança, conhecimento transmitido, orientação, amizade e atenção que foram conferidos ao longo de todo o projeto.

Ao Dr. Fernando Lima, por toda atenção, paciência, conhecimento transmitido, disponibilidade de reuniões e orientações para todo o desenvolvimento do projeto.

Aos meus amigos que demonstraram serem irmãos na amizade.

Aos professores da Unidade Acadêmica de Engenharia Química pelo conhecimento transmitido.

A todos que contribuíram diretamente ou indiretamente para a elaboração deste trabalho desenvolvido.

“A mente que se abre a uma nova ideia jamais voltará ao seu tamanho original.”

Albert Einstein

*“Adoramos a perfeição, porque não a podemos ter; repugna-la-íamos, se a tivéssemos.
O perfeito é desumano, porque o humano é imperfeito.”*

Fernando Pessoa

RESUMO

A abordagem geométrica da análise de operabilidade de processos é uma técnica importante para auxiliar a viabilidade operacional de um projeto. Tal técnica permite otimizar o desempenho de um sistema de modo a atingir as especificações desejadas. A ferramenta possibilita avaliar quais são as condições mais adequadas que o processo pode estar submetido e qual o impacto que perturbações podem gerar no sistema. Através de regiões desejáveis e alcançáveis para as variáveis de processo, é possível determinar o Índice de Operabilidade, que se apresenta como parâmetro para indicar maior tendência das repostas do sistema alcançarem os valores almejados. Para aplicação da análise de operabilidade utilizou-se a modelagem matemática considerando balanço de massa e energia e os recursos geométricos da *Multi-Parametric Toolbox 3.0* do MATLAB®. Foram adotados 2 sistemas para análise, tanque de mistura e reator CSTR, onde foi possível acompanhar o comportamento dos dois sistemas para o regime estacionário e condição dinâmica para o reator CSTR. Além disso, foi possível aplicar estratégias de controle clássica PI e avançada GMC para monitorar o processo. A análise do estado estacionário permitiu obter as condições operacionais para os sistemas de tanque de mistura e reator CSTR através da obtenção da RAVS e RDVS de cada caso, e além disso, a avaliação do calor gerado e removido para sistema reacional. Foi aplicada a atualização dinâmica das regiões do estado estacionários com possibilidade de obtenção do Índice de Operabilidade ao longo de cada instante do processo. Tal fato demonstra-se como uma inovadora aplicação da ferramenta e permite avaliação em tempo real do comportamento do processo. Os resultados proporcionados pela aplicação da técnica confirmam-na como promissora por possibilitar a simulação de diversas condições operacionais e decidir faixas de operação mais viáveis para as variáveis de processo.

ABSTRACT

The geometric approach of process operability analysis is an important technique to improve the operational feasibility of a project. Such technique allows optimizing the performance of a system in order to achieve the desired specifications. The tool allows to evaluate what are the most suitable conditions the process may be subjected and which can generate impact disturbances in the system. Through desirable and achievable regions for the process variables, you can determine the operability Index, which presents as a parameter to indicate a greater tendency of the responses of the system to reach the desired values. For the application of the operability analysis it was used the mathematical modeling considering mass and energy balance and the geometric resources of the Multi-Parametric Toolbox 3.0 of MATLAB®. Two systems were used for analysis, mixing tank and CSTR reactor, where it was possible to follow the behavior of the two systems for the steady state and dynamic condition for the CSTR reactor. Moreover, it was possible to apply classical PI and advanced GMC control strategies to check the process. The steady state analysis allowed to obtain the operating conditions for mixing tank and CSTR reactor systems by obtaining the RAVS and RDVS of each case, and in addition, the evaluation of the heat generated and removed for the reactional system. It was applied a dynamic update of the steady state regions with possibility of obtaining the Operability Index throughout each time of the process. This fact demonstrates as an innovative application of the tool and allows real-time evaluation of the behavior of the process. The results provided by the application of the tool confirms it as promising for enabling the simulation of various operating conditions and decide operating ranges more viable for the process variables.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 4.1 – Fluxograma de aplicação da análise de operabilidade geométrica.....	33
Figura 4.2 – Sistema de tanque de mistura.....	34
Figura 4.3 – Sistema reacional com reator CSTR com jaqueta de resfriamento.....	37
Figura 4.4 – Malhas de controle utilizadas para o sistema reacional no CSTR.	40
Figura 5.1 – Região Alcançável das Variáveis de Saída para tanque de mistura.	43
Figura 5.2 – Análise de operabilidade para tanque de mistura para condições iniciais.	44
Figura 5.3 – Análise de operabilidade para tanque de mistura para diferente RDVS. ...	45
Figura 5.4 – Representação do sistema de tanque de mistura no <i>Aspen Plus</i>	46
Figura 5.5 – Representação da análise de sensibilidade realizada no <i>Aspen Plus</i>	47
Figura 5.6 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na vazão da corrente 1.	49
Figura 5.7 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na vazão da corrente 2.	50
Figura 5.8 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na temperatura da corrente 1.	52
Figura 5.9 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na temperatura da corrente 2.	53
Figura 5.10 – Índice de operabilidade máximo para uma determinada condição do processo.....	54
Figura 5.11 – Região Alcançável das Variáveis de Saída para processo reacional.....	57
Figura 5.12 – Região Alcançável das Variáveis de Saída para diferentes perturbações na temperatura de entrada do reator.....	59
Figura 5.13 – Análise de operabilidade do sistema reacional para o Caso 1 com diferentes perturbações na temperatura de entrada no CSTR.....	61
Figura 5.14 – Análise de operabilidade do sistema reacional para o Caso 2 com diferentes perturbações na temperatura de entrada no CSTR.....	63

Figura 5.15 – Análise de operabilidade do sistema reacional para o Caso 3 com diferentes perturbações na temperatura de entrada no CSTR.....	65
Figura 5.16 – Determinação de pontos operacionais no estado estacionário para diferentes distúrbios positivos na temperatura de alimentação do CSTR.	67
Figura 5.17 – Determinação de pontos operacionais no estado estacionário para diferentes distúrbios negativos na temperatura de alimentação do CSTR.....	68
Figura 5.18 – Análise dinâmica do comportamento do sistema reacional sem aplicação de estratégias de controle de processo.....	71
Figura 5.19 – Comportamento dinâmico das variáveis de saída do reator CSTR para sistema sem controle sob diversas condições das variáveis de entrada.	72
Figura 5.20 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 1 quando submetido à estratégia clássica de controle PI.....	76
Figura 5.21 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 1 quando submetido à estratégia avançada de controle GMC em cascata.....	77
Figura 5.22 – Erro IAE obtido para o Caso 1 referente a malha de conversão reacional e a malha de temperatura do reator para reator CSTR.....	78
Figura 5.23 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 2 quando submetido à estratégia avançada de controle PI.	81
Figura 5.24 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 2 quando submetido à estratégia avançada de controle GMC em cascata.....	82
Figura 5.25 – Erro IAE obtido para o Caso 2 referente a malha de conversão reacional e a malha de temperatura do reator para reator CSTR.....	83
Figura 5.26 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 3 quando submetido à estratégia avançada de controle PI.	85
Figura 5.27 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 3 quando submetido à estratégia avançada de controle GMC em cascata.....	86
Figura 5.28 – Erro IAE obtido para o Caso 3 referente a malha de conversão reacional e a malha de temperatura do reator para reator CSTR.....	87
Figura 5.29 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 50 s.	89

Figura 5.30 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 100 s.	89
Figura 5.31 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 150 s.	90
Figura 5.32 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 200 s.	90
Figura 5.33 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 250 s.	91
Figura 5.34 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 50 s.	94
Figura 5.35 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 100 s.	94
Figura 5.36 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 150 s.	95
Figura 5.37 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 200 s.	95
Figura 5.38 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 % até 250 s.	96
Figura 5.39 – Intersecção entre a temperatura alcançável e desejável para o reator CSTR para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 %.	97
Figura 5.40 – Intersecção entre a conversão alcançável e desejável para o reator CSTR para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 %.	98
Figura 5.41 – Índice de operabilidade dinâmico do processo para caso com <i>set-point's</i> de 305 K e conversão de 60 %.	99

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 – Condições iniciais para as variáveis de entrada no tanque de mistura.	35
Tabela 4.2 – Especificações dos limites para as respostas do tanque de mistura.	36
Tabela 4.3 – Especificações dos limites para as respostas do sistema reacional em um CSTR.	38
Tabela 4.4 – Parâmetros de entrada para o sistema de um CSTR.	39

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CSTR	<i>Continuous Stirred-Tank Reactor</i>
GMC	<i>Generic Model Control</i>
IAE	<i>Integral of Absolute Error</i>
IO	Índice de Operabilidade
MATLAB	<i>Matrix Laboratory</i>
MIMO	<i>Multiple-Input Multiple-Output</i>
MPT	<i>Multi-Parametric Toolbox</i>
PI	Proporcional e Integral
PID	Proporcional, Integral e Derivativo
RAVE	Região Alcançável das Variáveis de Entrada
RAVS	Região Alcançável das Variáveis de Saída
RDVE	Região Desejável das Variáveis de Entrada
RDVS	Região Desejável das Variáveis de Saída
RSS	<i>Reference System Synthesis</i>
SISO	<i>Single-Input Single-Output</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Reagente A
A_{CSTR}	Área de transferência de calor
A_{TM}	Área do tanque de mistura
B	Produto B
C_A	Concentração final do reagente A
$C_{A,in}$	Concentração de entrada do reagente A
C_p	Calor específico do reagente e produto
C_{pw}	Calor específico da água
E	Energia de ativação
$e(t)$	Desvio entre o valor da variável do processo e set-point
$f_c(t)$	Valor da saída do controlador
F_{in}	Vazão de entrada do fluido no reator
f_s	Valor no estado estacionário do sistema
F_{min}	Fluxo volumétrico mínimo
F_{max}	Fluxo volumétrico máximo
F_w	Vazão de entrada do fluido refrigerante na jaqueta
F_1	Fluxo volumétrico da corrente 01
F_2	Fluxo volumétrico da corrente 02
F_3	Fluxo volumétrico da corrente 03
h	Altura do tanque de mistura
k_c	Constante proporcional do controlador
k_0	Constante de Arrhenius
r	Lei de velocidade da reação
R	Constante dos gases
t	Intervalo de tempo
T	Temperatura do CSTR
T_{in}	Temperatura de entrada do reagente no CSTR

T_J	Temperatura do fluido refrigerante
T_{min}	Temperatura mínima
T_{max}	Temperatura máxima
T_{TM}	Temperatura final do tanque de mistura
T_1	Temperatura da corrente 01
T_2	Temperatura da corrente 02
T_3	Temperatura da corrente 03
U	Coefficiente global de transferência de calor
V	Volume do CSTR
V_J	Volume da jaqueta de resfriamento
V_{TM}	Volume do tanque de mistura
X_{min}	Conversão mínima da reação
X_{max}	Conversão máxima da reação
ΔH	Calor da reação
μ	Dimensão da região gerada na análise de operabilidade geométrica
ρ	Densidade do reagente
ρ_w	Densidade da água
τ_i	Constante de tempo integral do controlador
τ_d	Constante de tempo derivativo do controlador

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	18
<u>1.1 PRINCIPAIS CONTRIBUIÇÕES PARA COMUNIDADE CIENTÍFICA</u>	<u>19</u>
2 OBJETIVOS	21
<u>2.1 OBJETIVO GERAL.....</u>	<u>21</u>
<u>2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS</u>	<u>21</u>
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	22
<u>3.1 OPERABILIDADE DE PROCESSOS</u>	<u>22</u>
<u>3.2 ABORDAGEM GEOMÉTRICA DA ANÁLISE DA OPERABILIDADE DE PROCESSOS.....</u>	<u>24</u>
<u>3.3 USO DO TERMO OPERABILIDADE NO BRASIL.....</u>	<u>28</u>
<u>3.4 CONTROLE DE PROCESSOS</u>	<u>29</u>
4 METODOLOGIA.....	32
4.1 OPERABILIDADE DOS PROCESSOS	32
<u>4.1.1 SISTEMA DE UM TANQUE DE MISTURA</u>	<u>34</u>
<u>4.1.2 SISTEMA DE UM REATOR CSTR.....</u>	<u>36</u>
<u>4.2 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE CLÁSSICA E AVANÇADA.....</u>	<u>39</u>
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	43
<u>5.1 SISTEMA DE TANQUE DE MISTURA.....</u>	<u>43</u>
<u>5.1.1 TANQUE DE MISTURA NO ESTADO ESTACIONÁRIO</u>	<u>43</u>
<u>5.1.2 COMPARAÇÃO ENTRE REGIÃO DE OPERABILIDADE E ANÁLISE DE SENSIBILIDADE</u>	<u>46</u>
<u>5.1.3 INFLUÊNCIA DE ALTERAÇÕES NA VAZÃO NAS REGIÕES DE OPERABILIDADE</u>	<u>48</u>

5.1.4 INFLUÊNCIA DE ALTERAÇÕES NA TEMPERATURA NAS REGIÕES DE OPERABILIDADE	51
5.1.5 CASO PARA ÍNDICE DE OPERABILIDADE MÁXIMO	54
5.2 SISTEMA DE REATOR DO TIPO CSTR.....	56
5.2.1 REATOR CSTR NO ESTADO ESTACIONÁRIO	56
5.2.1.1 CASO 1 – TEMPERATURA DESEJADA DE 305 K E CONVERSÃO DESEJADA DE 60 %	60
5.2.1.2 CASO 2 – TEMPERATURA DESEJADA DE 315 K E CONVERSÃO DESEJADA DE 60 %	62
5.2.1.3 CASO 3 – TEMPERATURA DESEJADA DE 305 K E CONVERSÃO DESEJADA DE 70 %	64
5.2.2 DETERMINAÇÃO DE PONTOS OPERACIONAIS ESTACIONÁRIOS ..	66
5.2.3 ANÁLISE DINÂMICA DO PROCESSO EM REATOR CSTR	69
5.2.3.1 SISTEMA SEM CONTROLE	69
5.2.3.2 APLICAÇÃO DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE	73
5.2.3.2.1 CASO 1 – TEMPERATURA DESEJADA DE 305 K E CONVERSÃO DESEJADA DE 60 %	73
5.2.3.2.2 CASO 2 – TEMPERATURA DESEJADA DE 315 K E CONVERSÃO DESEJADA DE 60 %	79
5.2.3.2.3 CASO 3 – TEMPERATURA DESEJADA DE 305 K E CONVERSÃO DESEJADA DE 70 %	84
5.2.3.3 ATUALIZAÇÃO DINÂMICA DAS REGIÕES DE OPERABILIDADE	88
6 CONCLUSÃO.....	101
6.1 SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS	102
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	103

1 INTRODUÇÃO

A complexidade dos processos industriais e a busca contínua por aprimoramento dos sistemas em relação à produtividade, qualidade e sustentabilidade ambiental são desafios cotidianos de plantas químicas. Diante disso, são desejadas alternativas para garantir que estes problemas sejam minimizados. Assim, dentre as possibilidades, conforme destacado por Lima e Georgakis (2010), podem ser aplicadas ferramentas que garantam a identificação da capacidade do projeto em alcançar regiões viáveis de operação sob presença de distúrbios, e fornecer medidas comparativas da operabilidade de diferentes cenários.

Neste contexto, surge a abordagem geométrica da análise da operabilidade de processos químicos (VINSON e GEORGAKIS, 2000). A determinação da operabilidade de um processo é baseada na geração de regiões para acompanhamento dos valores alcançáveis e desejáveis das variáveis de entrada, de saída e distúrbios presentes no meio.

Estudos desenvolvidos por Sharifzadeh (2013) destacam a aplicabilidade da abordagem geométrica da operabilidade de processos, proposta por Vinson e Georgakis (2000). Tal procedimento torna-se necessário para determinação de viabilidade de operações do processo através do mapeamento de limites das variáveis de entrada em relação às variáveis de saída. Além disso, é fundamental para aplicação integrada das estratégias de controle juntamente ao projeto do processo.

A Região Alcançável das Variáveis de Saída (RAVS) faz parte da análise de operabilidade e é de fundamental importância no ajuste do processo, desde a fase de projeto até aplicação operacional, desenvolvimento de estratégias de controle e otimização. Tal região é obtida através dos valores máximos e mínimos a ser alcançados para as variáveis de saída do sistema a partir das variáveis de entrada.

Outra abordagem fundamental para análise da operabilidade é a geração da Região Desejável das Variáveis de Saída (RDVS), que é obtida por meio de especificações de operação para as respostas do processo. Tais especificações são obtidas a partir de restrições operacionais de projeto, ou mesmo, atualizações destes valores a depender das condições operacionais ou do mercado consumidor.

A determinação da RAVS e da RDVS auxilia no ajuste de modificações no funcionamento do processo devido alterações na qualidade do produto, produtividade, restrições econômicas, limitações de equipamentos, entre outras, bem como verificam a viabilidade operacional. A partir da análise de ambas regiões apresentadas, pode-se determinar o Índice de Operabilidade como sendo a intersecção entre a região alcançável do processo em relação à região desejada. Tal índice varia de 0 a 1, e quanto maior este valor, melhor será a adequação do processo em operar nas regiões de interesse.

Além da análise da operabilidade de processos, outra importante avaliação que deve ser aplicada refere-se ao controle de processos. Ações de controle são imprescindíveis no processo para que variáveis resposta sejam mantidas nas especificações almejadas. Assim, realiza-se a análise da controlabilidade do processo, juntamente com a operabilidade, para acompanhamento dinâmico dos sistemas simulados. A técnica aplicada neste trabalho permite a avaliação de estratégias de controle clássico (PID – Proporcional, Integral e Derivativo), e controle avançado, como, por exemplo, o *Generic Model Control* (GMC).

Assim, o estudo da operabilidade desde a perspectiva estacionária até o acompanhamento dinâmico, mostra-se como bastante promissor e complementar no entendimento de processos. A abordagem destacada permite a avaliação de diferentes cenários operacionais para análise da opção mais adequada para o processo.

1.1 Principais contribuições para comunidade científica

O presente trabalho teve o interesse de demonstrar a aplicabilidade da abordagem da operabilidade geométrica de processo através do uso em dois sistemas diferentes: tanque de mistura e reator CSTR. Tal abordagem ainda não é bem difundida no campo acadêmico e científico nacional, apesar de se mostrar bastante promissora para o entendimento do comportamento do processo e caráter auxiliar para os responsáveis por operar determinado sistema.

Apesar do caráter de aplicação dos estudos já desenvolvidos anteriormente sobre a operabilidade geométrica de processos, o presente trabalho teve abordagem inovadora em relação à atualização dinâmica das regiões obtidas no estado estacionário e

possibilidade de determinação em tempo real do Índice de Operabilidade. A ferramenta possibilita neste sentido uma informação mais completa sobre o andamento do processo com alterações dos cenários a partir de qualquer perturbação inserida no sistema com atualização em tempo real.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliação, em regime estacionário e em condição dinâmica, da operabilidade de processos em tanque de mistura e sistema reacional em um *Continuous Stirred-Tank Reactor* (CSTR).

2.2 Objetivos Específicos

- Obter a Região Alcançável das Variáveis de Saída (RAVS) e a Região Desejável das Variáveis de Saída (RDVS) para cada sistema considerado;
- Determinar do Índice de Operabilidade para os sistemas avaliados no estado estacionário;
- Definir pontos operacionais do estado estacionário pela análise de calor gerado e calor removido para o sistema reacional;
- Avaliar a influência de perturbações nas variáveis de entrada na operabilidade dos sistemas de tanque de mistura e reator CSTR;
- Aplicar e comparar de estratégias de controle clássica (PI) e avançada (GMC) para manter variáveis de resposta na região desejada de acordo com especificações no sistema reacional;
- Atualizar dinamicamente a Região Alcançável das Variáveis de Saída e Índice de Operabilidade no estado estacionário para os sistemas avaliados;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Operabilidade de processos

O termo operabilidade é utilizado na análise de processos químicos e o seu uso possui diversas abordagens no ambiente acadêmico e industrial. De maneira geral, refere-se à avaliação de um processo levando em consideração:

- a) Parâmetros operacionais;
- b) Configurações das plantas químicas;
- c) Tipos de equipamentos utilizados;
- d) Influência de perturbações na dinâmica do processo;
- e) Viabilidade econômica;
- f) Impacto ambiental gerado, entre outros.

No início da década de 80, estudou-se a operabilidade de processos com intuito de melhoria dos sistemas industriais. Stephanopoulos (1983) aplicou o termo como sendo diretamente relacionado com a análise do projeto desenvolvido, e uma alternativa para explorar o efeito deste projeto na aplicação de sistemas de controle, e vice-versa.

De acordo com Grossmann e Morari (1984), o termo operabilidade representa a capacidade que uma planta possui para ter bom desempenho sob condições diferentes dos valores nominais de projeto. Os autores ainda destacam que o estudo da operabilidade de processos permite a viabilidade de operações no estado estacionário para:

- a) Diferentes condições de entrada;
- b) Transição mais rápida e suave após inseridos distúrbios;
- c) Melhoria na segurança e confiabilidade;
- d) Melhor entendimento para operações de partida da planta e desligamento da planta.

Segundo Fisher *et al.* (1988), a operabilidade de processos pode ser considerada como uma análise de viabilidade econômica e aplicação adequada de equipamentos e configurações do processo para satisfazer as restrições operacionais, bem como redução

de custos. Assim, a operabilidade apresentou-se como opção de desenvolvimento de uma melhor estratégia para tornar o processo menos oneroso.

Em estudos desenvolvidos por Shimada *et al.* (1996), os autores destacam que a análise da operabilidade de sistemas é bastante útil para engenheiros nas etapas de projeto e de operação. Os pesquisadores caracterizam a operabilidade como a aplicação de técnicas de conhecimento de engenharia visando tomar decisões na planta a fim de garantir um bom desempenho do sistema sob determinados limites do processo.

Bahri *et al.* (1996) definiram a operabilidade como a capacidade que um processo possui em ser controlado e operado. Adicionalmente, a análise de operabilidade permite obtenção de diferentes propriedades da planta, verificação de distúrbios, sistema de controle e limitações durante a operação do sistema. Os autores acrescentam que o uso dos termos de flexibilidade e de controlabilidade estão relacionados com a análise de operabilidade de processos.

No entanto, em muitos casos, não se descreve de maneira aprofundada e quantitativa, mecanismos necessários para realizar a análise da operabilidade de processos. Em 2000, surge a aplicação da análise de operabilidade de processos através da abordagem geométrica proposta por Vinson e Georgakis (2000). A metodologia proposta é uma maneira simples e poderosa de avaliar regiões do processo no estado estacionário. As regiões avaliadas estão relacionadas às variáveis de saída, variáveis de entrada e perturbações pela análise de valores alcançáveis e desejáveis. Além disso, possibilita a quantificação de um parâmetro denominado como Índice de Operabilidade que está associado às regiões desejáveis e alcançáveis.

Posteriormente, Uztürk e Georgakis (2002), mostraram que a metodologia citada anteriormente também poderia ser estendida para análise de condição dinâmica de processos. Além disso, os autores propuseram o Índice de Operabilidade Dinâmico como sendo a quantificação de espaços operacionais e medidas do desempenho dinâmico do processo sob perturbações.

Ekawati e Bahri (2003) aplicaram a metodologia geométrica proposta por Vinson e Georgakis na avaliação de um sistema constituído por 2 reatores do tipo CSTR. Os autores avaliaram as regiões obtidas pela abordagem da operabilidade para as variáveis

alcançáveis de saída aplicando diferentes ações de controle e realizaram a análise de viabilidade econômica do sistema reacional.

Em 2010, Lima *et al.* (2010) distinguem os termos flexibilidade e operabilidade comumente aplicados em ambientes acadêmicos e industriais. Os autores ressaltam que a operabilidade tem o intuito principal em manter as variáveis de saída do processo na região desejada, mesmo sob a presença de restrições de entrada e/ou distúrbios presentes no processo. A flexibilidade, por sua vez, refere-se à análise de distúrbios máximos a ser aplicados para manter o processo nos pontos operacionais nominais.

Marlin (2010) insere uma série de outras análises para a determinação da operabilidade de um processo. O autor refere-se à operabilidade como a verificação conjunta dos tópicos de:

- a) Janela de operação;
- b) Flexibilidade e controlabilidade;
- c) Confiabilidade;
- d) Segurança e proteção de equipamentos;
- e) Eficiência (incluindo a qualidade do produto e lucratividade);
- f) Transições durante operações;
- g) Desempenho dinâmico;
- h) Monitoramento e diagnóstico.

Segundo Marlin (2010), estes são os 8 tópicos que fornecem as principais categorias para a determinação da operabilidade de um processo e de fundamental importância para o entendimento dos processos industriais e aprendizagem para resolução de problemas.

3.2 Abordagem geométrica da análise da operabilidade de processos

Os primeiros estudos sobre a abordagem de operabilidade para avaliação de processos químicos do ponto de vista geométrico foram desenvolvidos por Vinson e Georgakis (2000). Neste trabalho os autores apresentaram uma maneira de quantificar a controlabilidade de processos no estado estacionário através do Índice de

Controlabilidade de Saída, os quais, em trabalhos futuros foram denominados de análise da operabilidade e determinação do Índice de Operabilidade.

A metodologia descrita é importante para avaliação da capacidade do processo na fase de projeto em alcançar os valores desejáveis mesmo quando submetidos a distúrbios durante operação. Lima e Georgakis (2008) destacaram que a metodologia de análise de operabilidade possui importante papel na verificação de limitações de alcance de variáveis existentes no processo e definição da aplicabilidade de ações de controle.

De acordo com Uztürk e Georgakis (2002), um processo pode ser considerado operável se as regiões de entrada são capazes de satisfazer as especificações, mesmo sob presença de perturbações e que as restrições existentes não sejam violadas. Além disso, a operabilidade dinâmica está relacionada com o intervalo de tempo necessário para que um processo alcance o *set-point* após ocorrer alteração nas especificações ou distúrbios no sistema. Os autores ainda destacam que os termos flexibilidade, controlabilidade, resiliência e operabilidade estão presentes no âmbito dos processos químicos e apresentam características distintas.

Segundo Vinson e Georgakis (2000), dado um processo, a Região Alcançável das Variáveis de Entrada (RAVE) pode ser determinada como a representação do conjunto total de valores que podem ser obtidos para as variáveis de entrada. Tal região leva em consideração restrições operacionais ou limitações dos equipamentos do processo, tais como: limites de abertura e fechamento de válvulas, capacidade máxima ou mínima de equipamentos, restrições para quantidade de matéria-prima, dentre outros.

Outra região presente na análise da operabilidade de processos sob a abordagem geométrica, é a Região Alcançável das Variáveis de Saída (RAVS). De acordo com Vinson e Georgakis (2002), a RAVS representa o conjunto de valores de saída do processo que podem ser obtidos a partir das alterações nas variáveis de entrada. Essa região pode ser calculada através da modelagem matemática do processo e as limitações são determinadas por restrições da capacidade física de equipamentos, limites de condições operacionais das variáveis do processo, entre outros.

Adicionalmente às regiões alcançáveis para variáveis de entrada e saída, outros importantes espaços são considerados através dos valores desejáveis a ser alcançados pelo processo. Diante disso, tem-se a Região Desejável das Variáveis de Saída (RDVS)

e a Região Desejável das Variáveis de Entrada (RDVE). A primeira mencionada pode ser obtida a partir de estimativas de produtividade, resultados almejados para qualidade dos produtos gerados, legislações ambientais, entre outros. Por sua vez, a RDVE, é determinada a partir do cálculo do modelo inverso do processo.

Se a magnitude da região gerada pela região alcançável não é grande o suficiente para englobar a região desejável, diz-se então que o Índice de Operabilidade (IO) do processo é inferior a 100 % e verifica-se que existem limitações no sistema proposto. A metodologia utilizada para cálculo deste índice é baseada na relação entre a intersecção das regiões alcançáveis e desejáveis com a magnitude da região desejável. Consoante com os estudos desenvolvidos por Vinson e Georgakis (2000), o índice de operabilidade é definido por:

$$IO = \frac{\mu (RAVS \cap RDVS)}{\mu (RDVS)} \quad (3.1)$$

Em que, μ representa a dimensão da região de interesse. De maneira exemplificada, tem-se que para um caso bidimensional este parâmetro é equivalente à área da região, para caso tridimensional é dado por um volume, e para maiores dimensões é determinado através de hipervolume.

O Índice de Operabilidade foi desenvolvido com o intuito de verificar o efeito das relações entre as variáveis de entrada e variáveis de saída para alcançar o desempenho pretendido para o processo sob uma perspectiva de interpretação gráfica, de acordo com estudos de Lima *et al.* (2010). Quanto mais próximo de 1 o IO estiver, melhor será a capacidade do processo em alcançar valores pretendidos para variáveis de interesse.

A aplicação desta abordagem pode ser utilizada em processos lineares e não-lineares, bem como para processos *Single-Input Single-Output* (SISO) ou *Multiple-Input Multiple-Output* (MIMO). A metodologia de análise da operabilidade de processos sob abordagem geométrica demonstra-se como poderosa ferramenta para avaliação de sistemas desde desenvolvimento da fase de projetos até adequação às condições operacionais, otimização de processos e desenvolvimento de estratégias de controle convenientes para o processo avaliado.

A operabilidade dinâmica é uma análise bastante importante e pouco difundida no meio científico sob a abordagem geométrica. A aplicação dinâmica demonstra-se essencial para entendimento do sistema e definição das condições necessárias para implementação do controle do processo.

Conforme exposto por Michelsen *et al.* (2010), o projeto de processo (baseado em considerações do estado estacionário) e o projeto de controle (baseado em considerações dinâmicas) foram tradicionalmente tratados separadamente, onde, inicialmente existe o projeto de processo e, posteriormente, projeto de controle. Tal fato promove um distanciamento entre as equipes de controle e processos e permite um projeto menos robusto e propício a condições inesperadas de resposta do sistema.

Com o uso da abordagem geométrica de operabilidade dinâmica se faz possível determinar dinamicamente as condições estacionárias que o sistema pode atingir em relação à Região Alcançável das Variáveis de Saída de acordo com os distúrbios de entrada. Pode-se, também, comparar a cada intervalo de tempo a intersecção entre RAVS e RDVS, e, conseqüentemente, calcular o Índice de Operabilidade deste sistema em tempo real.

Após a atualização dinâmica da RAVS é possível, então, avaliar uma região que sempre poderá ser alcançada em relação às especificações do sistema ao comparar a intersecção entre RAVS e RDVS, ou que não irão ter intersecção. Com base nisso, pode-se observar a resposta do processo para cada perturbação de entrada e definir as condições de controle mais adequadas para as especificações e poder avaliar se existem áreas que não podem ser controláveis, independente da estratégia de controle a ser utilizada.

Além disso, a abordagem geométrica dinâmica pode ser um indicativo da viabilidade econômica do processo através das diversas condições de entrada avaliadas. Com posse dos dados de entrada, é possível verificar como será o desempenho do processo e avaliar se as respostas geradas podem ser rentáveis economicamente e até mesmo sustentáveis do ponto de vista de segurança e de restrições dos equipamentos.

Aplicações da abordagem geométrica de operabilidade pode também ser constatadas em estudos desenvolvidos por Carrasco e Lima (2017), Fouty *et al.* (2017) e Carrasco e Lima (2016). Esses três trabalhos descritos foram aplicados na aromatização

do metano em reatores de membranas e os autores destacam a importância da aplicação da análise de operabilidade de processos para verificação de diversas condições operacionais e definição dos parâmetros mais adequados para o sistema reacional. Foram identificadas aplicações da análise das regiões das variáveis alcançáveis e variáveis desejáveis do processo como suporte para análise da operabilidade geométrica.

3.3 Uso do termo operabilidade no Brasil

Apesar da aplicação do termo de operabilidade há algumas décadas em vários países, no Brasil, ainda não existem pesquisas voltadas para esta área sob a abordagem apresentada neste trabalho. No entanto, convém destacar o uso do termo sob outras perspectivas no meio acadêmico no âmbito nacional.

Em estudos desenvolvidos por Aragão (2011), o autor aplica a análise da flexibilidade e controlabilidade de sistemas de trocadores de calor. Aragão (2011) afirma que as abordagens utilizadas se referem a uma dimensão limitada da análise da operabilidade de processos. O autor ainda confirma que a operabilidade inclui todos os aspectos relacionados à operação de um processo, tais como: flexibilidade, segurança, confiabilidade, controlabilidade, *start-up's*, *shut-down's*, entre outros.

Alguns outros trabalhos desenvolvidos no Brasil citam o termo operabilidade, a saber, Santana (2012), Fontana (2002) e Pulido (2011), no entanto, também não aplicam uma análise detalhada quantitativa sobre esta abordagem.

Santana (2012), ao aplicar metodologia *Pinch* em trocadores de calor, cita que tal procedimento permite auxiliar na análise de aspectos práticos de operabilidade e controlabilidade. O autor também destaca a importância da avaliação da flexibilidade, operabilidade e dinâmica dos processos para complementar informações oriundas do projeto de processos e possibilidade de realização de Integração de Processos.

Em estudos desenvolvidos por Fontana (2002), a operabilidade é aplicada na identificação de melhor estratégia para determinação de integração mássica em processo de tratamento de efluentes. O termo, neste caso, é aplicado como a combinação de

diferentes situações possíveis e é usado em conjunto com a análise de otimização de processos para determinar a sequência ótima do processo.

Pulido (2011), por sua vez, remete ao termo operabilidade como uma forma de tornar operável um processo em uma coluna de destilação com integração interna de calor. A operabilidade neste caso auxilia a avaliação de diferentes configurações no sistema de separação para decidir a mais viável para operação do processo.

Nesse sentido, este trabalho tem o caráter inovador na análise da operabilidade sob abordagem geométrica e demonstra-se como pioneiro para a aplicação desta importante estratégia de avaliação de processos.

3.4 Controle de processos

O termo controle de processos costuma ser utilizado para referir-se a sistemas que têm por objetivo, manter certas variáveis de uma planta industrial entre os seus limites operacionais desejáveis (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010). O desenvolvimento de estratégias de controle e implementações das ações de controle são imprescindíveis para adequação do comportamento do processo às especificações, garantia da segurança de operação da planta e otimização do sistema.

Segundo Seborg *et al.* (2004), o controle em um processo deve atender três necessidades básicas: manter os balanços de massa e energia, atingir a qualidade desejada e atender às restrições do processo. Porém, o processo também deve ser rentável e o controle adequado à operação. Dessa maneira, a proposta principal de um sistema de controle torna-se a rejeitar ou minimizar os efeitos das variações não controladas e restabelecer um ponto desejado para região almejada.

Os controladores são elementos da malha de controle que são capazes de fazer a leitura de dados, comparar com o valor de referência e obter um erro associado. Após a quantificação do erro, há uma ação de controle dependente da estratégia de controle e parâmetros de sintonia, com o intuito de fazer com que a variável controlada atinja o *set-point* através das modificações nas variáveis manipuladas.

Dentre as estratégias de controle, uma das mais utilizadas no cenário industrial é a abordagem clássica com controladores Proporcional, Integral, Derivativa (PID). De acordo com Åström e Hägglund (2001), Ogata (2010), Oliveira *et al.* (2016), apesar de todos os avanços no controle de processos, o PID ainda é o mais comum no ambiente

industrial. A vasta aplicabilidade destes controladores deve-se ao fato de ser uma das estratégias com metodologia mais simples.

Em um controlador PID, a associação das três ações de controle permite unir o comando básico da ação proporcional, com a eliminação do erro na ação integral e com a resposta antecipatória da ação derivativa. A equação clássica de um controlador do tipo PID no domínio tempo pode ser apresentada por:

$$f_c(t) = f_s + k_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^{\infty} e(t) dt + \tau_d \frac{d e(t)}{dt} \right] \quad (3.2)$$

Em que,

$f_c(t)$ é saída do controlador;

f_s é o valor no estado estacionário do sistema;

k_c , τ_i e τ_d são parâmetros do controlador e representam constante proporcional, tempo integral e tempo derivativo, respectivamente;

$e(t)$ é o desvio entre o valor da variável do processo e *set-point*.

Em processos não-lineares, observa-se que estratégias clássicas de controle não garantem bom desempenho, fazendo com que seja necessário a utilização de técnicas mais complexas. A estratégia de controle *Generic Model Control* (GMC) é uma alternativa para esses casos e configura-se como bastante aplicável para processos com dinâmica rápida e modelos complexos. A principal contribuição desta estratégia de controle deve-se ao fato de usar o modelo do processo para a formulação da lei de controle.

De acordo com Manzi e Odloak (1998), a estrutura de controle GMC é capaz de incorporar informações sobre o modelo fenomenológico. Conforme destacado por Liu *et al.* (2010) e Manzi *et al.* (1998), o *Generic Model Control*, é uma abordagem de controle otimizada que relaciona a variável de saída do processo um sistema de referência, fazendo com que a diferença entre eles seja nula.

A estrutura do GMC baseia-se em técnicas de *Reference System Synthesis* (RSS), propostas por Bartusiak *et al.* (1989), que usa a trajetória de referência para ser aplicada no processo. Assim, é bastante útil nas ações de controle, especialmente para sistemas

não-lineares. De acordo com Bispo (2014), quando aplica-se um modelo de referência em uma estrutura de controle, a variável manipulada do processo se ajusta para fazer com que haja uma minimização entre a saída do processo e modelo RSS.

O *Reference System Synthesis* (RSS), conforme exposto por Bartusiak *et al.* (1988), é um método de equação que pode ser aplicado no projeto controladores não-lineares do tipo *feedforward/feedback* para sistemas dinâmicos de maneira geral. Tal modelo é indicado para uso em sistemas não lineares, incluindo reatores químicos que apresentam este tipo de comportamento.

4 METODOLOGIA

A seguir estão apresentados a metodologia de operabilidade de processos, modelagem matemática dos sistemas analisados, restrições dos processos e estratégias de controle.

4.1 Operabilidade dos processos

Para o desenvolvimento da análise da operabilidade dos processos, utilizou-se o *software* MATLAB® e a *Multi-Parametric Toolbox 3.0 (MPT)* desenvolvida por Herceg *et al.* (2013). A MPT é uma *toolbox* aberta aplicada ao MATLAB® para otimização paramétrica, determinação de geometrias computacionais e controle preditivo baseado em modelos. Assim, através da aplicabilidade geométrica, pode-se determinar a análise da operabilidade do processo por meio da geração de regiões e cálculo do Índice de Operabilidade.

A *Multi-Parametric Toolbox* está disponível para aplicações em projeto, análise, desenvolvimento de controladores com aplicação de sistemas lineares, não-lineares e híbridos. A eficiência do código se deve ao fato da vasta biblioteca de algoritmos para as áreas de geometria computacional de otimização multi-paramétrica.

Através desta *toolbox* é possível a criação dos espaços utilizados para a abordagem geométrica da operabilidade de processos. A criação das regiões é obtida a partir da criação de vetores onde são definidos todos os valores correspondentes às variáveis de saída, para o caso da RAVS, e *set-point's*, para o caso da RDVS. Após isto, a mesma ferramenta é capaz de obter a região de intersecção entre RAVS e RDVS.

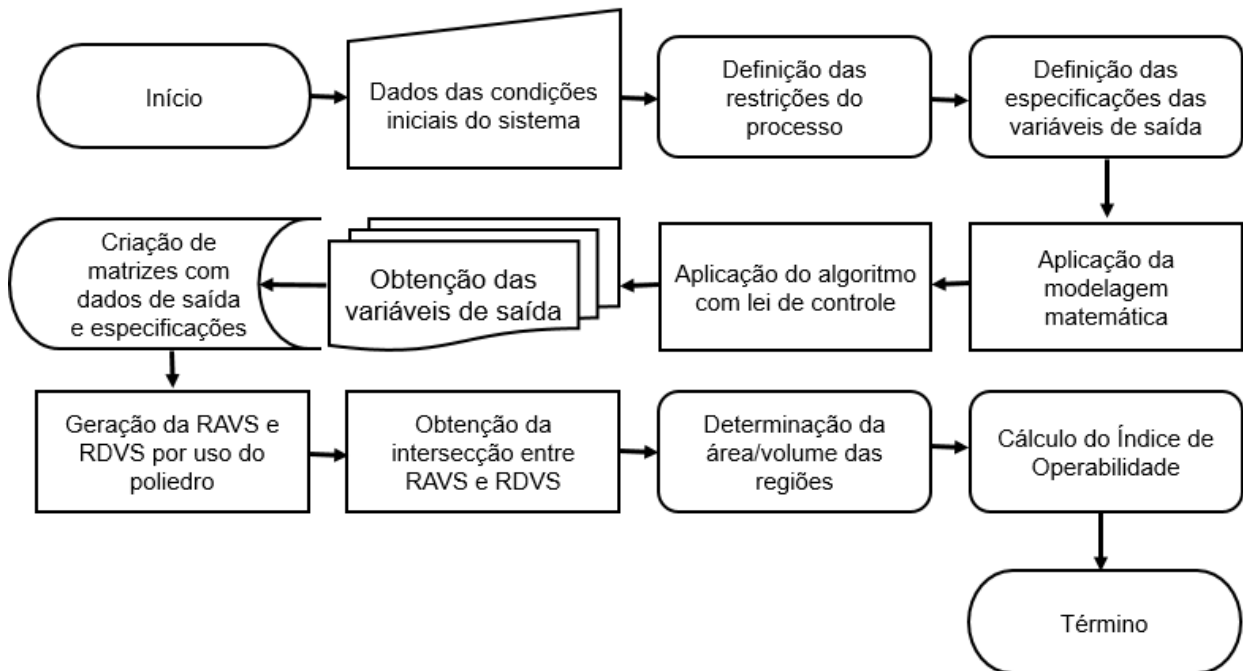
Vale ressaltar que para a criação da RAVS usam-se as equações de balanço de massa e energia que representa todos os resultados possíveis a ser alcançados pelo sistema com base nas variações das variáveis de entrada. Neste caso, os valores serão atualizados dinamicamente quando há alterações dos parâmetros de entrada.

Para a determinação das RAVS e RDVS aplicou-se a função "*Polyhedron*" da MPT referente ao pacote de geometria computacional presente na ferramenta. A partir de vetores com valores das respostas alcançadas e desejadas do processo é capaz de unir

todos estes valores e gerar as regiões geométricas. A função é capaz de traçar uma fronteira da região com base nas extremidades e há uma ligação destas variáveis de resposta geradas na forma de um vetor.

Além disso, outra vantagem é o fato de cálculo da área, para caso 2D, e volume, para caso 3D, das regiões criadas. Com base nisto, possibilita o cálculo do Índice de Operabilidade dos sistemas em análise. Na Figura 4.1 a seguir está representado o fluxograma com o processo utilizado a partir dos dados de entrada até a obtenção da análise de operabilidade geométrica do sistema.

Figura 4.1 – Fluxograma de aplicação da análise de operabilidade geométrica.

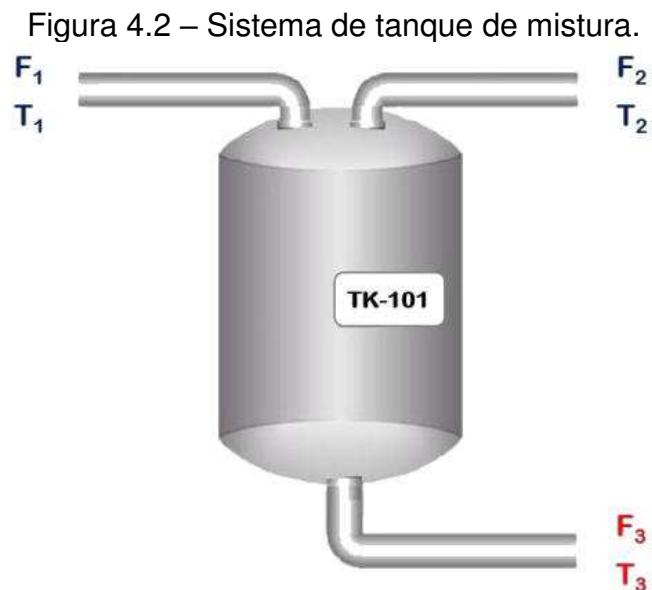


O fluxograma definido anteriormente representa a sequência de etapas aplicadas para a determinação da operabilidade dos sistemas analisados. Descreve de maneira geral quais são as entradas, processamentos dos dados necessários para análise da operabilidade geométrica e as saídas necessárias para a obtenção dos resultados. Inicialmente devem ser determinadas as condições operacionais do processo com as restrições e, posteriormente, a definição das especificações. A modelagem matemática é aplicada para o cálculo das variáveis de saída do processo e algoritmo de controle.

Em seguida são obtidos os dados de saída e relacionados com as especificações determinadas inicialmente. Com base nisso são então criadas a RAVS e RDVS, possibilitando a determinação da intersecção das regiões e cálculo do Índice de Operabilidade do processo. Após isso, se obtêm todos os dados necessários para a análise de operabilidade e são atualizados dinamicamente ao longo da evolução do processo.

4.1.1 Sistema de um tanque de mistura

O primeiro sistema proposto consiste em um tanque de mistura de duas correntes de água, sob diferentes condições de vazão e temperatura, e uma corrente de saída. Tal sistema descrito segue apresentado na Figura 4.2.



A aplicação de sistema semelhante de tanque de mistura foi apresentada em estudos desenvolvidos por Vinson e Georgakis (2000) e Lima *et al.* (2010). Para a modelagem matemática deste processo aplicaram-se os balanços de massa e energia. O sistema foi considerado como sem reação e desprezou-se a variação de energia cinética, energia potencial e dissipação de calor. Diante disso, tem-se que:

$$A_{TM} \frac{dh}{dt} = F_1 + F_2 - F_3 \quad (4.1)$$

$$V_{TM} \frac{dT_{TM}}{dt} = T_1 F_1 + T_2 F_2 - T_3 F_3 \quad (4.2)$$

Considerando-se o caso estacionário, a vazão volumétrica e temperatura da corrente de saída podem ser calculadas por:

$$F_3 = F_1 + F_2 \quad (4.3)$$

$$T_3 = \frac{T_1 F_1 + T_2 F_2}{F_1 + F_2} \quad (4.4)$$

Os parâmetros iniciais considerados como variáveis de entrada seguem apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Condições iniciais para as variáveis de entrada no tanque de mistura.

Variável	Valor
Vazão volumétrica da corrente 1	$F_1 = 2,5 \text{ m}^3/\text{h}$
Vazão volumétrica da corrente 2	$F_2 = 3,0 \text{ m}^3/\text{h}$
Temperatura da corrente 1	$T_1 = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$
Temperatura da corrente 2	$T_2 = 60,0 \text{ }^\circ\text{C}$

As especificações mínimas e máximas para as variáveis de saída do tanque adotadas seguem apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Especificações dos limites para as respostas do tanque de mistura.

Variável	Valor
Vazão volumétrica mínima desejada da corrente 3	$F_{\min} = 3,0 \text{ m}^3/\text{h}$
Vazão volumétrica máxima desejada da corrente 3	$F_{\max} = 6,0 \text{ m}^3/\text{h}$
Temperatura mínima desejada da corrente 3	$T_{\min} = 40,0 \text{ }^\circ\text{C}$
Temperatura máxima desejada da corrente 3	$T_{\max} = 50,0 \text{ }^\circ\text{C}$

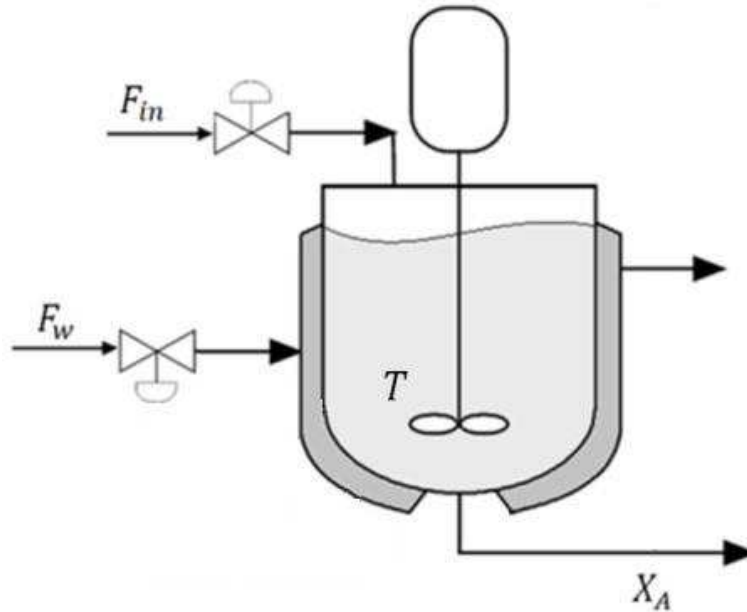
4.1.2 Sistema de um reator CSTR

O segundo processo consiste em um sistema contendo reação genérica sugerida por Dayal e MacGregor (1997) com reagente A gerando produto B em um reator do tipo CSTR com um sistema de resfriamento. O processo caracteriza-se por ser irreversível com reação exotérmica de primeira ordem. Na Equação 4.5, observa-se a reação genérica do processo.



A representação do sistema reacional no CSTR segue apresentada na Figura 4.3. São consideradas como correntes de entrada: alimentação do reator e alimentação da jaqueta de resfriamento. O processo possui a conversão e temperatura do reator como variáveis de resposta.

Figura 4.3 – Sistema reacional com reator CSTR com jaqueta de resfriamento.



Para a aplicação de ações de controle, foram consideradas como variáveis controladas a conversão do reagente A e a temperatura do reator. Como variáveis manipuladas, foram adotados os fluxos de alimentação do reator (F_{in}) e da jaqueta de resfriamento (F_w). A modelagem matemática do processo reativo em um CSTR com avaliação dinâmica da concentração do reagente A, da temperatura do reator e da temperatura da jaqueta de resfriamento segue apresentada nas equações a seguir.

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{F_{in}(C_{A,in} - C_A)}{V} - rC_A \quad (4.6)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F_{in}(T_{in} - T)}{V} + \frac{(-\Delta H)rC_A}{\rho C_p} + \frac{UA(T_j - T)}{V\rho C_p} \quad (4.7)$$

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{F_w(T_{in} - T)}{V_j \rho_w} + \frac{UA(T - T_j)}{V_j \rho_w c_{pw}} \quad (4.8)$$

Além disso, conforme proposto por Roffel e Betlem (2004), considerou-se restrições na vazão de alimentação do reator e na vazão de alimentação da jaqueta. Os limites adotados seguem apresentados na Equação 4.9 e Equação 4.10.

$$0.007 \leq F_{in} \leq 0.03 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1} \quad (4.9)$$

$$9 \leq F_w \leq 30 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1} \quad (4.10)$$

Para as variáveis controladas, foram adotados os mesmos *set-point's* aplicados por Roffel e Betlem (2004) e os valores máximos e mínimos seguem apresentados na Tabela 4.3. Considerou-se o *set-point* da temperatura do reator como sendo 315 K e o *set-point* da conversão da reação como sendo 60 %.

Para a definição dos valores almejados limites dessas variáveis de resposta, com variação de 2 % para a malha de temperatura e 5 % para a malha de conversão, ambos em relação ao *set-point* proposto para cada variável.

Tabela 4.3 – Especificações dos limites para as respostas do sistema reacional em um CSTR.

Variável	Valor
Temperatura mínima desejada do reator	$T_{\min} = 308,7 \text{ K}$
Temperatura máxima desejada do reator	$T_{\max} = 321,3 \text{ K}$
Conversão reacional mínima desejada	$X_{\min} = 57,0 \%$
Conversão reacional máxima desejada	$X_{\max} = 63,0 \%$

Na Tabela 4.4 estão representados os parâmetros de entrada para o sistema reacional proposto.

Tabela 4.4 – Parâmetros de entrada para o sistema de um CSTR.

Parâmetro de entrada	Valor
Volume do reator	$V = 1,0 \text{ m}^3$
Concentração do reagente A	$C_{A,in} = 866 \text{ kg.m}^{-3}$
Constante de Arrhenius	$k_0 = 4 \times 10^8 \text{ s}^{-1}$
Energia de ativação	$E = 6 \times 10^4 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$
Constante dos gases	$R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$
Densidade do reagente	$\rho = 866 \text{ kg.m}^{-3}$
Calor específico do reagente e produto	$C_p = 1,791 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$
Temperatura da corrente de entrada	$T_{in} = 293 \text{ K}$
Coefficiente global de transferência de calor	$U = 30 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$
Área de transferência de calor	$A_{CSTR} = 50 \text{ m}^2$
Calor da reação	$\Delta H = -140 \text{ J.kg}^{-1}$
Volume da jaqueta de resfriamento	$V_J = 0,2 \text{ m}^3$
Densidade da água	$\rho_w = 998 \text{ kg.m}^{-3}$
Calor específico da água	$C_{pw} = 4,181 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$
Temperatura do fluido refrigerante	$T_J = 290 \text{ K}$

4.2 Estratégias de controle clássica e avançada

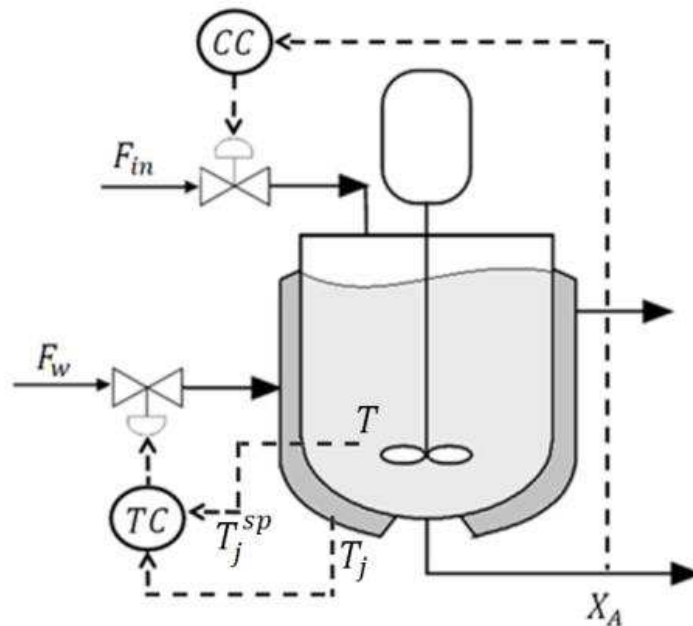
Para avaliar o comportamento dinâmico do processo reacional em um reator do tipo CSTR, analisa-se a trajetória do processo quando aplicados distúrbios no sistema. Deve-se avaliar a influência de diferentes ordens de grandeza de perturbação no controle do processo e estimar qual o máximo valor que o sistema suporta para mantê-lo ainda sob controle.

Foram consideradas como estratégias de controle a metodologia clássica PI e a avançada GMC, e, posteriormente determinação do *Integral of Absolute Error* (IAE) para cada caso com intuito de comparar as duas ações. As aplicações de estratégias de

controle de processos foram realizadas no *software* MATLAB®.

Para o sistema reativo foram adotadas duas malhas de controle: temperatura do reator e conversão da reação. Para a temperatura do reator utilizou-se como variável manipulada a vazão do fluido refrigerante na jaqueta de resfriamento do CSTR, conforme visualizado na Figura 4.4. Na mesma figura pode ser também observado que a malha de controle da conversão reacional é obtida através de alterações no fluido de entrada do reagente no CSTR.

Figura 4.4 – Malhas de controle utilizadas para o sistema reacional no CSTR.



O controle é cascata é aplicado para controlar a temperatura do reator tendo como base os dados da temperatura do fluido refrigerante, e, então, passa a ser manipulado a vazão do fluido refrigerante na jaqueta do reator CSTR. Assim, as flutuações da temperatura da jaqueta vão ter uma interferência menor na temperatura do reator e facilita o controle de fluxo.

O cálculo do erro IAE baseia-se na seguinte expressão representada na Equação 4.11.

$$\text{IAE} = \int_0^t |e(t)| dt \quad (4.11)$$

Em que $e(t)$ representa o erro para cada intervalo de tempo t .

Para o caso com controlador PI foram consideradas as seguintes equações de controle para alteração das variáveis manipuladas.

$$F_{in} = F_{in} + k_c(X - X^{SP}) + \frac{k_c t_P}{\tau_i} \left(\frac{X - X^{SP}}{2} \right) \quad (4.12)$$

$$F_w = F_w + k_{c2}(T - T^{SP}) + \frac{k_{c2} t_P}{\tau_{i2}} \left(\frac{T - T^{SP}}{2} \right) \quad (4.13)$$

Em relação ao controlador GMC com controle em cascata para a malha de temperatura, foram consideradas as seguintes equações do sistema de controle:

$$F_{in} = \frac{\left[(k_1(X - X^{SP}) + k_2 \int (X - X^{SP}) dt) + k_0 e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} C_A^{in}(1 - X) \right] V}{C_A^{in} X} \quad (4.14)$$

$$F_w = \frac{V_j \rho_w}{(T_w - T_j)} \left(k_3(T_j - T_j^{SP}) + k_4 \int (T_j - T_j^{SP}) dt \right) - \frac{UA(T_j - T)}{c_{pw} (T_w - T_j)} \quad (4.15)$$

$$T_j^{SP} = T + \frac{V \rho c_p}{UA} \left(k_5(T - T^{SP}) + k_6 \int (T - T^{SP}) dt \right) - \frac{F_{IN} \rho c_p (T^{in} - T)}{UA} + \frac{\Delta H_r k_0 e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} C_A^{in}(1 - X) V}{UA} \quad (4.16)$$

Os parâmetros de sintonia dos controladores foram ajustados de modo que

conseguiu-se reduzir o erro IAE das malhas de controle e manter a controlabilidade do processo com variáveis de saída próximas aos valores especificados. Assim, mediante ao comportamento do sistema em cada caso para diferentes condições de especificações do sistema, diferentes foram os parâmetros de sintonia dos controladores.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

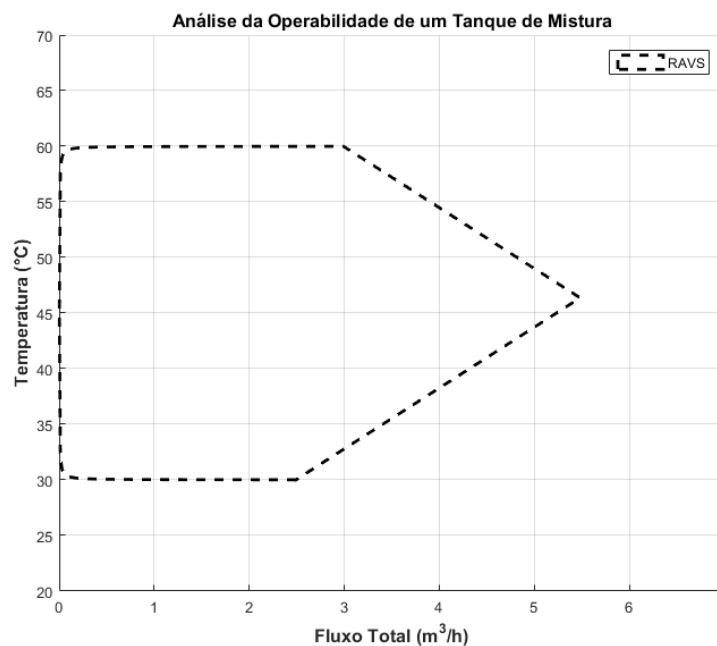
A seguir estão apresentados os resultados para os sistemas de tanque de mistura e reator CSTR. Foram obtidos resultados referentes ao estado estacionário para os dois casos e condição dinâmica para o CSTR com aplicação de estratégias de controle.

5.1 Sistema de tanque de mistura

5.1.1 Tanque de mistura no estado estacionário

Como primeiro estudo de caso, considerou-se a análise da operabilidade em um sistema simples de tanque de mistura. Neste sistema, a corrente mais quente possui temperatura de 60 °C, enquanto que a corrente mais fria possui 30 °C. A corrente quente e a corrente fria possuem vazões volumétricas de 3,0 e 2,5 m³/h, respectivamente, e ao se misturarem, geram uma Região Alcançável das Variáveis de Saída (RAVS), conforme demonstrado na Figura 5.1.

Figura 5.1 – Região Alcançável das Variáveis de Saída para tanque de mistura.

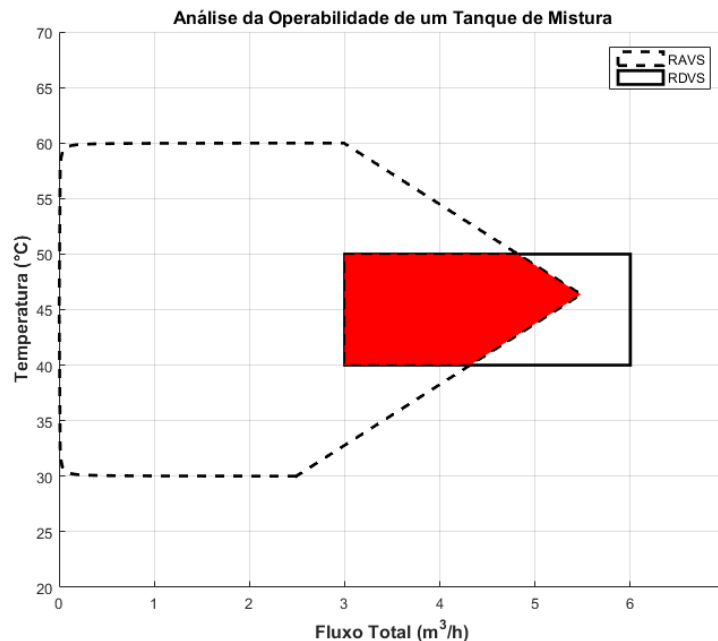


A partir da verificação da Região Alcançável das Variáveis de Saída, constata-se que há vários resultados possíveis que são representados por valores dentro da área tracejada e representam condições que podem ser obtidas no processo. O valor máximo para o fluxo é de 5,5 m³/h para as condições máximas das correntes de entrada e gera uma temperatura da mistura de 46,4 °C.

De acordo com Georgakis *et al.* (2004), que utilizou a análise de operabilidade em sistema de mistura análogo ao apresentado, uma importante observação neste processo ocorre ao analisar a temperatura da vazão de saída. Verifica-se que não há uma grande variação com as condições máximas de vazão das correntes, fazendo com que seja necessário verificar a viabilidade operacional através da análise das RAVS e RDVS.

Como uma das propostas de Região Desejável das Variáveis de Saída, a critério do autor, adotou-se a vazão volumétrica com valor entre 3,0 e 6,0 m³/h e a temperatura da corrente de base do tanque apresentando valor entre 40 e 50 °C. A RDVS e RAVS estão demonstradas na Figura 5.2, e a partir disso foi possível determinar a intersecção entre as duas regiões e obter o Índice de Operabilidade do sistema.

Figura 5.2 – Análise de operabilidade para tanque de mistura para condições iniciais.

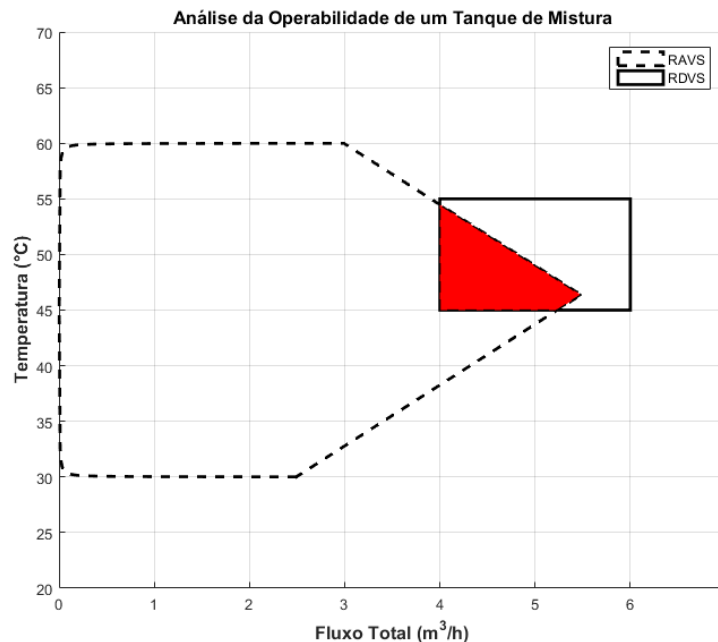


Para este caso observa-se que grande parte do que é almejado pode ser obtido

pelo processo, evidenciado pela área vermelha, e, conseqüentemente, proporciona uma boa viabilidade operacional para os parâmetros desejados para corrente de saída. O índice de operabilidade, que representa a intersecção entre a RAVS e RDVS, para este caso foi de 66,36 %.

Comparando outro cenário em que os valores almejados para as variáveis resposta são de 4,0 a 6,0 m³/h para vazão e temperatura de 45 a 55 °C, conforme observado na Figura 5.3, verifica-se que há uma mudança considerável da região de intersecção entre a RAVS e RADS. Para este novo caso, obteve-se uma redução do índice de operabilidade do sistema para a nova condição, apresentando valor de 39,32 %.

Figura 5.3 – Análise de operabilidade para tanque de mistura para diferente RDVS.



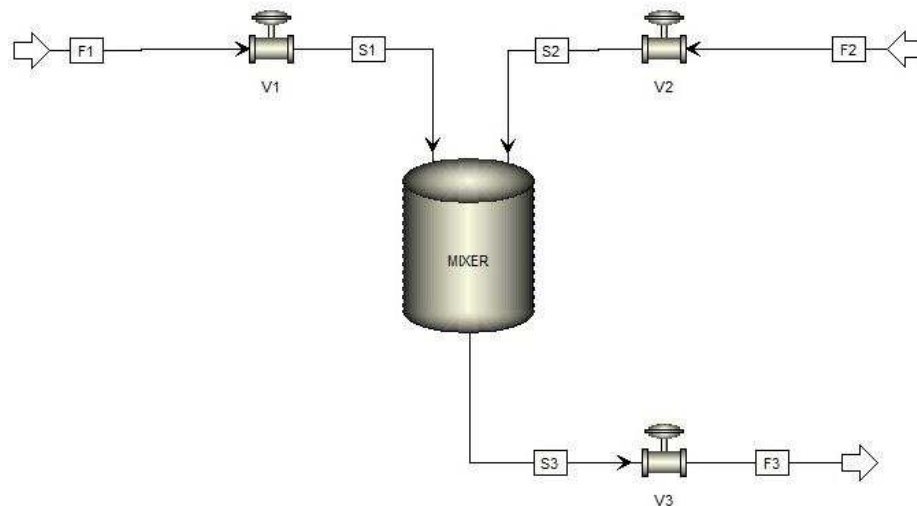
Através da aplicação da ferramenta *Multi Parametric Toolbox* (MPT) pôde-se gerar diversas regiões a ser analisadas e, assim, avaliar a melhor condição para conseguir atingir as especificações do processo. Para estes dois diferentes casos de RDVS, observa-se que a situação mais viável seria a primeira, uma vez que, admite um Índice de Operabilidade de aproximadamente 69 % acima do resultado encontrado para o segundo caso.

Vale ressaltar que o estudo permite observar diversas situações possíveis para avaliar a viabilidade operacional para cada um dos casos simulados. Este fato permite obter diversos resultados para as regiões geradas para variáveis de saída e índice de operabilidade do sistema proposto. Adicionalmente, caso seja necessário, pode-se simular condições diversificadas para as restrições de entrada e constatar o comportamento do processo através da abordagem geométrica.

5.1.2 Comparação entre região de operabilidade e análise de sensibilidade

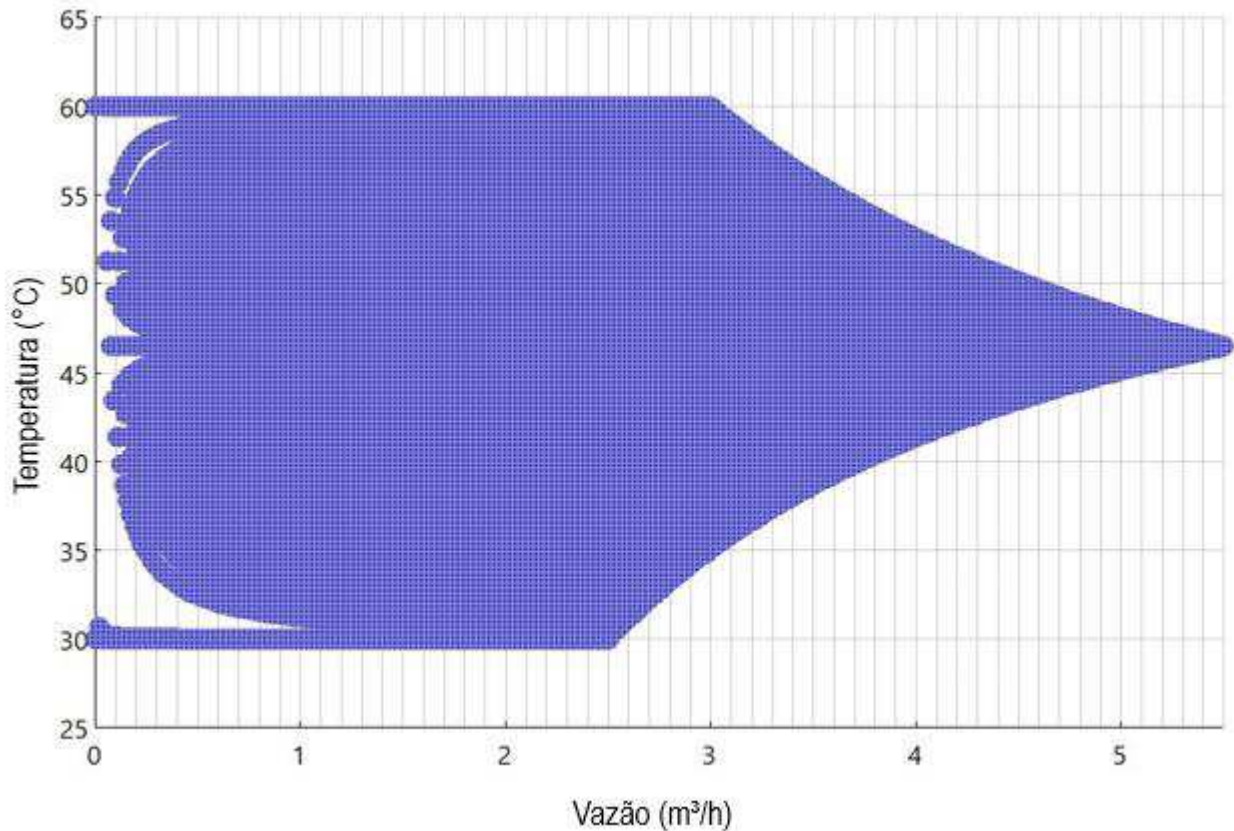
Com o intuito de verificar se a Região Alcançável das Variáveis de Saída obtida pelo MPT está realmente condizente com o processo, fez-se a simulação usando o *software Aspen Plus*. Utilizou-se um tanque como equipamento e inseridas as duas correntes com as mesmas condições de vazão e temperatura descritas anteriormente. A representação do sistema segue apresentada na Figura 5.4.

Figura 5.4 – Representação do sistema de tanque de mistura no *Aspen Plus*.



Após simular o processo, fez-se a análise de sensibilidade variando as vazões de entrada a partir das condições mínimas até os valores máximos, contemplando assim todas as possíveis respostas do processo para as variáveis de saída em relação à vazão e temperatura. Os resultados seguem representados na Figura 5.5.

Figura 5.5 – Representação da análise de sensibilidade realizada no *Aspen Plus*.



Observa-se que os dados são mais precisamente obtidos quanto mais longe as vazões de entrada estiverem do zero devido a convergência do modelo, assim como demonstrado anteriormente através da Equação 4.3 e Equação 4.4. Percebe-se uma similaridade muito grande entre a região proposta através da *Multi Parametric Toolbox* do MATLAB® e análise de sensibilidade obtida no *Aspen Plus*.

Observa-se uma limitação da ferramenta aplicada no MATLAB® para a região compreendida das curvas obtidas após os valores máximos de vazão de entrada de cada corrente até o ponto de equilíbrio do sistema. A limitação é devido às restrições da *toolbox* em gerar regiões não-convexas, mas ainda assim, obtém-se uma boa representatividade para o processo de tanque de mistura e faz com que seja viável a sua aplicação.

5.1.3 Influência de alterações na vazão nas regiões de operabilidade

Com o interesse em avaliar a influência de modificações dos parâmetros de entrada das correntes de alimentação, foram simuladas diferentes condições para análise de operabilidade do sistema. Em relação às vazões de entrada, pode-se verificar o impacto proporcionado por estas mudanças na Figura 5.6 e na Figura 5.7. Nas figuras indicadas é possível observar as variações obtidas na RAVS e IO para cada alteração de vazão no sistema, mantendo-se as mesmas condições de temperatura do caso inicial.

A partir da Figura 5.6, constata-se que ao alterar a vazão de entrada da corrente 1 do sistema há uma mudança considerável da Região Alcançável das Variáveis de Saída, e, portanto, modificação no índice de operabilidade. Para a região desejável proposta, apresentada na Tabela 4.2, o aumento da vazão da corrente 1 para 2,5 m³/h promove uma elevação próxima de 20 % no Índice de Operabilidade, confirmando assim que é uma boa alternativa para melhorar o desempenho do sistema e obter os valores almejados. Ao reduzir a vazão para 1,5 m³/h, observa-se, no entanto, uma redução de 15 % no Índice de Operabilidade e assim, uma condição pior para o sistema desejado.

Em relação à Figura 5.7, consoante com o apresentado anteriormente para as alterações na corrente 1, há uma similaridade para as modificações na vazão da corrente 02. O aumento de 0,5 m³/h em relação ao caso inicial na vazão de alimentação da corrente 2 promoveu elevação de 10 % no Índice de Operabilidade e ao reduzir a vazão na mesma proporção, houve um decréscimo de 12 % aproximadamente no IO.

Ao comparar a influência das duas correntes, verifica-se que a corrente 1 é mais impactante para atingir maior parte da região desejada. Tanto a elevação faz com que melhore o IO, como também a redução faz com que diminua mais pronunciadamente a intersecção entre RAVS e RDVS.

Figura 5.6 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na vazão da corrente 1.

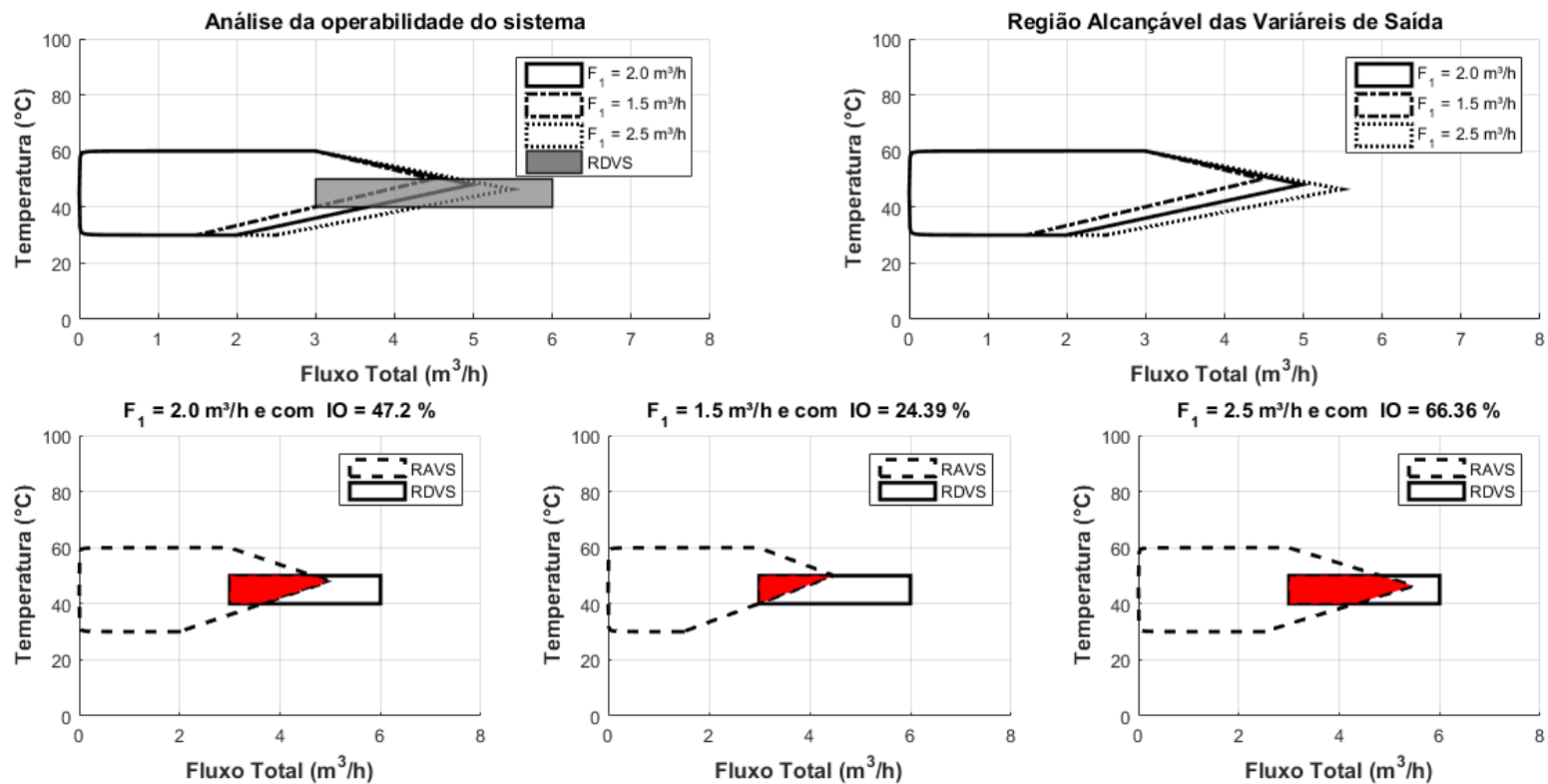
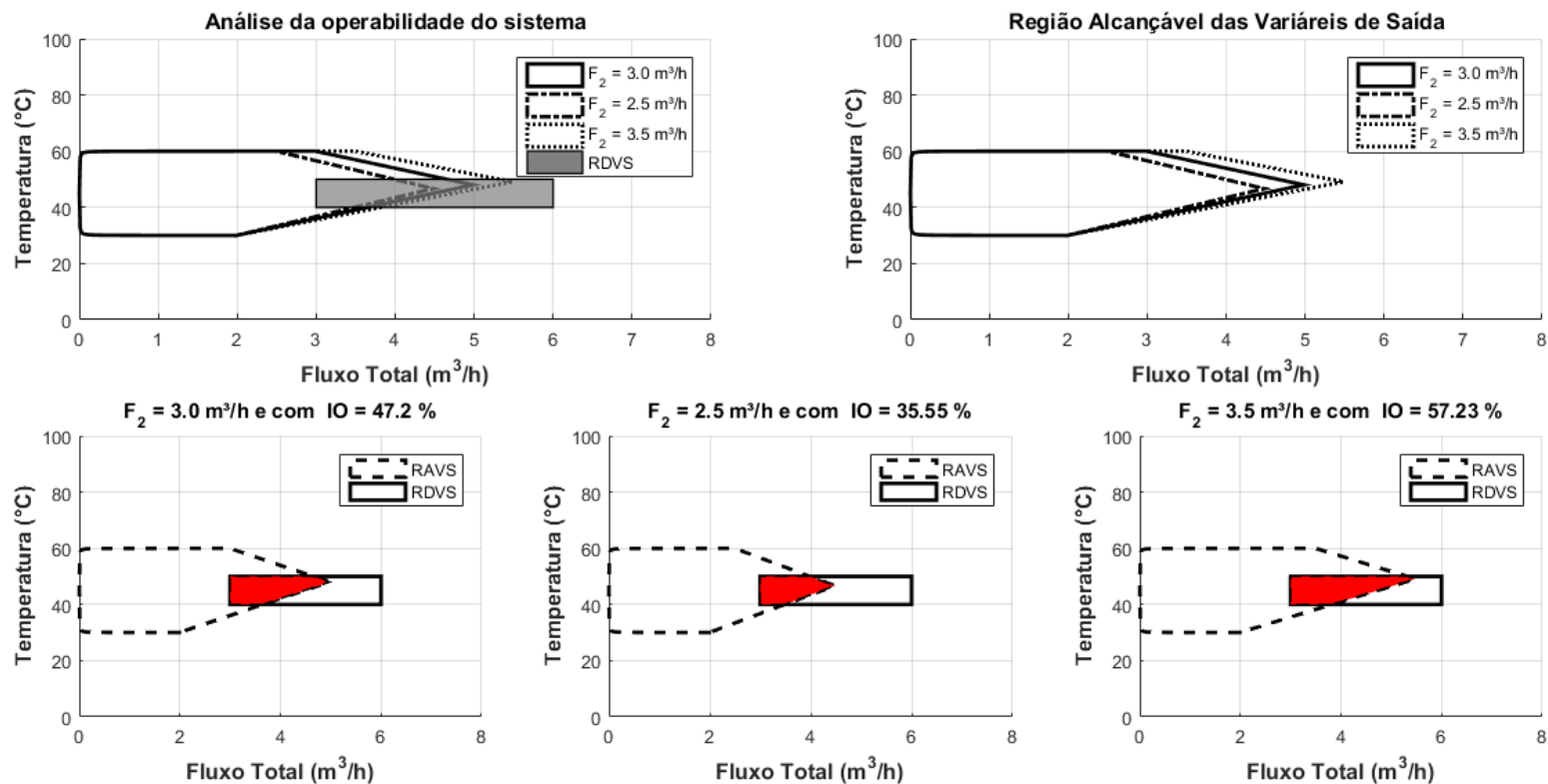
Influência de perturbações em F_1 na Análise da Operabilidade no Tanque de Mistura

Figura 5.7 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na vazão da corrente 2.

Influência de perturbações em F_2 na Análise da Operabilidade no Tanque de Mistura



5.1.4 Influência de alterações na temperatura nas regiões de operabilidade

Na Figura 5.8 e na Figura 5.9, estão exibidos os resultados da influência das modificações nas temperaturas de entrada do processo de mistura. Semelhante ao demonstrado anteriormente para o caso das modificações nas vazões, ao alterar a temperatura de alguma corrente, pôde-se observar as variações da RAVS e IO.

Em relação à temperatura da corrente 1, conforme percebido na Figura 5.8, o aumento de 5 °C promoveu uma redução aproximada de 15 % no Índice de Operabilidade, enquanto que, a redução de 5 °C, em relação ao valor inicial, gerou um aumento de 6,5 % deste parâmetro. A variação de temperatura na ordem de 10 °C proporciona uma diferença de quase 20 % no IO, demonstrando assim que este parâmetro deve ser bem determinado para evitar variações indesejadas no processo.

Para as alterações na temperatura da corrente 2, de acordo com a Figura 5.9, a redução de 5 °C praticamente não alterou o Índice de Operabilidade. Ao elevar a temperatura para 65 °C, no entanto, gera-se uma menor região de intersecção entre RAVS e RDVS.

Diante disso, verifica-se que a temperatura da corrente 1 proporciona um maior efeito positivo no processo para atender a região desejada. Tal fato deve-se à temperatura final da corrente de saída estar mais próxima do valor médio desejado e, assim, uma maior área de intersecção entre as duas regiões de interesse.

Em estudos desenvolvidos por Georgakis *et al.* (2004) e Lima *et al.* (2010), observou-se as variações na análise de operabilidade em relação aos parâmetros de RAVS e IO ao variar a temperatura de uma das correntes. De acordo com Lima *et al.* (2010), os resultados obtidos a partir das variações da temperatura na corrente de entrada permitem avaliar se a operação pode ser realizada para distúrbios inseridos e manipulação das variáveis de entrada até atingir o espaço almejado da RDVS.

Figura 5.8 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na temperatura da corrente 1.

Influência de perturbações em T_1 na Análise da Operabilidade no Tanque de Mistura

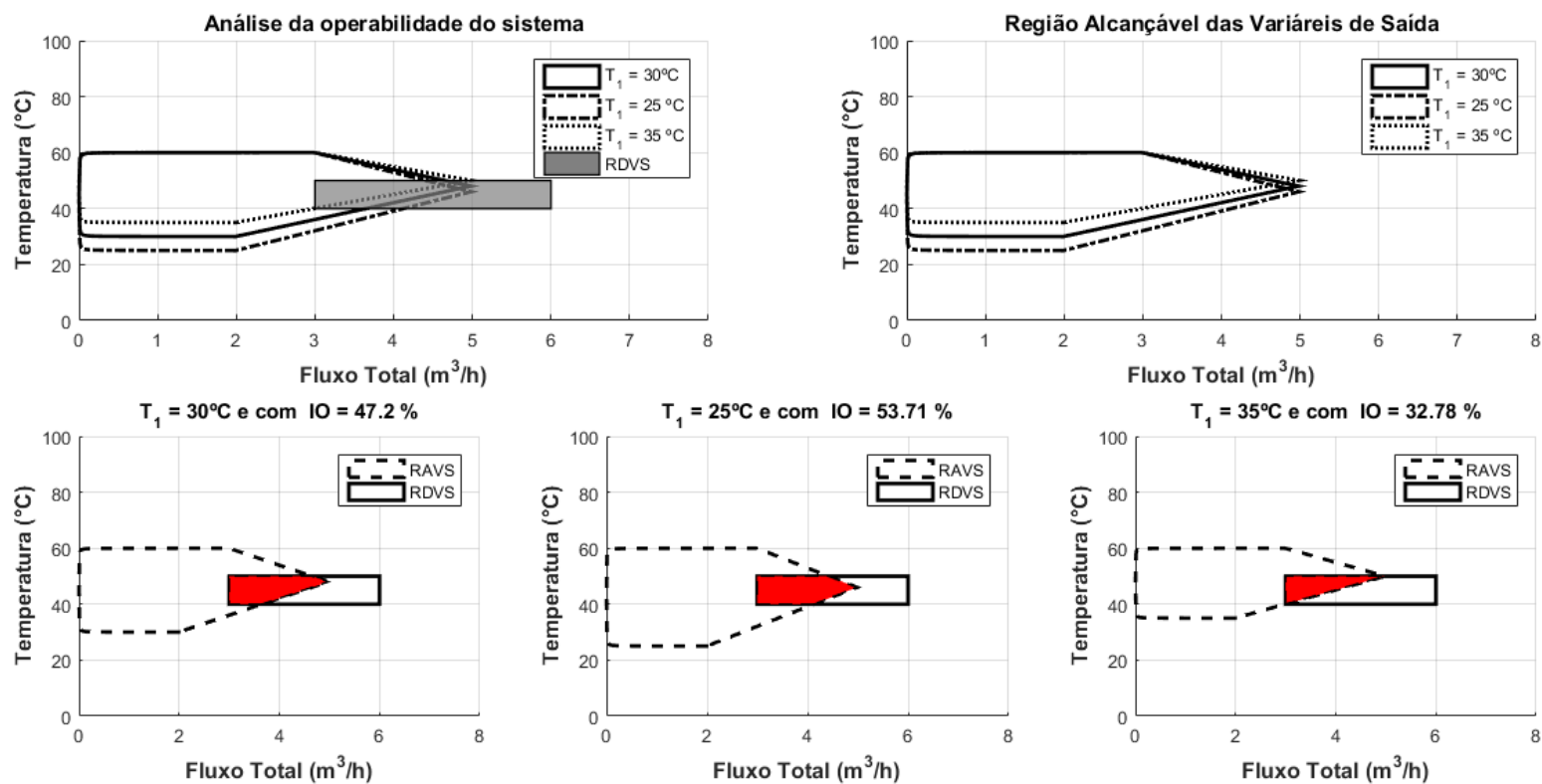
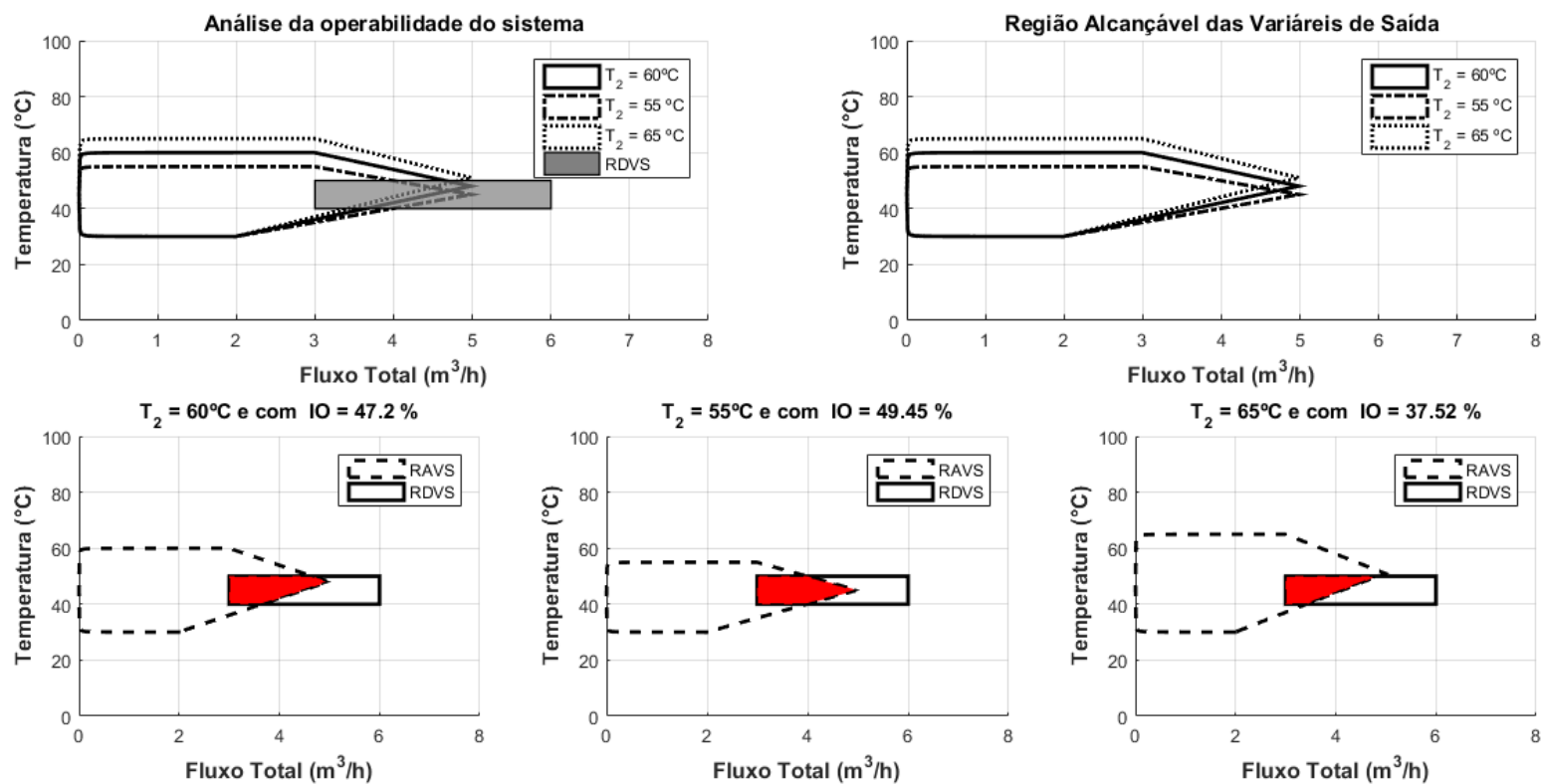


Figura 5.9 – Operabilidade do tanque de mistura com alteração na temperatura da corrente 2.

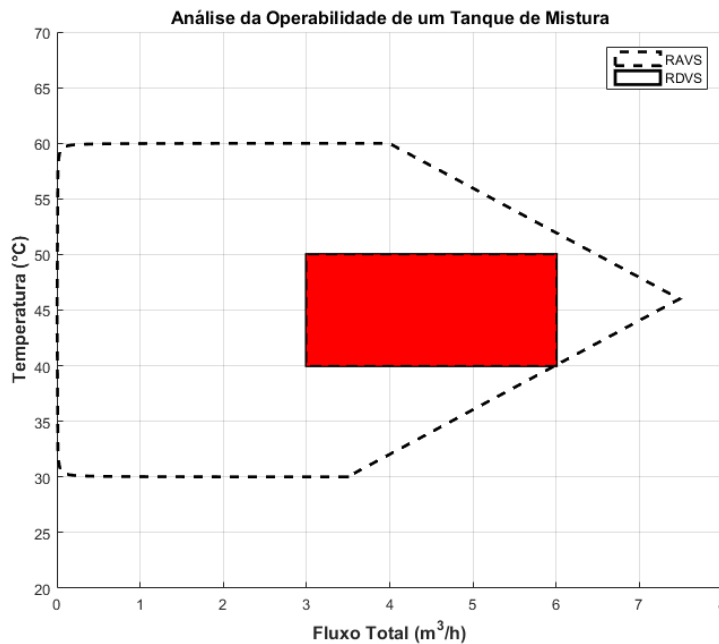
Influência de perturbações em T_2 na Análise da Operabilidade no Tanque de Mistura



5.1.5 Caso para Índice de Operabilidade máximo

Com o intuito de obter um Índice de Operabilidade máximo considerando a mesma região desejada inicial proposta e realizando modificações nas variáveis de entrada, uma das alternativas a ser utilizada segue visualizada na Figura 5.10. Para este caso, adotou-se que o fluxo da corrente 2 como 3,5 m³/h e fluxo da corrente 1 como 4,0 m³/h. Vale ressaltar que esta é uma de várias opções para ter a certeza de que todos os valores almeçados podem ser alcançados pelo processo.

Figura 5.10 – Índice de operabilidade máximo para uma determinada condição do processo.



É importante notar que não é necessário ter um Índice de Operabilidade igual a 1 para que o processo alcance os valores pretendidos, porém, quanto maior for este parâmetro, maior será a chance de obter as faixas desejadas para as variáveis de saída. Para o caso representado na Figura 5.10, percebe-se que o aumento da vazão e redução da temperatura da corrente 1 proporcionam uma expansão da RAVS e fazem com que toda a região desejável esteja na região alcançável para as variáveis resposta.

O uso desta abordagem geométrica permite obter diversos cenários previstos para

o processo de acordo com as especificações e, de maneira simples, auxilia na estruturação das leis de controle e viabilidade de um projeto. Embora seja um processo simples, o tanque de mistura é capaz de representar a importância do uso da análise da operabilidade.

Diante deste cenário, verifica-se que para a RDVS definida, sempre vai ser possível alcançar as especificações pelo fato do sistema estar com intersecção total com a RAVS para as condições alteradas de vazão e temperatura. Tal fato auxilia na determinação das condições de projeto de engenharia de processos e permite a flexibilidade de alterações de parâmetros a depender das novas condições propostas para o sistema.

5.2 Sistema de reator do tipo CSTR

Como segundo caso com análise de operabilidade, utilizou-se o processo de um reator de mistura contínua. Para este sistema, as variáveis de saída adotadas foram a conversão da reação e temperatura de operação do reator. Foi realizada a análise no estado estacionário, condição dinâmica, aplicação de estratégias de controle e obtenção de atualização dinâmica da Região Alcançável das Variáveis de Saída e Índice de Operabilidade.

5.2.1 Reator CSTR no estado estacionário

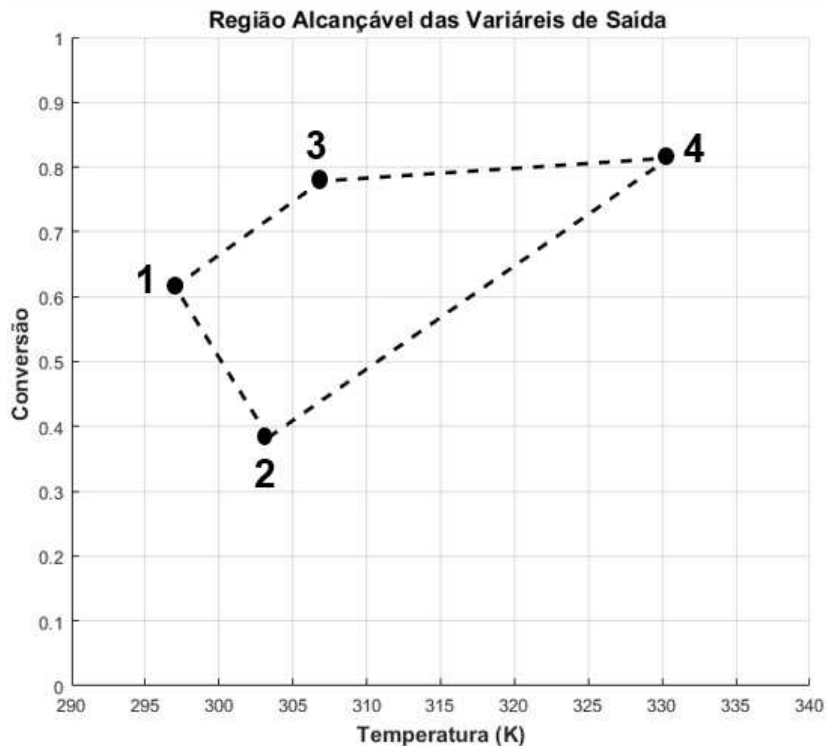
Com base nos dados de entrada e aplicando as Equações 4.6, 4.7 e 4.8, referentes à modelagem matemática do processo no CSTR, pôde-se determinar a Região Alcançável das Variáveis de Saída, como apresentada na Figura 5.11. Os valores para a corrente de saída são determinados a partir da combinação de todos os resultados possíveis a ser obtidos de acordo com as restrições de vazão das correntes de alimentação do reator e da jaqueta de resfriamento.

Percebe-se diversas possibilidades de resposta do sistema com faixa de variação de conversão com valores próximos de 40 % até 80 %. O mesmo acontece para a temperatura do reator que pode atingir desde valores próximos de 295 K até aproximadamente 330 K.

Esta RAVS obtida na Figura 5.11 foi semelhante à região calculada em estudos desenvolvidos por Roffel e Betlem (2004). Esses autores denominaram a região como um gráfico de operação e puderam constatar a relação entre valores máximos e mínimos das vazões de entrada para cada uma das extremidades percebidas na Figura 5.11.

Ao considerar a menor vazão de entrada do reator e maior condição para vazão do fluido refrigerante, verifica-se que este é capaz de reduzir a temperatura do reator e fazer com que alcance valor próximo de 297 K e conversão próxima de 60 %. Este comportamento é identificado pelo Ponto 1 da Figura 5.11.

Figura 5.11 – Região Alcançável das Variáveis de Saída para processo reacional.



Mantendo-se o valor máximo de F_w e considerando o máximo de F_{in} , consoante com o representado pelo Ponto 2, faz com que o reator aumente a temperatura devido à maior quantidade do fluido de entrada no reator com uma temperatura superior ao caso anterior citado. No entanto, esta condição proporciona uma menor conversão para a reação, alcançando valor próximo a 40 %.

O Ponto 3 representa a combinação das condições mínimas das vazões de entrada. Adicionalmente, observa-se que a temperatura do reator obtém valor próximo de 306 K e conversão aproximada de 77 %. Tal fato é obtido devido ao sistema de resfriamento não ser capaz de remover todo o calor gerado pela reação e proporcionar a elevação da temperatura do processo.

Ao comparar as condições mínimas com as condições máximas para F_{in} e F_w , Ponto 3 e Ponto 2, respectivamente, constata-se que embora haja uma elevação pequena da temperatura do reator em aproximadamente 5 K, há um aumento significativo da conversão da reação.

Em relação ao Ponto 4, há a combinação da máxima condição do fluido de entrada

do reator e fluxo mínimo do fluido refrigerante. Há um aumento considerável da temperatura do reator devido à quantidade de calor gerado na jaqueta não ser suficiente para diminuir o calor gerado pela reação, atingindo valor de 330 K para temperatura do CSTR. Conversão superior à 80 % é obtida neste caso e apresenta-se como a maior do cenário de possibilidades analisadas.

Com o interesse de avaliar as modificações da RAVS, foram dadas perturbações na magnitude de 1, 3 e 5 % na temperatura de alimentação do reator e os resultados seguem apresentados na Figura 5.12. Verificou-se a influência do aumento e redução da temperatura do fluido de entrada para cada uma das magnitudes e comportamento da RAVS para cada um dos casos.

A parte vermelha identificada na Figura 5.12 representa os pontos possíveis determinados a partir da modelagem do processo. A região tracejada, por sua vez, representa a Região Alcançável das Variáveis de Saída que pode ser gerada a partir da análise de operabilidade sob abordagem geométrica através da MPT do MATLAB®.

Verifica-se uma similaridade da RAVS ao aplicar pequenas perturbações em comparação com o caso inicial. À medida que se aumenta a perturbação do sistema, percebe-se que há uma maior modificação desta região para cada caso no regime estacionário.

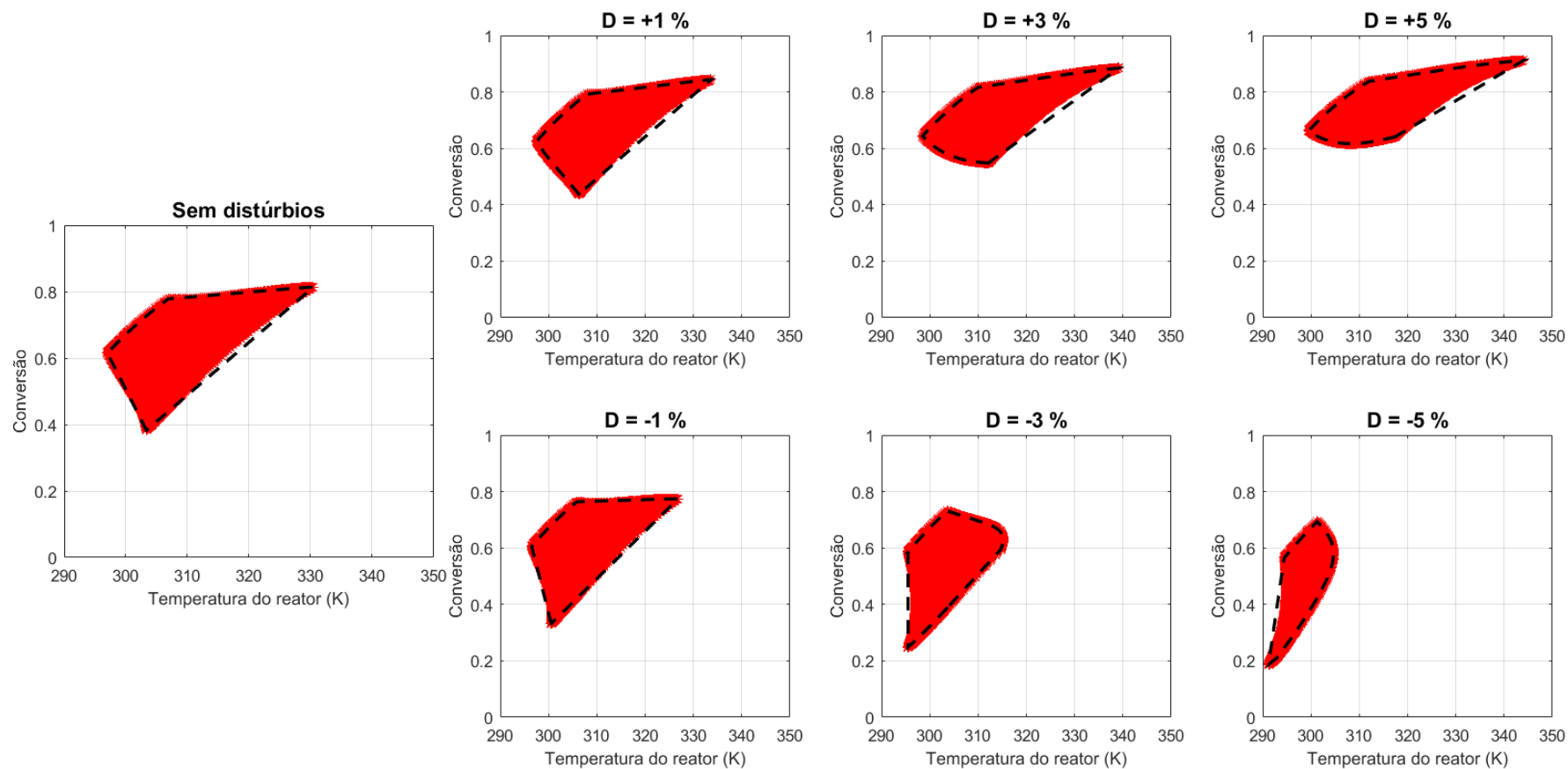
Observa-se as perturbações positivas inseridas até a magnitude de 5 % não proporcionam mudanças consideráveis na RAVS. Todavia, ao reduzir a temperatura de entrada do reator em 3 %, nota-se que há uma redução da conversão e que menor temperatura do reator pode ser alcançada. Ainda mais pronunciada modificação da Região Alcançável das Variáveis de Saída é observada quando há uma redução de 5 % da T_{in} .

O decréscimo da temperatura de alimentação do reator faz com que sejam obtidas conversões menores e o aumento da T_{in} proporciona uma maior conversão reacional. As alterações das RAVS para cada um dos casos são indicativos que a depender das especificações desejadas, deve-se manter o máximo possível de intersecção com a RDVS para garantir a viabilidade operacional do sistema.

O próximo passo realizado foi a análise de operabilidade do sistema a partir de 3 diferentes condições de RDVS. Estes casos estão representados a seguir.

Figura 5.12 – Região Alcançável das Variáveis de Saída para diferentes perturbações na temperatura de entrada do reator.

Influência de perturbações em T_{IN} na Região Alcançável das Variáveis de Saída



5.2.1.1 Caso 1 – Temperatura desejada de 305 K e conversão desejada de 60 %

Na Figura 5.13 estão apresentados os resultados referentes à abordagem geométrica da análise de operabilidade através da RAVS para cada uma das magnitudes das perturbações discutidas anteriormente (1, 3 e 5 %). Adicionalmente, foi obtido o Índice de Operabilidade para cada um dos casos analisados.

Foram utilizadas as seguintes especificações: 305 K \pm 2 % para a temperatura do reator e de 60 % \pm 5 % para a conversão da reação. A partir destes dados foram obtidos 7 cenários para a análise de operabilidade do processo proposto. Verifica-se que inicialmente o sistema possui toda a região desejada inserida na região alcançável, proporcionando assim um Índice de Operabilidade máximo, fazendo com que todos os resultados almejados possam ser obtidos pelo processo.

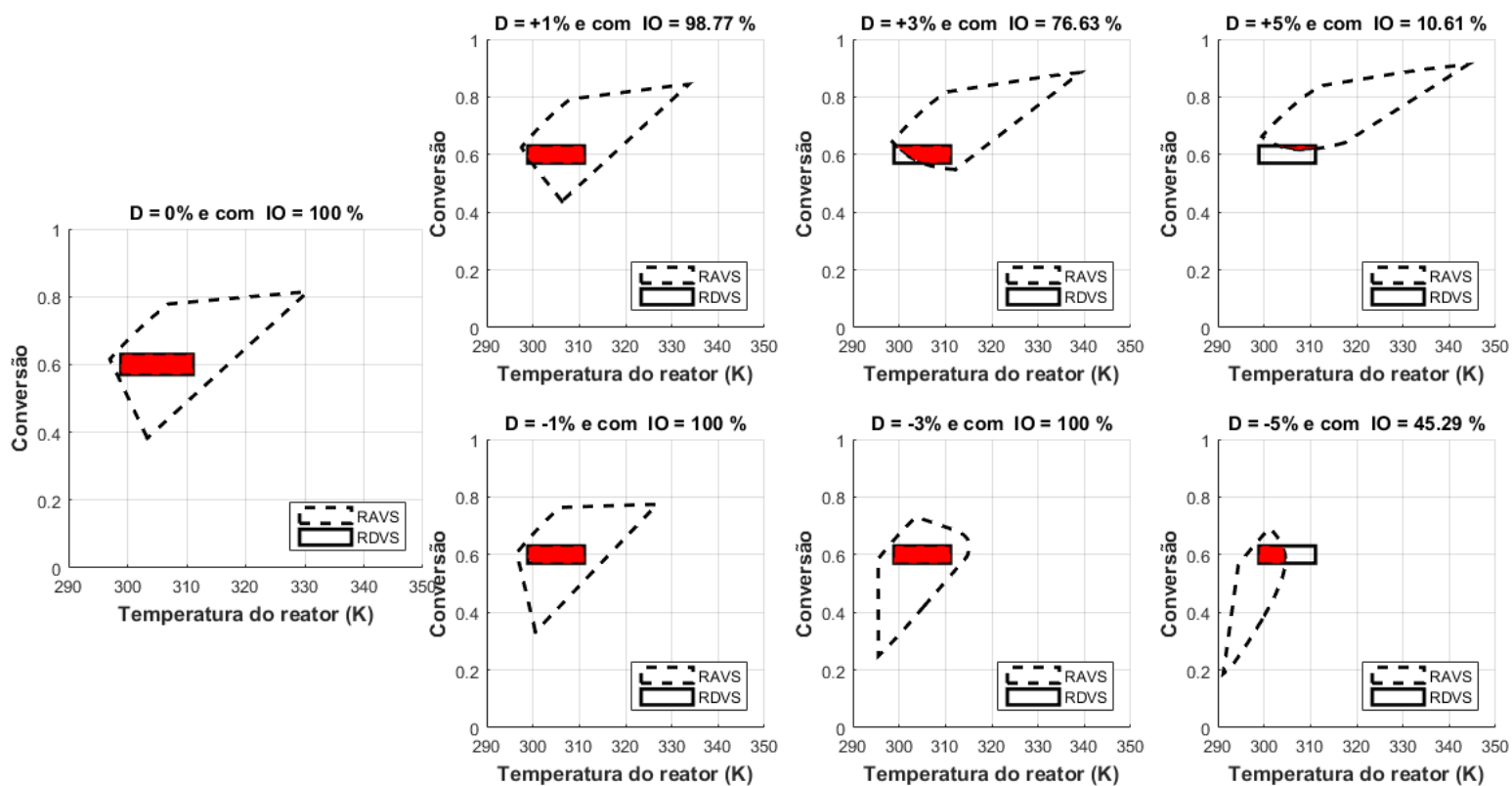
À medida em que são dadas perturbações, há um deslocamento da RAVS e, conseqüentemente, gera uma modificação no IO. Para redução da temperatura inicial de alimentação do reator na ordem de 1 e 3 %, observa-se que pouco se altera a RAVS e tem-se máximo valor para Índice de Operabilidade. Em relação ao aumento de 1 % da temperatura de entrada do reator, há uma redução muito pequena do IO comparado com processo sem perturbações.

O aumento da temperatura em 3 %, entretanto, promove uma redução de aproximadamente 24 % no Índice de Operabilidade do sistema. Apenas 10,6 % há de intersecção entre a RAVS e RDVS quando há um aumento de 5 % para a temperatura de alimentação da mistura reacional.

Este baixo valor do IO indica uma maior dificuldade do processo em atender as especificações. No entanto, após redução de 5 % há um deslocamento da Região Alcançável das Variáveis de Saída e provoca uma redução próxima a 55 % do IO quando comparado com os casos anteriores, indicando assim uma região bem menos viável para o processo.

Estas análises realizadas no estado estacionário são fundamentais para entender a dinâmica do processo que será apresentada posteriormente e definir estratégias de controle mais adequadas para cada situação. Vale ressaltar que quanto menor for a intersecção entre valores alcançáveis e desejáveis das variáveis de saída, maior é a dificuldade de manter o sistema sob controle.

Figura 5.13 – Análise de operabilidade do sistema reacional para o Caso 1 com diferentes perturbações na temperatura de entrada no CSTR.



5.2.1.2 Caso 2 – Temperatura desejada de 315 K e conversão desejada de 60 %

Com o intuito de avaliar a viabilidade do processo para outras especificações consideradas, fez-se a análise da operabilidade para um sistema com especificações de temperatura do reator na faixa de $315 \text{ K} \pm 2 \%$ e conversão da reação na faixa de $60 \% \pm 5 \%$. Os resultados seguem apresentados na Figura 5.14.

Diferentemente do caso anterior, ao realizar a análise da operabilidade do sistema para as condições iniciais do problema, verifica-se que, o valor do IO é aproximadamente 66 %. Em comparação com o primeiro caso, verifica-se que o sistema tem uma menor tendência em poder alcançar as especificações com a condição de Índice de Operabilidade de 66 %.

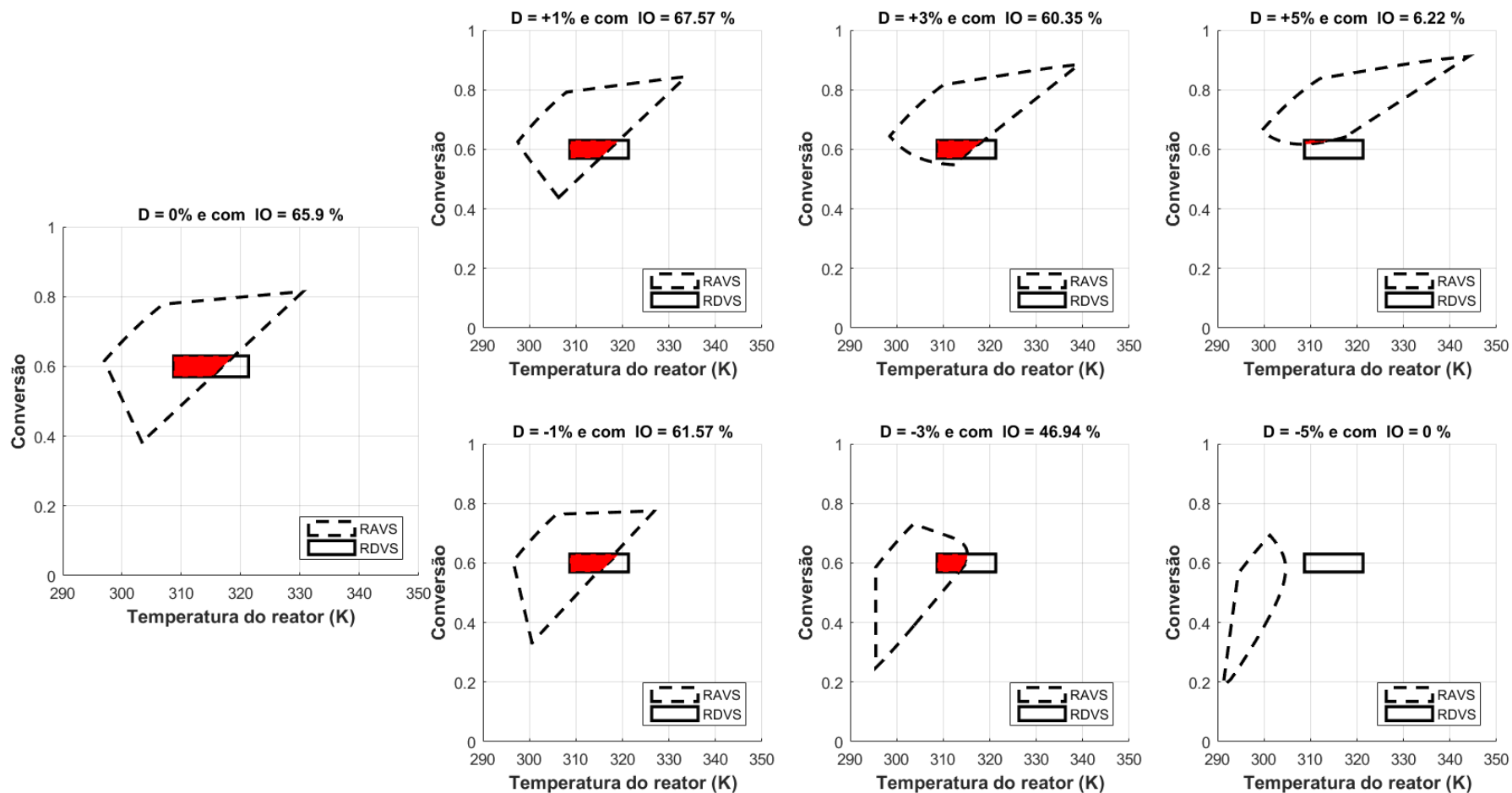
O aumento da temperatura de alimentação do reator em até 3 % não promoveu grandes alterações no Índice de Operabilidade. Com o aumento de T_{in} em 1 % houve uma pequena elevação do IO e para 3 %, houve uma pequena redução. Para as duas situações o Índice de Operabilidade permaneceu na ordem de 60 %.

No entanto, ao elevar para 5 %, verifica-se que apenas 6 % da região desejável pode ser alcançada para as variáveis de saída. Tal fato afirma a necessidade em controlar o aumento da temperatura de entrada do reator para evitar que o processo não seja atendido e possa comprometer a qualidade do produto.

Somente 47 % pode ser obtido para o IO para este caso com redução de 3 % da temperatura de alimentação do reator. Ao reduzir para 5 % este último parâmetro, verifica-se que não há intersecção entre a RAVS e a RDVS, fazendo com que o Índice de Operabilidade seja nulo para esta condição e tornando assim inviável a aplicação no processo. Para este caso, independente da estrutura de controle, não há possibilidade de satisfazer as especificações de temperatura e conversão.

Dessa forma, constata-se que o aumento ou redução da temperatura de entrada do reator na ordem de 5 % é extremamente prejudicial ao processo pelo fato de ser mínima a intersecção entre RAVS e RDVS. Para este caso é imprescindível o controle da temperatura do reator com oscilações em um pequeno *range*.

Figura 5.14 – Análise de operabilidade do sistema reacional para o Caso 2 com diferentes perturbações na temperatura de entrada no CSTR.



5.2.1.3 Caso 3 – Temperatura desejada de 305 K e conversão desejada de 70 %

Outra especificação analisada foi com a temperatura do reator na faixa de 305 K \pm 2 % e conversão da reação na faixa de 70 % \pm 5 %. Os resultados seguem apresentados na Figura 5.15. Adotando a mesma temperatura inicial do reator, verifica-se que o Índice de Operabilidade do sistema apresenta valor próximo de 77 %, indicando assim que grande parte dos valores almejados podem ser alcançados pelo processo.

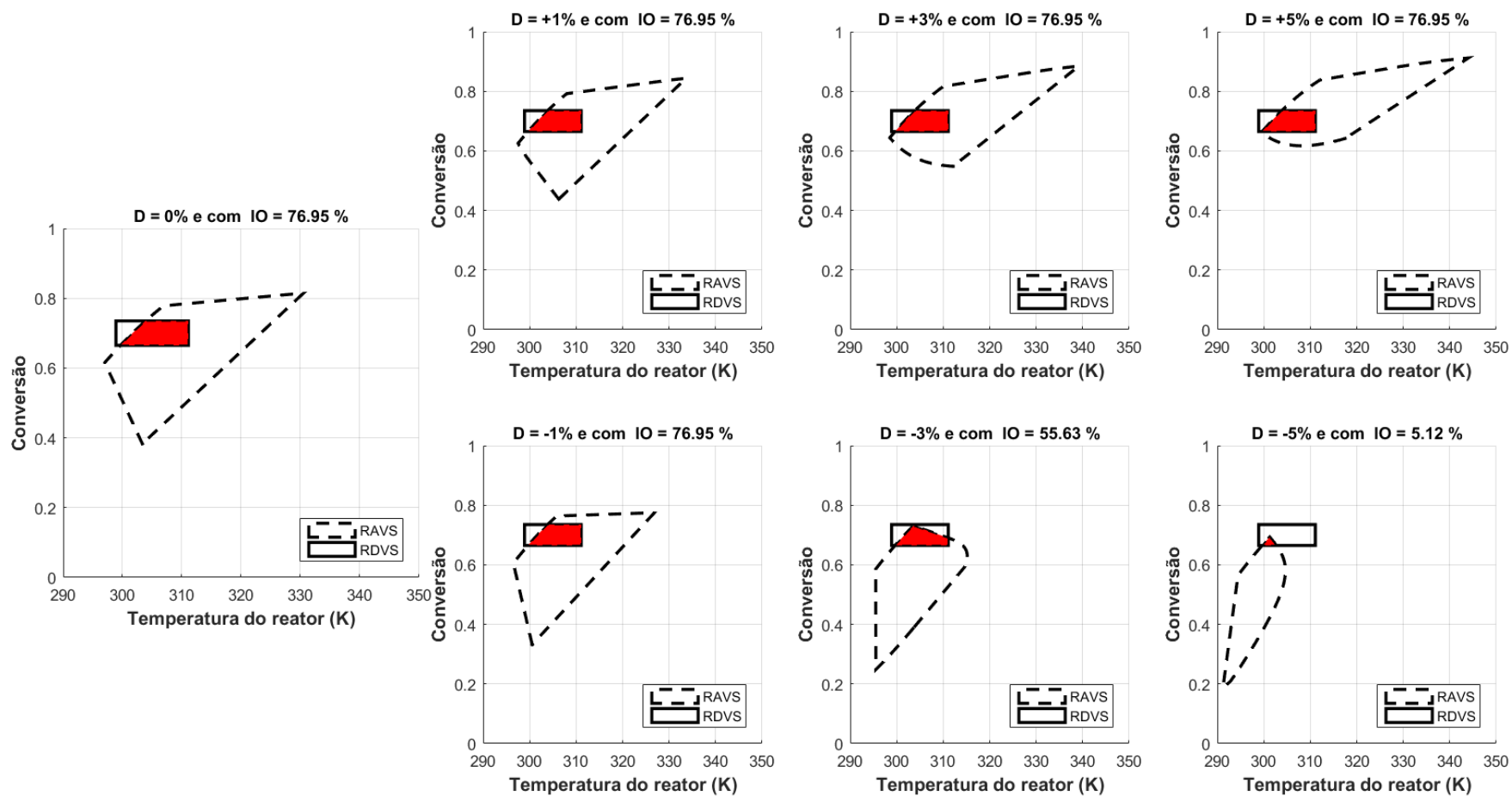
O aumento da temperatura de alimentação do reator nas ordens de 1, 3 e 5 % não geraram modificações no IO do sistema, uma vez que, embora houvesse alteração na Região Alcançável das Variáveis de Saída, a intersecção com a RDVS foi mantida em todos os casos. Tal fato garante uma boa estabilidade do processo quando submetido ao aumento da variável distúrbio até a magnitude de 5 %.

Considerando a redução de 1 % para a temperatura do reator, verifica-se que embora haja mudança na RAVS, a intersecção com a RDVS é a mesma obtida para condição inicial e perturbações positivas na variável distúrbio. A partir da redução de 3 % na temperatura de entrada do reator, verifica-se que houve um decréscimo de aproximadamente 21 % no Índice de Operabilidade.

Ainda mais agravante fica a situação quando há uma redução de 5 % na variável distúrbio do sistema, gerando apenas 5 % de IO. Esta última redução indica que dificilmente o processo irá conseguir atender as especificações desejadas, independente da estratégia de controle a ser aplicada. Sendo assim, torna-se necessário um alerta maior para a redução da temperatura do reator pelo fato de proporcionar maior instabilidade no processo.

O fato da redução da temperatura de entrada do reator na ordem de 5 % gera instabilidade no sistema devido à temperatura do reator abaixar consideravelmente, fazendo com que a intersecção da temperatura do CSTR alcançável e desejável seja reduzida. Além disso, pelo fato do sistema ser exotérmico, a redução da temperatura faz com que o deslocamento do equilíbrio da reação seja indicado para os reagentes, diminuindo a conversão reacional.

Figura 5.15 – Análise de operabilidade do sistema reacional para o Caso 3 com diferentes perturbações na temperatura de entrada no CSTR.



5.2.2 Determinação de pontos operacionais estacionários

Outra importante avaliação a ser realizada é a determinação de pontos operacionais estacionários através da análise do calor gerado e calor removido da reação. Estes pontos obtidos indicam os valores que podem ser obtidos para temperatura do processo e auxiliam no desenvolvimento de estratégias de controle. Após a identificação da temperatura de acordo com os pontos operacionais, determinou-se a conversão que pode ser alcançada para cada um destes valores.

Na Figura 5.16 e na Figura 5.17 estão apresentados os resultados relacionados com a análise do calor gerado pelo processo reacional e comportamento do calor removido para distúrbios na temperatura de alimentação do reator na ordem de grandeza de 1, 3 e 5 %. Além disso, nas figuras estão representados os valores obtidos da conversão da reação em relação a cada modificação da variável distúrbio adotada.

O calor removido é devido ao sistema de resfriamento de jaqueta em que o fluido refrigerante é capaz de reduzir a temperatura do reator. O calor gerado pela reação está relacionado pelo aumento de energia associada da reação exotérmica. No ponto de encontro significa dizer que para o estado estacionário a mesma quantidade de calor que pode ser removido pelo sistema, também pode ser gerado pela reação (STEPHANOPOULOS, 1983).

A depender da temperatura de alimentação, diferentes são as inclinações do calor removido do sistema e, conseqüentemente, são obtidos vários diferentes pontos operacionais. Caso a curva de resfriamento apresentasse intersecção com a curva de calor gerado, poderiam ser analisados os pontos mais estáveis e instáveis do processo no regime estacionário. Essa análise é fundamental para determinação das melhores condições de controle.

O aumento da temperatura da corrente de entrada faz com que o calor a ser removido pelo sistema de resfriamento do reator CSTR intercepte a curva do calor reacional a uma temperatura superior ao comparar com o caso original. Ao reduzir da temperatura de alimentação, no entanto, observa-se que há a interceptação em temperaturas mais baixas do que a situação inicial.

Figura 5.16 – Determinação de pontos operacionais no estado estacionário para diferentes distúrbios positivos na temperatura de alimentação do CSTR.

Análise dos pontos operacionais para distúrbios positivos em T_{IN}

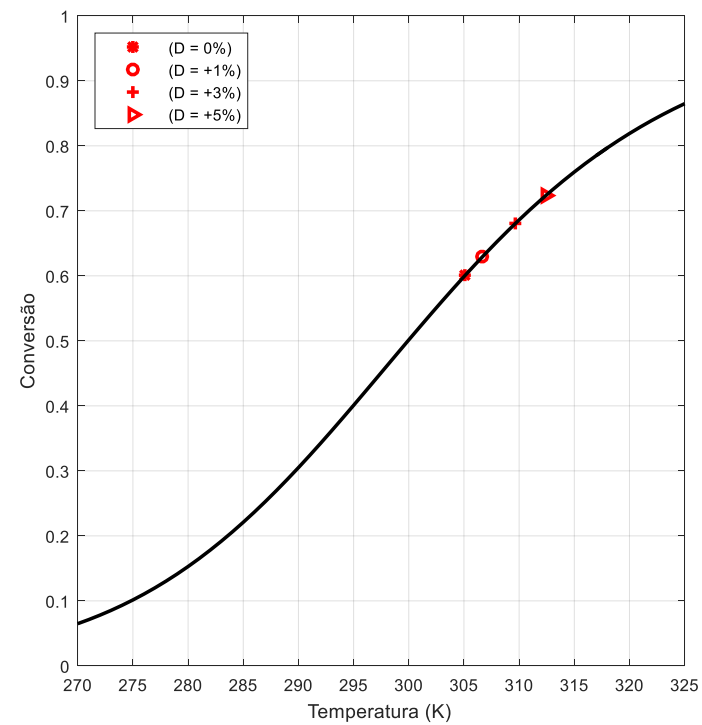
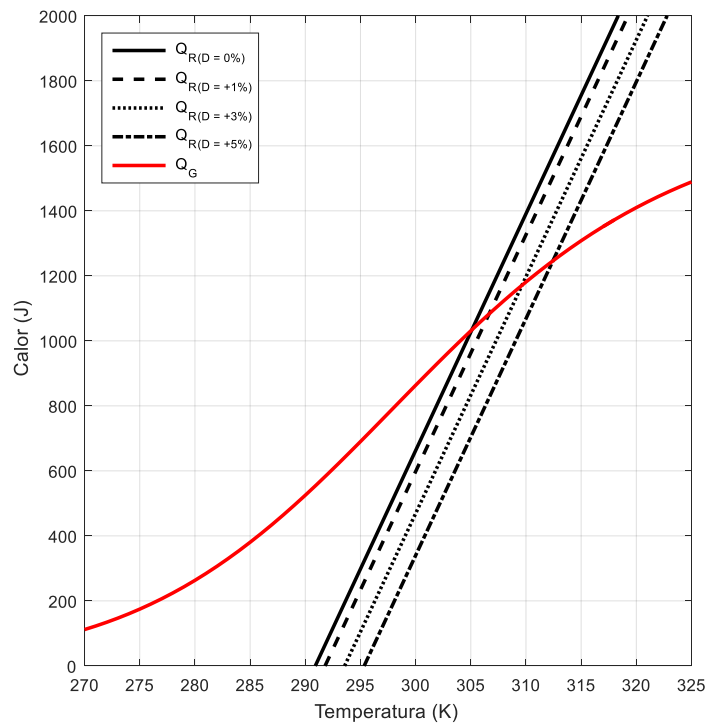
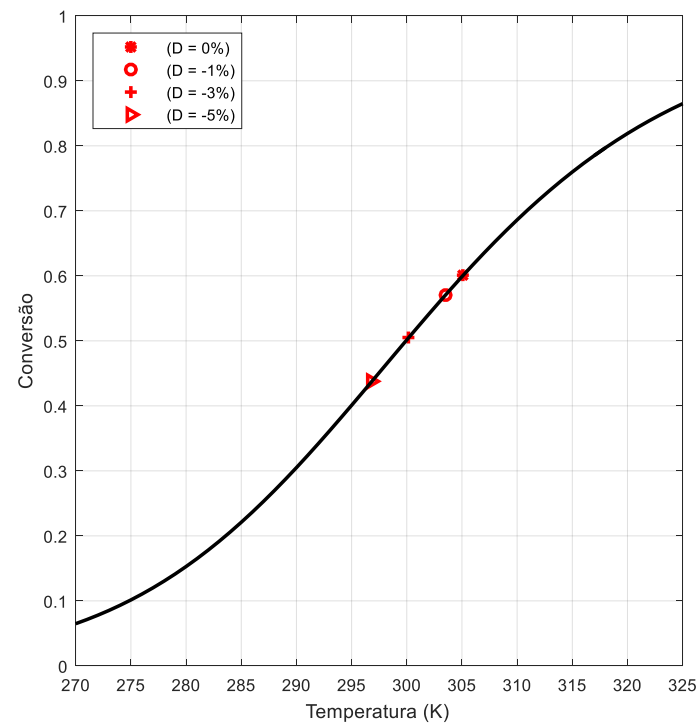
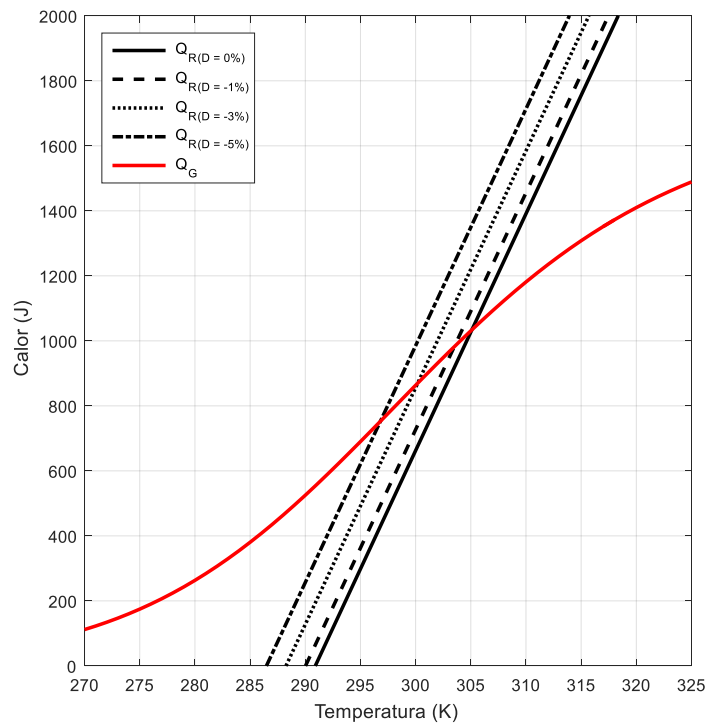


Figura 5.17 – Determinação de pontos operacionais no estado estacionário para diferentes distúrbios negativos na temperatura de alimentação do CSTR.

Análise dos pontos operacionais para distúrbios negativos em T_{IN}



À medida que se aumenta a temperatura operacional do sistema com reação exotérmica, verifica-se que há o aumento da conversão reacional. O aumento da temperatura do reator é obtido à medida que há elevação da temperatura da corrente de alimentação do CSTR, de acordo com as diferentes inclinações para o calor retirado do sistema.

Ao considerar a redução de 5 % da temperatura para a corrente de entrada do reator, pode-se alcançar apenas uma conversão reacional de aproximadamente 45 %. Contudo, para o aumento na mesma ordem na T_{in} , obtém-se conversão superior a 70 %. Sendo assim, cabe ao responsável pelo processo indicar qual deve ser a especificação de conversão do sistema e com base nisto determinar as condições mais adequadas de controle da corrente de entrada do CSTR.

5.2.3 Análise dinâmica do processo em reator CSTR

Após a avaliação do processo no estado estacionário, fez-se a análise da condição dinâmica do sistema. Assim, simulou-se a situação a partir da condição inicial para o cenário sem controle, e, posteriormente, sistema com as estratégias de controle PI e GMC.

5.2.3.1 Sistema sem controle

A partir da condição inicial do processo, fez-se análise do comportamento dinâmico até atingir um estado estacionário. A avaliação das variáveis de saída (conversão e temperatura do reator), variáveis de entrada (vazão de alimentação do reator e da jaqueta) e da temperatura da jaqueta segue representada na Figura 5.18.

O reator inicialmente apresenta a mesma temperatura do fluido de entrada e vai aumentando à medida que decorre o tempo quando se inicia a reação no CSTR. Além disso, observa-se o progresso da reação através do aumento da conversão até atingir um valor próximo de 40 %. A temperatura da jaqueta de resfriamento sofre um aumento de 7 K e estabiliza com valor de 297 K. Adicionalmente, constata-se que não há alteração da vazão de alimentação do reator e da jaqueta de resfriamento.

É possível observar o caminho percorrido com as duas variáveis de saída e análise da região com as especificações desejadas para o processo. Percebe-se que o sistema sem a aplicação de estratégias de controle não é capaz de chegar aos valores desejados para o reator CSTR. Embora alcance o valor de temperatura, não se observa mesmo comportamento para a conversão, fazendo com que não seja satisfeita a RDVS.

Adicionalmente, observa-se que não houve aplicação de nenhuma alteração para as variáveis de entrada ao longo do período de tempo simulado para o processo. Para este caso, foram adotados os fluxos máximos para vazão do fluido refrigerante e fluido do reagente. Análise análoga poderia ser realizada para as demais situações de fluxo.

Modificações nas duas vazões de alimentação promovem uma mudança considerável no comportamento das variáveis resposta de conversão reacional e temperatura do reator. Diante disso, fez-se a simulação das condições mínimas e máximas de cada vazão das correntes de entrada do reator e fluido refrigerante na jaqueta. Após todas as simulações realizadas, os resultados obtidos foram comparados e seguem apresentados na Figura 5.19.

Ao considerar as condições máximas para as duas vazões de entrada, verifica-se que a conversão da reação alcança valor de 38 % e que a temperatura fica próxima de 303 K. Adotando os valores mínimos em ambas variáveis, observa que o sistema atinge conversão próxima de 78 % e que a temperatura do equipamento fica em 307 K. Além disso, constata-se um pico de conversão próximo a 93 %, porém após 250 unidades de tempo, há uma redução até atingir a estabilidade em 78 %.

Adotando a mínima vazão do fluido refrigerante, observa-se que maior será a temperatura do reator, e conseqüentemente, maior a conversão dos reagentes em produtos. Para a mesma vazão mínima do fluido da jaqueta, ao aumentar a vazão da alimentação no reator, obtém-se um aumento na conversão da reação atingindo um valor máximo no equilíbrio de 81 %.

Ao combinar as vazões médias na faixa de restrição de cada variável de entrada, percebe-se que inicialmente há um aumento brusco da conversão reacional obtendo valor próximo de 90 % e que posteriormente há uma redução deste parâmetro até atingir a estabilidade em 74 %. Em relação à temperatura, há um pico próximo de 328 K e, em seguida, redução até 311 K.

Figura 5.18 – Análise dinâmica do comportamento do sistema reacional sem aplicação de estratégias de controle de processo.

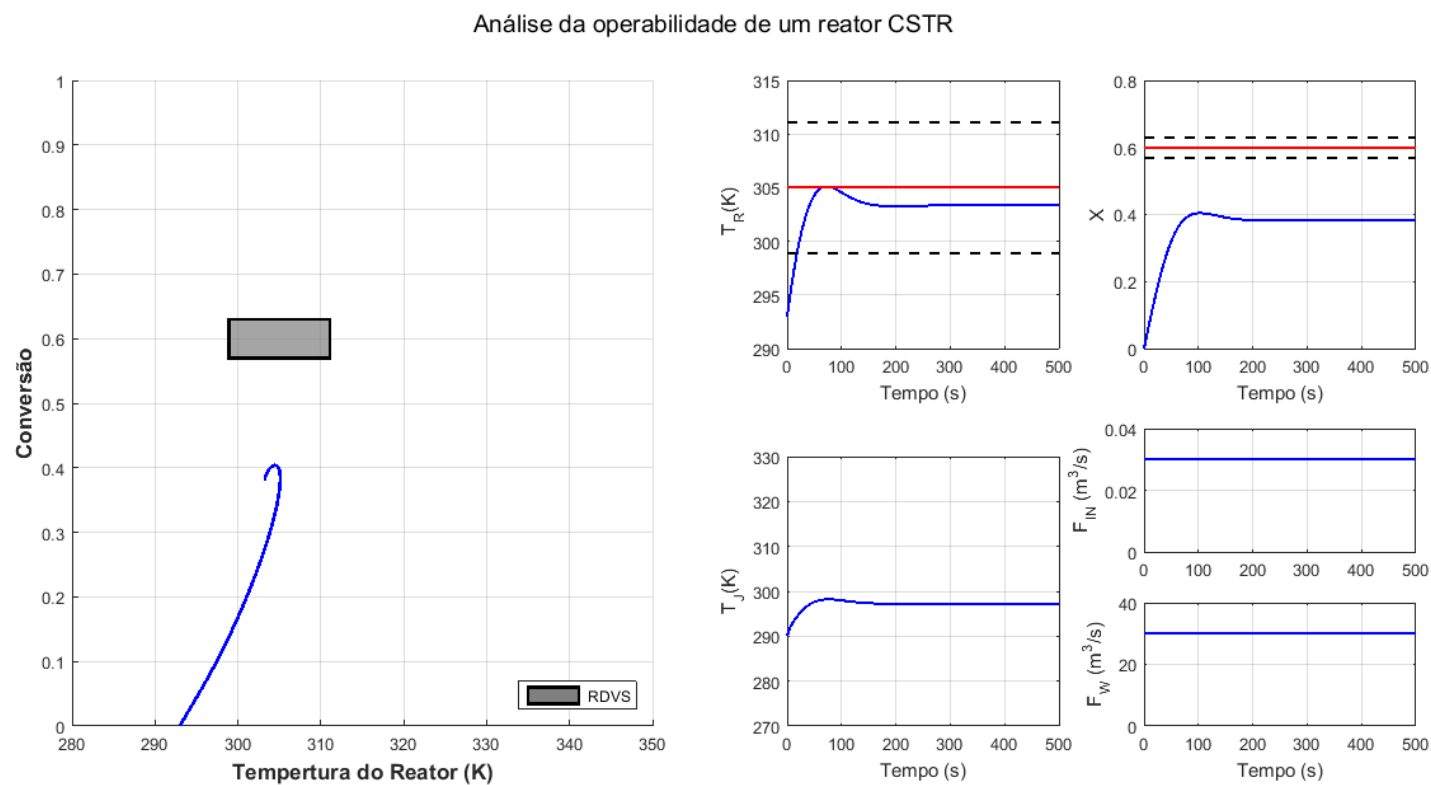
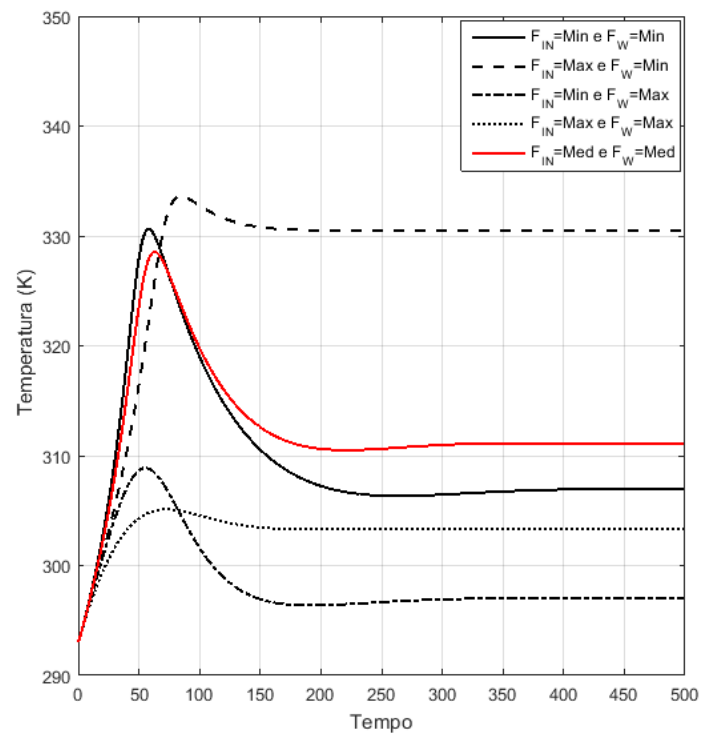
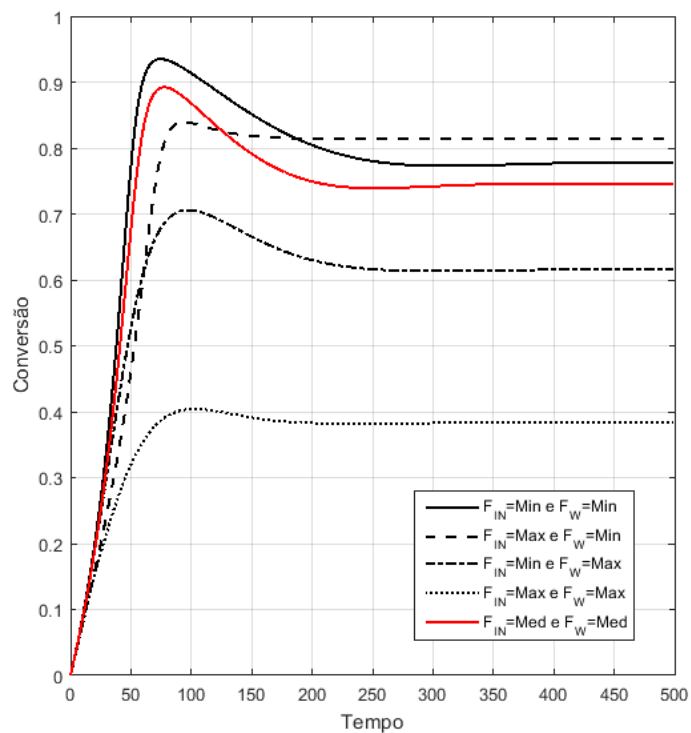


Figura 5.19 – Comportamento dinâmico das variáveis de saída do reator CSTR para sistema sem controle sob diversas condições das variáveis de entrada.

Avaliação da conversão e temperatura do reator no estacionário



5.2.3.2 Aplicação de estratégias de controle

Foram aplicadas a estratégia de controle clássica PI e avançada GMC em cascata para o processo reacional no CSTR. Como forma de critério de desempenho para comparação das estratégias de controle, utilizou-se o cálculo do *Integral of Absolute Error* (IAE) para a malha de temperatura e malha de conversão.

5.2.3.2.1 Caso 1 – Temperatura desejada de 305 K e conversão desejada de 60 %

Foi gerada uma janela de análise da operabilidade para o comportamento dinâmico do processo, conforme representado na Figura 5.20 e na Figura 5.21. Pode ser observado a dinâmica para cada uma das variáveis de entrada e saída, além das perturbações inseridas na variável distúrbio e temperatura do fluido refrigerante. Adicionalmente pode ser feita a analogia das curvas de calor gerado e calor removido do reator.

Considerou-se a temperatura em $305\text{ K} \pm 2\%$ e conversão de $60\% \pm 5\%$ como especificações do processo. Aplicou-se a estratégia clássica de controle PI, conforme evidenciado na Figura 5.20, e avançada GMC em cascata, consoante com o apresentado na Figura 5.21. Para os dois casos foi utilizada a sintonia dos parâmetros dos controladores de maneira que houvesse a redução do IAE associado com cada malha.

Foram concedidos distúrbios na mesma magnitude apresentada anteriormente (1, 3 e 5 %) em relação à temperatura de alimentação do fluido. Além disso, foi inserido um distúrbio randômico na ordem de 0,2 % durante todo o tempo de simulação para assemelhar-se ao comportamento um distúrbio inerente ao processo.

Através dos resultados apresentados na Figura 5.20, observa-se que o processo é capaz de se manter controlado até perturbações de T_{in} na ordem de 3 %. Todavia, após aplicada a perturbação de 5 %, o calor gerado pela reação é superior ao calor removido e faz com que haja uma elevação brusca da temperatura do sistema. Neste caso, o sistema de resfriamento não é capaz de trocar calor com o reator para manter na temperatura desejada do processo.

Vale ressaltar que, conforme demonstrado anteriormente no regime estacionário,

ao submeter à perturbação positiva de 5 % na temperatura de alimentação, há uma redução considerável do IO do sistema, obtendo valor aproximado de 10 %.

Ao utilizar o controlador PI verifica-se que o sistema apresenta um bom comportamento para perturbações aplicadas até a magnitude de 3 %. Até este valor, é possível alterar as variáveis manipuladas de modo a manter o processo controlável e gerando um baixo erro IAE para cada uma das malhas analisadas.

A partir de perturbações na ordem de 5 %, no entanto, o sistema não consegue se manter sob controle e há uma elevação brusca da temperatura do reator, que, posteriormente, culmina no aumento da conversão até valores fora da especificação. Associado a isto, verifica-se que há a geração considerável do erro IAE para cada uma das malhas, fazendo com que alcance valores próximos a 8 e 4000 para malha de conversão e temperatura, respectivamente.

Para cada uma das perturbações aplicadas, pode-se verificar o comportamento do calor gerado e removido tentando atingir o equilíbrio e manter o processo sob controle. Para as perturbações iniciais, percebe-se que os valores rapidamente conseguem estabelecer o equilíbrio do sistema e que a partir do intervalo de tempo de 800 s, há uma disparidade entre o Q_R e Q_G , fazendo com que somente por volta de 1200 s seja alcançado um novo estado de equilíbrio.

Mesmo com vazões máximas para as duas variáveis manipuladas, a partir de 800 s, não é suficiente para manter o processo sob controle. Apenas quando há a redução da temperatura de alimentação do reator é que o reator é capaz de atingir os valores dentro das especificações do processo.

Por volta de 1200 s, mesmo havendo um novo estado de equilíbrio, a temperatura do reator e conversão ainda estão fora dos valores desejáveis para as variáveis de processo. Tal fato corrobora com a análise de operabilidade do sistema apresentada na Figura 5.13, onde há um Índice de Operabilidade muito baixo para o caso analisado no estado estacionário sob perturbação positiva de 5 % para temperatura de alimentação do reator.

Na Figura 5.21 pode-se observar o mesmo sistema do CSTR quando aplicado um controlador avançado GMC. O controlador GMC consegue, semelhante ao controlador PI, manter o sistema sob controle até distúrbios na magnitude de 3 % para T_{in} .

No entanto, após estes valores, o sistema não consegue fazer com que a temperatura se mantenha na faixa desejável de operação, e, posteriormente, o mesmo acontece com a conversão. A adequação das variáveis de resposta para os limites desejados acontece apenas quando há uma redução da temperatura de entrada no reator.

O uso da estratégia de controle avançado do GMC em cascata permite a atualização do valor da temperatura da jaqueta do sistema e reduz a variabilidade das variáveis de temperatura do reator e conversão reacional na modelagem matemática. Tal fato é obtido devido ao caráter antecipatório presente no controlador avançado.

No entanto, ao simular a presença de ruído branco com valores na ordem de 0,2 %, com esta estratégia faz com que ocorra um desgaste maior das variáveis manipuladas em relação à abertura e fechamento de válvulas para a vazão de fluido refrigerante ao tentar controlar a temperatura do reator.

Uma possível solução para reduzir este problema é a aplicação de um filtro de ruídos de maneira que o sinal que seja recebido pelo controlador não tenha tantas variações e proporcione um menor desgaste de válvulas de controle. Tal fato poderá permitir manter o excelente desempenho do sistema em permanecer as variáveis de controle no *set-point* aliado com perturbações menores nas variáveis manipuladas.

Em relação às trocas de calor gerado e calor removido pelo sistema, o comportamento é semelhante ao apresentado para o sistema com controlador clássico PI. A resposta do controlador GMC, conforme previsto, é mais rápida do que o controlador clássico e faz com que as trocas de calor envolvidas no processo alcancem mais rapidamente o equilíbrio.

Figura 5.20 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 1 quando submetido à estratégia clássica de controle PI.

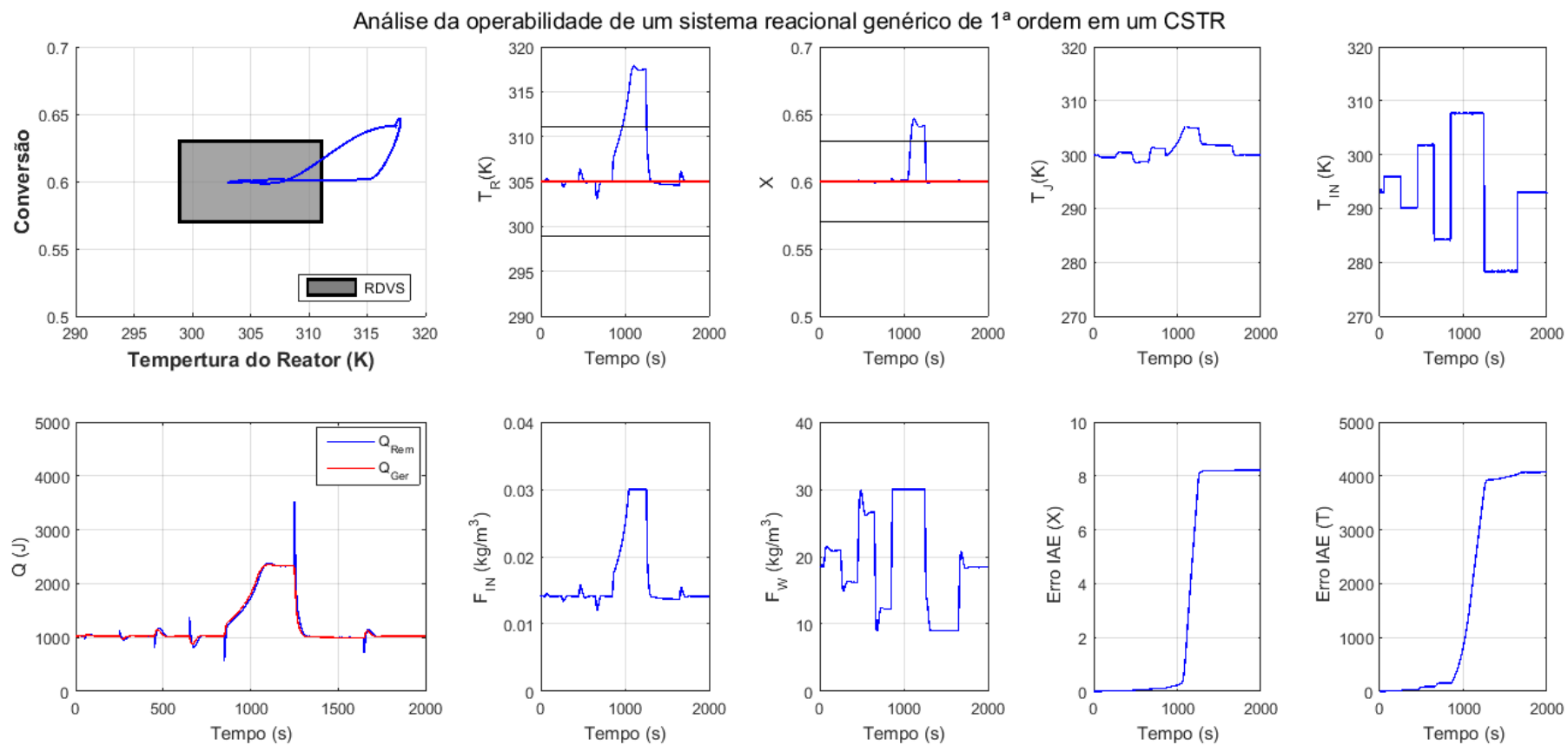
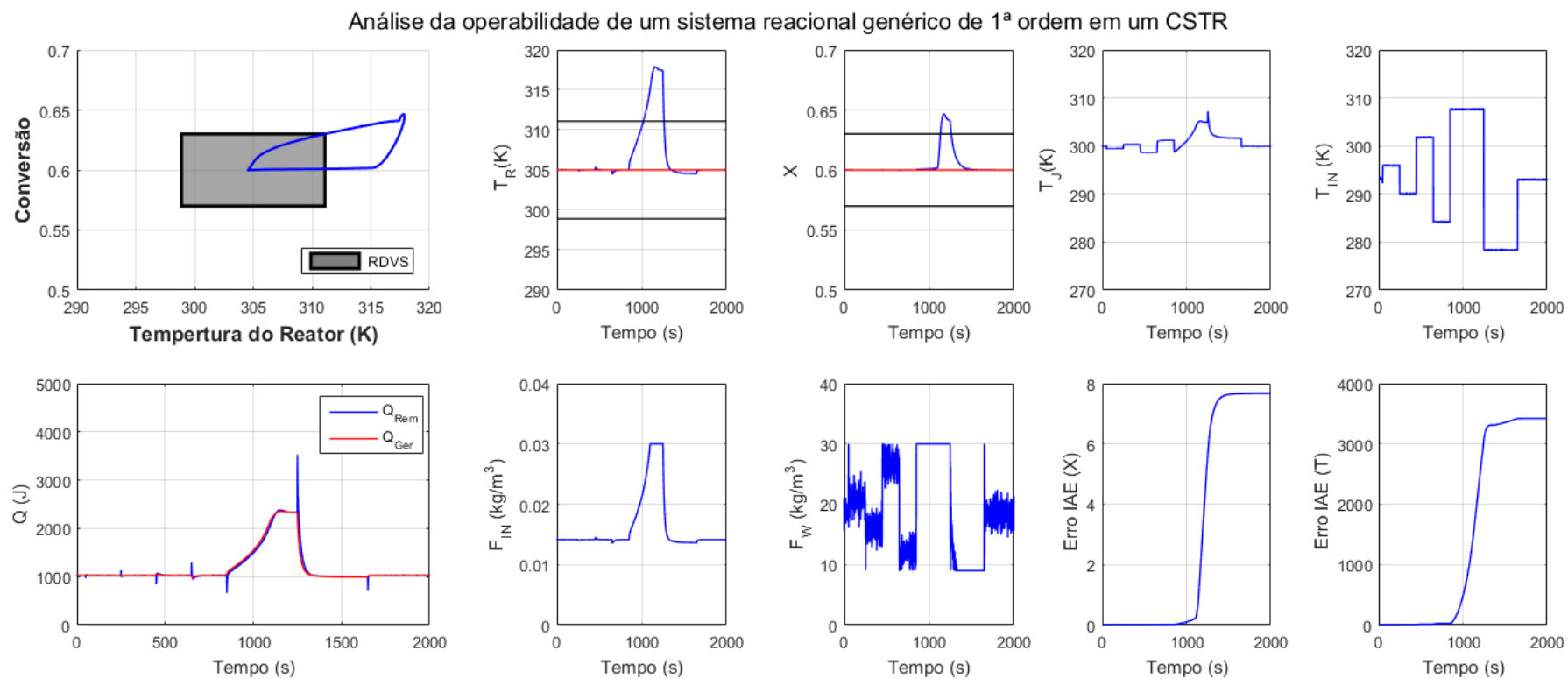


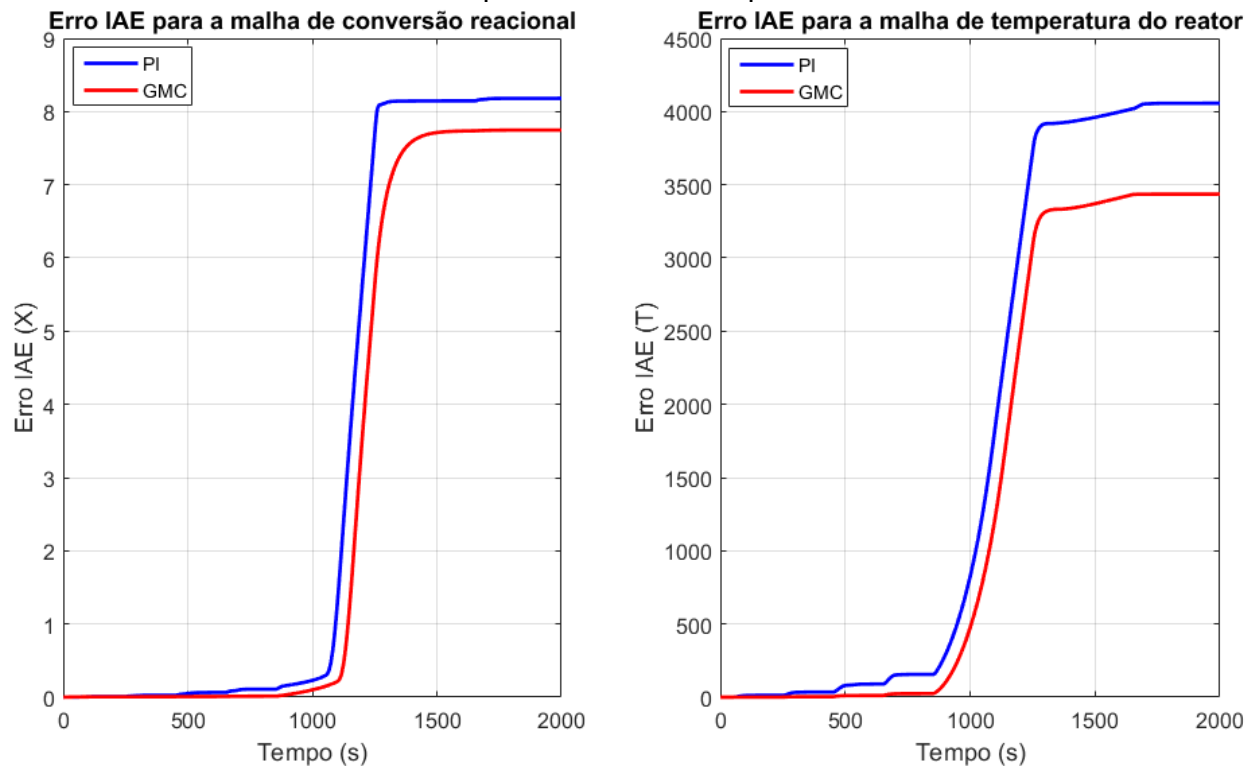
Figura 5.21 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 1 quando submetido à estratégia avançada de controle GMC em cascata.



Consoante com o apresentado na Figura 5.22, a análise de operabilidade permite prever faixas de operação que mesmo sob diferentes estratégias de controle, os valores desejados são muito difíceis de ser conseguidos e, provavelmente, o processo estará fora das especificações. Tal situação foi observada para controlador PI e controlador GMC, em que independente da estratégia de controle, o processo não será capaz de se manter operável devido à baixa ou ausência de região de intersecção entre RAVS e RDVS.

No que se refere aos critérios de desempenho IAE, observa-se que menores valores são obtidos para ambas as malhas de controle ao utilizar o controlador avançado GMC em comparação com controlador clássico PI. Na Figura 5.22 pode-se observar a análise comparativa do erro IAE ao utilizar os dois tipos de controladores para cada uma das malhas avaliadas.

Figura 5.22 – Erro IAE obtido para o Caso 1 referente a malha de conversão reacional e a malha de temperatura do reator para reator CSTR.



Ao analisar o erro IAE obtido na figura anterior, constata-se que, o controlador

GMC apresenta melhor desempenho por apresentar menor valor final para este parâmetro em ambas as malhas. Apesar do fato que o processo não conseguiu se manter sob controle ao submeter distúrbios na ordem de 5 % na temperatura de entrada do reator, durante o intervalo de tempo em que o processo estava controlável, melhor resposta é atribuída ao controlador avançado.

5.2.3.2.2 Caso 2 – Temperatura desejada de 315 K e conversão desejada de 60 %

A seguir estão apresentados os resultados para o Caso 2 com especificações de 60 % para a conversão e 315 K para a temperatura do reator. Foi gerada uma janela de análise da operabilidade e comportamento dinâmico do processo, conforme representado na Figura 5.23 e na Figura 5.24. Aplicou-se a estratégia clássica de controle PI, conforme evidenciado na Figura 5.23, e avançada GMC em cascata, consoante com o apresentado na Figura 5.21.

Em relação à aplicação do controlador PI, Figura 5.23, observa-se que para as perturbações na temperatura de entrada do reator na ordem de 1 % e 3 % o sistema consegue se manter sob controle na faixa de especificações para as duas variáveis de saída. Todavia, para a ordem de 5 %, verifica-se que o sistema se apresenta instável tanto para a malha de temperatura como para a malha de conversão.

A vazão do fluido de entrada no reator permanece no limite superior em maior parte do tempo e há uma redução apenas para distúrbios negativos na temperatura de entrada do reator em 3 % e 5 %. Em relação à vazão do fluido refrigerante, observa-se que o sistema é mais exigido para as perturbações na ordem de 3 % e 5 %, fazendo com que ora haja a necessidade de permanecer na condição mínima, ora necessário a condição máxima, proporcionando um maior desgaste na válvula de controle da variável manipulada.

Analisando o gráfico do calor removido e calor gerado, percebe-se que o Q_R tem uma resposta mais rápida do que o Q_G durante o processo. Nas duas situações em que as variáveis de resposta saem da Região Desejável, verifica-se que o calor gerado não é suficiente para alcançar o calor removido pelo sistema mesmo com valores limites das variáveis manipuladas.

Ao haver distúrbios na variável de entrada, o calor gerado tem um tempo maior de resposta até alcançar o calor removido, proporcionando uma instabilidade no processo neste momento. Tal fato é evidenciado pelo fato das variáveis de saída apresentarem valores mais distantes do *set-point* quando há disparidades entre o Q_R e o Q_G .

Em relação à malha de temperatura, verifica-se que para distúrbios na ordem de 1 % e 3 % na temperatura de entrada do CSTR o processo consegue permanecer na Região Desejável. Para distúrbio positivo de 5 %, o sistema permanece na RDVS, contudo, é atingido um ponto estável acima do *set-point* com valor próximo de 317 K. No entanto, para o distúrbio negativo de 5 % o processo não consegue permanecer sob controle mesmo com a condição mínima de vazão do fluido refrigerante, há um decaimento da temperatura e faz com que a temperatura do reator esteja fora da especificação.

Para a conversão da reação, observa-se que os distúrbios positivos na temperatura de entrada do reator geram uma maior dificuldade para o sistema manter o processo mais próximo do *set-point*. Todavia, apenas para a ordem de 5 % de perturbação na T_{in} , é que o processo atinge valor fora do desejado. A vazão do fluido de entrada permanece na condição máxima durante quase todo o processo, evidenciando assim a dificuldade de suportar valores maiores do que a temperatura inicial do sistema.

Na Figura 5.24 estão apresentados os resultados referentes ao comportamento do processo quando aplicada a estratégia de controle avançado do GMC. Assim como a aplicação da estratégia de controle com o PI, o processo não consegue se manter sob controle ao ser aplicados distúrbios na ordem de 5 % para a temperatura do reator.

Observa-se que à malha com aplicação da estratégia GMC apresenta uma oscilação menor em torno do *set-point* ao comparar com o controlador PI. No entanto, há um desgaste maior da válvula de controle para a variável manipulada do fluxo do fluido refrigerante. Verificam-se oscilações constantes durante todo o processo com o intuito de mantê-lo estável e o mais próximo possível do valor desejado.

Figura 5.23 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 2 quando submetido à estratégia avançada de controle PI.

Análise da operabilidade de um sistema reacional genérico de 1ª ordem em um CSTR

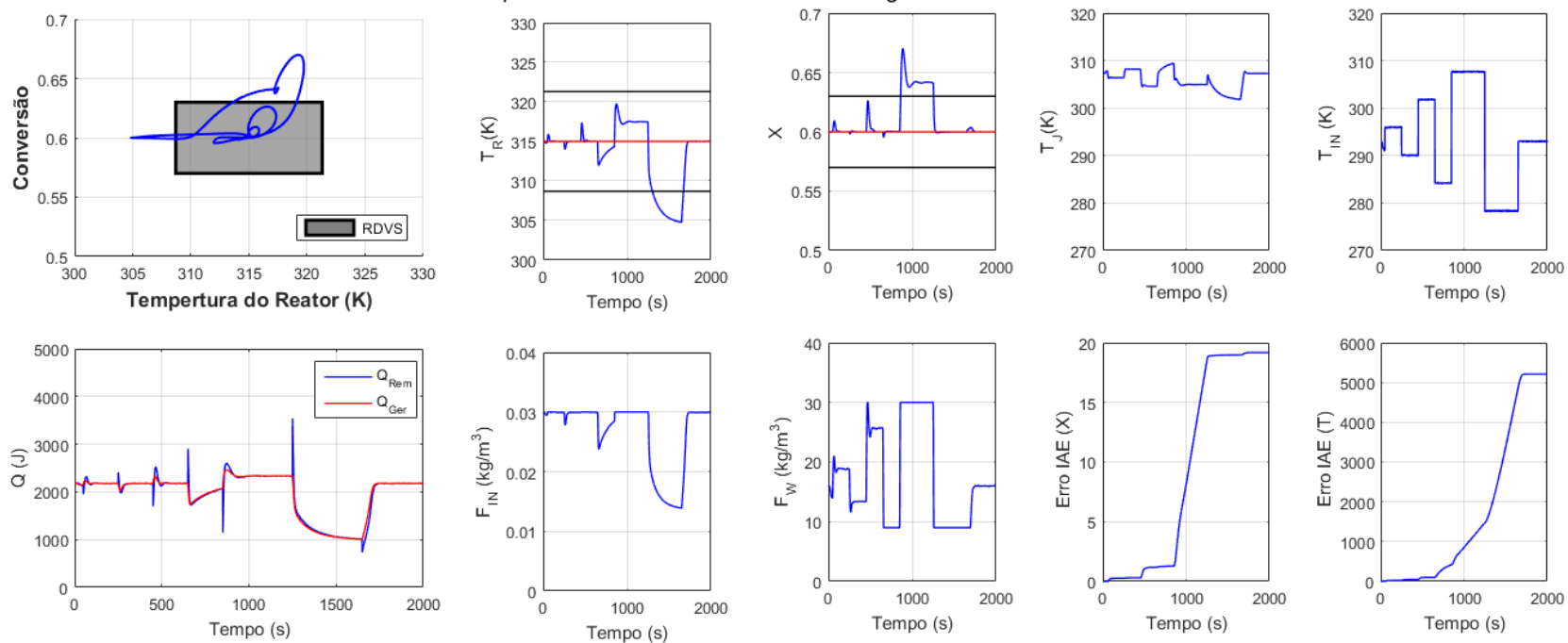
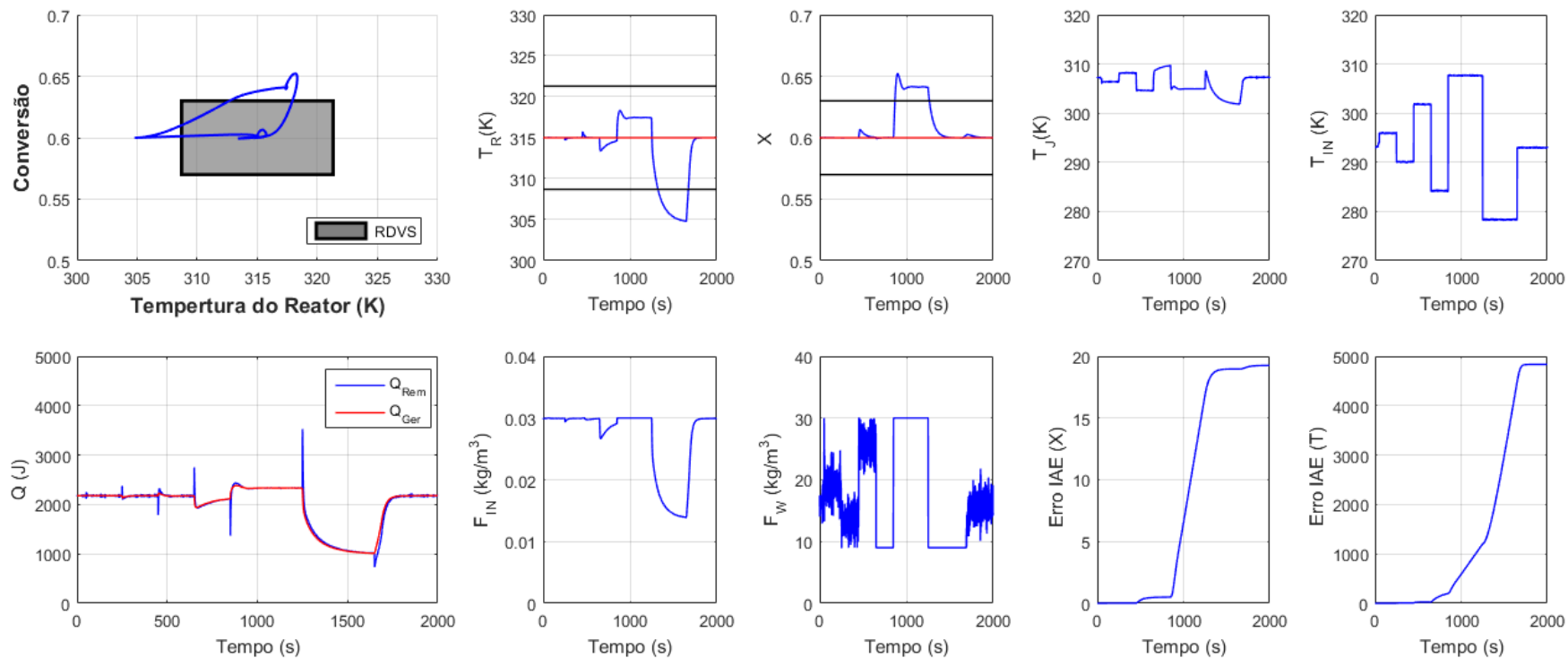


Figura 5.24 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 2 quando submetido à estratégia avançada de controle GMC em cascata.

Análise da operabilidade de um sistema reacional genérico de 1ª ordem em um CSTR

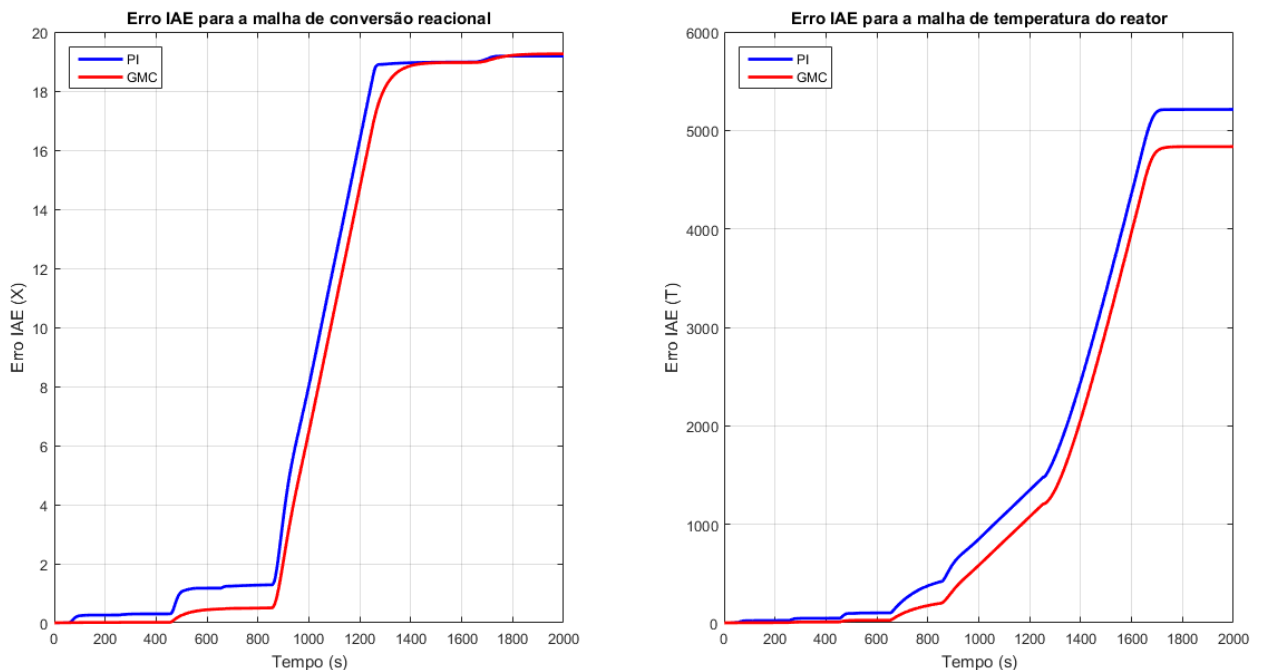


Comparando a estratégia de controle avançada GMC e o controlador PI, verifica-se que o comportamento ao longo do processo é semelhante para os dois casos. O GMC consegue obter valores de saída mais próximos à especificação pela característica antecipatória. Contudo, existem situações em que nenhuma estratégia de controle consegue manter o processo na região desejável.

Ao observar a Figura 5.14, verifica-se que no estado estacionário obtêm-se Índices de Operabilidade muito baixo ($IO = 6,22\%$) para o distúrbio de $+5\%$ na temperatura de entrada do reator e valor nulo para -5% na variável de distúrbio. Estes valores muito baixos evidenciam a dificuldade do sistema manter as variáveis de saída alcançando os valores desejáveis, independente da estratégia de controle a ser utilizada.

Ao analisar o IAE como critério de desempenho para a estratégia PI e GMC, conforme visualizado na Figura 5.25, constata-se melhor comportamento para o controlador avançado por apresentar menor valor para a malha de temperatura. Em relação à malha de conversão, observa-se que praticamente o mesmo resultado é obtido para os dois tipos de controladores ao término do tempo avaliado.

Figura 5.25 – Erro IAE obtido para o Caso 2 referente a malha de conversão reacional e a malha de temperatura do reator para reator CSTR.



5.2.3.2.3 Caso 3 – Temperatura desejada de 305 K e conversão desejada de 70 %

Em relação ao terceiro caso para diferentes condições de especificações para as variáveis de saída, seguem apresentados os resultados para o uso do controlador PI na Figura 5.26 e controlador GMC na Figura 5.28. Para este último caso foram adotados como *set-point's* a temperatura do reator em 305 K e conversão reacional de 70 %.

Ao analisar a condição estacionária para esta Região Desejável das Variáveis de Saída, Figura 5.15, observa-se que apenas para a perturbação de -5 % na temperatura de entrada do reator é que obtém-se um Índice de Operabilidade baixo. Nesta situação, observa-se que o IO = 5,42 %. Diante disso, tem-se um processo bem estável para todos os demais distúrbios dados na T_{in} e o processo irá tender à instabilidade quanto menor for o IO.

Para a malha de conversão observa-se que praticamente não há variações em torno do *set-point* e que existem poucas variações na variável manipulada do fluxo do fluido de entrada. A malha de temperatura atinge um novo estacionário diferente da especificação, mas ainda dentro da RDVS, quando há a perturbação de -5 %. No entanto, há variações maiores no fluxo do fluido refrigerante quando aplicado o controlador GMC. A resposta mais rápida característica do GMC exige maiores variações na variável manipulada para proporcionar mudanças pequenas em torno da especificação.

Em relação ao calor removido e calor gerado pelo processo, resultados semelhantes são obtidos ao aplicar o controlador PI e GMC. A resposta, porém, é mais rápida para este último caso. Durante todo o processo o sistema consegue se manter na região desejável para as variáveis de saída, fazendo com que possam ser alcançados os resultados almejados independente da perturbação até a ordem de 5 %.

O fato do IO ser mais baixo para -5 % de perturbação no T_{in} é um indicativo que mais difícil será para que os resultados obtidos sejam consoantes com os desejáveis. No entanto, observa-se que mesmo com uma variação maior do sistema com obtenção da temperatura do reator em um estacionário pouco abaixo do *set-point*, o sistema ainda consegue permanecer na RDVS.

Figura 5.26 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 3 quando submetido à estratégia avançada de controle PI.

Análise da operabilidade de um sistema reacional genérico de 1ª ordem em um CSTR

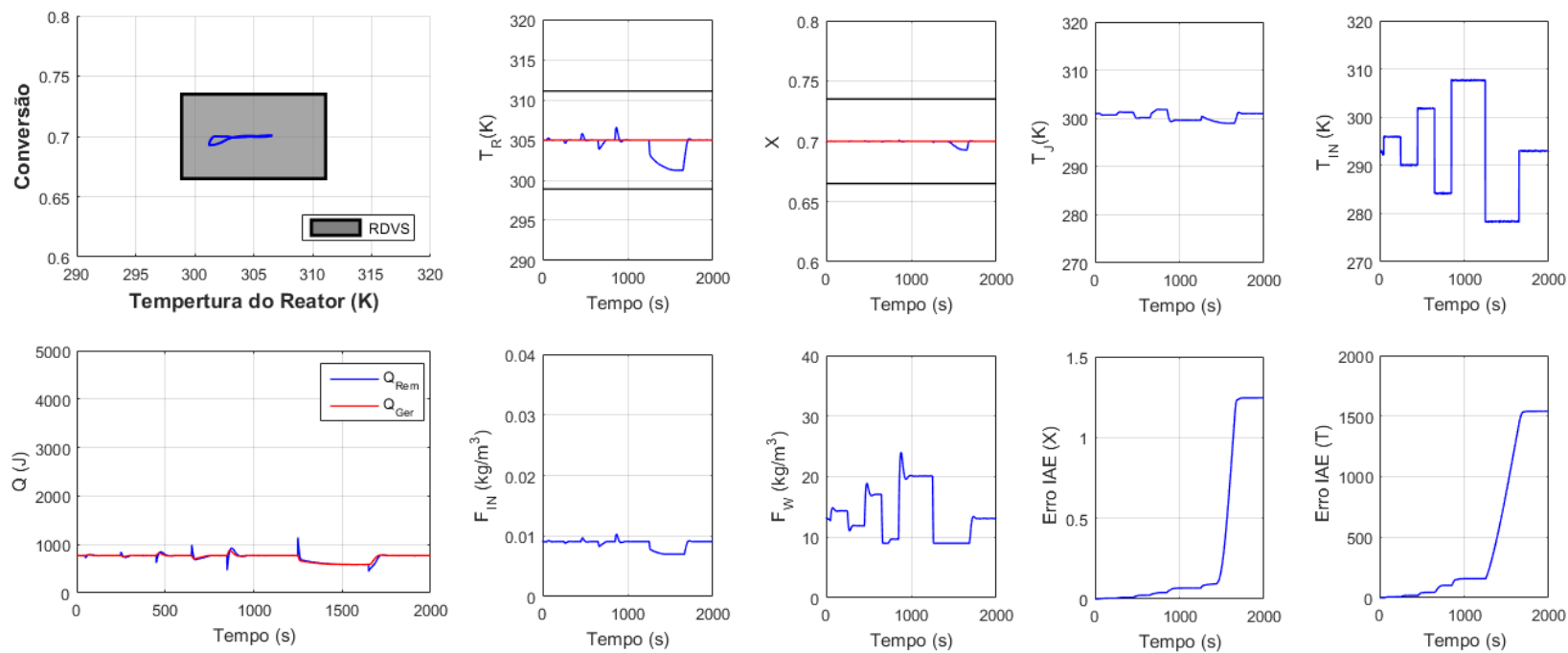
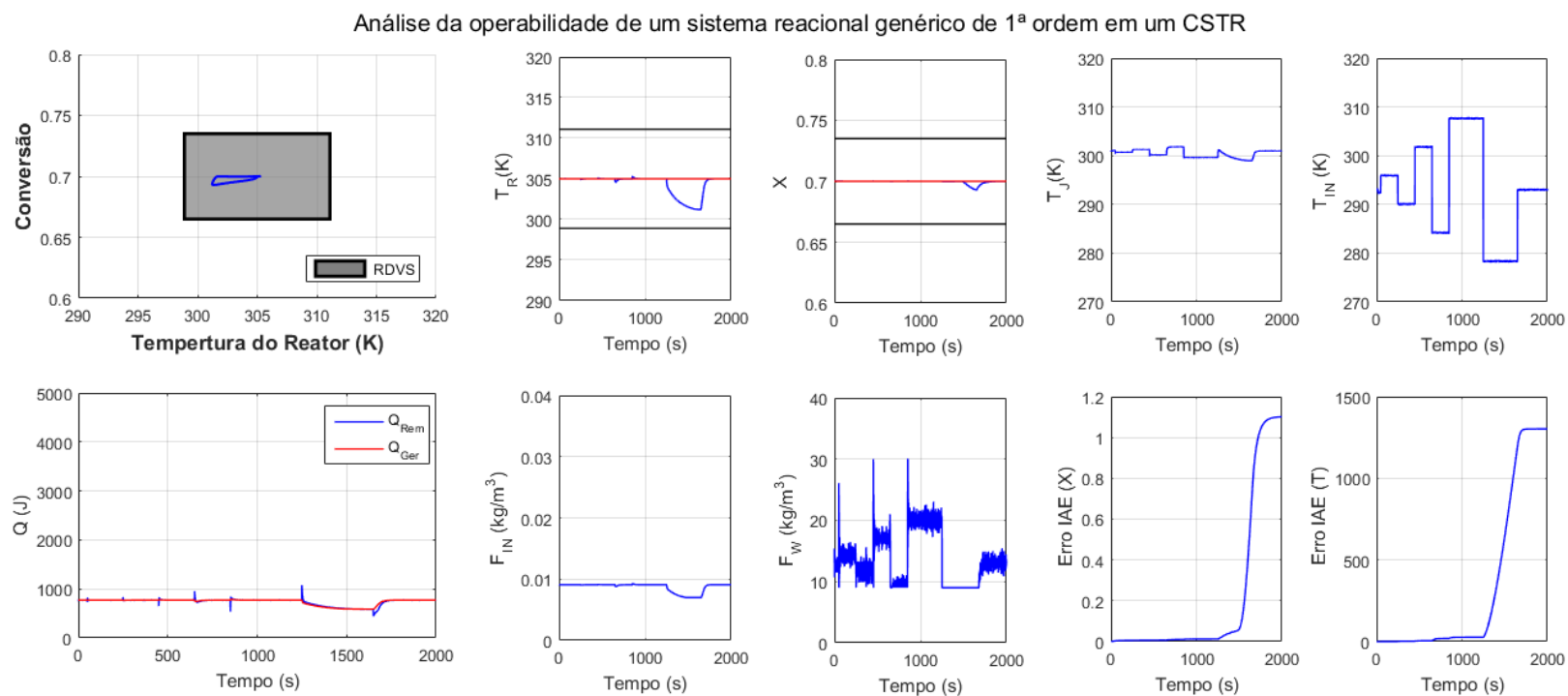
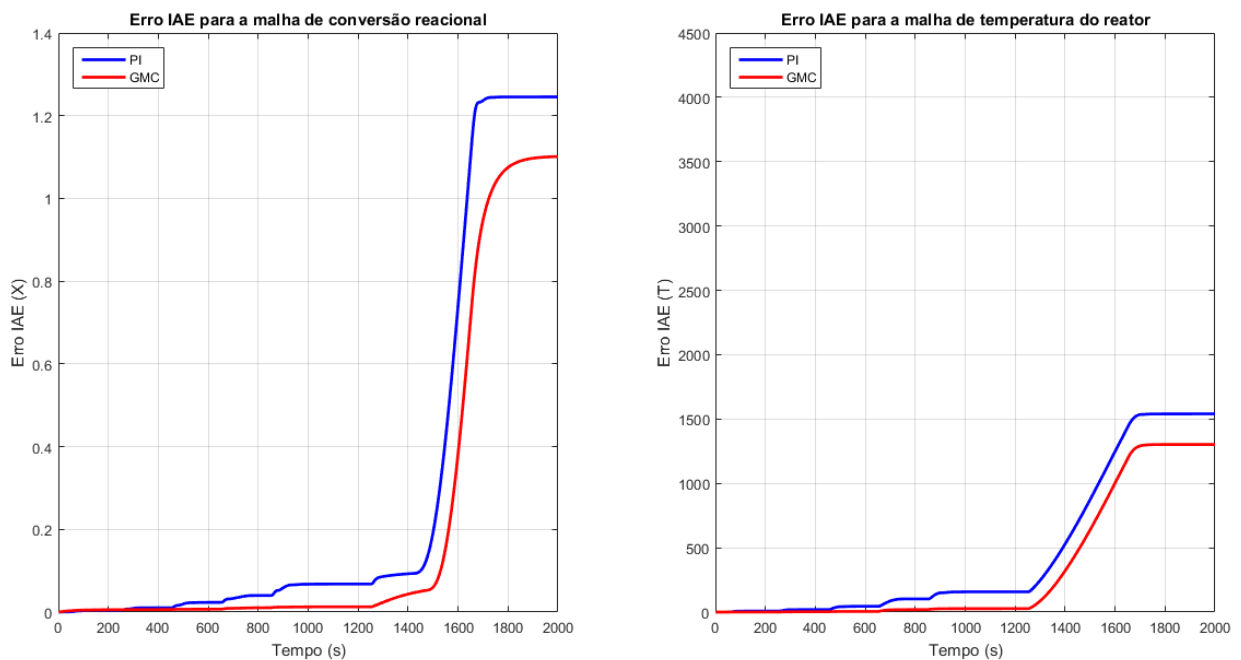


Figura 5.27 – Comportamento dinâmico do processo para o Caso 3 quando submetido à estratégia avançada de controle GMC em cascata.



Ao comparar o IAE para os dois casos de estratégias de controle verifica-se que melhor desempenho é conferido novamente à aplicação do GMC em ambas as malhas analisadas. Valores muito baixos são obtidos para a malha de conversão, conforme evidenciado pelo comportamento dinâmico. Para a malha de temperatura a resposta mais rápida foi obtida ao controlador avançado pelo caráter antecipatório presente.

Figura 5.28 – Erro IAE obtido para o Caso 3 referente a malha de conversão reacional e a malha de temperatura do reator para reator CSTR.



5.2.3.3 Atualização dinâmica das regiões de operabilidade

A seguir estão apresentados os resultados de uma prática inovadora da análise geométrica de operabilidade através da atualização dinâmica das condições do estado estacionário possibilitando determinação da RAVS, da RDVS e, conseqüentemente, o Índice de Operabilidade do processo. Esta estratégia possibilita toda a análise da abordagem de operabilidade no estado estacionário obtida anteriormente com verificação dinâmica de cada região e parâmetros determinados.

A atualização das regiões do estado estacionário apresenta-se como uma ferramenta importante referente ao gerenciamento contínuo do processo de verificação das respostas do sistema reacional. A grande vantagem desta prática é a possibilidade de gerenciamento contínuo do processo por meio da análise de operabilidade sendo que há a atualização do estado estacionário, e, assim, descrevendo todos os possíveis resultados a ser alcançados pelo sistema.

Da Figura 5.29 até a Figura 5.33 estão apresentados os resultados do comportamento dinâmico da RAVS e da RDVS. A Região Alcançável das Variáveis de Saída é alterada constantemente de acordo com as perturbações dadas no sistema. Considerou-se a temperatura em $305\text{ K} \pm 2\%$ e conversão de $60\% \pm 5\%$ como especificações do processo.

Durante o processo foram consideradas perturbações na ordem de 1, 3 e 5 %, além do ruído branco de 0,02 % para a temperatura de entrada do reator. Sendo assim, há a atualização da condição estacionária dinamicamente. Foram analisadas as atualizações do RAVS para cada intervalo de 50 segundos.

Nos primeiros 50 segundos de simulação foi observado que no processo houve o deslocamento pequeno da RAVS e o comportamento foi mantido até 100 s. No entanto, após este intervalo, Figura 5.31 à Figura 5.33, sob perturbações maiores da temperatura de entrada do reator o sistema fica mais instável e faz com que a região alcançável seja bem deslocada a depender do aumento ou redução da variável distúrbio.

Figura 5.29 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 50 s.

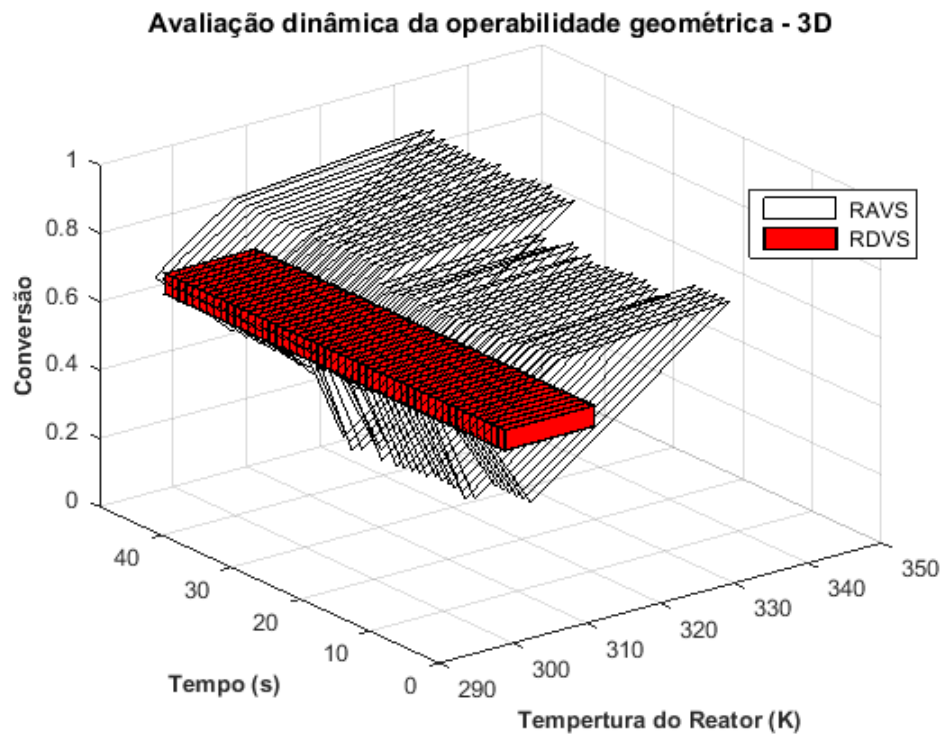


Figura 5.30 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 100 s.

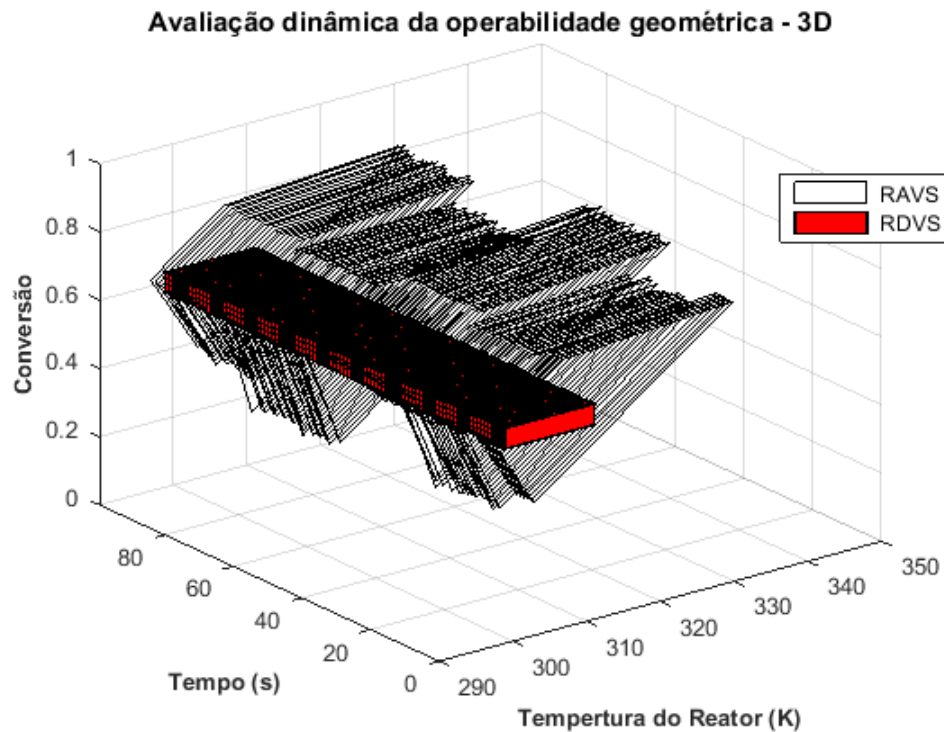


Figura 5.31 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 150 s.

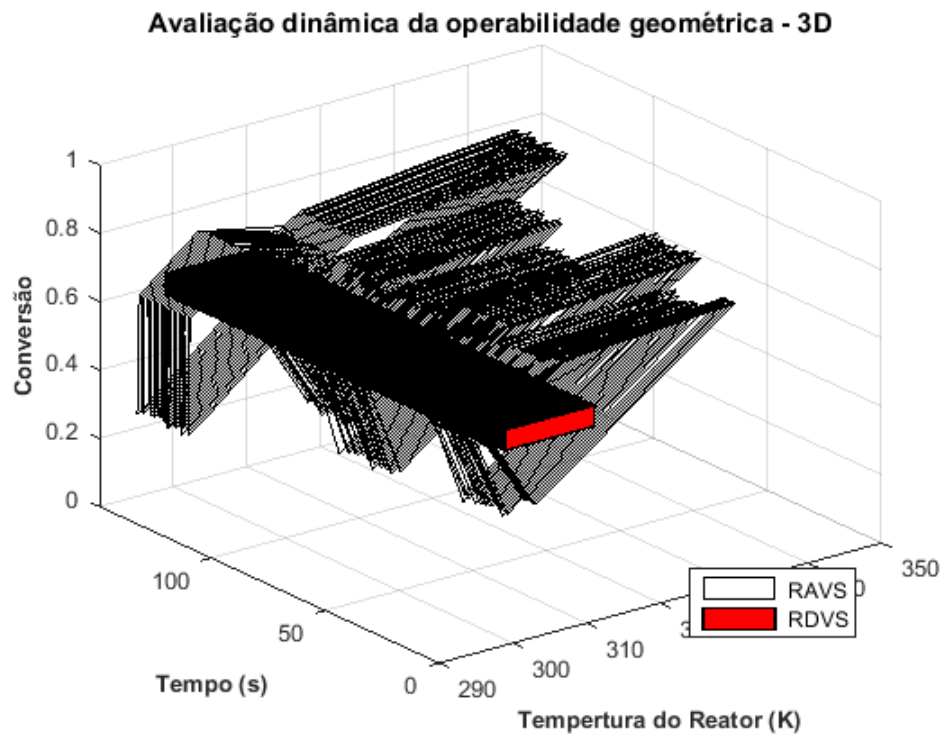


Figura 5.32 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 200 s.

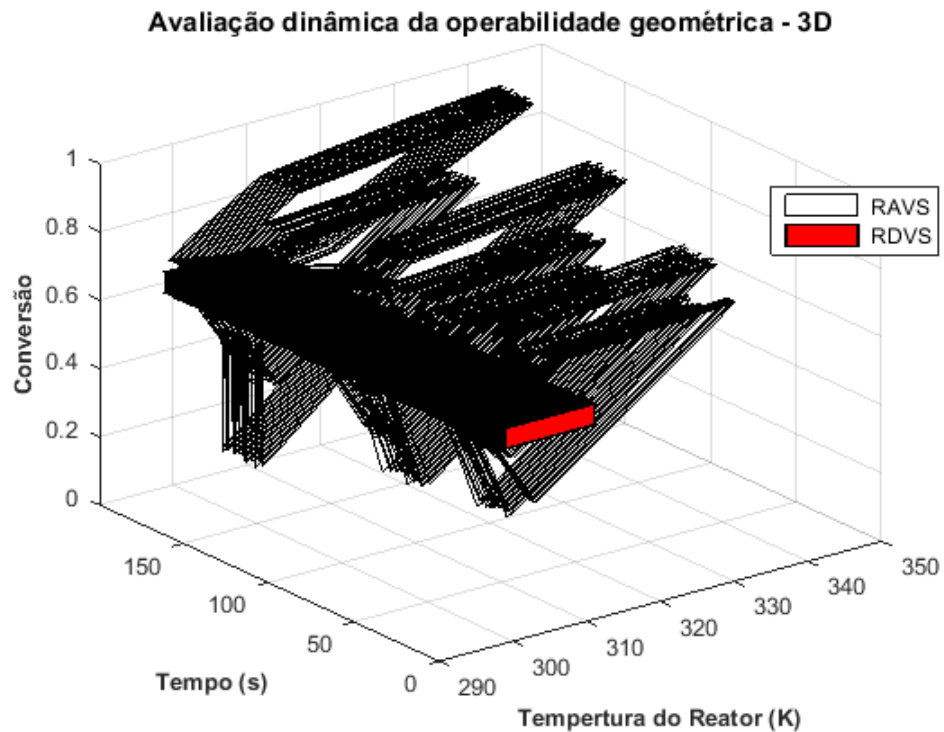
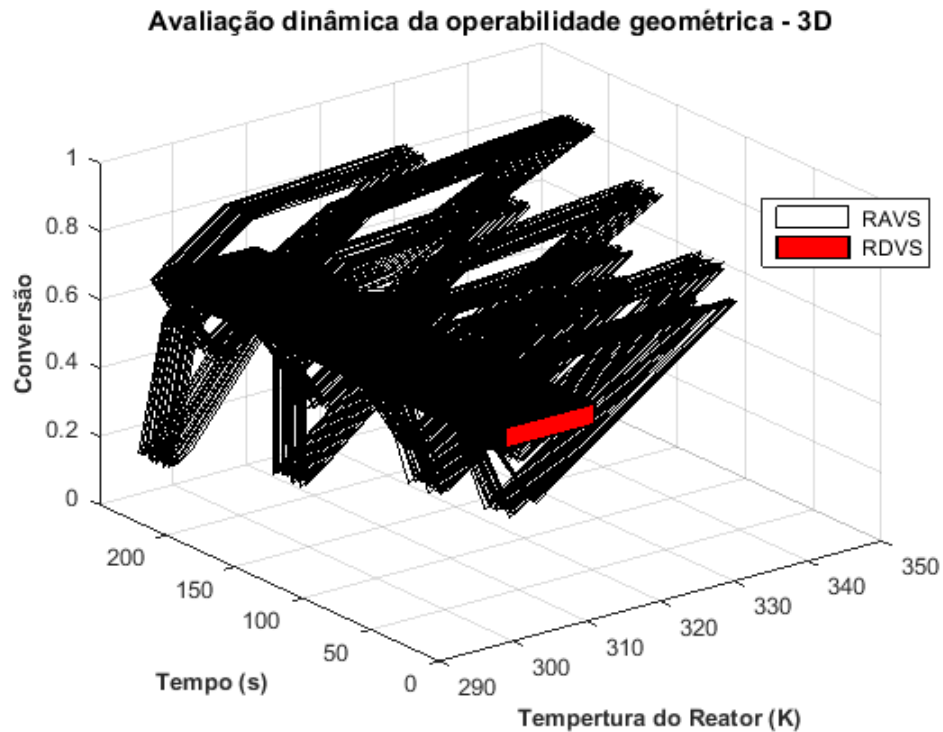


Figura 5.33 – Operabilidade geométrica com atualização dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 250 s.



O acompanhamento contínuo da RAVS é uma parte inovadora do projeto que permite desenvolvimento de melhorias no sistema com base no comportamento baseado na modelagem do processo. Vale ressaltar, todavia, que tal medida exige um esforço computacional grande pelo fato de processar todas equações de balanço de massa e energia e restrições dinamicamente para geração das regiões de análise de operabilidade do processo.

Da Figura 5.34 até a Figura 5.38 pode-se observar a região de intersecção entre a RAVS e RDVS que é atualizada ao longo de todo o andamento do processo até o intervalo de 200 s. Neste sentido, tal região de intersecção é um importante indicativo de confiabilidade operacional das variáveis de saída. Essa região descrita representa o que pode ser alcançado ao longo do processo em relação às especificações e faz-se a análise comparativa ao longo das perturbações inseridas no sistema.

Nos primeiros 50 s verifica-se que há um intervalo entre 298 K e 311 K para a temperatura de saída do reator e um intervalo entre 57 % e 63 % para a conversão que

gera uma região de intersecção que pouco é alterada até os 25 s. Após este intervalo de tempo, começam a ser inserido a perturbação de 1 % na temperatura de entrada do reator e percebe-se que há uma alteração sutil da região, passando a aumentar o limite inferior de intersecção da temperatura e conversão.

Na sequência do processo, verifica-se que após 50 s o processo sobre a perturbação de -1 % na T_{IN} e a região de intersecção passa a ser bem semelhante à condição inicial do caso, conforme constatado na Figura 3.35. Na sequência do processo, percebe-se que há uma alteração considerável na região de intersecção, reduzindo a temperatura de saída do reator e conversão que podem ser alcançados pelo processo com base no especificado. Neste sentido, corrobora-se para uma redução considerável do Índice de Operabilidade do sistema.

Após a aplicação de perturbação de +3 %, observa-se que se reestabelece uma região bem semelhante a inicial. Assim, tem-se o indicativo de que para essa perturbação inserida as duas variáveis de saída não sofrem impacto em relação aos resultados desejados. Por sua vez, após 125 s, verifica-se que há uma alteração brusca desta região, passando a uma restrição brusca da intersecção das respostas do processo.

Essa variação brusca é oriunda do impacto que a perturbação de 5 % proporcionou na dinâmica do processo, fazendo com que ocorresse um aumento considerável dos limites inferiores da temperatura e da conversão da região de intersecção. Consoante com os resultados apresentados anteriormente para a análise dinâmica da Figura 5.20 e Figura 5.21, a quantidade de calor gerado pela reação não é suficiente para suprir a quantidade de calor removido do sistema.

Vale ressaltar que para a atualização dinâmica das regiões RAVS, RDVS e intersecção entre elas utilizadas neste tópico possuem um intervalo de tempo menor do que utilizado no tópico 5.2.3.2. A redução do intervalo de tempo deve-se a uma melhor visualização das regiões descritas anteriormente e redução do esforço computacional utilizado para análise dinâmica de todas as condições do estado estacionário sob aplicação instantânea dos balanços de massa e energia.

Sendo assim, conforme constatado pela Figura 5.20 e Figura 5.21, após a perturbação de 5 % o sistema não foi capaz de se manter controlado devido à elevação da temperatura do reator e posteriormente da conversão fora das especificações. Sendo

assim, caso fosse considerado maior intervalo de tempo com essa perturbação, resultado análogo seria observado para a região de intersecção descrita neste tópico com tendência à ausência de intersecção caso fosse considerado um maior período de tempo sob esta perturbação.

Na sequência há a aplicação de perturbação de -5 % na variável da temperatura de entrada do reator e observação que há alteração grande da região de intersecção em relação à situação anterior com perturbação de +5 %. Consoante com os resultados apresentados nas alterações da RAVS, observa-se que há um deslocamento dos resultados alcançados pelo processo, fazendo com que os limites superiores de temperatura e conversão passam agora a reduzir.

Neste caso, verifica-se que o calor gerado pela reação é maior do que o removido pela jaqueta devido à redução da temperatura da corrente de entrada. Sendo assim, o sistema não consegue se manter em equilíbrio e proporciona uma redução considerável da temperatura do reator e de maneira menos pronunciada na conversão da reação. Portanto, embora com características diferentes da perturbação anterior, observa-se também um indicativo para baixo Índice de Operabilidade.

Diante disso, constata-se que a Região de Intersecção entre a RAVS e RDVS do processo é uma consequência das alterações dos resultados obtidos pelo processo de acordo com aplicações de balanço de massa e energia sob diferentes condições de perturbação. Além disso, observa-se que o comportamento é condizente com os resultados aplicados para a condição dinâmica dos casos analisados em relação à atualização dinâmica das regiões do estado estacionário.

Ao longo do tempo pode ser evidenciado cada uma das modificações proporcionadas na região de intersecção e apresenta-se como indicativo importante para uma região de confiabilidade de operação do processo. Ou seja, com base em cada uma das perturbações inseridas a equipe de Processos e Controle de uma indústria é capaz de avaliar quais seriam as variáveis de maior impacto no sistema e garantir que o processo possa ser capaz de obter os resultados desejados ao longo do tempo.

Figura 5.34 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 50 s.

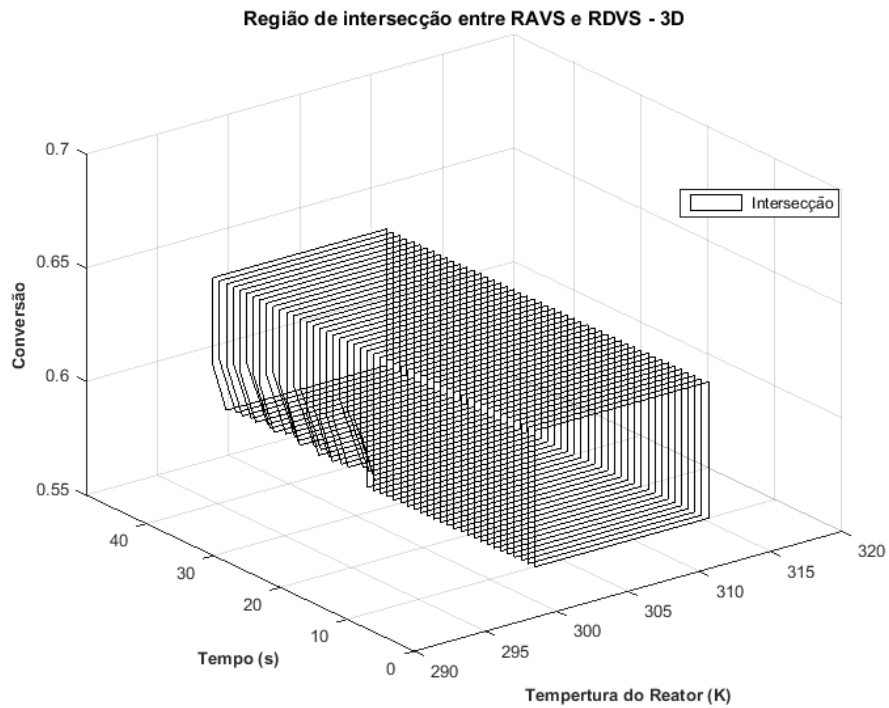


Figura 5.35 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 100 s.

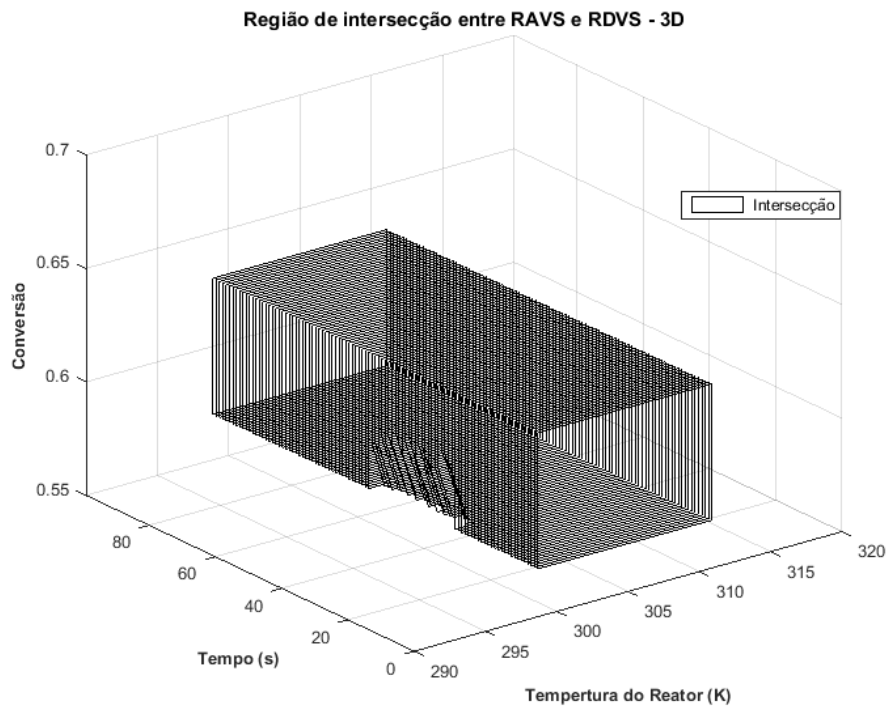


Figura 5.36 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 150 s.

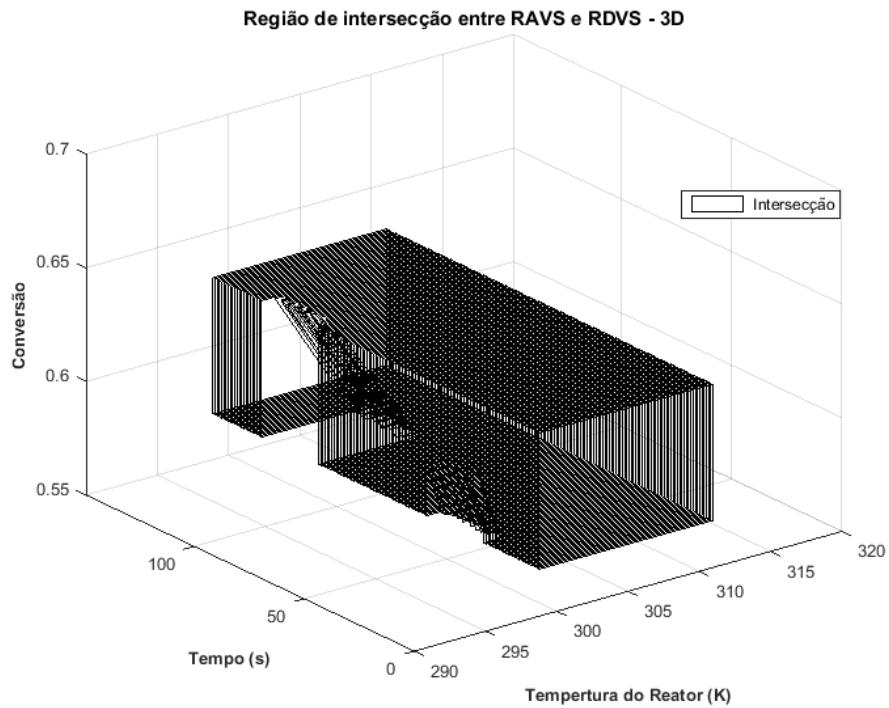


Figura 5.37 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 200 s.

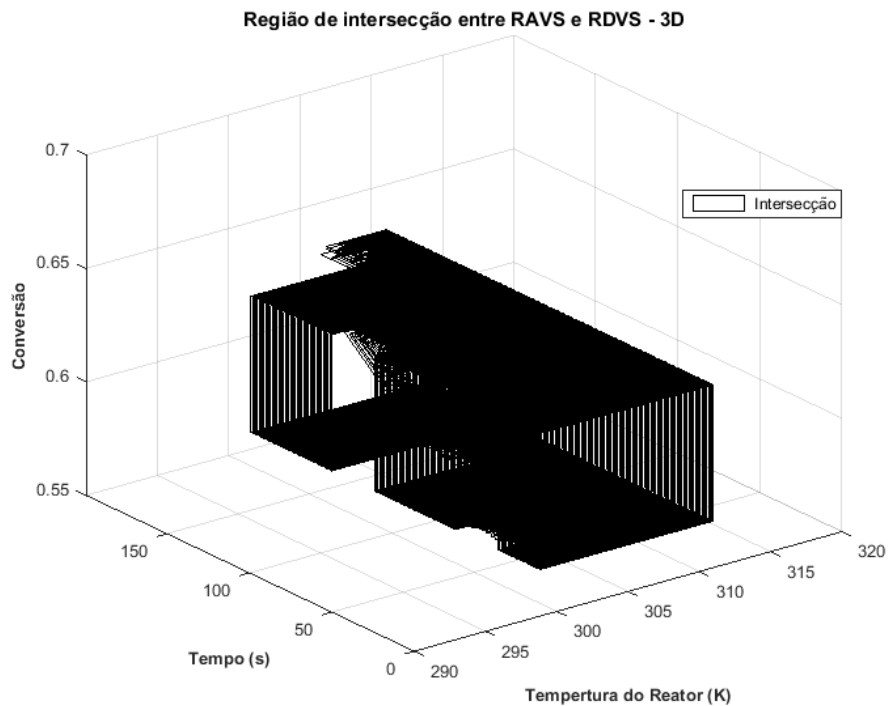
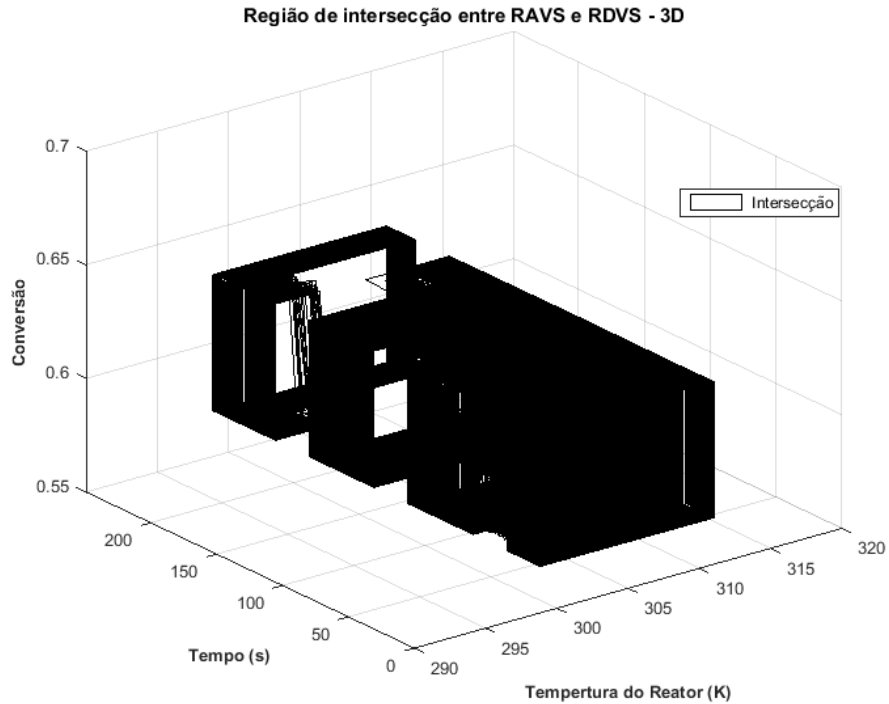


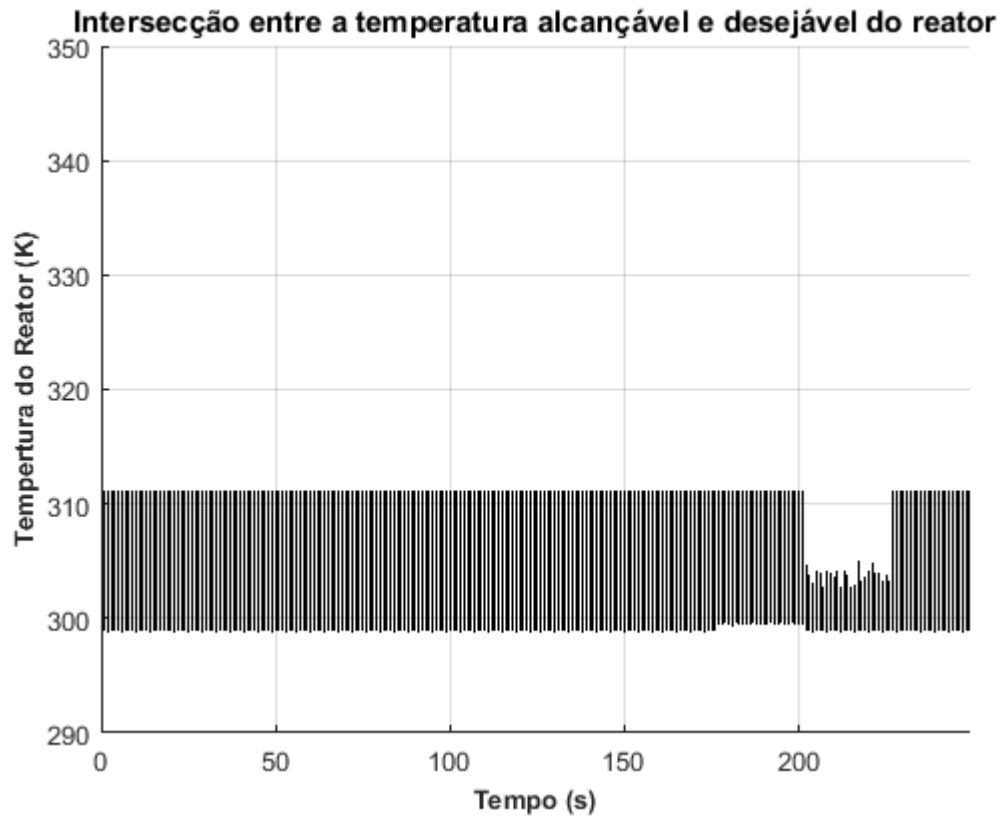
Figura 5.38 – Operabilidade geométrica com intersecção dinâmica da RAVS e RDVS para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 % até 250 s.



Devido à alteração da área da RAVS dinamicamente, há uma variação da região de intersecção entre os valores desejáveis e alcançáveis. Tal fato pode ser observado na Figura 5.39 e na Figura 5.40 em que há a atualização dinâmica apenas da região de intersecção para a temperatura e conversão, respectivamente.

Analisando a intersecção entre valores alcançáveis e desejáveis para a temperatura do reator, Figura 5.39, verifica-se que em grande parte do tempo o processo consegue obter facilmente o T_R na faixa de especificação desejada. Entretanto, após 200 s, quando aplicado distúrbio na ordem de grandeza de 5 %, verifica-se que há uma redução da faixa de intersecção, indicando assim uma situação alarmante para manutenção do processo na faixa desejável para variável resposta analisada.

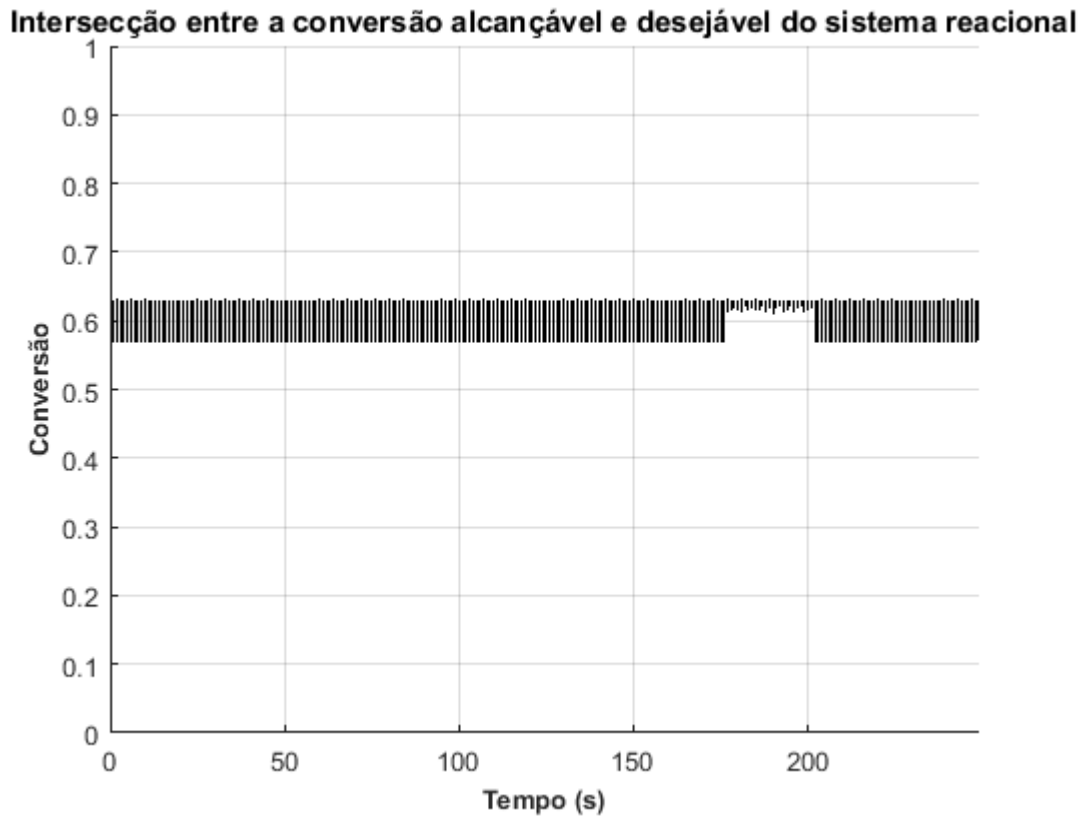
Figura 5.39 – Intersecção entre a temperatura alcançável e desejável para o reator CSTR para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 %.



Na Figura 5.40 seguem apresentados os resultados para a intersecção entre a conversão alcançável pela reação e a desejável para operação. Até 175 s observa-se que há uma faixa larga de especificação da conversão que pode ser alcançada pelo processo. Contudo, após este intervalo de tempo, há uma redução brusca da resposta, mantendo-se próximo de 63 %.

Em 175 segundos é aplicada uma perturbação de 5 % da temperatura de entrada do reator, observa-se que há um aumento da conversão do sistema e uma intersecção com faixa mais curta em relação às especificações. Tal fato pode ser justificado pelo aumento da temperatura do sistema reacional exotérmico, que possibilita o deslocamento do equilíbrio da reação na direção dos produtos, culminando com aumento de conversão.

Figura 5.40 – Intersecção entre a conversão alcançável e desejável para o reator CSTR para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 %.



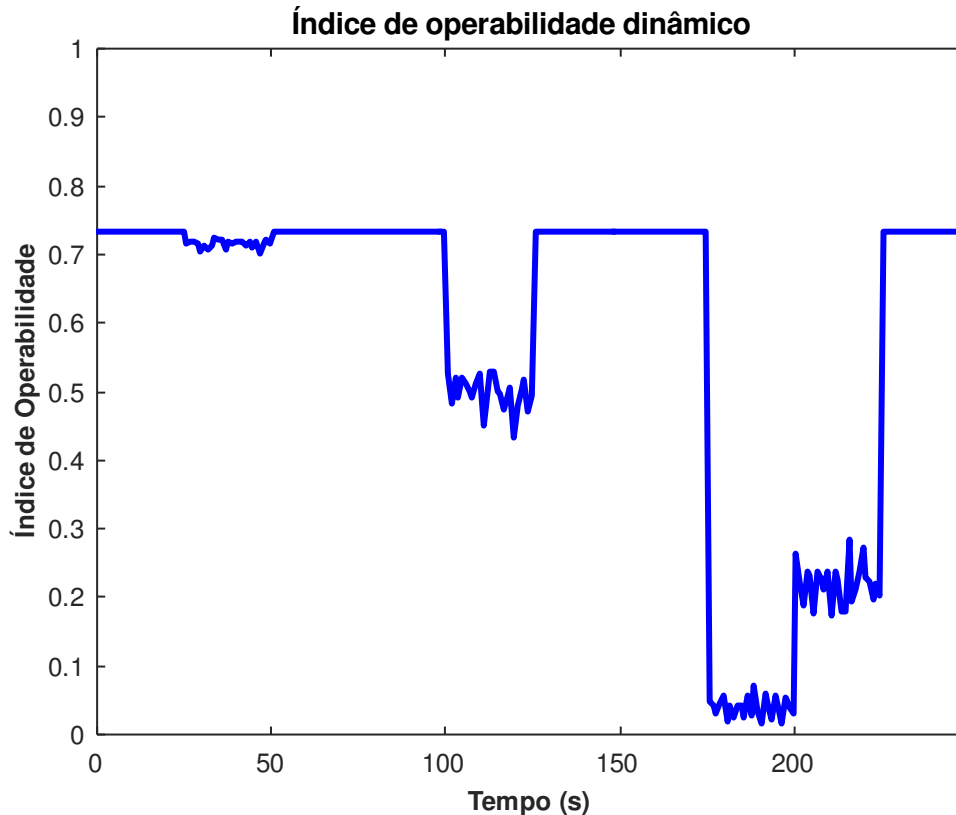
Após a obtenção dinâmica da Região Alcançável das Variáveis de Saída e Região Desejável das Variáveis de Saída, calculou-se a intersecção e, então, pôde ser determinado o Índice de Operabilidade dinâmico do processo. Segue apresentado na Figura 5.41 o IO ao longo de todo o tempo avaliado. Assim, pode-se observar de forma quantitativa os instantes em que há uma maior chance de se obter respostas do processo dentro das especificações definidas e situações mais preocupantes.

O Índice de Operabilidade é um dos principais indicativos da análise geométrica de operabilidade do processo e permite avaliar a possibilidade de alcançar resultados almejados. Verifica-se que o Índice de Operabilidade é alterado ao longo de todo processo devido às modificações geradas para a RAVS e, conseqüentemente, intersecção entre RAVS e RDVS.

Inicialmente o IO encontra-se próximo a 73 % e este é o valor máximo que o processo pôde alcançar com base nas perturbações dadas na temperatura de entrada

do reator. Em algumas perturbações, apesar de haver uma alteração da Região Alcançável das Variáveis de Saída, observa-se que não há alteração do IO, indicando assim que não houve mudança na intersecção da RAVS e RDVS.

Figura 5.41– Índice de operabilidade dinâmico do processo para caso com *set-point's* de 305 K e conversão de 60 %.



Consoante com a faixa de intersecção apresentada para temperatura do reator e conversão reacional, Figura 5.39 e Figura 5.40, respectivamente, há uma redução drástica do Índice de Operabilidade para intervalo após 175 segundos. Neste caso, verifica-se que a conversão é a grande responsável pelo fato de reduzir consideravelmente a faixa de intersecção. Conforme destacado anteriormente, neste instante há o aumento da T_{IN} e equilíbrio deslocado para produtos.

Após 200 segundos houve a redução de 5 % da temperatura de entrada do reator e proporcionou uma maior instabilidade em relação à temperatura do reator, no entanto a intersecção da especificação da conversão pôde ser mantida. Sendo assim, observou-

se um pequeno aumento do Índice de Operabilidade, apesar de se manter com valores baixos próximos de 20 %. No intervalo de tempo após 225 segundos, é reestabelecido o valor inicial de temperatura do sistema e, então, o IO do processo também é retornado ao valor inicial.

6 CONCLUSÃO

A operabilidade geométrica de processos demonstra-se como uma abordagem enriquecedora para análise de viabilidade operacional de sistemas. Com o uso desta técnica, verifica-se que podem ser avaliados diferentes cenários para um determinado sistema com avaliação se o processo será capaz de alcançar os resultados desejados e quais são as limitações.

A abordagem geométrica facilita o entendimento para os responsáveis pelo setor de produção e controle a partir da visualização das Regiões Alcançáveis para Variáveis de Saída. Estas podem ser obtidas com base nas variáveis manipuladas definidas e variável distúrbio aplicadas na modelagem matemática do processo. Posteriormente pode ser calculado o Índice de Operabilidade do sistema que serve como indicativo se o processo é capaz de alcançar o proposto inicialmente.

A análise das regiões geradas sob estado estacionário permite a obtenção da RAVS e IO para determinadas perturbações. Ao analisar o comportamento dinâmico de cada mesmo caso utilizado no estado estacionário verifica-se que realmente acontece uma maior dificuldade do sistema em se manter sob controle a partir de momentos em que o Índice de Operabilidade possui valor muito baixo, independente da estratégia de controle utilizada.

As estratégias de controle mostraram-se eficientes em manter o sistema sob controle nas condições onde o processo ainda é capaz de gerar respostas que podem ser obtidas dentro das especificações. O erro IAE como critério de desempenho demonstrou que as duas estratégias obtiveram valores próximos, mas o GMC com melhor comportamento para os casos avaliados. Entretanto, há um desgaste maior da válvula da variável manipulada devido à característica antecipatória inserida ao modelo do processo, e o fato da sintonia necessitar de mais parâmetros. Sendo assim, ambos os controladores se demonstram aplicáveis.

A obtenção dinâmica das regiões do estado estacionário representa uma abordagem muito interessante da operabilidade de processo. Com a atualização ao longo do processo pode-se calcular o Índice de Operabilidade em cada instante com visualização da RAVS e intersecção com RDVS para cada intervalo de tempo. Essa

prática possibilita um método auxiliar para a rotina de trabalho de todos os envolvidos do setor de produção, processos e controle em um ambiente industrial.

6.1 Sugestão para trabalhos futuros

Como sugestões para os trabalhos futuros tem-se:

- Aplicação de ferramenta com determinação de regiões não-convexas para a Região Alcançável das Variáveis de Saída;
- Criação de um código mais leve para atualização dinâmica das regiões do estado estacionário;
- Aplicação da técnica em processo não genérico com comparação de dados reais de um sistema;
- Uso da operabilidade de processos em outros equipamentos, tais como trocadores de calor, reator PFR, reator Batelada, entre outros;
- Criação de uma interface homem máquina com comunicação com o MATLAB® para atualização de RAVS, RDVS, IO, restrições das variáveis manipuladas, parâmetros de controle e diferentes estratégias de controle;
- Comparar a análise de operabilidade geométrica com análise de sensibilidade de *softwares* de simulação de processos.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARAGÃO, M. E., **Síntese Simultânea de Redes de Trocadores de Calor com considerações Operacionais: Flexibilidade e Controlabilidade**, Tese de Doutorado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre-RS, 2011.
- ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T., The future of PID control. **Control Engineering Practice**, v.9, p.1163-1175, 2001.
- BAHRI, P. A.; BANDONI, A.; ROMAGNOLI, J. Operability assessment in chemical plants. **Computers and Chemical Engineering**, v. 20, p. 787-792, 1996.
- BARTUSIAK, R. C.; GEORGAKIS, C.; REILLY, M. J. **Designing Nonlinear Control Structures by Reference Systems Synthesis**. Proceedings of American Control Conference, Atlanta-GA, p. 1585-1590, 1988.
- BARTUSIAK, R. D.; GEORGAKIS, C.; REILLY, M. J. Nonlinear feedforward/feedback control structures designed by reference system synthesis, **Chemical Engineering Science**, v. 44, p.1837-1851, 1989.
- BISPO, H. **Minimização da taxa de geração de entropia em sistemas reativos: aplicações e análise**, Dissertação de Mestrado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande-PB, 2014.
- CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles Típicos de equipamentos e processos industriais**, 2. ed. Rio de Janeiro: Blucher, 2010.
- CARRASCO, J. C.; LIMA, F. V. Novel Operability-Based Approach for Process Design and Intensification: Application to a Membrane Reactor for Direct Methane Aromatization. **AIChE Journal**, v. 63, p. 975-983, 2016.
- CARRASCO, J. C.; LIMA, F. V. An optimization-based operability framework for process design and intensification of modular natural gas utilization systems. **Computers and Chemical Engineering**, v. 105, p. 246–258, 2017.
- DAYAL, B. S.; MACGREGOR, J. F. Recursive exponentially weighted PLS and its application to adaptive control and prediction. **Process Control**, v. 7, p.169-179, 1997.
- EKAWATI, E.; BAHRI, P. A. The integration of the output controllability index within the dynamic operability framework in process system design. **Journal of Process Control**, v. 13, p. 717-727, 2003.

FISHER, W. R.; DOHERTY, M. F.; DOUGLAS, J. M. The Interface between Design and Control – 2. Process Operability. **Industrial Engineering and Chemical Research**, v. 27, p. 606-611, 1988.

FONTANA, D., **Recuperação de Águas de Processos – Desenvolvimento de um Problema Padrão**, Dissertação de Mestrado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre-RS, 2002.

FOUTY, N. J.; CARRASCO, J. C.; LIMA, F. V. Modeling and Design Optimization of Multifunctional Membrane Reactors for Direct Methane Aromatization. **Membranes**, v. 48, p. 1–19, 2017.

GEORGAKIS, C; VINSON, D. R.; SUBRAMANIAN, S.; UZTÜRK, D. Chapter A4 A geometric approach for process operability analysis, **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 17, p. 96-125, 2004.

GROSSMANN, I. E.; MORARI, M. Operability, Resiliency, and Flexibility: process design objectives for a changing world, **Proceedings of 2nd International Conference on Foundations of Computer-Aided Process Design**, (Eds. A.W. Westerberg and H.H. Chien), p. 931-1030, 1984.

HERCEG, M.; KVASNICA, M.; JONES, C. N.; MORARI, M. **Multi-Parametric Toolbox 3.0**. In Proc. of the European Control Conference, p. 502-510, Switzerland. Disponível em: <<http://control.ee.ethz.ch/~mpt>>, 2013.

LIMA, F. V.; GEORGAKIS, C. Design of output constraints for model-based non-square controllers using interval operability, **Journal of Process Control**, v. 18, p. 610-620, 2008.

LIMA, F. V.; GEORGAKIS, C. Input-Output operability of control systems: The steady-state case. **Journal of Process Control**, v. 20, p. 769-776, 2010.

LIMA, F. V.; JIA, Z.; IERAPETRITOU, M.; GEORGAKIS, C. Similarities and Differences Between the concepts of Operability and Flexibility: The Steady-State Case. **AIChE Journal**, v. 56, p. 702-716, 2010.

LIU, X.; WANG, C; CONG, L. Adaptive Robust Generic Model Control of High-Purity Internal Thermally Coupled Distillation Column. **Chemical Engineering Technology**, v. 34, p.111-118, 2011.

MANZI, J.; ODLOAK, D. Control and Stability Analysis of the GMC Algorithm Applied to pH Systems. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 15, p. 247-264, 1998.

MANZI, J. T.; ODLOAK, D.; LANGER, O. U. Control of the Neutralization Process with the Generic Model Algorithm. **Chemical Engineering Technology**, v. 21, p.369-376, 1998.

MARLIN, T. E. Teaching “operability” in undergraduate chemical engineering design education. **Computers and Chemical Engineering**, v. 34, p. 1421-1431, 2010.

MICHELTSEN, F. A.; HALVORSEN, I. J.; LUND, B. F. The impact of process design decisions on operability and control of an LNG process, **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 2, p. 183-191, 2010.

OGATA, K. **Modern Control Engineering**. 5. ed. New Jersey: Prentice Hall, 2010.

OLIVEIRA, J. P. A.; ALMEIDA, R. D.; MONTEIRO, C. A.; BEZERRA, H. C.; SILVA, J. A. A.; SILVA, N. R. Control Plant Generic PID Controllers Using the Second Tuning Method Ziegler-Nichols. **Journal of Engineering and Technology for Industrial Applications**, v. 2, p. 121-128, 2016.

PULIDO, J. L., **Estudo de um Novo Conceito de Coluna de Destilação: Coluna de Destilação com Integração Interna de Calor (CDIIC)**, Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2011.

ROFFEL, B.; BETLEM, B. H. **Advanced Practical Process Control**. Springer, 2004.

SANTANA, M. F., **Síntese automática de redes de trocadores de calor a partir de análise Pinch e programação matemática**, Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2012.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. **Process dynamics and control**, 2. ed. New York: John Wiley & Sons, 2004.

SHARIFZADEH, M. Integration of process design and control: A review. **Control Engineering Research and Design**, v. 91, p. 2515-2549, 2013.

SHIMADA, Y.; SUZUKI, K.; SAYAMA, H. Computer-Aided operability study. **Computers and Chemical Engineering**, v. 20, p. 905-913, 1996.

STEPHANOPOULOS, G. Synthesis of control systems for chemical plants. **Computers and Chemical Engineering**, v. 7, p. 331-365, 1983.

UZTÜRK, D.; GEORGAKIS, C. Inherent Dynamic Operability of Processes: General Definitions and Analysis of SISO Cases. **Industrial Engineering and Chemical Research**, v. 41, p. 421-432, 2002.

VINSON, D. R.; GEORGAKIS, C. A new measure of process output controllability. **Journal of Process Control**, v. 10, p. 185-194, 2000.

VINSON, D. R.; GEORGAKIS, C. Inventory Control Structure Independence of the Process Operability Index. **Industrial Engineering and Chemical Research**, v. 41, p. 3970-3983, 2002.