

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

VIVIANE FISCHER

**CONTROLE DE UM REATOR CSTR NÃO ISOTÉRMICO UTILIZANDO O
SOFTWARE LIVRE SCILAB**

**FRANCISCO BELTRÃO
2019**

VIVIANE FISCHER

**CONTROLE DE UM REATOR CSTR NÃO ISOTÉRMICO UTILIZANDO O
SOFTWARE LIVRE SCILAB**

Trabalho de Conclusão de Curso de graduação,
apresentado à disciplina de Trabalho de Conclusão
de Curso 2, do Curso de Engenharia Química do
Departamento Acadêmico de Engenharias –
DAENG, da Universidade Tecnológica Federal do
Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Douglas Junior Nicolin

**FRANCISCO BELTRÃO
2019**

FOLHA DE APROVAÇÃO

VIVIANE FISCHER

CONTROLE DE UM REATOR CSTR NÃO ISOTÉRMICO UTILIZANDO O SOFTWARE LIVRE SCILAB

Trabalho de Conclusão de Curso
Obtenção do título de Engenheiro Químico
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Campus Francisco Beltrão
Engenharia Química

Data de aprovação: 29 de novembro de 2019

Orientador(a): Prof(a). Dr(a). Douglas Junior Nicolin

Membro da Banca Prof(a). Dr(a). André Zuber
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Membro da Banca Prof(a). Dr(a). Claiton Zanini Brusamarello
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

A Folha de Aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Curso.

AGRADECIMENTOS

Agradecimentos aos meus anjos, e eles são muitos.

Primeiramente agradeço meus familiares, dentre eles, à minha mãezinha por estar sempre orando por mim, ela é a rainha que me ensinou tomar minhas próprias decisões, foi ela que sempre dedicou a vida por seus filhos, espero poder ser motivo de orgulho em seu coração. Ao meu irmão que não pensou duas vezes em me ajudar quando precisei, principalmente financeiramente, essa luta também é por você, um dia vou poder devolver todas as suas contribuições. A vovó Denis que faz todo o possível para me incentivar nos estudos e mesmo de longe está sempre cuidando da minha família e de mim.

Em seguida gostaria de agradecer aos meus amigos, todos são fundamentais na minha vida, são a minha força para estar aqui e a melhor família que eu poderia ter escolhido. Em especial àqueles que realmente cuidaram de mim, mais do que eu poderia desejar. Obrigada Joyce e Vanessa, parceiras de toda a minha jornada acadêmica, não tem tamanho minha gratidão por ter conhecido vocês, são pessoas que eu guardarei para a vida toda. Também ao Fabio Fabian que decidiu trilhar uma jornada diferente, mas que sempre foi e ainda é um anjo e um ser atencioso comigo, um verdadeiro irmão de coração. Ao Ingo e ao Bortoleti, amigos mais recentes, mas que já me ajudaram muito, principalmente com as caroninhas, sucesso para vocês. As minhas amadas e queridas ouvintes, Bianca, Cibele, Marciele e Mariana. Meu coração e mente estão em paz graças a vocês.

A todos os citados acima, queria dizer que os amo muito.

Por fim, agradeço aos dois exemplos de profissionais e pessoas muito importantes em minha luta pelo diploma. Primeiro ao meu orientador professor Dr. Douglas Junior Nicolin, a peça chave e o motivo desse trabalho ser possível. Seu domínio de conteúdo e capacidade de ensinar são admiráveis. Era realmente gratificante, quando ao realizar minhas pesquisas percebia que o conteúdo era totalmente compreensível, isso graças às aulas recebidas pelo próprio orientador. Também agradeço ao professor Dr. André Zuber, que me motivou ainda mais dentro dessa universidade, me fez crescer como pessoa em vários aspectos e aceitou estar presente em mais uma etapa importante da minha vida.

Muito obrigada a todos!

RESUMO

O presente trabalho aborda o controle de um reator não isotérmico utilizando um controlador PID. Tal reator sofre alterações na temperatura interna devido a uma reação de caráter exotérmico e possíveis perturbações externas ao sistema. A sintonização do controlador foi realizada por três métodos distintos: método de Ziegler-Nichols, método de Cohen-Coon e o método de Astrom & Hagglund. Todas as simulações foram realizadas no aplicativo XCOS do *software* livre Scilab, que possui uma estrutura própria para elaboração de malhas de controle. Com este analisou-se a atuação do controlador com cada uma das três sintonizações quando inserida uma perturbação do tipo degrau na concentração de entrada, temperatura de entrada e na alteração do *set-point*. Em todos os casos o sistema foi controlado por meio da manipulação da vazão de água na camisa de resfriamento do reator. Os resultados mostraram que o melhor método de controle do problema regulador, representado por perturbações na concentração e temperatura de entrada, foi o método de Ziegler-Nichols. Para alterações no *set-point*, que caracterizam problema servo, o melhor método de sintonização foi o de Astrom & Hagglund. Por meio de análise da sensibilidade dos parâmetros do controlador foi possível analisar a influência de cada um dos termos na resposta da malha de controle do sistema.

Palavras-chave: Reator não isotérmico. Controlador PID. Sintonização PID. Sensibilidade paramétrica. Aplicativo XCOS - Scilab.

ABSTRACT

The present work addresses the control of a non-isothermal reactor, using a PID driver. This reactor undergoes internal temperature changes due to an exothermic reaction and possible disturbances outside the system. The controller tuning was performed by three distinct methods: Ziegler-Nichols method, Cohen-Coon method and Astrom & Hagglund method. All simulations were performed in XCOS application of software free Scilab, which has its own structure for control loop elaboration. With this, analyze the controller performance with one of three tunings by inserting a step-type disturbance into the input concentration, temperature and set-point change. In all cases, the system was controlled by manipulating water leakage in the reactor cooling jacket. The results showed that the best method of control of the regulatory problem, represented by disturbances in the concentration and inlet temperature, was the Ziegler-Nichols method. To not change the set-point, the servomotor problem, the best tuning method was Astrom and Hagglund. Through sensitivity analysis of the driver parameters, it was possible to analyze the influence of each of the system control loop response terms.

Key words: Non-isothermal reactor. PID controller. PID tuning. Parametric sensitivity. XCOS App – Scilab.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Esquema CSTR encamisado	18
Figura 2 – Controle por realimentação	22
Figura 3 – Curva de resposta à perturbação degrau	23
Figura 4 – Diagrama de blocos ou malha de controle	34
Figura 5 – Esquema malha aberta	35
Figura 6 – Malha aberta no aplicativo XCOS	36
Figura 7 – Resposta malha aberta: obtenção do tempo morto e característico	36
Figura 8 – Diagrama de blocos ou malha fechada do processo	38
Figura 9 – Perturbação na Concentração inicial (com controlador)	39
Figura 10 – Perturbação na temperatura inicial (sem adição do controlador)	40
Figura 11 – Perturbação na temperatura inicial (com controlador)	40
Figura 12 – Análise sensibilidade paramétrica K_C problema regulador	41
Figura 13 – Análise sensibilidade paramétrica τ_I problema regulador	42
Figura 14 – Análise sensibilidade paramétrica τ_D problema regulador	43
Figura 15 – Problema servo	43
Figura 16 – Análise sensibilidade paramétrica K_C problema servo	45
Figura 17 – Análise sensibilidade paramétrica τ_I problema servo	45
Figura 18 – Análise sensibilidade paramétrica τ_D problema servo	46

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Variáveis de desvio	30
Quadro 2 – Coeficientes ou constantes dos balanços linearizados	30

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Método de Ziegler-Nichols (malha aberta)	24
Tabela 2 – Método de sintonia de Cohen-Coon	24
Tabela 3 – Correlações de Astrom e Hagglund	24
Tabela 4 – Parâmetros do estado estacionário para o CSTR encamisado	27
Tabela 5 – Generalização das funções de transferência	33
Tabela 6 – Sintonização dos parâmetros do controlador	37

LISTA DE ABREVIATURA E SIGLAS

PID	Proporcional-Integral-Derivativo
CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
PI	Proporcional-Integral
MPC	<i>Model Predictive Control</i>
ESC	<i>Extremum-Seeking Control</i>
pH	Potencial de Hidrogênio

LISTA DE SÍMBOLOS

m_a	Quantidade de massa do componente A
t	Tempo
m_i	Taxa mássica de entrada do componente i
m_j	Taxa mássica de saída do componente j
r_A	Lei de velocidade
V	Volume
C_A	Concentração do componente A na saída do reator
C_{Ai}	Concentração inicial do componente A no reator
F	Fluxo volumétrico no reator
\dot{U}	Taxa de energia interna
\dot{H}_i	Taxa de entalpia que entra no reator
\dot{H}_j	Taxa de entalpia que deixa o reator
$\Delta\tilde{H}_r$	Entalpia de reação
Q	Calor retirado da reação
ρ	Densidade do fluido reacional
c_p	Calor específico do fluido reacional
T	Temperatura interna do reator
T_{in}	Temperatura de entrada do reator
U	Coeficiente global de transferência de calor
A	Área lateral do reator
T_c	Temperatura de saída da camisa de resfriamento
ρ_c	Densidade da água (fluido de resfriamento)
c_{pc}	Calor específico da água (fluido de resfriamento)
F_c	Fluxo volumétrico da camisa de resfriamento
T_{Ci}	Temperatura de entrada da camisa de resfriamento
k_A	Constante de velocidade de reação do componente A
k_0	Constante de velocidade de reação padrão
E	Energia de ativação
R	Constante dos gases ideais
K_C	Ganho proporcional
τ_I	Tempo integral

τ_D	Tempo derivativo
$e(t)$	Erro
$u(t)$	Sinal de saída do controlador
t_0	Tempo morto
τ	Tempo característico
D	Diâmetro do reator
L	Altura do reator
\bar{C}_A	Concentração do componente A no reator e no estado estacionário
\bar{C}_{Ai}	Concentração de entrada do componente A no estado estacionário
\bar{F}_C	Fluxo da camisa de resfriamento no estado estacionário
\bar{T}	Temperatura interna do reator no estado estacionário
\bar{T}_{in}	Temperatura de entrada no reator no estado estacionário
\bar{T}_c	Temperatura de saída da camisa no estado estacionário
R_A	Variável de desvio da lei de velocidade
C'_A	Variável de desvio da concentração interna do reator
C'_{Ai}	Variável de desvio da concentração de entrada do reator
Γ	Variável de desvio da temperatura interna do reator
Γ_{in}	Variável de desvio da temperatura de entrada do reator
Γ_c	Variável de desvio da temperatura da camisa de resfriamento
a_1	Agrupamento de constantes do processo número 1
a_2	Agrupamento de constantes do processo número 2
a_3	Agrupamento de constantes do processo número 3
a_4	Agrupamento de constantes do processo número 4
a_5	Agrupamento de constantes do processo número 5
a_6	Agrupamento de constantes do processo número 6
a_7	Agrupamento de constantes do processo número 7
τ_1	Constante de tempo correspondente a concentração de A
τ_2	Constante de tempo correspondente ao reator
τ_3	Constante de tempo correspondente a camisa de resfriamento
K_T	Ganho do sensor-transmissor
τ_T	Tempo característico do sensor-transmissor
%ST	Percentual de sinal de saída do transmissor
T_{Max}	Temperatura máxima do sensor

T_{Min}	Temperatura mínima do sensor
K	Kelvin
d	Diâmetro da válvula
$F_{\text{cMáx}}$	Fluxo máximo da camisa
F_{cMin}	Fluxo mínimo da camisa
v_R	Velocidade recomendada
K_v	Ganho da válvula
τ_v	Tempo característico da válvula
%SC	Percentual de sinal de saída do controlador
Δm	Perturbação tipo degrau diretamente sobre a válvula
ΔC	Resposta da variável do processo (estabilizada)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
2	OBJETIVOS	17
2.1	OBJETIVO GERAL	17
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	17
3	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	18
3.1	<i>CONTINUOUS STIRRED TANK REACTOR (CSTR)</i>	18
3.1.1	Reator CSTR Encamisado	18
3.1.2	Balanços de Massa e Energia	19
3.2	LEIS DE VELOCIDADE	21
3.3	CONTROLE DO PROCESSO	21
3.3.1	Controle por Realimentação (<i>Feedback</i>)	21
3.3.2	Controlador PID	22
3.3.3	Sintonização do Controlador PID	23
3.4	ALGUNS ARTIGOS E SUAS ABORDAGENS PARA SISTEMAS DE CONTROLE	24
4	PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS	26
4.1	MODELAGEM MATEMÁTICA	26
4.2	FUNÇÕES DE TRANFERÊNCIA DO PROCESSO	28
4.3	FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA DA VÁLVULA E SENSOR	31
4.4	MALHA DE CONTROLE	32

5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	35
5.1	MÉTODO DE SINTONIZAÇÃO POR MALHA ABERTA	35
5.2	PROBLEMA REGULADOR	38
5.2.1	Análise da Sensibilidade Paramétrica (Problema Regulador)	41
5.3	PROBLEMA SERVO	43
5.3.1	Análise da Sensibilidade Paramétrica (Problema Servo)	44
6	CONCLUSÕES	47
7	SUGESTÕES	48
	REFERÊNCIAS	49

1 INTRODUÇÃO

Na atualidade, a automatização de equipamentos torna-se necessária para reduzir custos na indústria, assim como os fatores de risco. Controlar um processo, além de atender a isso tudo, ainda aumenta a qualidade do produto final, pois mantém as condições do sistema em seu ponto ótimo (SMITH & CORRIPIO, 2008).

Os problemas associados ao risco são os mais preocupantes. Alguns acontecimentos históricos apresentam acidentes associados ao descontrole da temperatura em um reator. O primeiro exemplo, na unidade da Icmesa Chemical Company, em 1976, em Seveso na Itália, ocorreu o rompimento de um disco de ruptura do reator. Análises apontam que devido a uma reação exotérmica descontrolada no reator e, provavelmente, por mantê-lo sem refrigeração por um longo período de tempo, desencadearam o evento (CHINAQUI, 2012).

Outro caso, citado por Fogler (2014), ocorreu nos Laboratórios T2, em 2007. O que houve foi que o operador do processo não conseguiu iniciar a alimentação da água de resfriamento para a jaqueta. Sem fluido refrigerante para absorver a energia do reator, a temperatura continuou aumentando. Como consequência, a pressão também aumentou. Mais uma vez, o disco de ruptura não aguentou, ocasionando em uma explosão do reator e, conseqüentemente, ao destruímento completo da planta industrial. Ambos os acidentes ocorreram devido à elevação da temperatura do equipamento em virtude de em uma reação exotérmica descontrolada, acarretando em explosões que causaram sérios prejuízos econômicos e sociais.

Devido a exemplos como esses, tanque de agitação ou reatores deve estar automatizados para controlar quaisquer variações em sua temperatura, mantendo temperatura de operação constante e corrigindo-a quando necessário. Com isso, também, uma alta conversão do produto final poderá ser obtida, aumentando o lucro total. A temperatura ideal normalmente pode ser inserida em um controlador como *set-point* (Ponto Fixo). Essa é também a temperatura considerada no cálculo do balanço de energia em seu estado estacionário. Assim, perturbações que alterem esse estado inicial serão minimizadas por meio do controlador (SMITH & CORRIPIO, 2008).

Para atender a essas condições, o controlador escolhido foi o de efeito proporcional-integral-derivativo (PID). Este controlador efetua cálculos de erro através da diferença do ponto fixo e da variável controlada (para este estudo

considera-se a temperatura interna do reator), tentando sempre atingir um erro igual à zero (ALVES, 2017).

A equação de operação do controlador PID é composta de três partes. A primeira tem como objetivo atuar de forma proporcional ao erro, pois é ele que se visa corrigir. A parte integral leva em conta o somatório ou histórico de erros anteriores. A parte derivativa, devido ao conceito de crescimento ou decrescimento de funções por meio de derivadas, é capaz prever o comportamento futuro da variável, se essa irá crescer ou decair com o tempo (SEBORG, 2017).

Esses parâmetros devem ser sintonizados para atender a alguns critérios de estabilidade e desempenharem suas funções de forma a não oferecer risco à planta industrial.

Os autores Kumar & Singh (2016) apresentaram uma problemática para um CSTR não isotérmico, onde não há a presença de uma camisa de resfriamento. No presente trabalho, é realizada a simulação do mesmo reator, adicionando-se dados, para que a reação exotérmica possa ser resfriada por um fluido refrigerante (reator encamisado), e a segurança estabelecida pela manipulação da passagem desse fluido.

Os cálculos são executados utilizando-se o software livre SCILAB. Essa ferramenta em específico contém o aplicativo XCOS, que possibilita a simulação de malhas de controle utilizando uma programação feita por diagrama de blocos, tornando todo o processo muito visual e de fácil implementação (FUJARRA, et. al., 2010).

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Controlar um reator CSTR que apresente variações em sua temperatura interna, devido a uma reação exotérmica, utilizando a sintonização do controlador PID, que possa controlar o processo estudado. E resolver os problemas utilizando apenas o aplicativo XCOS do *software* livre Scilab.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

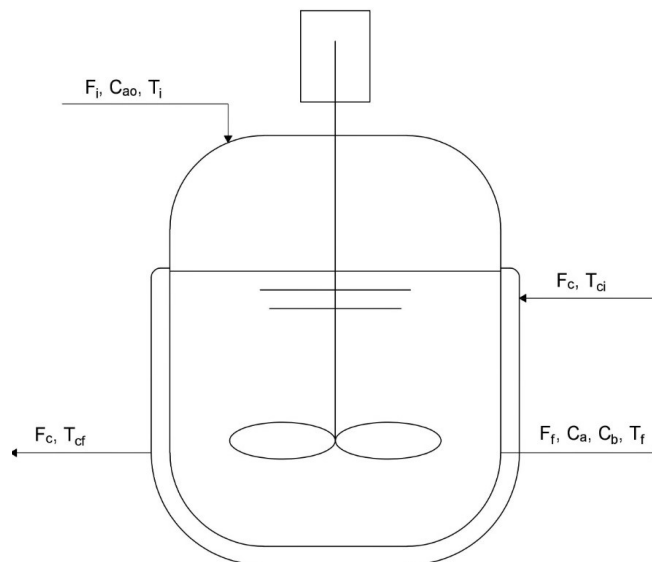
- Desenvolver e projetar a camisa de resfriamento usada no reator;
- Modelar o sistema abordado no trabalho;
- Construir uma malha de controle utilizando diagrama de blocos;
- Sintonizar o controlador PID para as condições do sistema pelos métodos: Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e Atrom e Hagglund;
- Realizar análise da sensibilidade paramétrica;

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1 CONTINUOUS STIRRED TANK REACTOR (CSTR)

A sigla CSTR vem do inglês *Continuous Stirred Tank Reactor*, que no português significa reator contínuo de tanque agitado. Como apresentado na Figura 1, os reatores desse modelo caracterizam-se por conter uma entrada e uma saída, de forma a operar continuamente, sendo apropriado para reações em fase líquida, pois apresentam pás de agitação e chicanas, para melhor mistura dos seus componentes. Normalmente, considera-se mistura perfeita, assim as composições no interior e na saída do reator são iguais (FOGLER, 2014).

Figura 1 - Esquema CSTR encamisado



Fonte: Autoria própria (2019).

3.1.1 Reator CSTR Encamisado

Para muitas reações, a temperatura de operação do reator deve ser mantida em um ponto ótimo, visando o aumento da conversão dos reagentes em produtos. A temperatura deve estar associada a um limite seguro disponível para cada modelo de reator usado, assim como a relação de temperatura e pressão do sistema.

Esse ajuste de temperatura pode ser feito por uma camisa de resfriamento, por onde passa constantemente um fluido refrigerante, normalmente a água. O objetivo é envolver o reator com essa camisa até a altura de líquido reacional, como

foi apresentado na Figura 1. Na camisa de resfriamento não ocorre transferência de massa, sendo assim, a transferência de calor é a única envolvida, realizada pelo fluido refrigerante, ao absorver a energia gerada na reação.

3.1.2 Balanços de Massa e Energia

Os balanços para o reator são feitos em estado transiente, pois tem-se como objetivo neste trabalho avaliar as variações com o tempo, causadas por perturbações no funcionamento do reator. Logo, o termo de acúmulo não é nulo nas equações.

É possível considerar o seguinte balanço de massa o CSTR, com reação direta $A \rightarrow B$:

$$\frac{dm_a}{dt} = \sum_{i=0}^{ne} \dot{m}_i - \sum_{j=0}^{ns} \dot{m}_j - r_A V \quad (3.1)$$

em que, a derivada é o termo de acúmulo, os somatórios, indicado pelos índices ne e ns , representam as vazões de entrada e saída do reator, nesta ordem, r_A ($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$) a lei de velocidade da reação em termos mássicos e V (m^3) o volume do reator.

Reescrevendo a Equação 3.1 para concentração do reagente A, obtemos:

$$V \frac{dC_A}{dt} = F(C_{Ai} - C_A) - r_A V \quad (3.2)$$

sendo F (m^3/s) o fluxo molar, C_A (kg/m^3) a concentração da espécie A no reator e C_{Ai} (kg/m^3) a concentração inicial da espécie A no reator.

O balanço de energia descrito para o sistema da Figura 1, leva em conta as seguintes considerações:

- Não há energia cinética e potencial nas entradas, nas saídas ou na forma de acúmulo. Assume-se isto, sabendo que a velocidade de escoamento no reator e altura entre o líquido reacional e o solo não são significativas;
- Trabalho de eixo é desprezível em comparação com as outras formas de energia;
- Todo o calor gerado na reação é absorvido pelo fluido refrigerante.

Logo a equação resume-se a seguinte forma:

$$\frac{d\dot{U}}{dt} = m_i \dot{H}_i - m_j \dot{H}_j - r_A V \Delta \tilde{H}_r - Q \quad (3.3)$$

Onde:

U: Acúmulo de energia interna (kJ).

m_i : Vazão mássica de entrada (kg/s).

m_j : Vazão mássica de saída (kg/s).

H_i : Taxa de entalpia que entra no reator (kJ/s).

H_j : Taxa de entalpia que deixa o reator (kJ/s).

r_A : Lei de velocidade da reação (kg/m³.s).

V: Volume do reator (m³).

$\Delta \tilde{H}_r$: Entalpia de reação (kJ/kg).

Q: Calor que deixa a reação, devido carácter exotérmico.

A Equação 3.3 pode ser reescrita de acordo com a Equação 3.4, assumindo que para líquidos a energia interna é aproximadamente igual à entalpia, ou seja, $\Delta H = C_p \Delta T$. Também, considera-se que o calor gerado na reação é totalmente transferido para a camisa pela Lei de resfriamento de Newton.

$$\rho V c_p \frac{dT}{dt} = F \rho c_p (T_{in} - T) - r_A V \Delta \tilde{H}_r - UA(T - T_c) \quad (3.4)$$

De forma semelhante uma equação para a camisa de resfriamento pode também ser escrita. Considerando-se todas as propriedades do fluido refrigerante iguais às da água, tem-se:

$$\rho_c V_c c_{pc} \frac{dT_c}{dt} = F_c \rho_c c_{pc} (T_{ci} - T_c) + UA(T - T_c) \quad (3.5)$$

A transferência de calor adquire valor positivo, pois o fluido refrigerante recebe o calor do reator, como descrito anteriormente.

3.2 LEIS DE VELOCIDADE

A lei de velocidade (r_A) descreve a velocidade do consumo do reagente A, tem unidades de concentração por tempo e é função da concentração das espécies envolvidas na reação e da temperatura.

Para uma reação elementar de primeira ordem, que pode ocorrer em processos de isomerização ($A \rightarrow B$), a lei de velocidade será:

$$r_A = k_A C_A \quad (3.6)$$

A constante de velocidade de reação k_A (min^{-1}), por sua vez, é função da temperatura e da energia de ativação E (kJ/mol) representada pela equação de Arrhenius, como apresentado pela Equação 3.7.

$$k_A(T) = k_0 e^{-E/RT} \quad (3.7)$$

Onde:

k_A : Constante de velocidade da reação, com dependência da temperatura.

k_0 : Constante pré-exponencial.

E : Energia de ativação.

R : Constante dos gases ideais.

Esse comportamento de primeira ordem é muito encontrado em reações inorgânicas irreversíveis e será usado na metodologia desse trabalho.

3.3 CONTROLE DO PROCESSO

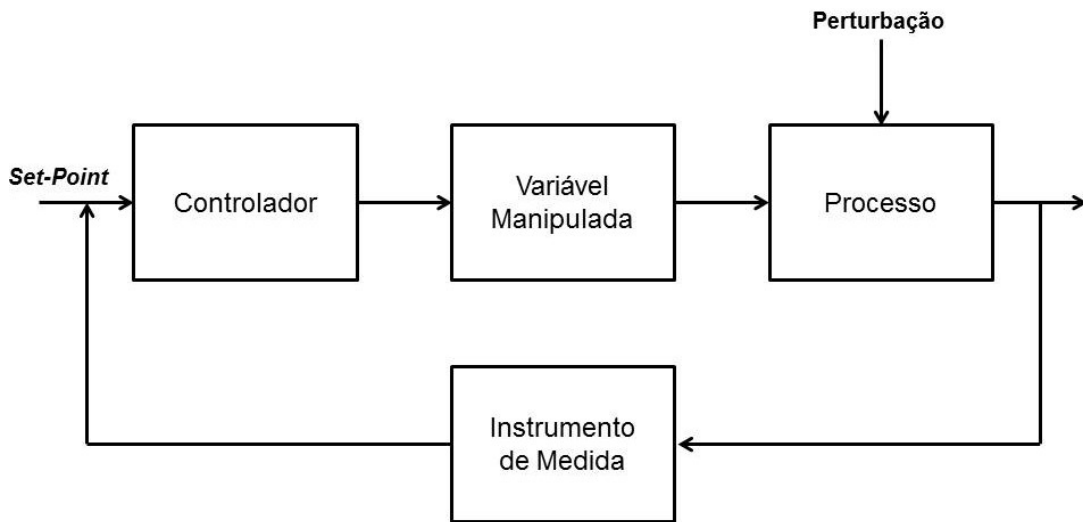
De acordo com Smith & Corripio (2008), controlar automaticamente um processo é importante, porque oferece segurança na instalação industrial e evita danos causados ao equipamento, principalmente por erros do operador.

3.3.1 Controle por realimentação (*feedback*)

O controle por *feedback* consiste em uma malha de controle fechada. Nessa malha a variável de saída é medida por um sensor e comparada ao *set-point*. O erro

gerado é transmitido ao controlador que, por sua vez, emite um sinal fazendo com que a variável manipulada atue até que o estado estacionário seja reestabelecido no processo (ZUBEN, 2010). Um esquema da malha de realimentação é apresentado na Figura 2.

Figura 2 - Controle por realimentação



Fonte: Autoria própria (2019).

3.3.2 Controlador PID

O controlador atua comparando o valor de saída (variável controlada) e a entrada de referência (ponto fixo) por meio de um ponto de soma. Ao fazer isso, ele emite um sinal que reduzirá essa diferença a zero ou muito próxima a isso (BEZERRA, 2007).

O controlador Proporcional-Integral-Derivativo apresenta a seguinte equação de operação:

$$u(t) = K_C e(t) + \frac{K_C}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + K_C \tau_D \frac{d e(t)}{dt} \quad (3.8)$$

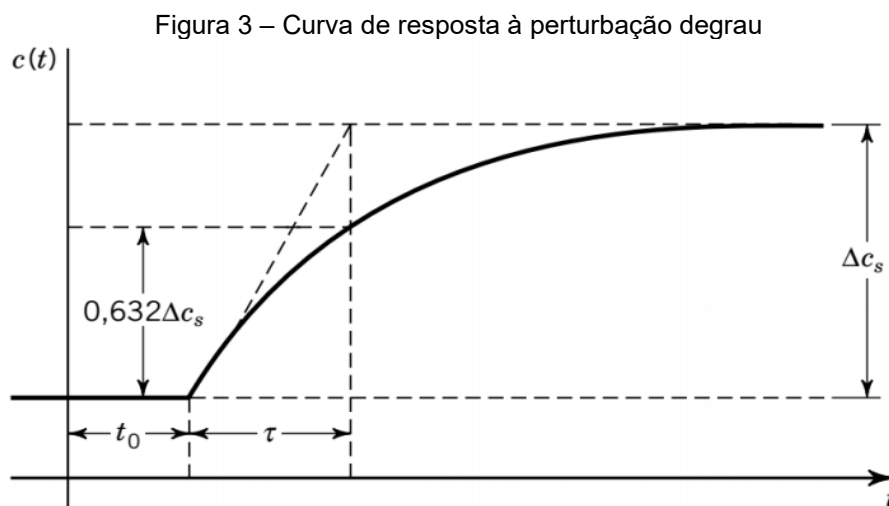
Em que, K_C é o ganho proporcional, τ_I o tempo integral e τ_D o tempo derivativo. Todos eles serão parâmetros ajustáveis do controlador para atingir o melhor desempenho. Para obter a função de transferência em termos da variável s , aplica-se transformada de Laplace na Equação 3.8.

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_C \left(1 + \frac{1}{\tau_I} + \tau_D s \right) \quad (3.9)$$

A utilização desse modelo é muito importante, pois usar apenas a ação proporcional acarreta em um erro residual que pode ser cumulativo com o tempo e o controlador perde sua ação. A contribuição integral corrige isso, levando o erro residual a zero. E a ação derivativa melhora o desempenho, diminuindo tempo necessário para atingir o erro igual a zero (GOMES, 2008).

3.3.3 Sintonização do controlador PID

Com o objetivo de obter os parâmetros do controlador utilizam-se três métodos. O primeiro de Ziegler & Nichols (1942), o segundo de Cohen & Coon (1953) e o terceiro de Astrom & Hagglund (Nunes et al., 2010). Todos eles baseiam-se na obtenção de uma curva de resposta quando a variável manipulada sofre uma perturbação com o controlador desconectado (malha aberta), a resposta gerada pode ser observada na Figura 3. Nota-se, inicialmente, que não há variação com o tempo, fenômeno descrito como tempo morto (t_0), muito comum em processos contínuos de grande escala. E em seguida, ocorre a ascensão da curva de forma monótona até atingir um novo estado estacionário causado pela perturbação, esse atraso para responder à perturbação pode ser chamado de tempo característico do processo (τ).



Fonte: Smith & Corripio (2008).

Com isso, modela-se a resposta em malha aberta pelo modelo de primeira ordem com tempo morto, como mostrado na Equação 3.10.

$$G(s) = \frac{Ke^{-t_0s}}{\tau s + 1} \quad (3.10)$$

Os valores de K , t_0 e τ são obtidos pela curva de resposta e com o uso deles encontra-se os valores dos parâmetros do controlador PID de acordo com as Tabelas 1, 2, 3.

Tabela 1 – Método de Ziegler-Nichols (malha aberta)

Controlador	K_c	τ_I	τ_D
PID	$1,2 \frac{\tau}{K t_0}$	$2t_0$	$0,5t_0$

Fonte: Adaptado de NUNES (2010).

Tabela 2 – Método de sintonia de Cohen-Coon

Controlador	K_c	τ_I	τ_D
PID	$\frac{1}{K} \left[1,35 \frac{\tau}{t_0} + 0,270 \right]$	$t_0 \tau \left[\frac{3,2+6 \frac{t_0}{\tau}}{13+8 \frac{t_0}{\tau}} \right]$	$\frac{0,37t_0}{1+0,2 \frac{t_0}{\tau}}$

Fonte: Adaptado de NUNES (2010).

Tabela 3 – Correlações de Atrom e Hagglund

K_c	τ_I	τ_D
$\frac{1}{K} \left[0,2+0,45 \frac{\tau}{t_0} \right]$	$t_0 \left[\frac{0,8\tau+0,4t_0}{0,1\tau+t_0} \right]$	$\frac{0,5t_0\tau}{\tau+0,3t_0}$

Fonte: Adaptado de NUNES (2010).

3.4 ALGUNS ARTIGOS E SUAS ABORDAGENS PARA SISTEMAS DE CONTROLE

Ao decorrer dos anos surgem cada vez mais estudos do controle dos processos químicos. E dentre eles diversas propostas para tipos de controladores e métodos de sintonização do controlador.

Kumar e Singh (2016) propuseram controlar um CSTR contendo uma reação exotérmica, por meio de um controlador tipo Proporcional-Integral (PI), as sintonizações do controlador contemplam o método de Astrom & Hagglund, método Skogestad e um método computacional. O objetivo do trabalho é a comparação do modelo matemático de 2ª ordem linearizado com o modelo de 1ª ordem mais tempo morto.

Fonseca (2016) utilizou o controle da temperatura para um processo de fermentação em estado sólido, optando por dois tipos de controladores: um controlador PI e o preditivo (MPC - *Model Predictive Control*) para controle multivariável. Os dois tipos atenderam ao necessário que era uma baixa variação na temperatura da reação.

Ao chegar a estudos mais recentes, percebe-se a utilização de pacotes de código aberto, dentre eles o mais popular pra essa área de controle é o *software* livre Scilab, pois este possui um aplicativo para simulação e análise de sistemas de controle chamado XCOS. Este funciona como um sistema de diagrama de blocos com funções pré-definidas, todos os blocos são separados de acordo com as categorias de uso, facilitando a utilização (BUSCH e VIEIRA, 2017).

O trabalho de Safady (2018) testou o sistema *Extremum-Seeking Control* (ESC) para controle do pH em um reator de neutralização. Foi aplicando a sintonização de um controlador PI e comparando com o método de injeção direta de perturbações no sistema para estimar seu estado atual e definir, em média, o valor ótimo das variáveis manipuladas. As duas técnicas foram avaliadas no aplicativo XCOS do *software* Scilab.

Vieira et. al. (2019), fizeram o estudo do controle para dois diferentes casos, ambos utilizando a sintonização de Ziegler-Nichols para malha fechada e o aplicativo XCOS do *software* Scilab. O primeiro caso aborda um reator de tanque agitado aquecido, enquanto o segundo trata de uma reação de Van de Vusse (reações em série e paralelas ocorrendo ao mesmo tempo). O trabalho tem como intuito difundir o uso do *software* e a criação de um repositório on-line para o compartilhamento de projetos.

4 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

4.1 MODELAGEM MATEMÁTICA

Para que todos os cálculos pudessem ser efetuados adequadamente, tornou-se necessário a atribuição de alguns dados adicionais à Tabela de Kumar e Singh (2016). São eles: área lateral do reator (área de troca térmica), coeficiente global de transferência de calor e fluxo do líquido de resfriamento para o estado estacionário.

A área de troca térmica foi calculada pela Equação 4.3, considerando um tanque com o valor do diâmetro igual à sua altura, utilizando-se o volume do tanque fornecido pela Tabela de Kumar e Singh (2016) na Equação 4.1.

$$V = \pi L \frac{D^2}{4} = 5 \text{ m}^3 \quad (4.1)$$

$$D = L = \sqrt[3]{\frac{5 \text{ m}^3 \cdot 4}{\pi}} = 1,85 \text{ m} \quad (4.2)$$

$$A = \pi D L = \pi D^2 = 10,79 \text{ m}^2 \quad (4.3)$$

O coeficiente global de transferência de calor foi obtido pela lei de resfriamento de Newton. Para esse problema, foi utilizada a água como fluido refrigerante. Assumiu-se uma temperatura de saída inferior a 353,15 K para que a água de resfriamento não atingisse a temperatura de ebulição.

A Equação 4.4 utiliza a área obtida acima, o calor retirado da reação, a temperatura da parede do tanque e a temperatura na saída da camisa. Todos os valores estão contidos na Tabela 4, juntamente com a descrição de cada variável utilizada, ressaltando, que todos os valores que contiverem a notação de barra acima da variável são valores no estado estacionário.

$$U = \frac{Q}{A(\bar{T} - \bar{T}_c)} = 0,347 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \quad (4.4)$$

E por último, a partir da equação do balanço de energia na camisa, para o estado estacionário (Equação 4.5), pode-se encontrar o fluxo de água necessário para manter a temperatura do reator. Considerou-se que a água de resfriamento está disponível na temperatura de 293,15 K. O valor de vazão de água obtido foi $F_c = 0,00089 \text{ m}^3/\text{s}$.

$$0 = \bar{F}_c \rho_c c_{pc} (T_{ci} - \bar{T}_c) + UA(\bar{T} - \bar{T}_c) \quad (4.5)$$

Com isso fez-se a Tabela 4, que contém todos os dados que serão utilizados nesse trabalho. Com intuito de se trabalhar com valores numéricos de ordem de grandeza mais adequada, decidiu-se utilizar valores de tempo em minutos.

Tabela 4 – Parâmetros do estado estacionário para o CSTR encamisado

Parâmetro	Valor
Volume do Reator, V	5 m ³
Área lateral do reator, A	10,79 m ²
Concentração de saída componente A, \bar{C}_A	200,13 kg/m ³
Concentração de entrada componente A, \bar{C}_{Ai}	800 kg/m ³
Fluxo volumétrico no CSTR, F	0,3 m ³ /min
Fluxo volumétrico do fluido de resfriamento, \bar{F}_C	0,0534 m ³ /min
Constante de velocidade de reação, k_0	1125 min ⁻¹
Energia de ativação para a reação, E	30,0 kJ/mol
Temperatura interna do reator, \bar{T}	413 K
Temperatura de entrada do reator, \bar{T}_{in}	353 K
Densidade fluido reacional, ρ	800 kg/m ³
Calor específico fluido reacional, c_p	1,0 kJ/kg.K
Calor de reação (exotérmico), $\Delta\tilde{H}_r$	-5,3 kJ/kg
Calor retirado do reator, Q	-13446,0 kJ/min
Constante dos gases ideais, R	0,008314 kJ/mol.K
Temperatura de entrada da camisa, T_{ci}	293,15 K
Temperatura de saída da camisa, \bar{T}_c	353,15 K
Densidade da água (fluido de resfriamento), ρ_c	1000 kg/m ³
Calor específico da água (fluido de resfriamento), c_{pc}	4,186 kJ/kg.K
Coefficiente global de transferência de calor, U	20,82 kJ/min.m ² .K
Volume da Camisa de resfriamento V_c	0,25 m ³

Fonte: Adaptado de Kumar e Singh (2016).

4.2 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA DO PROCESSO

Para deduzir as funções de transferência do processo, foi necessário primeiro tornar todas as equações lineares, para que dessa forma fosse possível propor as variáveis de desvio e aplicar a transformada de Laplace.

Nessa metodologia, foram consideradas fontes de perturbação do processo apenas alterações na concentração de entrada do reagente A, na temperatura de entrada e no fluxo na camisa de resfriamento. Sendo assim, o único termo não linear para os balanços no reator foi a lei de velocidade (r_A), descrita na Equação 4.6.

$$r_A[C_A(t), T(t)] = k_0 e^{-\frac{E}{RT(t)}} C_A(t) \quad (4.6)$$

A linearização foi feita utilizando-se os dois primeiros termos da expansão por série de Taylor de várias variáveis, como apresentado na Equação 4.7.

$$r_A[C_A(t), T(t)] = r_A[\bar{C}_A, \bar{T}] + \left. \frac{\partial r_A}{\partial C_A} \right|_{\bar{C}_A, \bar{T}} [C_A(t) - \bar{C}_A] + \left. \frac{\partial r_A}{\partial T} \right|_{\bar{C}_A, \bar{T}} [T(t) - \bar{T}] \quad (4.7)$$

Resolvendo a Equação 4.7 e escrevendo como variáveis de desvio, o resultado é dado pela Equação 4.8.

$$R_A = a_1 C'_A(t) + a_2 \Gamma(t) \quad (4.8)$$

Das Equações 3.2 e 3.4, tem-se os balanços de massa e energia, que descontados de seus respectivos balanços no estado estacionário e descritos em variáveis de desvios, ficam nos formatos apresentados pelas Equações 4.9 e 4.10.

$$\frac{dC'_A}{dt} = a_3 C'_{Ai}(t) - a_3 C'_A(t) - a_1 C'_A(t) - a_2 \Gamma(t) \quad (4.9)$$

$$\frac{d\Gamma}{dt} = a_3 \Gamma_{in}(t) - a_3 \Gamma(t) - a_1 a_4 C'_A(t) - a_2 a_4 \Gamma(t) - a_5 [\Gamma(t) - \Gamma_c(t)] \quad (4.10)$$

O balanço de energia da camisa de resfriamento 3.5 também exige uma linearização, executada de acordo com a Equação 4.11, isso se deve à multiplicação de duas variáveis com o tempo no termo de saída.

$$f[F_c(t), T_c(t)] = \overline{F_c} \cdot \overline{T_c} + \left. \frac{\partial f}{\partial F_c} \right|_{\overline{F_c}, \overline{T_c}} [F_c(t) - \overline{F_c}] + \left. \frac{\partial f}{\partial T_c} \right|_{\overline{F_c}, \overline{T_c}} [T_c(t) - \overline{T_c}] \quad (4.11)$$

Com esta função resolvida e substituída no balanço transiente, torna-se possível subtrair do balanço estacionário e aplicar as variáveis de desvio. A partir disso obteve-se a Equação 4.12.

$$\frac{d\Gamma_c}{dt} = \frac{T_{ci}}{V_c} F'_c(t) - \frac{\overline{T_c}}{V_c} F'_c(t) - \frac{\overline{F_c}}{V_c} \Gamma_c(t) + \frac{UA}{V_c \cdot \rho_c \cdot c_{pc}} [\Gamma(t) - \Gamma_c(t)] \quad (4.12)$$

Todas as variáveis de desvio estão descritas no Quadro 1.

Fazendo as transformadas de Laplace das Equações 4.9, 4.10 e 4.12 e, rearranjando para obter as funções de transferência do processo abordado nesse trabalho, resultam nas Equações 4.13, 4.14 e 4.15.

$$C'_A(s) = \frac{a_3 \tau_1}{\tau_1 s + 1} C'_{Ai}(s) - \frac{a_2 \tau_1}{\tau_1 s + 1} \Gamma(s) \quad (4.13)$$

$$\Gamma(s) = \frac{a_3 \tau_2}{\tau_2 s + 1} \Gamma_{in}(s) - \frac{a_1 a_4 \tau_2}{\tau_2 s + 1} C'_A(s) + \frac{a_5 \tau_2}{\tau_2 s + 1} \Gamma_c(s) \quad (4.14)$$

$$\Gamma_c(s) = \frac{a_6 \tau_3}{\tau_3 s + 1} F'_c(s) + \frac{a_7 \tau_3}{\tau_3 s + 1} \Gamma(s) \quad (4.15)$$

Todos os coeficientes a_i e tempos característicos são apresentados no Quadro 2.

Quadro 1 – Variáveis de desvio

$C'_A(t) = C_A(t) - \bar{C}_A$	$C'_{Ai}(t) = C_{Ai}(t) - \bar{C}_{Ai}$
$\Gamma(t) = T(t) - \bar{T}$	$\Gamma_{in}(t) = T_{in}(t) - \bar{T}_{in}$
$\Gamma_C(t) = T_C(t) - \bar{T}_C$	$F'_C(t) = F_C(t) - \bar{F}_C$
$R_A = r_A - \bar{r}_A$	

Fonte: Autoria própria, 2019.

Quadro 2 – Coeficientes ou constantes dos balanços linearizados

$a_1 = k_0 e^{-\frac{E}{RT}}$	$a_2 = \frac{E}{RT^2} \bar{C}_A k_0 e^{-\frac{E}{RT}}$
$a_3 = \frac{F}{V}$	$a_4 = \frac{\Delta \tilde{H}_r}{\rho \cdot c_p}$
$a_5 = \frac{UA}{V \cdot \rho \cdot c_p}$	$\tau_1 = \frac{1}{\frac{F}{V} + k_0 e^{-\frac{E}{RT}}}$
$\tau_2 = \frac{1}{\frac{F}{V} + \frac{\Delta \tilde{H}_r}{\rho \cdot c_p} \left(\frac{E}{RT^2} \bar{C}_A k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \right) + \frac{UA}{V \cdot \rho \cdot c_p}}$	$a_6 = \frac{T_{Ci} - \bar{T}_C}{V_C}$
$a_7 = \frac{UA}{V_C \cdot \rho_C \cdot c_{PC}}$	$\tau_3 = \frac{1}{\frac{F_C}{V_C} + \frac{UA}{V_C \cdot \rho_C \cdot c_{PC}}}$

Fonte: Autoria própria, 2019.

4.3 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA DA VÁLVULA E SENSOR

Para adequar a equação da válvula e sensor-transmissor à uma função de transferência de primeira ordem, foi necessário efetuar o cálculo do tempo característico e ganho de cada um.

O sensor-transmissor, já contém os dados identificados de acordo com o modelo e fabricante. Um sensor de temperatura da Novus Produtos Eletrônicos LTDA disponibiliza um tempo de resposta de 6 s. E o ganho pode ser obtido em termos da temperatura limite de operação por porcentagem, de acordo com a Equação 4.16.

$$K_T = \frac{\%ST}{T_{Max} - T_{Min}} = \frac{100 - 0}{1033,15 - 173,15} = 0,116 \frac{\%ST}{K} \quad (4.16)$$

Para equacionar a válvula, primeiramente foi determinado que o fluxo de água na camisa seria a variável manipulada, uma vez que mudanças na vazão de água de resfriamento afetam diretamente a remoção de calor do reator, que conduz uma reação exotérmica. Com isso, estabeleceu-se o valor contido na Tabela 4 como o mínimo de água necessário. O máximo de água necessário foi definido como sendo igual ao dobro do valor mínimo, para garantir que a válvula possa fornecer vazão suficiente de água no caso da temperatura interna do reator subir muito além das condições normais de operação.

Pelo livro de Nunes et al. (2010), no apêndice referente a válvulas de controle, obteve-se o valor do tempo característico, de acordo com o diâmetro da válvula. Sendo que o diâmetro da válvula deve ser igual ou inferior ao diâmetro da tubulação.

Para obter o este diâmetro, obteve-se informações da literatura. De acordo com Telles (1999), quando o fluido for água doce, presente em instalações industriais, a velocidade de escoamento recomendada deve estar entre 2 e 3 m/s. Optou-se pelo valor intermediário de 2,5 m/s. Então, de posse das informações de fluxo máximo e velocidade recomendada, utilizou-se a Equação 4.17, para calcular o diâmetro da tubulação.

$$d = \sqrt{\frac{4F_{cMáx}}{v_R \pi}} \quad (4.17)$$

Onde:

d: Diâmetro da tubulação.

$F_{cMáx}$: Dobro do fluxo da camisa no estado estacionário.

v_R : Velocidade recomendada.

O diâmetro final obtido foi de aproximadamente 3 cm ou 1,18 polegadas. Com isso foi possível escolher o tamanho da válvula entre 0-2 polegadas, o qual fornece um tempo característico igual a 0,3 s.

O ganho da válvula foi determinado de forma semelhante ao sensor-transmissor, e é apresentado pela Equação 4.18.

$$K_V = \frac{F_{cMax} - F_{cMin}}{\%SC} = \frac{2 \cdot 0,00089 - 0,00089}{100 - 0} = 8,9 \cdot 10^{-6} \frac{m^3/s}{\%SC} \quad (4.18)$$

4.4 MALHA DE CONTROLE

O próximo passo consistiu-se em unir as funções de transferência do processo e, também, esquematizar todas as funções em um diagrama de blocos. Para simplificar, atribuiu-se cada função de transferência a um $G_i(s)$ correspondente, apresentados na Tabela 5.

Logo, as Equações 4.13, 4.14 e 4.15 referentes ao processo, puderam ser descritas como Equações 4.19, 4.20 e 4.21, respectivamente.

$$C'_A(s) = G_1 C'_{Ai}(s) - G_2 \Gamma(s) \quad (4.19)$$

$$\Gamma(s) = G_3 \Gamma_{in}(s) - G_4 C'_A(s) + G_5 \Gamma_c(s) \quad (4.20)$$

$$\Gamma_c(s) = G_6 F'_c(s) + G_7 \Gamma(s) \quad (4.21)$$

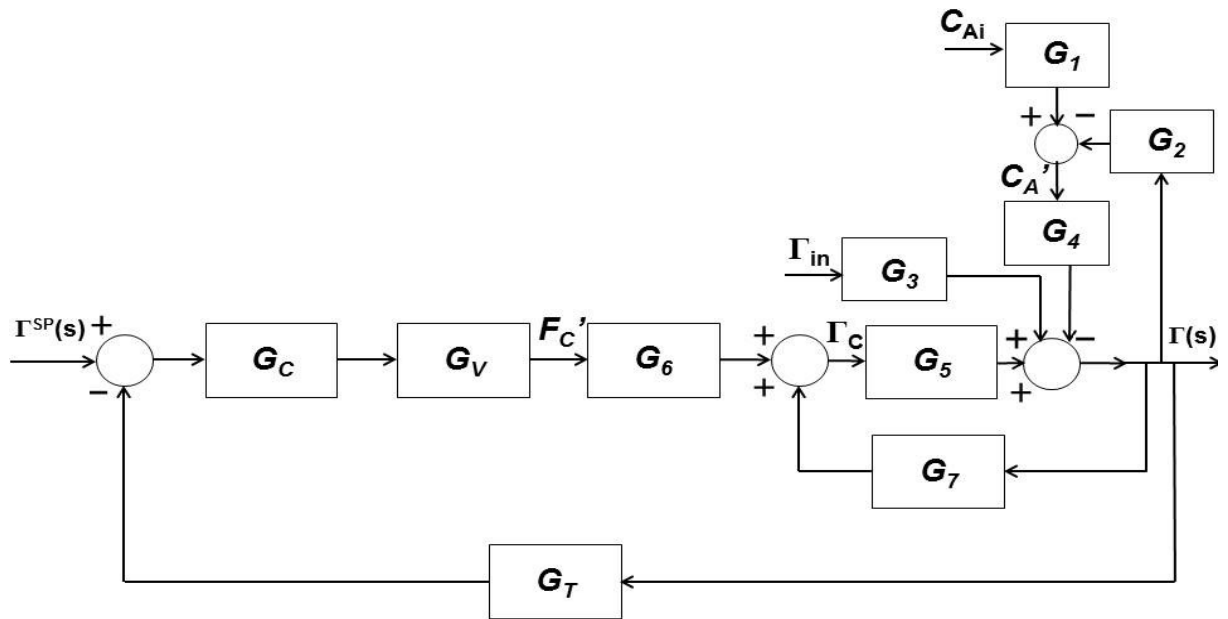
Tabela 5 – Generalização das funções de transferência

$G_i(s)$	Função de Transferência	Atribuição de valores às constantes (min)
G_1	$\frac{a_3\tau_1}{\tau_1s+1}$	$\frac{0,249}{4,156s+1}$
G_2	$\frac{a_2\tau_1}{\tau_1s+1}$	$\frac{3,178}{4,156s+1}$
G_3	$\frac{a_3\tau_2}{\tau_2s+1}$	$\frac{0,540}{9,0s+1}$
G_4	$\frac{a_1a_4\tau_2}{\tau_2s+1}$	$\frac{-0,011}{9,0s+1}$
G_5	$\frac{a_5\tau_2}{\tau_2s+1}$	$\frac{0,505}{9,0s+1}$
G_6	$\frac{a_6\tau_3}{\tau_3s+1}$	$\frac{-560,4}{2,33s+1}$
G_7	$\frac{a_6\tau_3}{\tau_3s+1}$	$\frac{0,501}{2,33s+1}$
G_V	$\frac{K_V}{\tau_Vs+1}$	$\frac{0,000534}{0,0005s+1}$
G_T	$\frac{K_T}{\tau_Ts+1}$	$\frac{0,116}{0,1s+1}$
G_C	$K_p \left(1 + \frac{1}{\tau_I} + \tau_D s \right)$	-

Fonte: Autoria própria (2019).

Por meio da álgebra de blocos, foi possível reescrever as funções de transferência como o apresentado na Figura 4. O software XCOS apresenta um modelo semelhante, apenas com a atribuição de valores às variáveis.

Figura 4 – Diagrama de blocos ou malha de controle



Fonte: Autoria própria (2019).

Nesta configuração já foi estabelecido que a concentração e temperatura iniciais são fontes de perturbação, e o fluxo da camisa é a variável manipulada por meio da abertura e fechamento da válvula.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

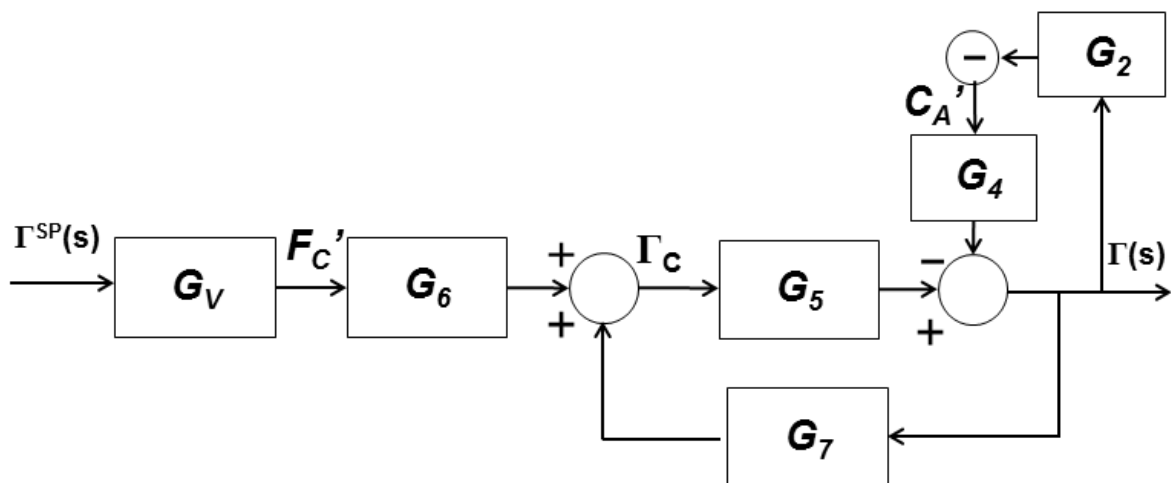
A motivação deste trabalho é controlar a temperatura interna de um reator CSTR. O efeito causado pela reação exotérmica é a liberação de calor ao meio, que é absorvido pela camisa de resfriamento que foi projetada com as especificações da metodologia.

O controle do processo, que antecipa e evita acidentes, foi realizado com a adição de um controlador PID sintonizado por três diferentes métodos: Astrom & Hagglund, Cohen-Coon e Ziegler-Nichols (com o objetivo de determinar qual o melhor). A água de resfriamento foi utilizada como variável manipulada, ou seja, a variável sobre a qual o controlador atua diretamente para promover correções na temperatura interna do reator.

5.1 MÉTODO DE SINTONIZAÇÃO POR MALHA ABERTA

Para determinação dos parâmetros de sintonia do controlador, utilizou-se o método da malha aberta. Este consiste em inserir uma perturbação degrau na variável manipulada e obter uma curva de resposta do processo. O sistema não é controlado, pois não há presença do controlador ou retorno da resposta de saída com comparação de resultados (PIRES, 2014). A Figura 5 apresenta um esquema ilustrativo da malha aberta para este processo.

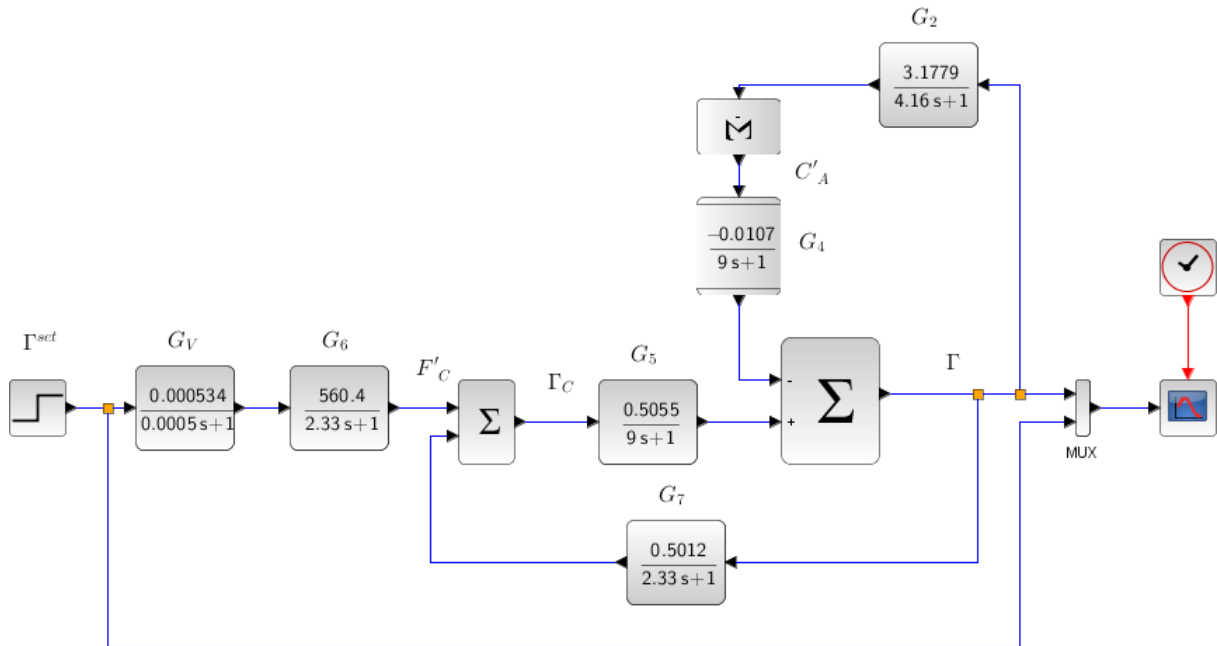
Figura 5 – Esquema malha aberta



Fonte: Autoria própria (2019).

A partir da Figura 5 e utilizando-se das funções de transferência da Tabela 5, implementou-se a malha no aplicativo XCOS. O seu formato ficou como o demonstrado na Figura 6.

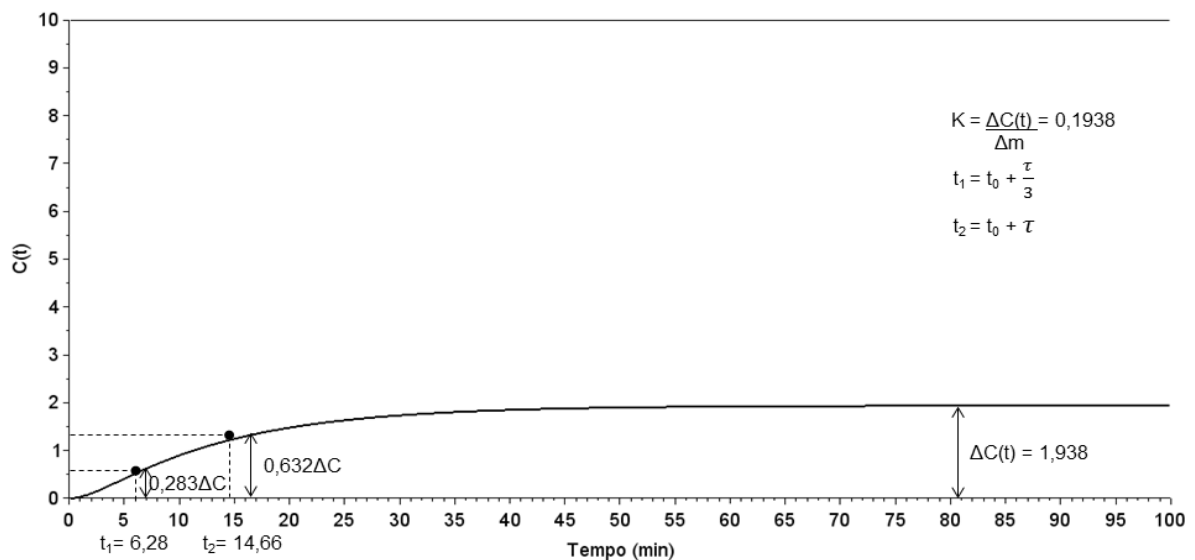
Figura 6 – Malha aberta no aplicativo XCOS



Fonte: Autoria própria (2019).

A perturbação degrau (Δm) inserida correspondeu a 10 unidades. E a resposta do processo é apresentada pela Figura 7.

Figura 7 – Resposta malha aberta: obtenção do tempo morto e característico



Fonte: Autoria própria (2019).

A maneira mais exata de obter os valores dos parâmetros na curva consistiu em encontrar dois tempos (t_1 e t_2), sendo o primeiro obtido quando atinge-se 28,3% da amplitude máxima da resposta e o outro 63,2% dessa amplitude. O t_2 corresponde à adição do tempo morto (t_0) e do tempo característico (τ). Enquanto t_1 é igual t_0 mais um terço de τ . Resolvendo o sistema torna-se possível encontrar ambos os valores de tempo morto e característico.

A Equação 5.1 corresponde à curva de resposta da Figura 7, que modelou a resposta em malha aberta pelo modelo de primeira ordem com tempo morto.

$$G(s) = \frac{Ke^{-t_0s}}{\tau s + 1} = \frac{0,1938 e^{-2,09s}}{12,56s + 1} \quad (5.1)$$

Para esta função de primeira ordem, a Tabela 6 apresenta os parâmetros do controlador sintonizados pelos três diferentes métodos propostos nesse trabalho.

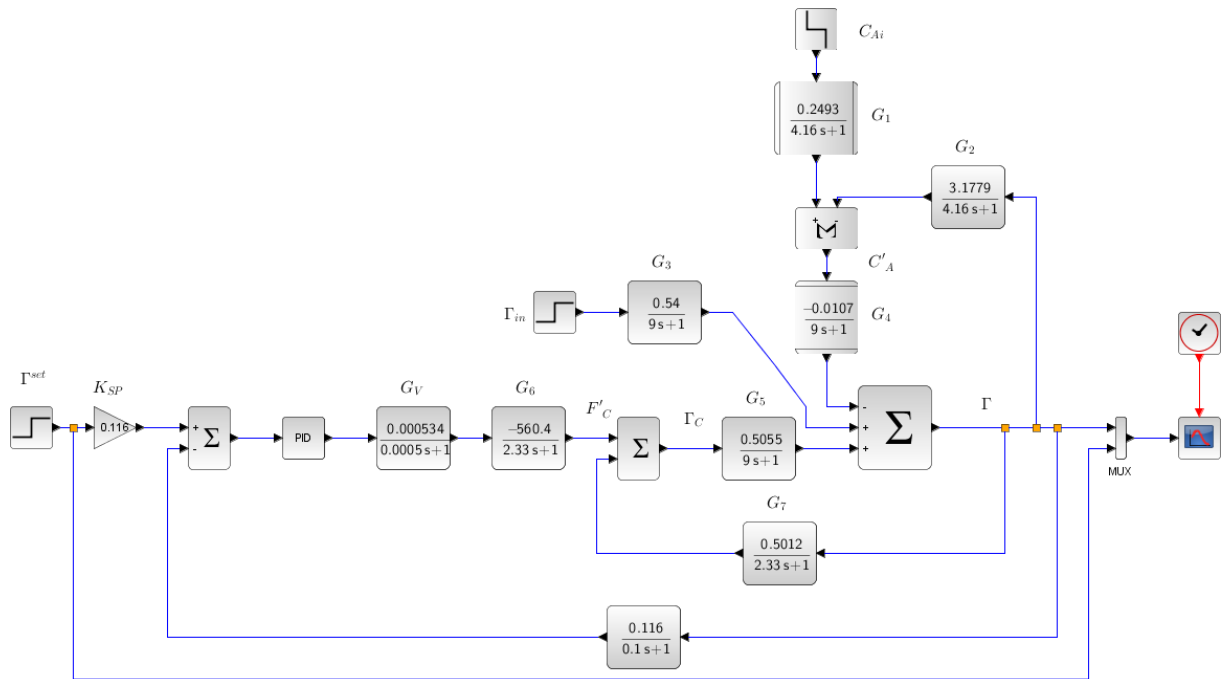
Tabela 6 – Sintonização dos parâmetros do controlador

Parâmetros malha aberta	K 0,19	τ 12,56	t_0 2,09
Ziegler-Nichols	K_c 37,13	τ_I 4,19	τ_D 1,05
Cohen-Coon	K_c 43,16	τ_I 7,72	τ_D 0,75
Astrom & Hagglund	K_c 14,95	τ_I 6,81	τ_D 0,99

Fonte: Autoria própria (2019).

Correspondendo à malha genérica demonstrada na Figura 4, criou-se o diagrama de blocos no aplicativo XCOS, representado pela Figura 8, para todas as funções e atribuições do processo.

Figura 8 – Diagrama de blocos ou malha fechada do processo



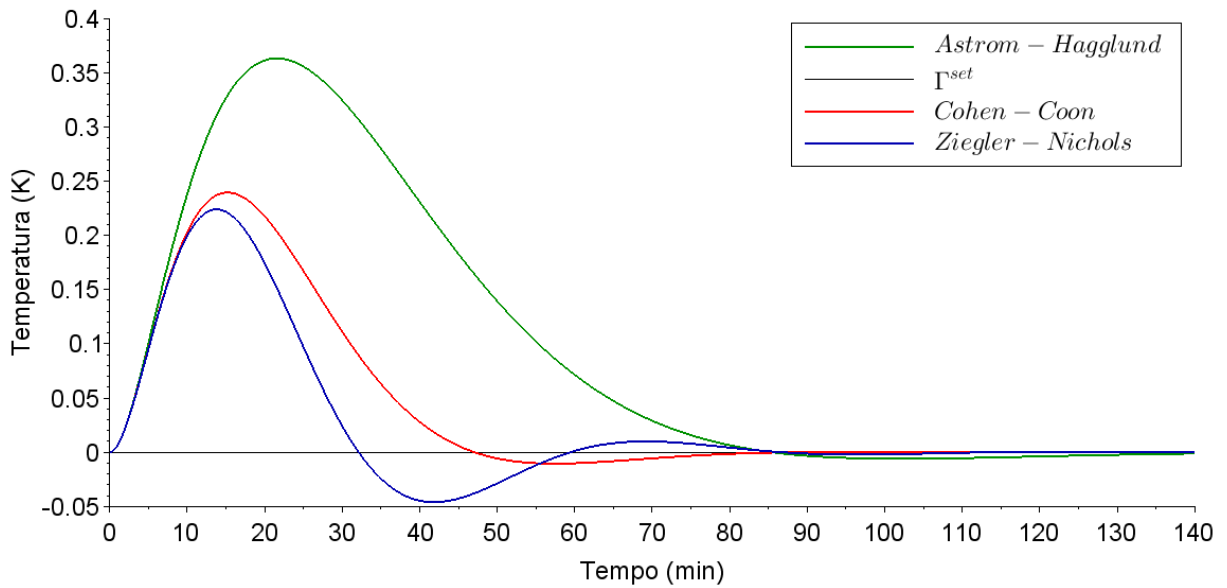
Fonte: Autoria própria (2019).

5.2 PROBLEMA REGULADOR

Os casos que o controlador tem como função compensar desvios no *set-point* causados por distúrbios ou perturbações, estão relacionados com o problema regulador. Neste trabalho, fixou-se duas possíveis fontes de perturbação: na temperatura da corrente que alimenta o reator e em sua concentração. O comportamento e influência de cada uma delas é discutido nessa seção.

Para dar início às simulações, perturbações do tipo degrau foram testadas. O primeiro caso (Figura 9) mostra a influência de perturbações na concentração de entrada na temperatura interna do reator, quando 200 kg/m^3 entram a mais no reator do que a concentração inicial prevista no estado estacionário. Isso totalizou uma alimentação com concentração de 1000 kg/m^3 .

Figura 9 – Perturbação na Concentração inicial (com controlador)



Fonte: Autoria própria (2019).

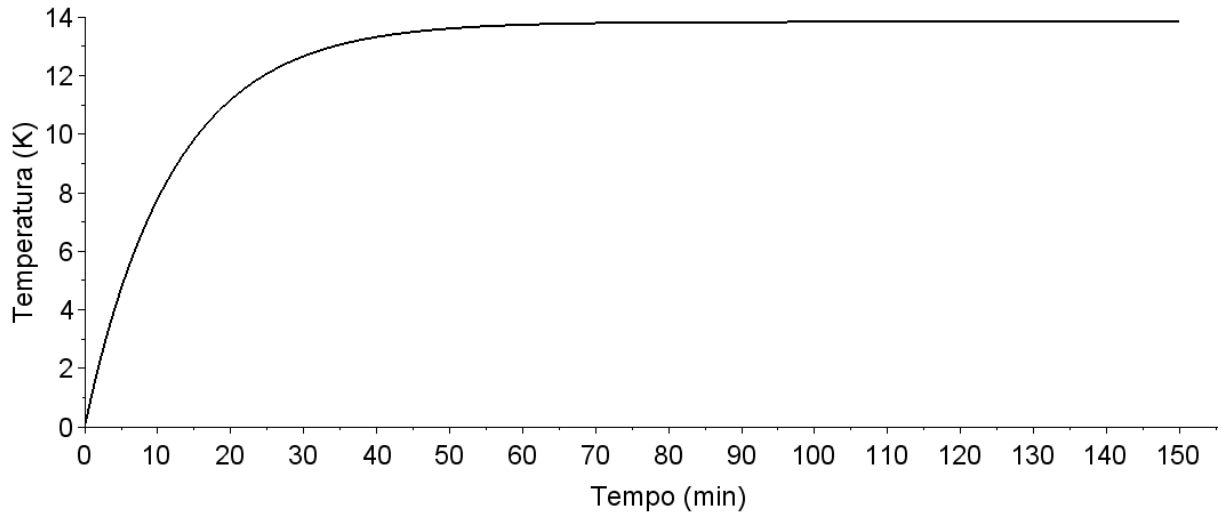
Percebe-se que a variação da temperatura em relação ao *set-point* (eixo zero) é muito baixa, inferior a 0,5 K. Isso permite descartar a concentração de entrada como fonte de perturbação mais agravante e dar mais ênfase para o próximo caso.

Na sequência, efetuou-se testes para perturbações na temperatura de entrada do reagente. Para efeitos de comparação registrou-se dois gráficos com a perturbação de 20 K nesta temperatura. A Figura 10 apresenta o resultado onde não existe o controlador e a Figura 11 apresenta a malha controlada depois de sofrer a mesma perturbação.

A Figura 10 mostra que após 30 minutos a variação da temperatura interna do reator já apresenta um desvio de 13 K em relação ao estado estacionário, atingindo um valor absoluto de 426 K. Quando se considera a malha de controle para evitar que variações significativas ocorram na temperatura interna do reator (Figura 11), ela elimina quaisquer tipos de perturbação em cerca de 80 minutos para os três métodos de sintonização. Este tempo de resposta da malha para correção de desvios é relativamente alto, afinal o reator passará uma hora e vinte minutos fora da temperatura interna ideal de operação. Porém, há que se considerar que para que a temperatura interna diminua, a válvula se abre, aumentando a vazão de água para a camisa de resfriamento. Neste meio tempo, a reação não cessa a liberação de calor, fazendo com que a temperatura demore para começar a diminuir e

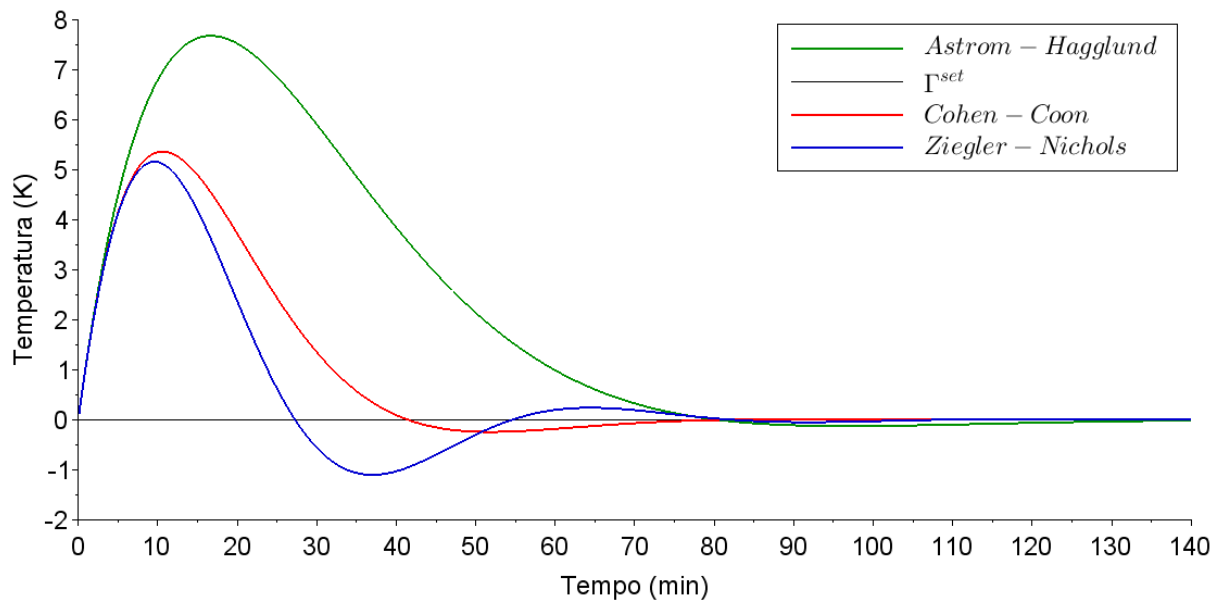
responder ao aumento de água de resfriamento na camisa. Embora o tempo de estabilização da perturbação seja razoavelmente alto, a malha consegue corrigir o problema.

Figura 10 – Perturbação na temperatura inicial (sem adição do controlador)



Fonte: Autoria própria (2019).

Figura 11 – Perturbação na temperatura inicial (com controlador)



Fonte: Autoria própria (2019).

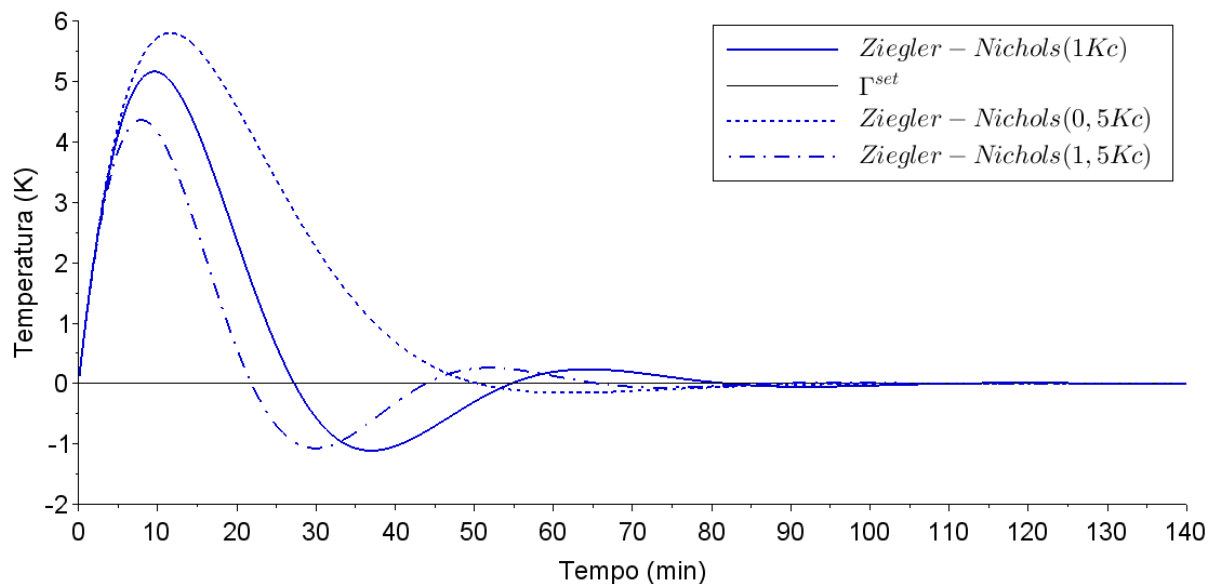
Ambos os casos de perturbação no problema regulador obtiveram melhor resultado para o método Ziegler-Nichols, pois o *overshoot* (salto inicial) foi menor. Na perturbação da temperatura de entrada, enquanto o método de Astrom & Hagglund atingiu um aumento de 8 K, fazendo com que a temperatura interna do reator

atingisse uma temperatura absoluta máxima de 421 K, a melhor sintonização atingiu um valor próximo de 5 K de desvio, o que equivale a uma temperatura interna do reator máxima de 418 K.

5.2.1 Análise da Sensibilidade Paramétrica (Problema Regulador)

A maioria das características da resposta do sistema estão diretamente relacionadas com os parâmetros do controlador. Pensando nisso, fez-se uma análise qualitativa da sensibilidade que as respostas da malha de controle apresentam quando os parâmetros do controlador são alterados. Esta análise consistiu em alterar individualmente os valores de K_C , τ_I e τ_D variando entre um aumento e uma redução de 50% do valor original. Os resultados são apresentados pelas Figuras 12, 13 e 14.

Figura 12 – Análise sensibilidade paramétrica K_C problema regulador

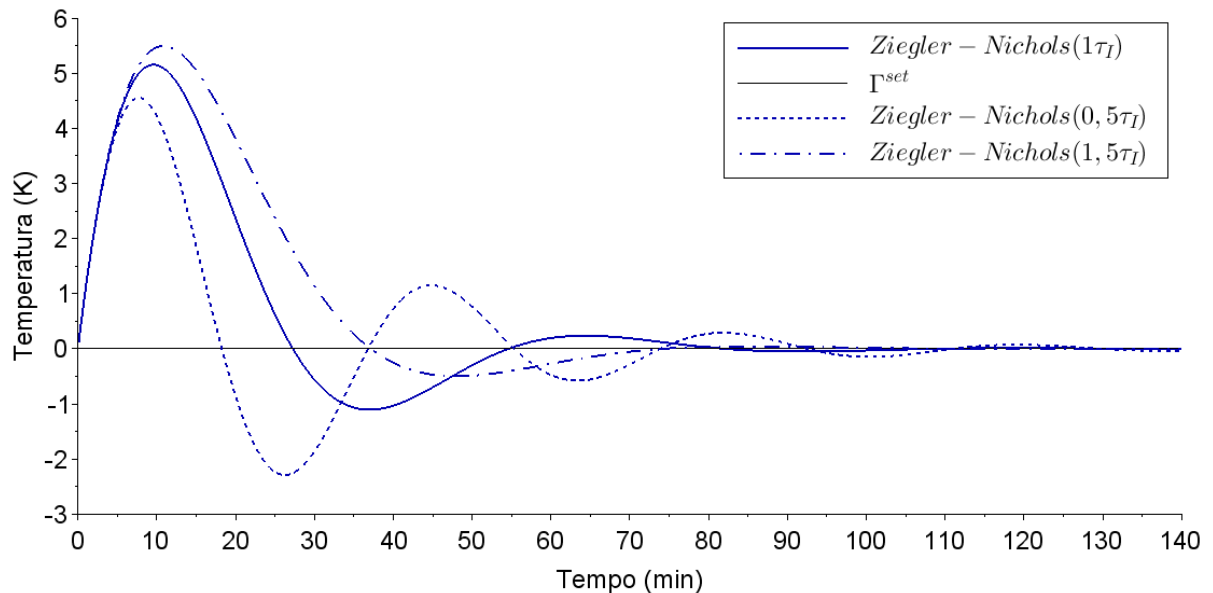


Fonte: Autoria própria (2019).

É possível observar na Figura 12 que ao aumentar o valor do ganho (K_C) a resposta melhora tanto no *overshoot* quanto no tempo de estabilidade, sendo o último o mais significativo com uma redução de aproximadamente 15 minutos em relação ao valor original. Apenas para efeito de comparação, verifica-se que o contrário não é válido, ao reduzir K_C pela metade, a resposta apresenta-se de forma

menos satisfatória, aumentando o tempo para a rejeição da perturbação para 115 minutos.

Figura 13 – Análise sensibilidade paramétrica τ_I problema regulador



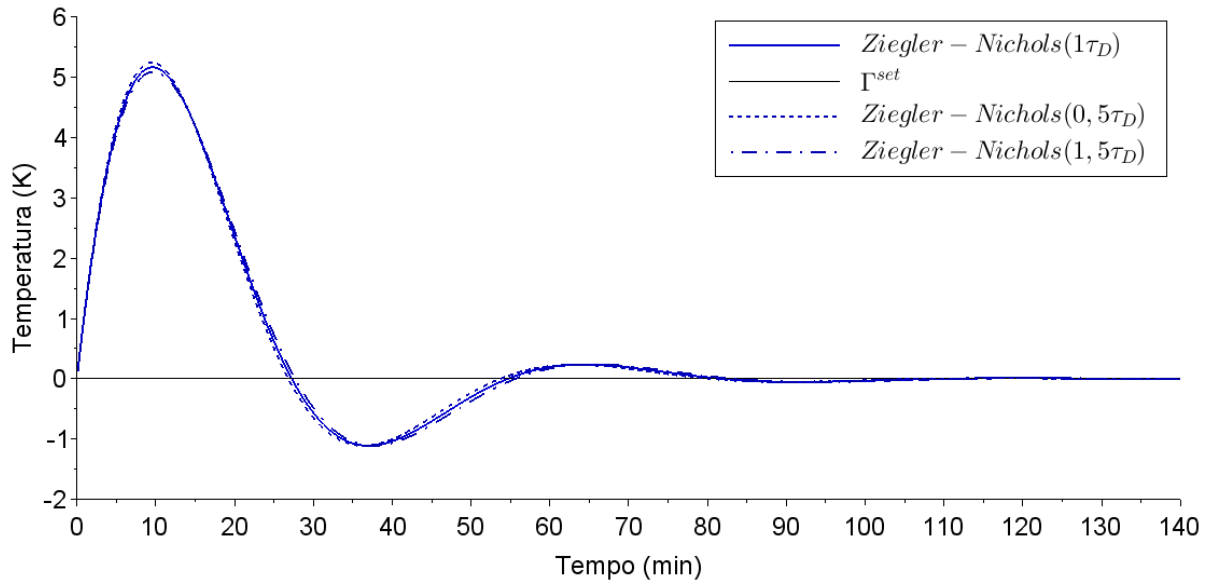
Fonte: Autoria própria (2019).

Alterações também ocorrem na análise de τ_I (Figura 13), ao diminuir 50% do valor de τ_I reduz-se o *overshoot*, mas as oscilações da resposta aumentam, prejudicando o tempo necessário para estabilidade. O fato do tempo integrativo (τ_I) estar no denominador da equação do controlador, faz com que um aumento neste parâmetro, diminua a influência do termo integral do controlador.

O aumento de τ_I implica em mais 0,5 K no *overshoot* sobre o valor original da variação, isso corresponde ao valor total de 118,5 K nesse salto. O tempo de resposta diminui quase 5 minutos em relação ao original e diminui o perfil de oscilação.

Por fim a influência das alterações em τ_D não é significativa sobre a resposta. Na Figura 14 percebe-se a sobreposição das três curvas, ou seja, os casos de aumento e redução de τ_D geram a mesma resposta do original.

Figura 14 – Análise sensibilidade paramétrica τ_D problema regulador



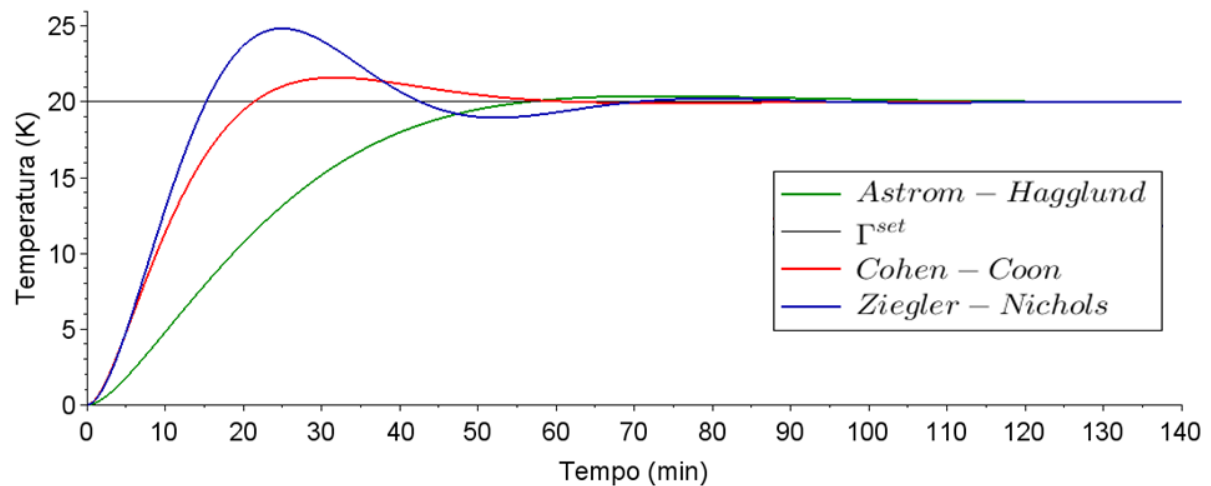
Fonte: Autoria própria (2019).

5.3 PROBLEMA SERVO

Problema servo está diretamente relacionado com o nome, ele impõe uma condição de alteração do *set-point* e o controlador deve atuar para atingir um novo estado estacionário estabelecido pela nova condição de operação.

Nesse aspecto, simulou-se o problema servo para uma alteração de 20 K a mais que no *set-point*, o que corresponde a estabelecer que a partir de agora o reator deve operar com uma temperatura interna de 433 K. O gráfico correspondente a este comportamento é apresentado na Figura 15.

Figura 15 – Problema servo



Fonte: Autoria própria (2019).

Em contrapartida com o problema regulador, percebe-se uma troca de cenário no problema servo, onde a melhor resposta da malha foi dada pela sintonização utilizando-se o método de Astrom & Hagglund e a menos satisfatória fornecida pelo método de Ziegler-Nichols.

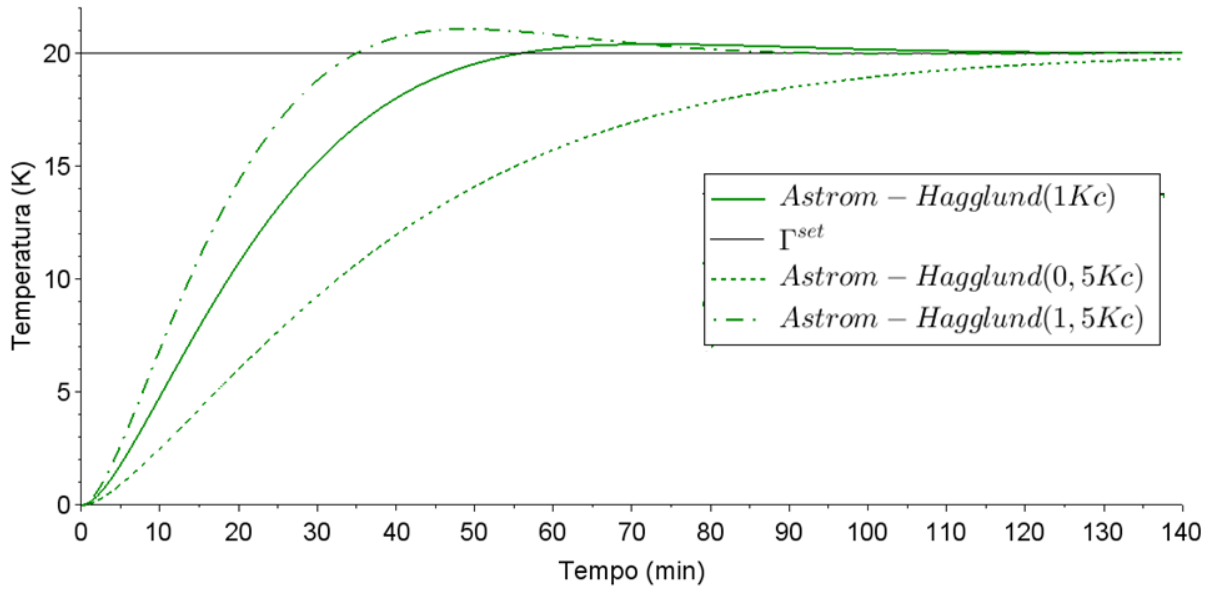
Nesse caso, a curva de resposta do método Astrom & Hagglund praticamente não possui *overshoot*, ao mesmo tempo em que sofre menos oscilações até atingir o novo *set-point*, próximo de 80 minutos. No novo contexto de problema, esse tempo necessário para atingir o novo *set-point* ocorre após a comparação do erro que recebe uma variação brusca (20 K), então o controlador atua sobre a válvula fazendo com que ela se feche de forma moderada, pois a reação exotérmica também influenciará no aumento da temperatura interna. Não se deve fazer um cessamento abrupto da água de resfriamento, pois isso causaria a elevação muito rápida da temperatura do reator, devido ao caráter exotérmico da reação. Se essas elevações passarem muito do nível desejado, a válvula deverá ser aberta mais uma vez para controlar o problema e fazer a temperatura decair, isso pode gerar grandes oscilações na resposta.

5.3.1 Análise da Sensibilidade Paramétrica (Problema Servo)

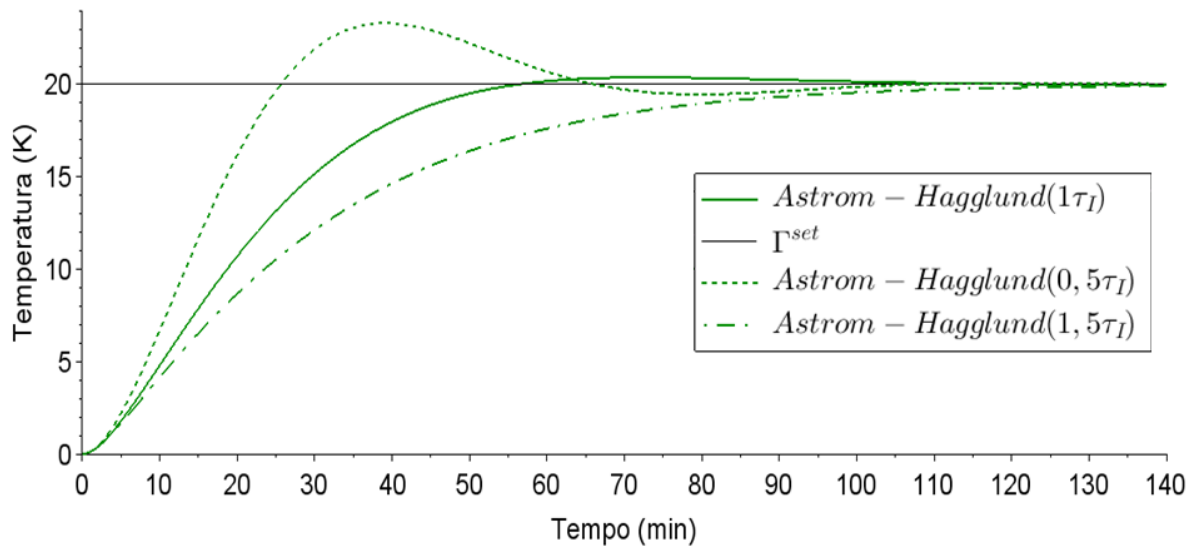
Assim como no problema regulador realizou-se a análise dos parâmetros do controlador com o aumento e redução de 50% do valor original de cada um. A Figura 16 apresenta as variações do ganho K_C , a Figura 17 variações do τ_I e a Figura 18 variações do τ_D .

Na Figura 16 pode ser observado que quando se aumentou o valor original do ganho, a temperatura interna foi elevada mais rapidamente, enquanto a resposta ficou menos suavizada. Observa-se que após atingir o valor desejado de 433 K, ou 20 K em variável de desvio, a temperatura ultrapassa esse valor e necessita ser diminuída até retornar ao estado estacionário.

Na outra análise, de diminuição do K_C tem-se uma subida tão lenta que o estado estacionário só é atingido após 140 minutos, isto é, 60 minutos a mais que a resposta gerada pelo K_C original.

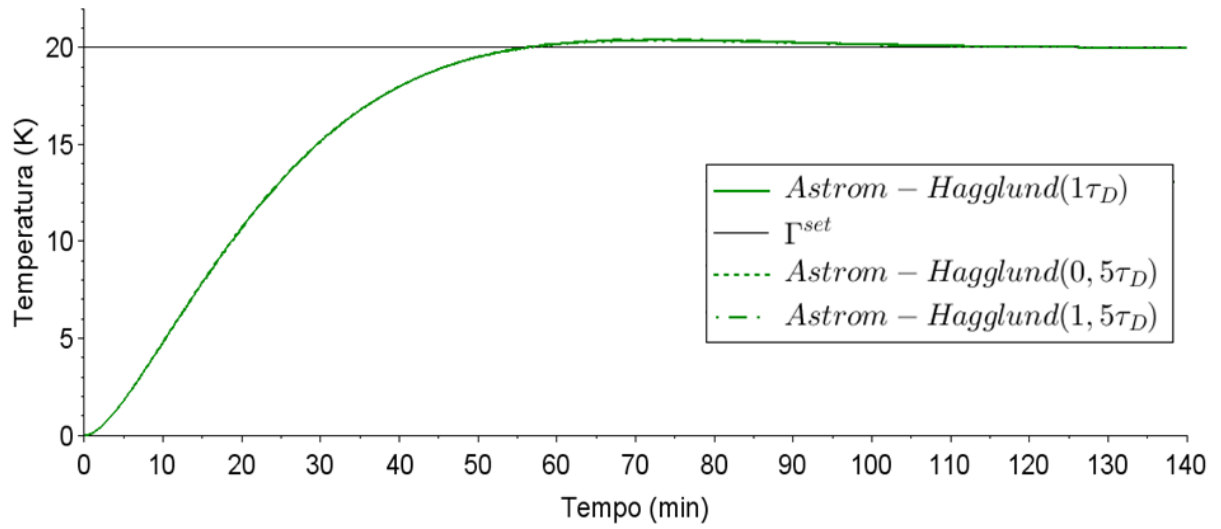
Figura 16 – Análise sensibilidade paramétrica K_c problema servo

Fonte: Autoria própria (2019).

Figura 17 – Análise sensibilidade paramétrica τ_I problema servo

Fonte: Autoria própria (2019).

Para o parâmetro tempo integrativo, as duas análises (de aumento e redução) influenciam pouco no tempo de estabilidade. As alterações são mais significativas no *overshoot*, pois quando τ_I é a metade do valor original, gera-se um pico que nos outros casos não existe, assim como a resposta apresenta uma certa oscilação.

Figura 18 – Análise sensibilidade paramétrica τ_D problema servo

Fonte: Autoria própria (2019).

O parâmetro τ_D não apresenta sensibilidade às alterações, sendo assim, esse parâmetro pode ser mantido constante ao tentar novas respostas para a malha.

6 CONCLUSÕES

Os resultados obtidos mostram que o melhor método depende da necessidade. Dentre os três analisados, Ziegler-Nichols teve menor salto inicial no controle de perturbações externas, porém com maior oscilação que os demais (cruzou o eixo zero três vezes). Este seria mais vantajoso no uso do problema regulador devido apresentar o menor *overshoot*.

Quando se deseja modificações no *set-point*, contexto no qual se estabelecem novas condições operacionais para o reator e a malha atua para alcançá-las, o controlador que melhor atenderia os objetivos seria o controlador PID sintonizado pelo método de Astrom & Hagglund. Nesse caso, não houve a presença de *overshoot* e a transição entre temperaturas de operação do reator ocorreram de forma mais branda.

Na análise qualitativa da sensibilidade paramétrica foi verificado que alterações no valor do tempo derivativo (τ_D) não geram diferenças na resposta, isso em ambos os problemas regulador e servo. Sendo assim, se o objetivo fosse melhorar a malha por tentativa e erro, alterando-se os parâmetros, poderia ser estabelecido τ_D como fixo, alterando-se apenas os outros dois parâmetros do controlador.

Ainda, é importante ressaltar, o desempenho do *software* livre utilizado nas simulações. Mesmo com a grande carga matemática, extensão e complexidade da malha, o aplicativo XCOS teve um bom desempenho e pouca demora na resposta computacional. Sendo assim, pode ser utilizado para diversos problemas, envolvendo custo zero por se tratar de um *software* livre.

7 SUGESTÕES

- Inserir um método de otimização dos parâmetros do controlador, para obter os melhores resultados possíveis em cada sintonia;
- Aplicação de outros métodos de sintonização como, por exemplo, o método de integral de erro;
- Explorar dentro do *software* Scilab a sintonização por malha fechada com o uso do diagrama de Bode, por exemplo.
- Utilização da malha para problemas reais, onde há reação exotérmica em um CSTR;
- Desenvolver um manual de utilização do aplicativo XCOS, motivado pela necessidade de mais explicações do que apenas as presentes no HELP.

REFERÊNCIAS

- ALVES, José Luiz Loureiro. **Instrumentação, Controle e Automação de Processos**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2017.
- ASTROM, K.J., HAGGLUND, T. **PID Controllers: Theory, Design and Tuning**. 2ed. Carolina do Norte-USA, Instrument Society of America, 1994.
- BEZERRA, Henrique J. **Estudo de Sistema de Controle Usando o Controlador PID em Processos Industriais**. 2007. Tese (Mestrado em Engenharia Mecânica), Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2007.
- BUSCH, W. F., VIEIRA, E. B. **Utilização do Scilab e XCOS para Projetos de Sistemas de Controle**. Projeto Final (Bacharelado em Engenharia Química) Universidade Federal Fluminense, Niterói –RJ, 2017.
- CHINAQUI, Emerson Francisco. **Análise e Gerenciamento de Riscos de Processo na Indústria Química**. Monografia, Escola de Engenharia de Lorena – USP, São Paulo, 2012.
- COHEN, G. H., COON, G. A. **Theoretical Consideration of Retarded Control**. Transactions of the ASME. Nova York, v.75, p. 827-834. Julho de 1953.
- FOGLER, H. Scott. **Cálculo De Reatores: O Essencial da Engenharia das Reações Químicas**. Rio de Janeiro: LTC, 2014.
- FONSECA, Rafael Frederico. **Dinâmica, Otimização e Controle de Processos de Fermentação em Estado Sólido: Desenvolvimento de Metodologias em Escala Laboratorial**. Tese (Doutorado em Engenharia Química), Universidade Federal de São Carlos, São Paulo, 2016.
- FUJARRA, A. L. C ; TANNURI, E. A.; BARBOSA, R. S. **Introdução a Programação Numérica para Simulação de Sistemas Dinâmicos Utilizando o Programa SCILAB / XCOS**. São Paulo: PoliUsp, 2010. Disponível em:

<http://sites.poli.usp.br/d/pme2200/Tutorial_scicos.pdf>. Acesso em: 28 de abril de 2019.

GARCIA, C. **Controle de Processos Industriais - Volume 1: Estratégias convencionais**. 1 ed. São Paulo - SP: Editora Edgard Blucher Ltda, 2017.

GOMES, S. A. P. **Comparação Entre Métodos De Identificação De Plantas Com Respostas Ao Degrau Monotonicamente Crescentes E Sintonia De Controladores PID**. 2008. Projeto de graduação em Engenharia Elétrica, Escola Politécnica da UFRJ, Rio de Janeiro, 2008.

KUMAR, Munna, SINGH, R.S., **Comparison Of Non-Linear, Linearized 2nd Order and Reduced to FOPDT Models of CSTR Using Different Tuning Methods**, Resource-Efficient Technologies, India, v. 2, s. 1, p. 71-75. Novembro de 2016.

MEZA, M.E.M. **Projeto de Compensadores pelo Método da Resposta de Frequência: Uma Interface Interativa**. III Congresso Brasileiro de Informática na Educação (CBIE), São Paulo, p. 911-919. 2014.

NOVUS PRODUTOS ELETRÔNICOS LTDA. **TxIsoBlock-HRT : Transmissor de Temperatura - Manual De Operação**. Disponível em: <https://www.novus.com.br/downloads/Arquivos/v11x_manual_txisoblock-hrt_portugu%C3%AAs.pdf>. Acesso em: 14 de outubro de 2019.

NUNES, G. C., MEDEIROS, J. L., ARAÚJO, O. Q. F. **Modelagem e Controle na Produção de Petróleo: Aplicações em Matlab**. São Paulo: Edgard Blucher Ltda, 2011.

PIRES, Vinícius Pereira. **Sintonia de um Controlador PID em um Sistema de Controle de Vazão**. Revista da Graduação. Rio Grande do Sul. v. 7, n. 2. 2014.

SAFADY, Luis Felipe. **Control of a Neutralization Reactor using Extremum-Seeking Approaches**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Faculdade

de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas. Campinas –SP, 2018.

SEBORG, D.E., EDGARD, T.F., MELLICHAMP, D.A. **Process Dynamics and Control**. 4 ed. Wiley, 2017.

SMITH, Carlos. A., CORRIPIO, Armando. **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo**. 3. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008.

TELLES, Pedro C. Silva. **Tubulações Industriais: Cálculo**. 9ª ed. Rio de Janeiro. LTC - Livros Técnicos e Científicos Editora S.A. 1999.

VIEIRA, E. B.; BUSCH, W. F.; PRATA, D. F., SANTOS, L. S. **Application of Scilab/Xcos for process control applied to chemical engineering educational projects**. Computer Application in Engineering Education , v. 27, p. 154-165. Niterói -RJ, 2019.

ZIEGLER, J. G., NICHOLS, N. B. **Optimum Settings for Automatic Controllers**. Transactions of the ASME. Nova York, p. 759-768. Novembro de 1942.

ZUBEN, Fernando J. V. **Introdução ao Controle por Realimentação**. Universidade de Campinas, São Paulo, 2010. Disponível em:
<http://www.dca.fee.unicamp.br/~vonzuben/courses/ea616_1s10.html>.
Acesso em: 21 de maio de 2019.