

CONTROLE MONOVARIÁVEL (SISO) APLICADO A UM TANQUE DE MISTURA XI INIC / VII EPG - UNIVAP 2007

**Ewerton Emmanuel S. Calixto¹, Luis G. S. Vasconcelos², André L. S. Vasconcelos³,
Marcella F. Figueiredo⁴**

¹⁻⁴Universidade Federal de Campina Grande/ Unidade Acadêmica de Engenharia Química, Av. Aprígio Veloso 882, Bodocongó, Campina Grande, ewertonemmanuel@gmail.com, vasco@deq.ufcg.edu.br

Resumo - Este trabalho consiste no desenvolvimento e implementação de um sistema de controle para a temperatura da corrente efluente de um tanque de mistura. As simulações do processo em regimes estacionário e dinâmico foram realizadas mediante o uso dos simuladores *Aspen Plus* e *Aspen Dynamics*TM, respectivamente. O modelo dinâmico linearizado a partir da obtenção das funções de transferência que representam o distúrbio e o processo foi implementado no ambiente *Matlab/Simulink*TM e o controlador PID, sintonizado pelo método do IMC (do inglês *Internal Model Control*). Após a sintonia do controlador, a estrutura foi implementada e testada no simulador *Aspen Dynamics*TM. O desempenho da estrutura de controle foi avaliado a partir da comparação entre as respostas do sistema em malha aberta e malha fechada e os resultados foram bastante satisfatórios.

Palavras-chave: Simulação, Controle de processos, Controlador PID

Área do Conhecimento: Engenharia Química

Introdução

A finalidade do controle de processos é manter as variáveis de processo nas condições desejadas com um mínimo custo operacional.

Mudanças nas condições de alimentação do processo e no ambiente (perturbações) estão sempre acontecendo e se nenhuma ação for tomada, importantes variáveis do processo não alcançarão as condições desejadas. Porém, esta ação deve ser estabelecida de modo que a segurança dos equipamentos e dos trabalhadores, a qualidade do produto e a produção sejam asseguradas com um mínimo custo de investimento e/ou operacional.

Uma vez estabelecida a estratégia de controle, é necessário determinar qual é a lei ou algoritmo de controle para o controlador proporcional, integral e derivativo (PID), o qual combina as vantagens do controlador PI e PD. A ação integral está diretamente ligada à precisão do sistema sendo responsável pelo erro nulo em regime permanente. O efeito desestabilizador do controlador PI é contrabalançado pela ação derivativa que tende a aumentar a estabilidade relativa do sistema ao passo em que torna a resposta do sistema mais rápida, devido o seu efeito antecipatório (SEBORG et al., 1989).

Metodologia

As simulações em regime estacionário foram realizadas utilizando o simulador *Aspen Plus*TM. O processo ilustrado na Figura 1 trata-se de um tanque de mistura alimentado por três correntes de água, sendo uma quente, fria e outra de distúrbio.

As vazões, temperaturas e pressões das respectivas correntes, assim como da corrente de saída, encontram-se na Tabela 1. Este tanque possui 3m de diâmetro e 2m de altura. Todas as correntes apresentam válvulas com abertura de 50% e quedas de pressão de 0,01 atm.

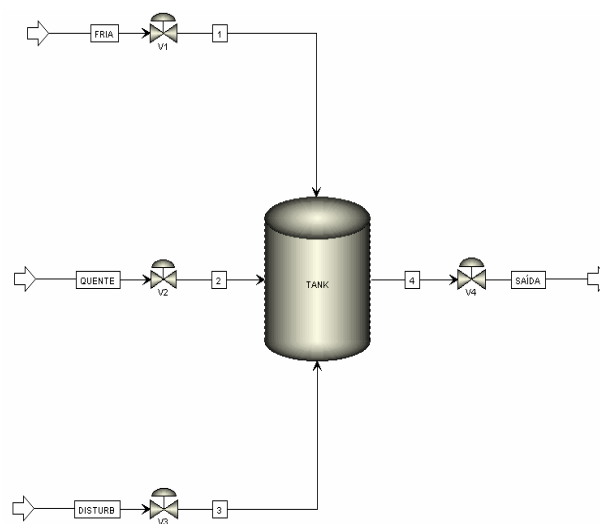


Figura 1 – Fluxograma do processo.

Tabela 1 – Especificações das correntes.

Corrente	Temperatura (°C)	Vazão (kmol/h)	Pressão (atm)
Quente	100	100	1,5
Fria	30	100	1,5
Distúrbio	40	100	1,5
Saída	57,65	300	0,89

As simulações em regime dinâmico foram realizadas utilizando o simulador comercial Aspen Dynamics™ e tiveram por objetivo obter as curvas de resposta do sistema para determinar as funções de transferência que representam o modelo do processo. A Figura 2 mostra o fluxograma do processo no simulador Aspen Dynamics™. Os controladores de fluxo são controladores PI com parâmetros sugeridos por Luyben (2002), ou seja, ganho de 0,5 e tempo integral de 0,3. O controlador de nível é proporcional com o ganho igual a 2, também sugerido por Luyben (2002).

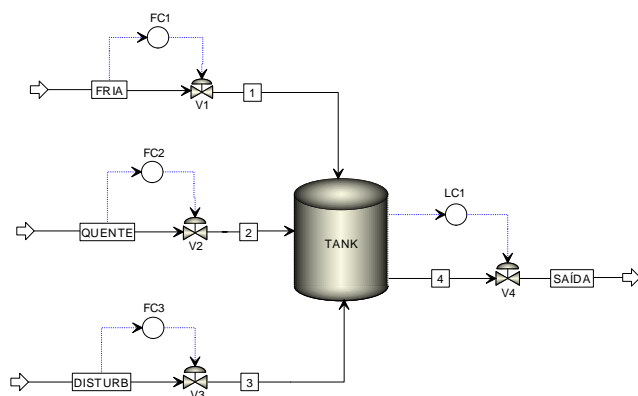


Figura 2 – Fluxograma do processo em regime dinâmico.

A simulação realizada no estado estacionário foi exportada para o Aspen Dynamics™ no modo *Pressure Driven* onde as pressões são dados de entrada e as vazões quando requeridas, são calculadas em função das pressões e da geometria do sistema. Essa potencialidade é essencial para as simulações utilizando o *Pressure Relief* (alívio de pressão), redes de vapor, sistemas de compressores e muitas outras aplicações.

Distúrbios de 10% para mais e para menos, foram feitos nos *setpoints* dos controladores de vazão da corrente de distúrbio e da corrente fria com o objetivo de obter a resposta da temperatura da corrente de saída do tanque. A corrente fria será utilizada como variável manipulada. A seguir são mostradas nas Figuras 3 e 4 as respostas em malha aberta da temperatura da corrente de saída.

É possível perceber que ambas as respostas apresentam características de um processo de primeira ordem sem tempo morto que possui a seguinte função de transferência no domínio de Laplace:

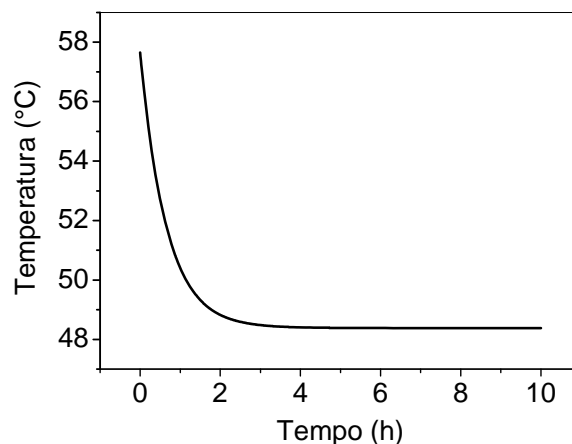


Figura 3 – Perfil de temperatura em malha aberta para perturbação na corrente de distúrbio.

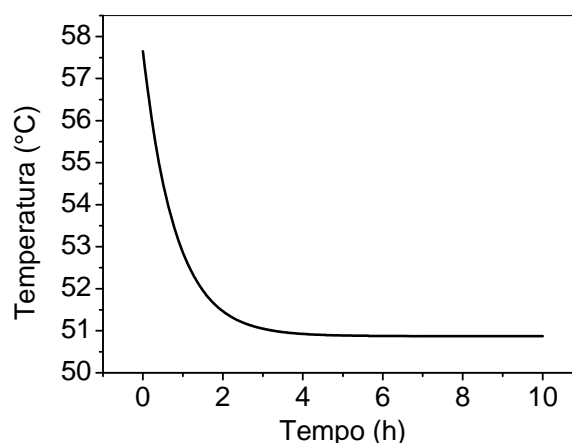


Figura 4 – Perfil de temperatura em malha aberta para perturbação na corrente fria.

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (1)$$

O modelo dinâmico linearizado simplificado, no domínio de Laplace foi obtido através do ajuste dos parâmetros (ganho, constante de tempo) de funções de transferência de primeira ordem a partir dos dados discretos resultante do modelo rigoroso *Tank™*, presente no simulador comercial o Aspen Dynamics™. O critério para o ajuste destes parâmetros foi a minimização do erro entre os valores oriundos do modelo rigoroso e aqueles preditos pelo modelo simplificado. Os ganhos foram calculados diretamente das informações de

estado estacionário e a rotina de otimização Solver[®] residente no aplicativo MS-Excel[®] foi utilizada para ajustar as constantes de tempo de forma a minimizar o erro. A resposta no domínio do tempo de uma função de transferência de primeira ordem sem tempo morto a uma entrada degrau, pode ser obtida a partir da transformada inversa de Laplace e apresenta a seguinte forma:

$$y(t) = kM(1 - e^{-\frac{t}{\tau}}) \quad (2)$$

Onde:

- K: ganho;
- M: amplitude do degrau;
- t: tempo;
- τ : constante de tempo .

A tabela 2 apresenta os parâmetros obtidos para o modelo simplificado na forma de funções de transferência e as Figuras 5 e 6 a validação do modelo.

Tabela 2 – Parâmetros da função de transferência.

Funções de transferência	Parâmetros	
	K	τ
G_L	-0,9268	0,65577
G_P	-0,6777	0,81444

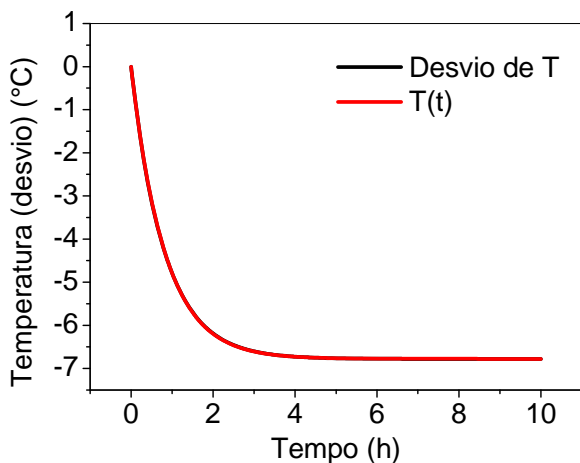


Figura 5 - Perfil de temperatura (desvio) para perturbações na corrente fria.

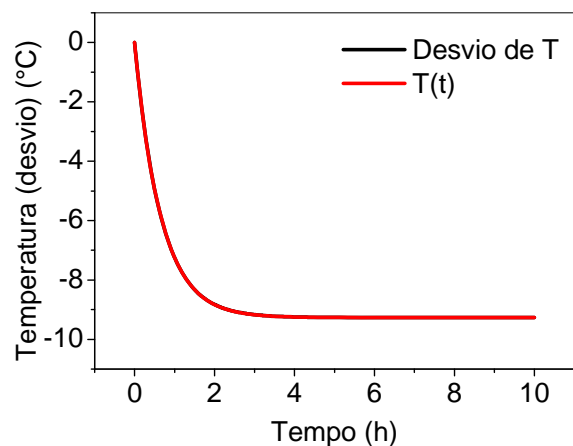


Figura 6 – Perfil de temperatura (desvio) para perturbações na corrente de distúrbio.

A malha de controle *Feedback* foi implementada no ambiente *Matlab/Simulink* como mostra a Figura 7. Consideramos uma função de transferência de primeira ordem G_v com ganho e constante de tempo unitários para representar a dinâmica da válvula. O modelo do processo é então dado por:

$$G_v(s)G_p(s) = \left(\frac{1}{s+1} \right) \left(\frac{k}{\tau s+1} \right) \quad (3)$$

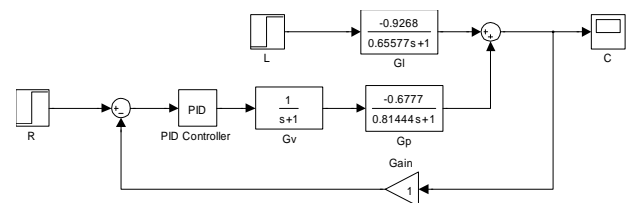


Figura 7 – Malha de controle Feedback no Matlab/SimulinkTM

O método escolhido para sintonizar o controlador PID foi o IMC. Os parâmetros do controlador foram calculados a partir das expressões apresentadas por Rivera et al. (1986) para um modelo de segunda ordem.

Resultados

As Figuras 8 e 9 mostram as respostas em malha aberta e fechada para perturbações de 50% no distúrbio.

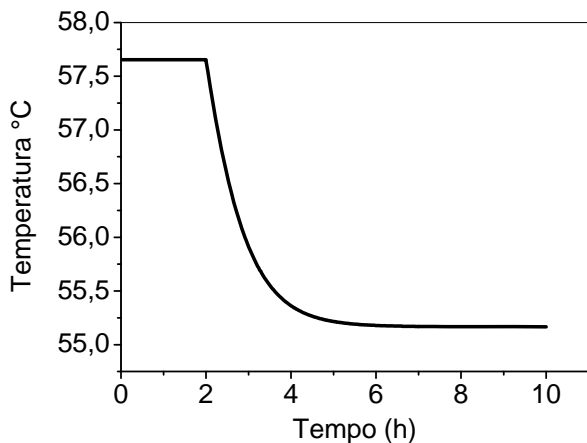


Figura 8 – Resposta em malha aberta.

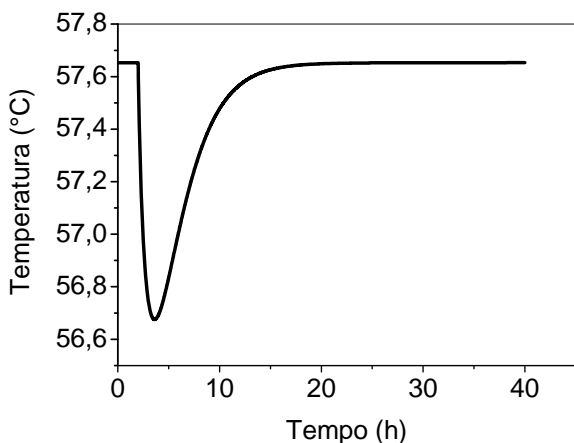


Figura 9 – Resposta em malha fechada.

Como o objetivo é controlar a temperatura na saída do tanque, foi necessário adicionar um controlador do tipo PID. A saída do controlador foi conectada na válvula da corrente fria (V3) e a entrada do mesmo na corrente de saída do processo.

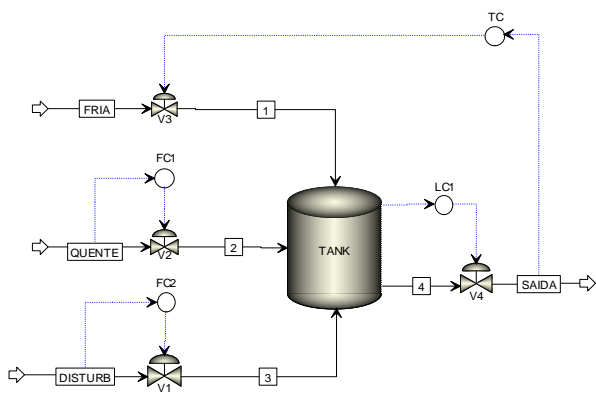


Figura 10 – Estrutura completa do sistema de controle.

Discussão

Analisando as Figuras 8 e 9, pode-se perceber a excelente performance do controlador PID, principalmente devido ao rigor do método IMC para a sintonia do controlador.

Conclusão

O objetivo deste projeto foi alcançado uma vez em que foi possível obter todos os parâmetros do controlador PID junto com uma resposta coerente com os mesmos. O desempenho do controlador PID, cuja sintonia foi realizada mediante o método IMC, se mostrou bastante satisfatório. Dentre outros aspectos do trabalho, pode-se ainda citar que ainda foi possível:

- Conhecer o comportamento no estado estacionário do processo;
- Conhecer o comportamento dinâmico do processo;
- Estabelecer quais as variáveis de processo que deveriam ser mantidas o mais próximo possível dos valores desejados (*set point*);
- Estabelecer quais as variáveis de processo deveriam ser monitoradas (variáveis medidas) a fim de conhecer ou inferir os valores das variáveis controladas ou das variáveis de processo que poderiam interferir no mesmo (perturbações);
- Estabelecer quais fluxos de massa que foram modificados;
- Estabelecer com sucesso o sistema de controle do processo.

Referências

- RIVERA, D.E.; MORARI, M.; SKOGESTAD, S. Internal Model Control. 4. PID Controller Design, **Ind. Eng Chem. Process Des. Dev.** V.25, p.252-265, 1986.
- LUYBEN, W. Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control. 1. ed. Marcel Dekker, Inc, New York, 2002.
- SEBORG D. E.; EDGAR T. F.; MELLICHAMP D. A. **Process Dynamics and Control**. 1. ed. John Wiley & Sons, 1989.