

# PROJETO DA MALHA DE CONTROLE DE UM PROCESSO DE HIDRÓLISE DE ANIDRIDO ACÉTICO EM CSTR

A. C. S. R. DIAS, B. R. BOTINHA, J. R. COSTA, C. S. O. TENIS e J. C. S. DUTRA

LAMCES – Laboratório de Métodos Computacionais, Controle e Estimação  
Universidade Federal do Espírito Santo – Engenharia Química (campus de Alegre)  
E-mail para contato: ana\_csrd@hotmail.com; juliosdutra@yahoo.com.br

**RESUMO** – Neste artigo, desenvolveu-se o projeto de uma estrutura de controle para um reator de hidrólise de anidrido acético por catálise ácida. A malha de controle projetada foi do tipo *feedback*, a qual empregou um controlador proporcional-integral-derivativo (PID). A variável manipulada utilizada foi a vazão de solução aquosa de ácido sulfúrico e a variável controlada foi a temperatura do reator. Os resultados obtidos demonstraram que o controlador foi capaz de manter a variável controlada em padrões desejáveis, sob diferentes condições operacionais.

## 1. INTRODUÇÃO

Sabe-se que o reator contínuo do tipo CSTR é utilizado para reações em fase líquida que requerem constante agitação. Devido a sua maior capacidade de produção, é mais utilizado em larga escala do que os reatores em batelada. Normalmente, para operações nesse tipo de reator, considera-se a mistura perfeita e, dessa forma, temperatura, composição e velocidade de reação serão uniformes em seu interior (Fogler, 2009; Levenspiel, 2000).

O trabalho de Jayakumar *et al.* (2011), utilizado como base para o presente estudo, fundamentou-se na análise de sensibilidade paramétrica e no estudo da dinâmica de um reator CSTR, encamisado de escala laboratorial, para hidrólise contínua de ácido acético catalisada por  $H_2SO_4$ . Essas ferramentas são de extrema importância e objetivam determinar a operação do processo em condições ideais. No entanto, os autores não consideraram o uso de estruturas de controle, que são cruciais para a implementação de políticas operacionais para manter o processo em torno da condição desejada (Seborg *et al.*, 2011).

Com o presente trabalho, propõe-se um controlador capaz de manter a temperatura do reator em um valor desejado (*set point*), manipulando a vazão de solução aquosa de ácido sulfúrico. Para avaliar a eficiência do controlador, foram analisados os efeitos de degraus no *set-point* da temperatura e de perturbação na concentração inicial de anidrido acético.

## 2. METODOLOGIA

O modelo matemático do processo em análise considera como variáveis de entradas a temperatura de alimentação de anidrido acético, a vazão de solução aquosa de reagente e a concentração de alimentação de anidrido acético; e, como variáveis de estado e saída, a concentração de anidrido acético no reator, a temperatura de saída e a temperatura de líquido

refrigerante. O modelo foi implementado no *software* SCILAB, sendo utilizada a rotina *ode* para realizar a integração das equações diferenciais. Inicialmente, para verificação da consistência deste presente trabalho, o resultado da simulação para a temperatura do reator foi comparado com aquele fornecido por Jayakumar *et al.* (2011).

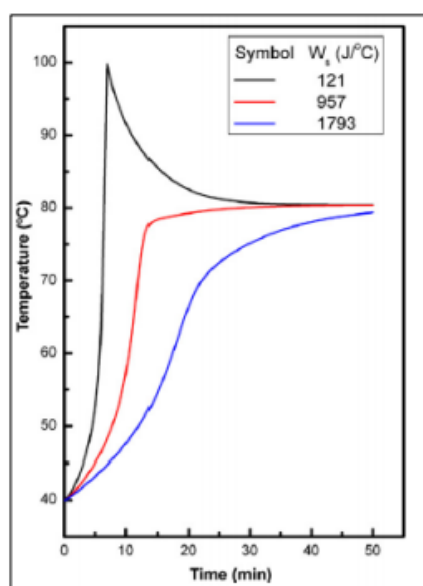
Para análise da controlabilidade, o modelo foi linearizado numericamente em torno da condição de interesse ( $5000 \text{ mol/m}^3$  e  $40^\circ\text{C}$ ), possibilitando obter o modelo em espaço de estados (A, B, C e D) e, conseqüentemente, as funções de transferência do processo –  $G(s)$  (Seborg *et al.*, 2011). Os polos e os zeros dessas funções, por sua vez, permitiram a análise da estabilidade, sendo utilizada especificamente a relação entre a vazão de reagente de solução aquosa (variável manipulada) com a temperatura do reator (variável controlada).

O projeto da malha de controle considerou um controlador proporcional-integral-derivativo (PID) na forma paralela. Os parâmetros de sintonia do PID foram obtidos de modo a equilibrar o desempenho (tempo de resposta) e robustez (margens de estabilidade) (Seborg *et al.*, 2011). Na sequência, foi obtida a função de transferência do sistema em malha fechada e, finalmente, foram realizados degraus no *set-point* da temperatura (teste servo) e na concentração inicial de anidrido acético (teste regulador). Com isso, analisou-se o desempenho do controlador para diferentes condições operacionais.

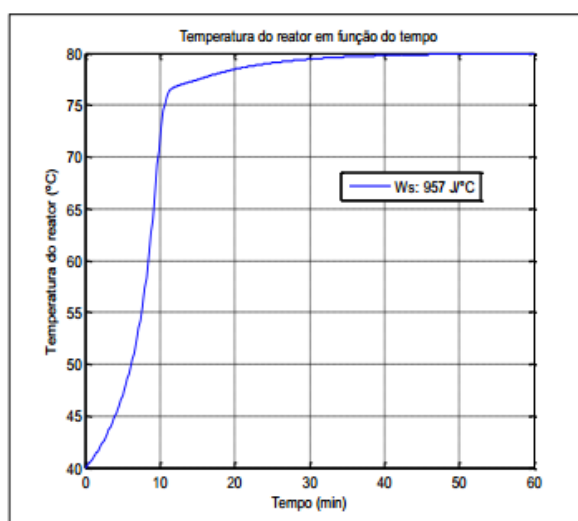
### 3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

As Figuras 1(a) e 1(b) apresentam, respectivamente, o resultado fornecido pelo artigo de referência e o simulado neste trabalho. Pode-se observar a similaridade entre os gráficos, quando a capacitância da parede ( $W_s$ ) é igual a  $957 \text{ J/}^\circ\text{C}$ . Assim, é possível afirmar que a simulação realizada neste trabalho está de acordo com resultado fornecido pelo artigo. Deste modo, o modelo foi utilizado para o subsequente projeto do controlador.

Figura 1 – (a) Perfil de temperatura do reator fornecido por Jayakumar *et al.*, 2010),  
(b) Temperatura do reator simulada neste trabalho.



1 (a)



1(b)

As matrizes de observabilidade (O) e controlabilidade (CO) do modelo linearizado e seus respectivos postos estão contidos nas Figuras 3 e 4. Os postos dessas matrizes são iguais ao número de estados, de modo que o sistema pode ser considerado observável e controlável.

Figura 3 - Matriz de observabilidade.

$$OB = \begin{bmatrix} 1.0000 & 0 & 0 \\ 0 & 1.0000 & 0 \\ 0 & 0 & 1.0000 \\ -0.0033 & -0.6038 & 0 \\ 0 & 0.0034 & 0.0011 \\ 0 & 0.0046 & -0.0095 \\ 0 & 0 & -0.0006 \\ 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0.0001 \end{bmatrix}$$

Figura 4 - Matriz de controlabilidade.

$$CO = 10^4 \times \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 1.1012 & 0 & 0 & 0.0001 & 0 & 0 \\ -1.8238 & 0 & 0 & -0.0061 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.0084 & 0 & 0 & 0.0001 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Como o sistema é  $3 \times 3$ , foram obtidas nove funções de transferência do modelo linearizado, sendo representada pela Equação 1 a que relaciona a variável controlada com a variável manipulada ( $G_p$ ). Como esta função não apresenta zeros positivos, a resposta inversa não é um comportamento esperado. Entretanto, há a presença de um polo positivo, o que evidencia a instabilidade do processo em malha aberta.

$$G_p(s) = \frac{-1,824 \times 10^4 s^2 - 232,7s - 0,56894}{s^3 + 0,0094s^2 - 1,046 \times 10^{-5}s - 6,343 \times 10^{-8}} \quad (1)$$

O projeto do controlador forneceu os parâmetros que se encontram na Tabela 1.

Tabela 1 – Parâmetros do controlador PID.

| $K_c$                    | $\tau_I$             | $\tau_D$ |
|--------------------------|----------------------|----------|
| $-2,8607 \times 10^{-6}$ | $2,0559 \times 10^3$ | 67,9455  |

A Equação 2 apresenta a função de transferência do sistema em malha fechada ( $G_{MF}$ ). Os polos e zeros desta função apresentaram parte real negativa, demonstrando, assim, o comportamento estável do sistema em malha fechada para a sintonia empregada.

$$G_{MF}(s) = \frac{0,403s^4 + 0,0103s^3 + 8,136 \times 10^{-5}s^2 + 1,942 \times 10^{-7}s + 7,847 \times 10^{-11}}{60s^6 + 7,507s^5 + 0,567s^4 + 0,011s^3 + 7,988 \times 10^{-5}s^2 + 1,879 \times 10^{-7}s + 7,847 \times 10^{-11}} \quad (2)$$

As Figuras 5 e 6 apresentam o comportamento da variável controlada e variável manipulada, respectivamente, quando o sistema é submetido a um degrau de magnitude 20 °C no *set-point* da temperatura do reator. Pode ser visto que o controlador foi capaz de levar a temperatura para o novo *set-point*. Não foram observadas oscilações nas respostas e o valor final da temperatura do reator foi obtido em um tempo de aproximadamente 5000 segundos.

Figura 5 – Resposta do sistema a um degrau de magnitude 20°C na temperatura do reator.

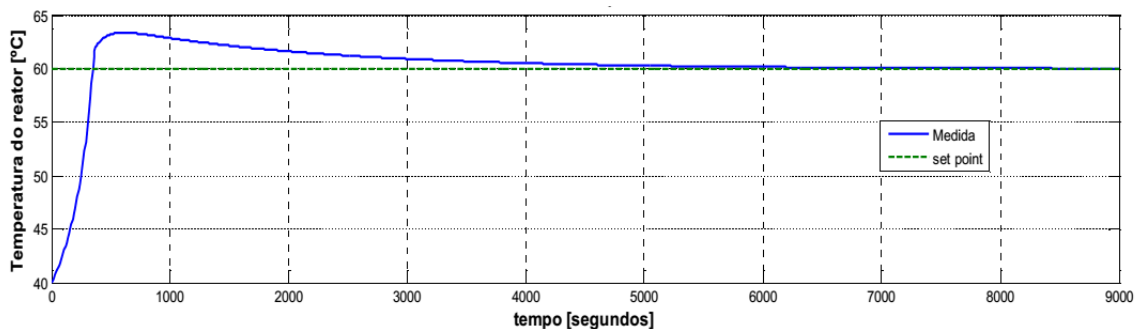
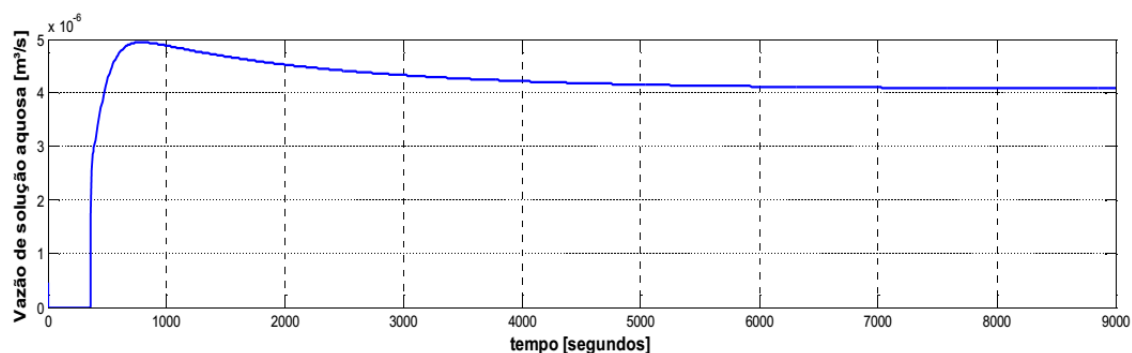


Figura 6 – Manipulação da vazão da solução aquosa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.



As Figuras 7 e 8 apresentam o comportamento da variável controlada e da variável manipulada quando o sistema é submetido a um degrau de magnitude 1000 mol/m<sup>3</sup> na concentração de alimentação de anidrido acético no tempo de 1000 segundos e a um degrau de magnitude 4 °C na temperatura de entrada dos reagentes no tempo de 3000 segundos. Durante estes testes reguladores, o *set-point* da temperatura foi mantido em 40 °C.

Figura 7 – Resposta do sistema aos testes reguladores, com *set-point* constante em 20°C.

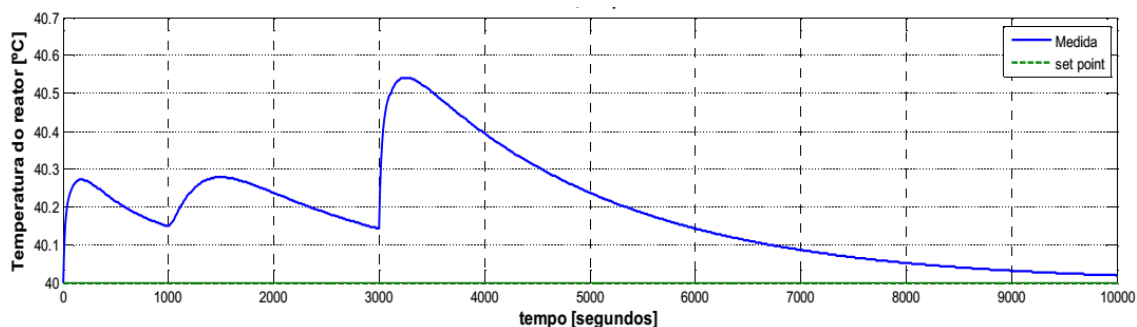
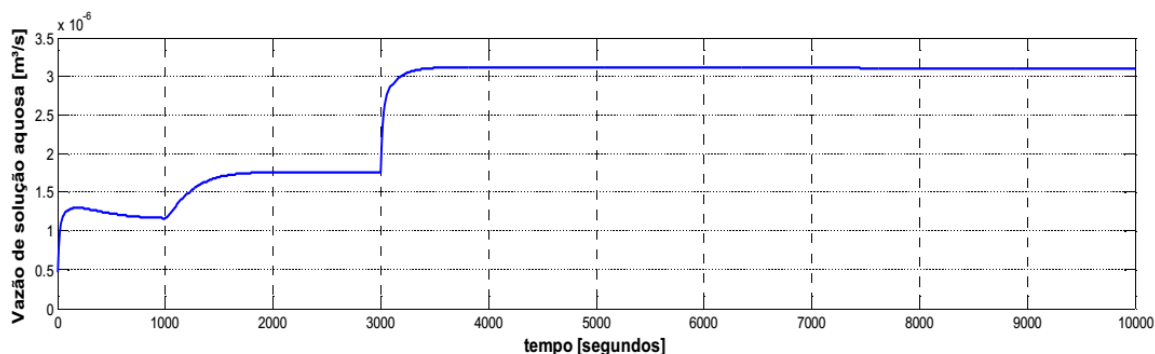


Figura 8 – Manipulação da vazão da solução aquosa de  $H_2SO_4$  durante os testes reguladores.



Foram realizados outros testes com diferentes valores para perturbações nas variáveis de entrada e no *set-point* e os resultados foram semelhantes. Contudo, para valores de *set-point* de temperatura superiores a  $72\text{ }^{\circ}\text{C}$ , o controlador mostrou-se ineficiente, já que não foi possível manter a variável controlada no valor desejado e ocorreu *offset* considerável. Uma das possíveis causas para esse comportamento pode ser a existência de múltiplos estados estacionários na dinâmica do processo.

#### 4. CONCLUSÃO

Foi possível implementar e simular o modelo fenomenológico do processo. Realizaram-se as análises necessárias para obtenção de um controlador PID, visando manter a temperatura do reator em um valor desejado. Foram realizados testes com diferentes valores para perturbações nas variáveis de entrada e no *set-point*, sendo que o controlador projetado mostrou comportamento robusto e satisfatório. Para trabalhos futuros, sugere-se a implementação de um controlador de modelo interno (IMC). Espera-se que, com este método, sejam obtidos resultados melhores, pois o mesmo considera o efeito das perturbações sobre a dinâmica do processo.

#### 5. REFERÊNCIAS

- FOGLER, H. Scott. Elementos de engenharia das reações químicas. 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2009.
- JAYAKUMAR N.S. AGRAWAL A. HASHIM M.A. SAHU J.N. Experimental and theoretical investigation of parametric sensitivity and dynamics of a continuous stirred tank reactor for acid catalyzed hydrolysis of acetic anhydride. *Computers & Chemical Engineering*, v. 35, PP. 1295–1303, 2011.
- LEVENSPIEL, Octave. Engenharia das reações químicas. 3. ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher, 2000
- SEBORG, D. E., EDGAR, T. F., MELLICHAMP, D. A. *Process Dynamics and Control*, 3<sup>rd</sup> ed. New York, USA: John Wiley and Sons, 2011.