

IMPLEMENTAÇÃO E SINTONIA DE UMA ESTRATÉGIA DE CONTROLE PID EM UM PROCESSO DE PRODUÇÃO E SEPARAÇÃO DE PROPILENOGLICOL

Gilvan Wanderley(1); Gladson Euler Lima Júnior(1); Esley Silva Cavalcante(1); Luís Gonzaga Sales Vaconcelos(1)

1 Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Unidade Acadêmica de Engenharia Química,
gilvan.wanderley@eq.ufcg.edu.br; gladson.euler@eq.ufcg.edu.br;
esley.cavalcante@eq.ufcg.edu.br; luis.vasconcelos@eq.ufcg.edu.br

Introdução

O 1,2-propanodiol, também conhecido como propilenoglicol, é um composto com várias aplicações tais como produção de resinas de poliéster, produtos alimentares, anticongelantes, detergentes líquidos, produtos farmacêuticos, dentre outros (Huang et al., 2008). Devido a essa grande variedade de aplicações são produzidas mais de 450 mil toneladas de propilenoglicol por ano nos Estados Unidos e vendidos em torno de US\$ 1,56 a US\$ 2,20 o kg (CHIU, 2006).

Segundo Huang et al. (2008) a principal rota de produção comercial do 1,2-propanodiol é através da hidratação do óxido de propileno. Uma outra maneira de se obter o propileno glicol é através da hidrogenólise do glicerol em presença de catalisador metálico e de hidrogênio (ZHOU et al., 2008). Tais processos são não lineares e multivariáveis, e desta forma faz-se necessário o uso de controladores para manter suas estabilidades. Um dos controladores mais comumente utilizados nas indústrias é o controlador PID, que consiste numa técnica de controle em que une as ações proporcional, integral e derivativa.

Desta forma este trabalho tem por finalidade simular uma planta de produção de propilenoglicol, implementar e sintonizar uma estratégia de controle utilizando controladores do tipo PID.

Metodologia

Os dados base para o desenvolvimento deste trabalho foram obtidos a partir de FOGLER 2009, onde é descrito o processo de produção de propilenoglicol obtido por hidrólise do óxido de propileno em água. Desta forma, foi implementada uma simulação do processo em estado estacionário no Software Aspen Plus™ e posteriormente, exportou-se a simulação para o ambiente dinâmico do Aspen Plus Dynamics™.

Analisando as necessidades operacionais foi proposta na estratégia de controle dois controles de temperatura. Uma para o controle da temperatura do reator (variável controlada 1) a partir da manipulação da carga do reator (variável manipulada 1) e a outra para o controle da temperatura (variável controlada 2) do 1º estágio da coluna a partir da manipulação da carga do refervedor (variável manipulada 2).

Posteriormente foi desenvolvido dois diagramas de blocos no Simulink® em comunicação com a simulação do processo no Aspen Plus Dynamics™: o primeiro utilizado para extrair os dados de entrada (variáveis manipuladas) e saída (variáveis controladas) da simulação no

Aspen Plus Dynamics™, dado um distúrbio do tipo degrau de 5% na variável manipulada, para um tempo de simulação de 100 horas. O segundo foi desenvolvido para operar de forma online com a simulação após a sintonia dos controladores estabelecendo o controle do processo.

A metodologia para a determinação dos parâmetros do controle PID nesta abordagem é feita através do método em malha aberta da análise gráfica da resposta variável controlada após um degrau ser aplicado na variável manipulada (BEGA, 2006). Através da análise do comportamento das variáveis manipuladas e controladas (y) após o distúrbio do tipo degrau na variável manipulada é possível determinar o ganho K_p dado pela razão entre a variação da variável controlada e a variação da variável manipulada.

Considerando que as respostas das variáveis controladas apresentam perfis de funções de transferências de primeira ordem, o tempo de acomodação τ_p é obtido quando a resposta atinge o valor de 63,2% da resposta final do sistema. Deste modo, tendo o valor da resposta neste instante, é possível determinar o valor referente do tempo de acomodação. Posteriormente, os parâmetros de sintonia do PID podem ser determinados da seguinte forma: o ganho proporcional (K_c) é dado pelo inverso de K_p e o tempo integral (τ_i) é igual ao tempo de acomodação (τ_p). Vale salientar que não calculou-se o valor do tempo derivativo (τ_d) visto que considerou-se que o controlador que seria utilizado apresentaria apenas as ações proporcional e integral (PI).

Por fim, para a utilização dos valores calculados de K_c e τ_i no Simulink®, utilizou-se as seguintes relações: o parâmetro P (proporcional) é dado pelo ganho proporcional (K_c) e o parâmetro I (integral) é dado pela razão entre o ganho proporcional (K_c) e tempo integral (τ_i).

Resultados e discussão

Após a sintonia dos controladores pelo método em malha aberta apresentado, os parâmetros proporcional e integral e derivativo do PID foram respectivamente 0.00498, 0.002 e 0. Esses parâmetros foram adicionados no diagrama de blocos do Simulink em comunicação com a simulação do processo no Aspen Plus Dynamics™ para o controle online e posteriormente para avaliar o desempenho da estratégia de controle, o processo foi simulado por 100 horas com tempo de amostragem de 0,2 horas e um distúrbio de +5% do tipo “Degrau” foi aplicado na vazão de alimentação do reator no tempo igual a 2 horas.

Após o distúrbio na vazão de alimentação do reator, a temperatura do reator teve um aumento, atingindo o seu maior valor no tempo igual à 4,2 horas, com amplitude de +6,7% (54,9 C). Porém, a atuação do controlador PID sobre a carga do reator foi capaz de controlar este aumento na temperatura, fazendo com que a temperatura do reator retornasse para seu *setpoint* no tempo igual a aproximadamente 22 horas.

Por sua vez, analisando o comportamento referente ao controle da temperatura do topo da coluna, observa-se que após o distúrbio na vazão de alimentação do reator, a temperatura do topo da coluna diminuiu, atingindo o seu valor mínimo no tempo igual à 2,5 horas, com amplitude de -1,9%, porém, depois de 20 horas de simulação, a atuação do controlador PID de aumento da carga do reboiler foi capaz de retornar a temperatura do topo da coluna para o seu *setpoint*.

Conclusões

A simulação implementada em plataforma de simulação estacionária e dinâmica do Aspen Plus™ e Aspen Plus Dynamics™ foram satisfatórias, de modo que foi possível representar o processo de produção e separação de propilenoglicol obtido por hidrólise do óxido de propileno em água.

O método utilizado nesse trabalho para determinação dos parâmetros de sintonia dos controladores, foi eficiente, pois, observou-se uma maneira prática e simples de determinação dos parâmetros dos controladores através da análise dos gráficos das repostas das variáveis de saída aos distúrbios aplicados, que conduz a uma boa controlabilidade do processo.

Palavras-Chave: Propilenoglicol; Simulação; Controle; Sintonia; PID.

Referências

- BEGA, E. A.; FINKEL, V. S.; KOCH, R. **Instrumentação industrial**. Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás, Rio de Janeiro, 2006.
- CHIU, C. W. **Catalytic conversion of glycerol to propylene glycol: synthesis and technology assessment**. 2006. 214 f. Dissertação (Doutorado em Engenharia Química) - Escola de pós-graduação, Universidade de Missouri, Columbia, EUA, 2006
- FOGLER, H. **Elementos de engenharia das reações químicas**. Tradução. 1. ed. Rio de Janeiro (RJ): LTC, 2009.
- HUANG, L.; ZHU, Y.; ZHENG, H.; LI, Y.; ZENG Z. **Continuous production of 1,2-propanediol by the selective hydrogenolysis of solvent-free glycerol under mild conditions**. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, v. 83, p. 1670–1675, 2008.
- ZHOU, C. H. C.; BELTRAMINI, J. N.; FAN, Y. X.; LU, G. Q. M. **Chemoselective Catalytic Conversion of Glycerol as a Biorenewable Source to Valuable Commodity Chemicals**. Chemical Society Reviews, China, v. 37, p. 527-549, 2008.