



## CONTROLE DOS NÍVEIS DE DESSOLVENTIZADORES DE FARELO DE SOJA

LUCAS O. ESTEVAM<sup>1</sup>, EDILBERTO. P. TEIXEIRA<sup>1,2,3\*</sup>, MARCELO LUCAS<sup>2</sup>, FIDELIS. R. ZUFFI<sup>3</sup>, ANTONIO M. B. SILVA<sup>1,2</sup>, LÚCIO ROGÉRIO JÚNIOR<sup>2</sup>.

<sup>1</sup>Universidade de Uberaba, Programa de Mestrado em Engenharia Química

<sup>2</sup>Universidade de Uberaba, Departamento de Engenharia Elétrica

<sup>3</sup>SIC - Sistemas Inteligentes de Controle LTDA

\*e-mail: edilberto.teixeira@uniube.br

**RESUMO** - Apresenta-se, neste trabalho, uma proposta de controle para os níveis de dessolventizadores de farelo de soja. Devido a influência da principal perturbação que corresponde ao nível superior, o controle PID convencional torna-se ineficaz, principalmente nos casos em que o sistema trabalha nos níveis máximos de produção. Por esse motivo, algumas técnicas alternativas costumam ser utilizadas, incluindo controle fuzzy. A alternativa apresentada neste trabalho é interessante principalmente naqueles casos em que não haja disponibilidade de recursos para a aplicação de um sistema de controle avançado de processos. Apresenta-se então a proposta de controle dos níveis por meio de controladores *feedforward*, com o objetivo de neutralizar a influência dos níveis imediatamente superiores. A proposta apresentada é demonstrada por meio de uma simulação efetuada no sistema Scilab, por funções de transferência estimadas com base em valores reais. O resultado é comparado com o emprego de controladores PID convencionais. Os parâmetros de sintonia utilizados são também apresentados.

### INTRODUÇÃO

O farelo, principal subproduto da produção industrial do óleo de soja, usa o solvente hexano para a sua extração. O solvente, por sua vez, fica em parte misturado ao produto e exige um processo industrial bem elaborado para a sua liberação, visto ser o farelo amplamente utilizado para a produção de ração animal (SALINAS et al., 2015).

Tratando-se de um processo industrial contínuo, o farelo proveniente do extrator de óleo é encaminhado ao dessolventizador (DT) através de roscas transportadoras (WIETZIKOSKI, M., F, G., 2018). O DT é composto por um cilindro vertical com níveis de separação ao longo de sua extensão. O farelo é introduzido no nível superior e é levado aos níveis inferiores através de

dispositivos tais como eclusas, ou válvulas rotativas (Figura 1). O último piso possui orifícios por onde se introduz vapor em alta pressão para executar a tarefa de retirar o hexano que está misturado ao farelo. Para que haja a perfeita retirada do hexano, torna-se necessário que os diversos níveis do DT sejam mantidos acomodados aos valores de referência (*setpoint*). Por serem vários níveis sobrepostos e sujeitos a perturbações, essa tarefa torna-se bastante complexa. Em muitas instalações, observa-se essa tarefa de controle sendo realizada de forma manual pelos operadores, por meio dos sistemas supervisórios.

Considerando a grande quantidade de malhas de controle existentes em indústrias processadoras de soja, considera-se que atribuir ao operador a tarefa de operar



controlador de forma mais marcante. O método de controle aqui descrito procura minimizar o seu efeito por meio de uma entrada adicional na variável de controle proveniente do controlador PID.

Para tanto, a perturbação precisa ser mensurável e a função de transferência que relaciona a perturbação com a saída do processo deve ser estimada (SEBORG, 2003). A figura 2 ilustra esta descrição.

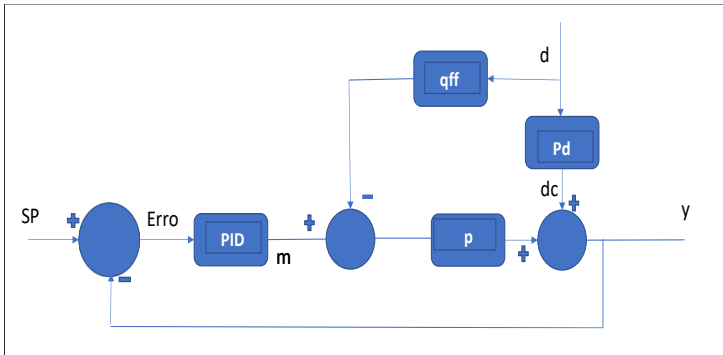


Figura 2: Esquema do controlador *feedforward*.

Fonte: Os Autores (2022).

Na figura 2, consideram-se as seguintes variáveis: SP é o valor de *setpoint* de nível a ser definido pelo operador; y é variável de processo; d é a perturbação mensurável; Erro é o erro de controle, definido como  $\text{Erro} = \text{SP} - y$ ; m é saída do controlador PID.

Ainda da figura 2, verifica-se que:

$$y = (m - q_{ff}d)p + d p_d \quad (1)$$

Ou,

$$y = mp + d(-q_{ff}p + p_d) \quad (2)$$

A função de transferência entre a perturbação  $d_c$  e a saída y é:

$$\frac{y}{d_c} = \frac{1}{1+pPID} \quad (3)$$

Ou:

$$y = \frac{d_c}{1+pPID} \quad (4)$$

De onde:

$$y = \frac{(p_d - pq_{ff})d}{1+pPID} \quad (5)$$

Para eliminar o efeito da perturbação medida d, deve-se escolher  $q_{ff}$  tal que:

$$p_d - pq_{ff} = 0 \quad (6)$$

Se as ordens dos polinômios de p e de  $p_d$  forem compatíveis e se p não tiver zeros à direita do plano s,  $q_{ff}$  poderá ser escolhido como:

$$q_{ff} = \tilde{p}^{-1}\tilde{p}_d \quad (7)$$

Onde o símbolo ( $\sim$ ) indica que se trata de um modelo do processo.

A compensação *feedforward* pode ser aplicada com eficiência em sistemas com pequeno, ou nenhum tempo morto. Caso contrário, algum tipo de compensação para o tempo morto deverá ser incluído. No caso em que o atraso ocorre entre a medição da perturbação e o processo, mesmo para valores elevados de tempo, a compensação se torna eficiente pois ele deverá ser simplesmente incluído no compensador, como se pode concluir pela equação (7). A aplicação do controle *feedforward* no controle de nível do DT, apresentada a seguir ilustra esta estratégia de controle.

## RESULTADOS

Considere a aplicação da estratégia *feedforward* no controle de nível de um dessolventizador de farelo de soja. Um DT do tipo apresentado na figura 1 foi escolhido para a aplicação do controlador *feedforward*. No exemplo apresentado, somente o nível 2 é considerado, embora o controle seja aplicado a todos os seus cinco níveis. Para ilustrar a aplicação, foi feita uma simulação no sistema Scilab, considerando-se funções de transferência compatíveis com DTs comuns nas indústrias de processamento de soja.

Para tanto, considerou-se que em cada nível do DT havia uma válvula rotativa para a liberação do farelo para os respectivos níveis inferiores. Por meio de observações práticas, considerou-se razoável uma função de transferência de primeira ordem, sem tempo morto e com uma constante de tempo igual a 2

segundos para representar a perturbação, ou seja, a influência do nível superior no valor do nível inferior que, nesse caso, é a própria variável de processo. A equação (8) apresenta essa função de transferência.

$$p_d(s) = \frac{1}{2s+1} \quad (8)$$

Por outro lado, considerou-se razoável uma função de transferência também de primeira ordem, sem tempo morto e com uma constante de tempo igual a 4 segundos para representar a relação entre a velocidade da válvula rotativa e o nível do piso em questão, ou seja, a variável de processo propriamente dita, conforme mostra a equação (9).

$$p_d(s) = \frac{1}{4s+1} \quad (9)$$

Desta forma, conforme a equação (7), tem-se:

$$q_{ff}(s) = \frac{p_d(s)}{p(s)} = \frac{1/(2s+1)}{1/(4s+1)} = \frac{2(s+0,25)}{s+0,5} \quad (10)$$

Escolheu-se um controlador Proporcional-Integral (PI) como controlador principal, ajustado pelo método da síntese direta, como uma constante de tempo desejada de 50% para o sistema em malha fechada.

Seborg, Edgar e Mellichamp (2003) descrevem a técnica da síntese direta para os compensadores PI e PID. Neste método, o controlador é obtido a partir de um modelo do processo e de uma resposta em malha fechada, apresentada como sendo a função de transferência em malha fechada do sistema em relação à referência (OGATA, 2010).

Por meio deste método de ajuste escolhe-se a constante proporcional  $K_p$  e a constante integral  $K_i$  pelas expressões (11) e (12), respectivamente.

$$K_p = \frac{\tau}{K(\tau_d + \theta)} \quad (11)$$

$$K_i = \frac{1}{K(\tau_d + \theta)} \quad (12)$$

Onde  $\tau$  é a constante de tempo de um sistema de primeira ordem,  $K$  é o ganho do

sistema,  $\theta$  é o tempo morto e  $\tau_d$  é a constante de tempo desejada para o sistema controlado.

No caso do segundo nível do DT têm-se os seguintes valores:  $K = 1$ ,  $\tau = 4$ ,  $\theta=0$  e  $\tau_d = 2$ . Aplicando-se esses valores nas expressões (11) e (12), obtêm-se que  $K_p = 4$  e  $K_i = 0,5$ .

O esquema apresentado na figura 2 foi então simulado no sistema de software Scilab. Os resultados estão mostrados na Figura 3, onde as grandezas estão todas apresentadas em porcentagem do range máximo.

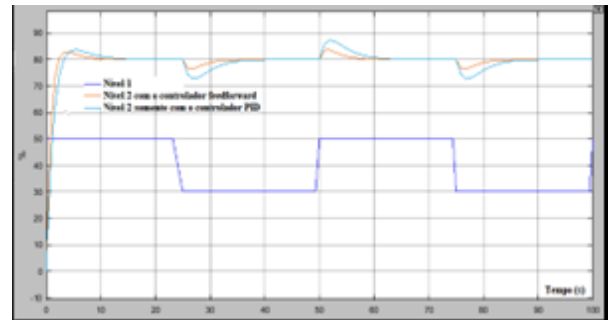


Figura 3: Simulação de controle *feedforward* no nível de um desolventizador.

Fonte: Os autores (2022).

Como perturbação considerou-se uma variação em degrau de 20% no nível superior. Foram simuladas as condições de controle *feedforward* e controle com apenas o controlador PID. Observa-se claramente o melhor desempenho do controlador *feedforward*. Tanto o nível, como a velocidade da válvula rotativa estão representados em porcentagem do range.

## CONSIDERAÇÕES FINAIS

Pelas simulações efetuadas, pode-se verificar uma redução de aproximadamente 20% no *overshoot* do nível perante uma perturbação em degrau. Pode-se observar também uma redução de aproximadamente 15 segundos no tempo de acomodação para a mesma perturbação. É importante salientar a facilidade de implementação desse tipo de controle, que pode ser realizada em controladores lógico programáveis. O único inconveniente é a necessidade de estimação da função de transferência que relaciona a

perturbação com a variável de processo. No caso da aplicação apresentada neste trabalho isto poderá ser feito perfeitamente a partir de dados coletados diretamente no processo e com a utilização de técnicas de estimação de sistemas dinâmicos. Este deverá ser o assunto de um novo trabalho a ser apresentado. A comparação do controle *feedforward* com um controlador fuzzy será também objeto de um novo trabalho.

## AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem à Universidade de Uberaba (UNIUBE) e à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG) pelo apoio para a realização desse trabalho.

## REFERÊNCIAS

- NISE, N. S. (2012), **Engenharia de Sistemas de Controle**, 6. Ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 760 p.
- OGATA, K. (2010), **Engenharia de Controle Moderno**, 5. Ed. São Paulo: Editora Pearson, 824 p.
- RATKOWSKY, D. A. (1983), **Nonlinear Regression Analysis**, Marcel Decker Inc., New York.
- SALINAS, H. D. S. et al. (2015), **Dessolventização e Tostagem do Farelo de Soja: Simulação e Análise utilizando o HYSYS**, Anais do XI Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica 2015, Unicamp - Campinas - SP.
- SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. (2003), **Process Dynamics and Control**, 2. Ed. Hoboken NJ: John Wiley & Sons, Inc, 732 p.
- SPARROW, E. M. (1980), **Fluid-to-Fluid Conjugate Heat Transfer for a Vertical Pipe**, ASME Journal of Heat Transfer, Vol 102, p.402-407
- WIETZIKOSKI, M., F, G., (2018). Dessolventização, Secagem e Refriamento de Farelo, [inkedin.com/pulse/dessolventização-secagem-e-resfriamento-de-farelo-gerber-wietzikoski/?originalSubdomain=pt](https://www.linkedin.com/pulse/dessolventização-secagem-e-resfriamento-de-farelo-gerber-wietzikoski/?originalSubdomain=pt), (acessado em 27/11/2022).