



CONFIGURAÇÃO DE SISTEMAS DE SEGURANÇA NOS PROCESSOS QUÍMICOS E SUA INTERAÇÃO COM O SISTEMA DE CONTROLE

L.F. GONZAGA¹, L. A. A TORO¹

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química

RESUMO: *Este projeto está contextualizado na área de controle e segurança de processos químicos. A proposta consistiu em estudar e simular duas configurações de controle avançado integrado ao sistema de segurança de modo a garantir a segurança dos processos, evitando paradas da planta, melhorando a eficiência do sistema e mantendo o padrão de qualidade do produto. O projeto em estudo consistiu em um reator CSTR (Continuous stirred-tank reactor) multivariável, com três variáveis controladas e três variáveis manipuladas. Inicialmente fez-se o estudo da influência de distúrbios aplicados ao sistema sob às demais variáveis, de forma a identificar situações perigo em que o processo possa estar sujeito e por seguinte a implementação de critérios de segurança ao projeto de controlador. As simulações realizadas indicaram que a variável controlada T (temperatura do reator) se mostrou mais sensível frente às perturbações. À respeito do sistema de segurança, duas estratégias foram propostas, através de novas restrições adicionadas ao controlador para as variáveis manipuladas (u). Os resultados indicaram que a estratégia 2, em que u_{max} implementado foi [100% 80% 100%], apresentou melhor desempenho, evitando a parada da planta e satisfazendo os setpoints estabelecidos para o processo químico.*

Palavras - Chaves: Controle de processos, sistema de segurança, CSTR, MPC.

1. INTRODUÇÃO

Os sistemas de controles correspondem a uma parte fundamental da indústria química, pois atuam na otimização, segurança, redução de custos e padronização dos processos. De acordo com Herrera et al. (2016) um processo bem controlado consegue garantir que as variáveis operem no valor desejado, reduzindo as situações fora do padrão, garantindo a qualidade do produto, suas especificações, segurança e consumo de utilidades dentro dos valores estabelecidos. Em geral, os processos químicos são não lineares, multivariáveis, e apresentam variáveis de processo sujeitas a restrições, assim faz-se necessário a busca por controladores capazes de atingir tais exigências. Atualmente existem diversas técnicas de controle consolidadas na indústria. O controle Preditivo Multivariável (MPC) tem tido cada vez mais destaque, dado sua aplicação tanto em sistemas SISO (Single Input Single Output) quanto MIMO (Multiple Input Multiple Output) e a possibilidade de incluir restrições nas variáveis manipuladas, de saída e entrada dos processos (Camacho e Bordons, 2004).

Mesmo um processo bem projetado está sujeito a condições de perigo, visto que muitos desses acidentes são originados por erros na tomada de decisão frente a emergências, que podem ocasionar parada da planta (Soares et al., 2014). Buscando maior segurança e precisão, tem-se tornado cada vez mais comum a utilização de processos automatizados e integrados em uma planta industrial.

A proposta deste trabalho consistiu em estudar e simular duas configurações de controle avançado integrado ao sistema de segurança de modo a garantir a segurança do processo, evitando paradas da planta, melhorando a eficiência do processo e mantendo o padrão de qualidade do produto final.



2. METODOLOGIA

O caso em estudo consiste em um reator tanque contínuo agitado (CSTR) não isotérmico com jaqueta de refrigeração (Figura 1) amplamente utilizado na indústria, no qual ocorre uma reação química do tipo $A \rightarrow B$, sendo A o composto a ser analisado. O sistema caracteriza-se por ser multivariável (MIMO), as variáveis manipuladas são: porcentagem de abertura da válvula de saída (u_1), porcentagem para a vazão de entrada baseada no fluxo máximo (u_2) e porcentagem para o fluxo de fluido refrigerante (u_3). Já as variáveis controladas são o nível de fluido no reator em metros (h), a concentração de reagente A (C_A) em mol/l e a temperatura do reator (T).

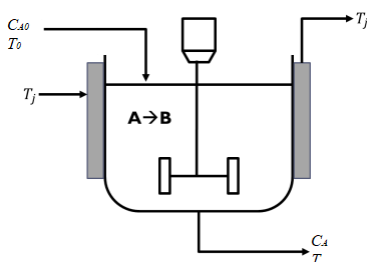


Figura 1: Reator CSTR com jaqueta para o caso em estudo. Adaptado de Stahl e Hauth (2011).

A estratégia de controle utilizada implementada consiste no QDMC (*Quadratic Dynamic Matrix Control*), que pertence a classe de controladores avançados (MPC). O algoritmo deste controlador leva em consideração valores atuais e futuros das variáveis controladas para realizar a previsão do comportamento da saída do processo, de forma que essa previsão é corrigida a cada instante de tempo. Em cada interação, o controlador calcula uma sequência de ações de controle futuras que minimizam a função dos erros da saída prevista até um horizonte de previsão p . O tamanho da sequência é definido como horizonte de controle m . Apenas a primeira ação de controle é implementada no processo (Perez, 2015).

2.1 Ensaios com o controlador

Para estudar as condições de perigo em que o sistema possa estar sujeito, foram realizados diversos testes que consistiam na introdução de distúrbios em tempos determinados ao código estudado a fim de analisar a resposta do controlador frente a essas perturbações e a influência sob os demais parâmetros do sistema. Os valores de setpoints são [1.1 0.1 396].

2.1.1 Perturbação na concentração de alimentação do reagente A (C_{A0})

Para avaliar a influência de C_{A0} distúrbios diferentes foram aplicados: na concentração inicial do reagente A (C_{A0}) e um novo *setpoint* foi estabelecido para y_1 . Em $t=20$ min, alterava-se o valor de C_{A0} e em $t = 45$ min o nível de fluido desejado no reator foi reduzido para 1.0 m. Os resultados estão resumidos na Tabela 1.

Tabela 1. Comportamento geral apresentando pelo sistema após a perturbação. A indicação (+) a refere-se a variável que teve seu valor acrescido, enquanto (-) indica a redução e (X) caso o setpoint tenha sido atingido em comparação aos valores mediante sem perturbação.

Análise	Distúrbio	u_1	u_2	u_3	y_1	y_2	y_3
I	1. $C_{A0}=0.6$	-	-	+	X	X	X
	2. $y_{sp}(1)=1.0$	-	-	+	X	X	X
II	1. $C_{A0}=0.8$	-	-	+	X	X	X



	2. $y_{sp}(1)=1.0$							
III	1. $CA_0=0.4$	+	+	-	X	X	X	
	2. $y_{sp}(1)=1.0$							
IV	1. $CA_0=0.25$	+	+	-	-	-	-	
	2. $y_{sp}(1)=1.0$							
V	1. $CA_0=1$ 2. $y_{sp}(1)=1.0$	-	-	+	+	+	+	

A análise da Tabela 2 indica que o controle proposto foi eficiente, isto é, dado as condições de operações, as variáveis controladas mantiveram-se próximas aos valores de *setpoint* estabelecidos, e o sistema apresentou resposta estável, sem oscilações. Para o caso em que há uma perturbação positiva na concentração inicial de reagente A, o comportamento apresentado pelas variáveis manipuladas indica que o controlador atua com o intuito de aumentar a refrigeração da mistura reacional. Observou-se também que há uma relação linear entre o distúrbio aplicado e a resposta apresentada, sendo diretamente proporcionais.

2.1.2 Perturbação na temperatura de alimentação do reator (T_0)

O valor inicial de T_0 corresponde a 398 K. De modo a avaliar o efeito da temperatura inicial do reator sob as demais variáveis, aplicou-se para as análises de I a V o distúrbio positivo em T_0 . Neste caso, a ordem das perturbações implementadas foram em 1 para $t \geq 20$ min e 2 para $t \geq 60$ min. Os resultados estão apresentados na Tabela 2:

Tabela 2: Comportamento geral apresentando pelo sistema após a perturbação. A indicação (+) a refere-se a variável que teve seu valor acrescido, enquanto (-) indica a redução e (X) caso o *setpoint* tenha sido atingido.

Análise	Distúrbio	u1	u2	u3	y1	y2	y3
I	1. $T_0=408$	+	-	+	X	X	X
	2. $y_{sp}(1)=1.0$						
II	1. $T_0=418$	+	-	+	X	X	X
	2. $y_{sp}(1)=1.0$						
III	1. $T_0=428$	+	-	+	X	X	X
	2. $y_{sp}(1)=1.0$						
IV	1. $CA_0=448$	+	+	+	-	-	+
	2. $y_{sp}(1)=1.0$						
V	1. $T_0=448$	+	+	+	+	-	+
	2. $y_{sp}(1)=0.8$						

A partir das simulações realizadas é possível prever o comportamento das variáveis controladas em razão do aumento de T_0 . Através da Tabela 2 nota-se que uma maior T_0 reflete em uma maior temperatura para o reator, que causa uma diminuição no nível de mistura reacional, bem como a redução da concentração de reagente C_A , para o caso em que o controlador não foi capaz de reverter a perturbação, entretanto, a resposta apresentada foi oscilatória, de modo que um novo regime permanente foi obtido. Para o caso em que um novo *setpoint* foi estabelecido (problema servo) para a altura do nível, inferior a condição inicial, houve a redução da temperatura do reator.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

As análises realizadas indicaram que a temperatura do reator (T) é uma variável bastante sensível frente aos distúrbios aplicados e tem grande influência sobre o desempenho do processo. Aliado ao fato de que a mesma é considerada uma variável de fácil medição, propôs-se como estratégia de segurança o controle desta. Propôs-se então duas configurações de segurança integrada ao sistema de controle. Na estratégia 1, avaliou-se a resposta do controlador quando a temperatura do reator é superior ao limite de segurança



proposto ocasionado no superaquecimento do equipamento. Propôs-se então o seguinte algoritmo: **Caso** T atinja 410 K (estipulada como a temperatura máxima que o reator possa atingir), **Então** o sistema de segurança é ativado e os seguintes passos são implementados:

- Abre-se em $x\%$ a válvula de saída (u_1);
- A fim de aumentar o fluxo de fluido refrigerante, u_3 deverá ser aberta por completa;
- E u_2 deverá ser fechada em $z\%$.

A metodologia consistiu em atribuir diferentes valores de x e z , sendo estes os valores estacionários estabelecidos para as variáveis manipuladas. O desempenho do sistema de segurança foi simulado para o caso em que a temperatura inicial do reator sofreu um aumento abrupto, no instante $t \geq 20$ min e a sua resposta dinâmica está apresentada na Figura 2 (a) e 2 (b) para três propostas. Os ensaios indicaram que ao estabelecer um novo valor que u_2 (entre 10-50%) possa assumir, bem como um máximo para u_1 (inferior a 100%) um novo regime permanente é obtido, entretanto os valores de *setpoints* não foram satisfeitos. A curva tracejada em preto é a resposta dinâmica frente a perturbação sem sistema de segurança.

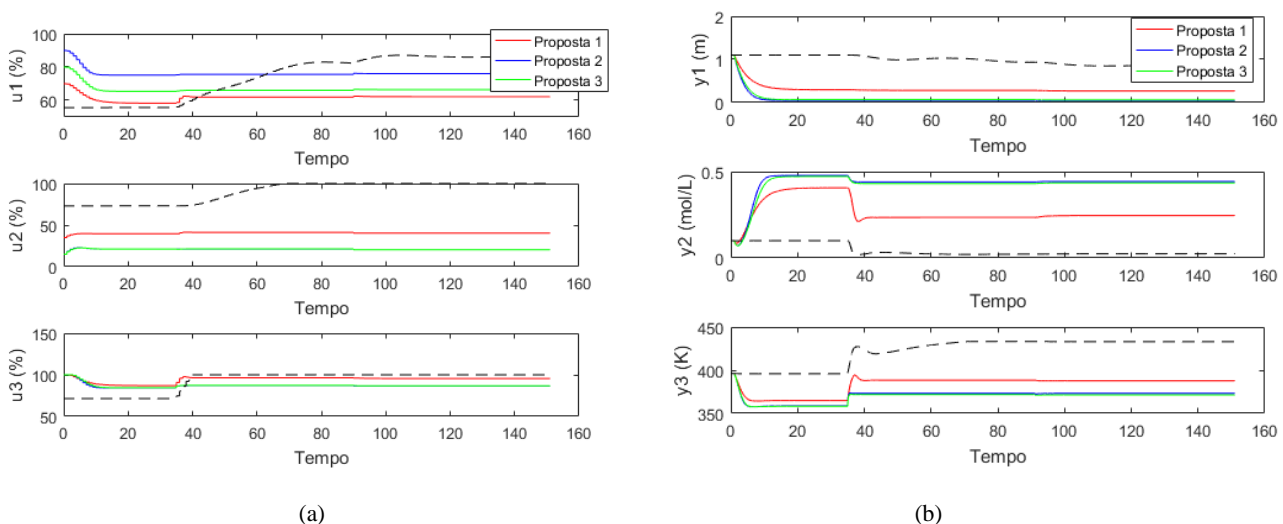


Figura 2: Comportamento dinâmico das variáveis manipuladas (a) e controladas (b) em razão do distúrbio para $T_0=480$ K
Proposta 1: $u = [70 \ 35 \ 100]$, Proposta 2: $u = [90 \ 10 \ 100]$ Proposta 3: $u = [80 \ 10 \ 100]$.

Em razão desse novo regime estacionário, o controlador não manteve o padrão da qualidade do processo, dado que a temperatura final do reator foi de $T < 396$ K passando a operar com um menor fluxo de fluido, tal fato que é comprovado pela Figura 2(b), e conversão mais baixa do reagente em produto. Assim, tal configuração proposta satisfaz o critério de segurança em detrimento da obtenção dos *setpoints*. Observa-se que maior o fluxo de fluido em regime permanente disponível no reator, menor é a concentração de reagente (mas acima do estabelecido como ideal). Desta forma, em plantas reais tal situação levaria ao reinício da planta química, pois a qualidade do produto foi comprometida.

Como segunda estratégia, buscou-se estipular um limite máximo de atuação para que as variáveis manipuladas possam atuar, isto é, para u_{\max} , de forma a tornar o controlador mais restrito, visando a manutenção da qualidade para o produto. Como citado anteriormente, o controlador tende a “esvaziar” o tanque CSTR para que a vazão de fluido refrigerante seja suficiente, assim, propôs-se a redução de $u_{2,\max}$ para 80%, para que essa condição seja satisfeita. Os testes realizados indicaram, que tal proposta se mostrou eficiente frente a situação de risco, como apresentado nas Figuras 3(a) e 3(b) pela curva em vermelho, em que para $t \geq 20$ T_0 sofreu um acréscimo de 44 K em relação ao valor estipulado inicialmente, e em $t \geq 35$ min um novo *setpoint* foi estabelecido, sendo $y_{sp} = [1.0 \text{ (m)} \ 0.1 \text{ (mol/L)} \ 396 \text{ (K)}]$.

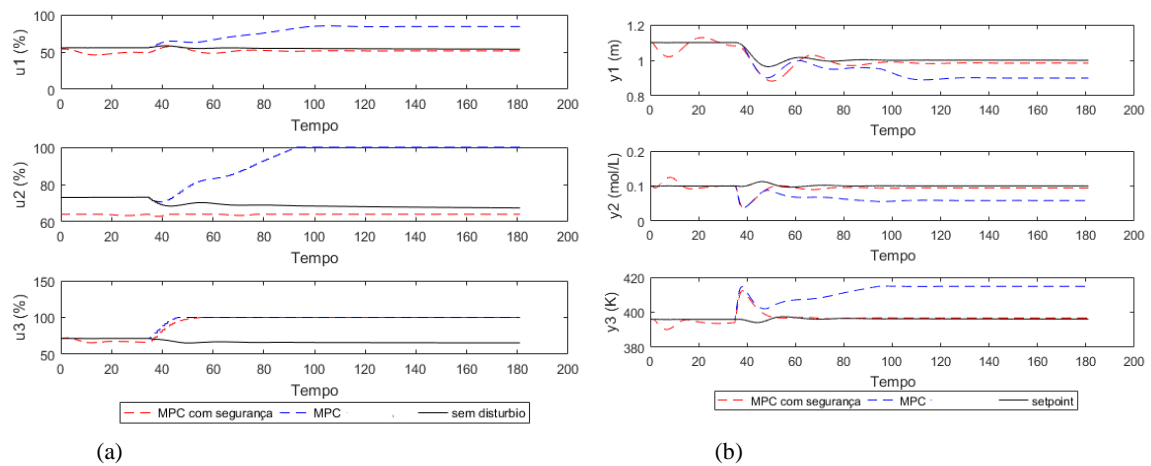


Figura 3: Comportamento dinâmico do processo para as variáveis manipuladas (a) e variáveis controladas (b) frente ao distúrbio aplicado para $T_0=440$ K.

Assim, frente a imposição desse novo limite para as variáveis manipuladas, o controlador projetado se mostrou eficiente, visto que além de evitar uma situação de risco ao processo, os *setpoints* também foram satisfeitos, mantendo a qualidade e padrão do processo.

4. CONCLUSÕES

Para a proposta de integração “estratégia 1” entre o sistema de segurança com o controlador, em que buscou-se o resfriamento do reator, a situação de risco pode ser evitada, e um novo regime permanente para as variáveis controladas foi obtido entretanto estes se mantiveram abaixo da condição de setpoint definida inicialmente para o nível e temperatura, e superior para a concentração C_A , de modo em que casos reais, a planta deveria ser reiniciada. Por sua vez, a “estratégia 2” se mostrou eficiente, ao estabelecer um novo limite de operação apenas para a variável manipulada u_2 (responsável pela vazão de entrada do fluido), evitando a situação de risco ao processo e obtendo os valores desejado

5. REFERÊNCIAS

- Camacho, E. F., Bordons, C., **Model Predictive Control – Advanced textbooks in control and signal processing**. v. 2. p. 1 – 4. 2004.
- Herrera, W. E., Rivera, E. C., Alvarez, L. A., Tovar, L. P., Rojas, S. T., Yamakawa, C. K., Bonomi, A., Maciel, R. F., **Modeling and Control of a Continuous Ethanol Fermentation Using a Mixture of Enzymatic Hydrolysate and Molasses from Sugarcane**. *Chemical Engineering Transactions*. v. 50, p. 169 -174. 2016.
- Perez, J. M. G. T., **Controle Preditivo Multivariável**. p. 6 – 8. 2015.
- Soares, R. M., Secchi, A. R., Pinto, J. C., **Um Sistema Inteligente de Segurança de Processos Químicos**. Congresso Brasileiro de Engenharia Química COBEQ, Santa Catarina, Brasil. 2014.
- Stahl, D.; Hauth, J. **Particle filter - model predictive control**. *Systems & Control Letters*, v. 60, p. 632–643, 2011.