



## INTEGRAÇÃO DE SISTEMA DE SEGURANÇA NO CONTROLADOR MPC ECONÔMICO

J. P. OLIVEIRA<sup>1</sup>, L. A. A. TORO<sup>1</sup>, R. C. OLIVEIRA<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Dpto. de Engenharia e Sistemas Químicos. Faculdade de Engenharia Química - UNICAMP

### RESUMO

O presente trabalho tem por objetivo principal estudar e simular uma estratégia de controle que permita garantir a segurança do processo, a fim de se evitar paradas desnecessárias da planta e perdas econômicas. Essa estratégia está inserida no contexto do MPC econômico, um tipo de controlador capaz de maximizar o lucro econômico em tempo real na presença de perturbações. Sabe-se que um processo químico industrial muitas vezes envolve certa complexidade relacionada à não linearidade do processo, devido a reações altamente exotérmicas, variação de parâmetros e múltiplos estados estacionários, como no caso da polimerização do estireno. Nesse sentido, este estudo integrou uma estratégia de segurança em um sistema com um controlador MPC econômico, sendo simulada em um reator contínuo de mistura perfeita durante 1200 h, sob aplicação de perturbações na temperatura de alimentação do reator. O distúrbio foi selecionado por ser a variável que influencia mais significativamente as variáveis controladas de interesse e a taxa de produção do polímero. A estratégia de segurança proposta consistiu na análise da resposta dinâmica do sistema quando alterada uma restrição do controlador relacionada aos limites operacionais (min/máx) da temperatura do reator. A estratégia que apresentou o melhor desempenho quando comparada com o intervalo proposto por Alvarez e Odloak (2012)  $[T_{\min}, T_{\max}] = [321, 326] K$  foi o de  $[T_{\min}, T_{\max}] = [320, 328] K$ . Assim, por meio da utilização de um intervalo maior, o controlador apresentou o melhor desempenho quando o sistema foi exposto a mudanças bruscas na temperatura de alimentação do reator.

*Palavras-Chaves:* Controle de processos; MPC econômico; sistema de segurança; reator de polimerização; simulação.

### INTRODUÇÃO

Uma planta química em operação deve atender requisitos como: segurança, especificidade da produção, regulamentação ambiental, restrições operacionais e objetivos econômicos (STEPHANOPOULOS, 1984). Existem muitos processos complexos com dinâmica não linear, grande número de entradas; saídas e variáveis dependentes, bem como restrições operacionais. Processos típicos da indústria química que apresentam essas características e ainda estão sujeitos à ocorrência de ruídos e distúrbios são os reatores de polimerização (OLIVEIRA, 2019). Nesses casos, na presença de distúrbios e ruídos, controles convencionais não conseguem atuar de forma eficiente em um amplo horizonte de funcionamento do processo, comprometendo a segurança da operação, das pessoas envolvidas e o comportamento das características físicas finais do polímero (SIMÕES, 2001; OLIVEIRA, 2019). Uma alternativa de estratégia de controle que apresenta um melhor desempenho é o controle preditivo baseado em um modelo (MPC - *Model Predictive Control*).

MPC diz respeito a uma classe de algoritmos de controle avançado, que permite determinar a trajetória das variáveis que otimizam a função objetivo previamente estipulada (GARCIA; PRETT; MORARI, 1989). Ele recebe informações do estado do sistema e, por meio de um modelo explícito do processo, prediz o comportamento dinâmico futuro da própria planta (ALVAREZ, 2012). Contudo, um dos propósitos de um sistema de controle é operar a planta de forma a maximizar o retorno do lucro líquido mesmo na presença de distúrbios (ENGELL, 2006). Nesse contexto, tem-se a otimização econômica em tempo real (RTO - *Real Time Optimization*) integrada ao controlador MPC, onde a função de otimização determina os valores operacionais das saídas e dos insumos que produzem o máximo lucro econômico ou, ainda, os mais baixos custos operacionais (ALVAREZ; ODLOAK, 2012). Além disso, estratégias de controle de processos visando a segurança do sistema são fundamentais para garantir que o processo químico esteja operando dentro das condições pré-estabelecidas, esperadas e controladas (SOARES; PINTO; SECCHI, 2016). Portanto, para garantir uma operação eficiente e segura de uma planta química, as ações de controle devem ser suaves e rápidas, de modo que as variáveis controladas alcancem os valores desejados para o processo, sem comprometer a segurança do mesmo (SOUZA, 2007).



## Objetivo geral e objetivos específicos

O objetivo geral do trabalho é estudar e simular uma estratégia de segurança para um processo no contexto do controle avançado com objetivo econômico. Há quatro objetivos específicos, sendo eles: (i) Estudar as abordagens para integração do objetivo econômico nos controladores avançados MPC; (ii) Revisar a literatura científica sobre sistemas de controle com critérios de segurança; (iii) Integrar o sistema de segurança em um sistema com controlador MPC econômico; (iv) Simular a integração do sistema de segurança em um processo típico da engenharia química.

## METODOLOGIA

As análises realizadas no presente trabalho foram obtidas através de simulações computacionais no ambiente de programação *MATLAB* versão 2013. O controlador MPC econômico foi aplicado em um reator de polimerização contínuo e os testes foram realizados através de aplicações de distúrbios do tipo degrau na temperatura de alimentação do reator,  $T_{fo}$ , em tempos específicos durante 1200 horas de simulação. As variáveis de interesse com seus respectivos valores de regime permanente para as condições iniciais, conforme o trabalho de Alvarez e Odloak (2012), constam na Tabela 1. Além disso, o modelo opera continuamente na condição de regime permanente e o valor do estado estacionário é atingido de forma rápida logo ao início da simulação. A taxa de produção e a polidispersidade são variáveis que auxiliam na realização da análise de efetividade econômica do processo. Sabe-se que quanto maior taxa de produção do produto de interesse mais rentável é o processo. Já a polidispersidade é uma propriedade capaz de atuar como um indicador da qualidade do polímero produzido por meio da distribuição do tamanho da cadeia polimérica e sua homogeneidade. Neste trabalho, o intervalo considerado válido para essa propriedade foi entre 1,49 e 1,51 (ALVAREZ; ODLOAK, 2012).

**Tabela 1:** Variáveis de interesse para a análise do reator de polimerização e seus respectivos valores de estado estacionário.

Variável	Símbolo	Valor	Unidade
Viscosidade do polímero produzido	$y_1$	3,6	-
Temperatura do reator	$y_2$	326	K
Vazão de entrada do iniciador	$u_1$	0,348	$L.h^{-1}$
Vazão do fluido frio na jaqueta	$u_2$	0,107	$L.h^{-1}$
Taxa de produção do polímero	Pr	19,5	$kg.h^{-1}$
Polidispersidade	Pd	1,498	-
Temperatura de alimentação do reator	$T_{fo}$	330	K

Fonte: Adaptado de Alvarez e Odloak (2012).

## Determinação das condições de perigo

Cameron e Raman (2005) exemplificam que um dos fatores de perigo pode ser a presença de temperaturas e pressões elevadas em um sistema. Assim, as condições de perigo podem ser definidas como os desvios das restrições operacionais impostas pelos equipamentos, especificações do produto, pelas regulamentações de segurança e ambientais. No presente trabalho, foram consideradas condições de perigo as situações nas quais o controlador não conseguiu apresentar um comportamento satisfatório e extrapolou os seus limites de atuação em  $y_1$  ou  $y_2$  na presença de distúrbios. Uma análise comparativa foi destacada e os valores das perturbações, bem como o tempo de aplicação podem ser observados através da Tabela 2. Destaca-se que a simulação foi realizada usando o intervalo de temperatura do reator entre  $T_{min} = 321$  K e  $T_{max} = 326$  K.

**Tabela 2:** Magnitudes e instantes de tempo das perturbações aplicadas ao sistema.

t [h]	Perturbações - $T_{fo}$ [K]
100	333
200	334
300	335
500	339
800	340

## Estratégia de segurança

A estratégia de segurança adotada foi a alteração dos limites operacionais da temperatura do reator ( $y_2$ ). No trabalho de Alvarez e Odloak (2012), o intervalo máximo e mínimo trabalhado nessa variável foi de  $T_{min} = 321$  K à  $T_{max} =$



326 K. A estratégia adotada e comparada com a literatura pode ser observada através da Tabela 3. As discussões desencadeadas estão presentes no tópico Resultados.

**Tabela 3:** Intervalos de temperatura da literatura e a estratégia proposta.

Nomenclatura	Intervalo de temperatura [ $T_{\min}$ , $T_{\max}$ ] - [K]
Alvarez e Odloak (2012)	[321, 326]
Estratégia	[320, 328]

## RESULTADOS

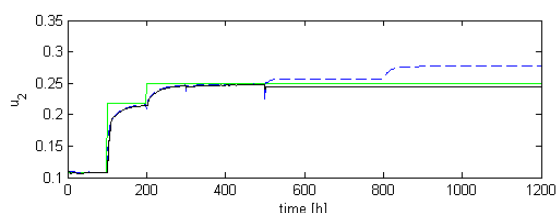
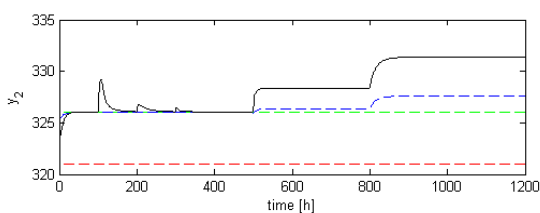
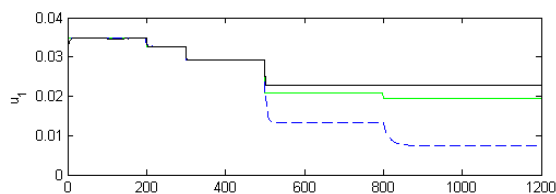
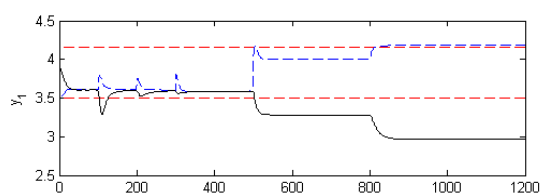
A resposta do controlador após a aplicação dos distúrbios descritos na Tabela 2 pode ser observada através das Figuras 1.a - 1.d. Ao analisá-las, percebe-se que até  $t=300$  h o controlador apresentou uma boa performance. Entretanto, após  $t=300$  h, nota-se que o controlador não foi capaz de manter o processo dentro dos limites impostos ao sistema (linha tracejada vermelha). Uma possível causa desse mau comportamento do controlador envolve a magnitude do  $\Delta T_{fo}$  entre  $t=300$  h e  $t=500$  h, posto que  $T_{fo}$  passa de 335 K para 339 K, um  $\Delta T_{fo}$  de 4 K. Além disso, destaca-se que a taxa de produção envolvida (Figura 1.c) está mais elevada que o próprio valor de estado estacionário (Tabela 1).

Como dito anteriormente, a taxa de produção é um parâmetro que está diretamente associado ao lucro econômico de uma empresa. É vantajoso industrialmente quando se eleva a taxa de produção dentro de um processo controlado. Nesse caso, o aumento da taxa de produção está associado com o aumento da temperatura do reator. Uma vez que o produto do processo é viscoso, ao elevar-se a temperatura do reator o processo tende a aumentar a taxa de produção por ter menos perdas associadas ao escoamento de um produto com menor viscosidade. Contudo, a elevação da temperatura do reator é uma condição de perigo operacional que pode levar a acidentes industriais. Além disso, nota-se que a polidispersidade (Figura 1.d) sofreu uma redução, indicando que o produto possivelmente teve sua qualidade comprometida. A mudança na polidispersidade também é uma condição de perigo para o sistema, uma vez que um dos objetivos de uma indústria é manter um padrão na sua produção. Nesse sentido, sabe-se que um processo real está sujeito a diferentes formas de ruídos e distúrbios que podem afetar o processo de diferentes formas e, por isso, é interessante propor uma estratégia de segurança que seja capaz de garantir um bom desempenho do controlador na presença de distúrbios de qualquer magnitude e grau de influência sobre as variáveis de processo.

### Proposta de segurança

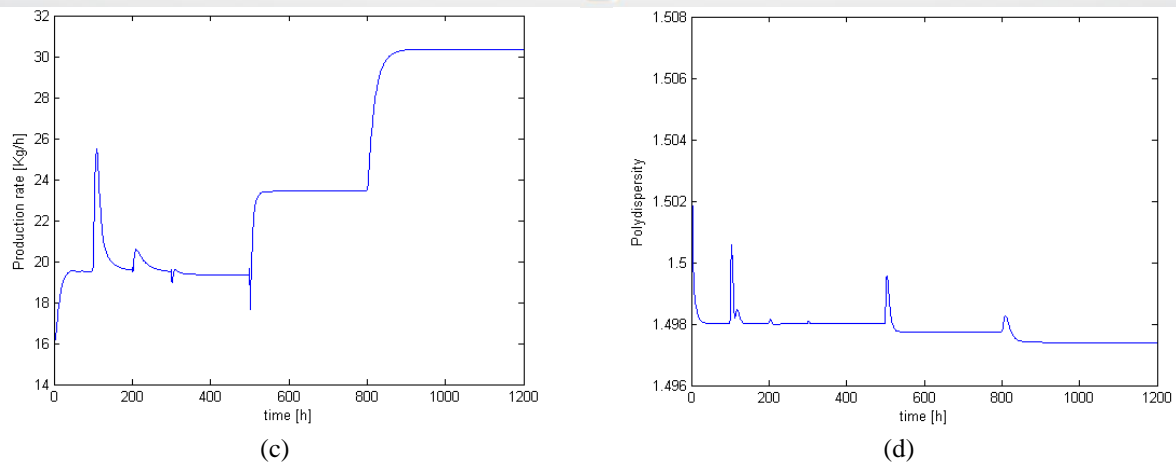
A partir do objetivo de tornar o controlador mais eficiente e seguro, dentre os vários parâmetros e restrições que modelam essa simulação, este estudo buscou investigar a influência do tamanho da restrição operacional da temperatura do reator sob o desempenho do controlador. Conforme especificado na Tabela 3, a estratégia adotada consistiu no aumento do intervalo de temperatura em relação ao intervalo adotado por Alvarez e Odloak (2012), de modo a investigar se um limite operacional maior garantiria melhor desempenho do controlador. Os resultados obtidos estão presentes nas Figuras 2.a - 2.d. Ao analisar o resultado apresentado é possível notar que o processo passou a operar da forma desejada, dentro dos limites propostos, alcançando o regime permanente e mantendo a temperatura do reator,  $y_2$ , controlada no seu valor de estado estacionário, bem como a viscosidade do polímero,  $y_1$ . Dessa forma, é possível concluir que o maior intervalo de temperatura [ $T_{\min}$ ,  $T_{\max}$ ] = [320, 328] K foi capaz de controlar perturbações de maior magnitude do que o intervalo [ $T_{\min}$ ,  $T_{\max}$ ] = [321, 326] K.

#### A. Situação de operação em condição de perigo



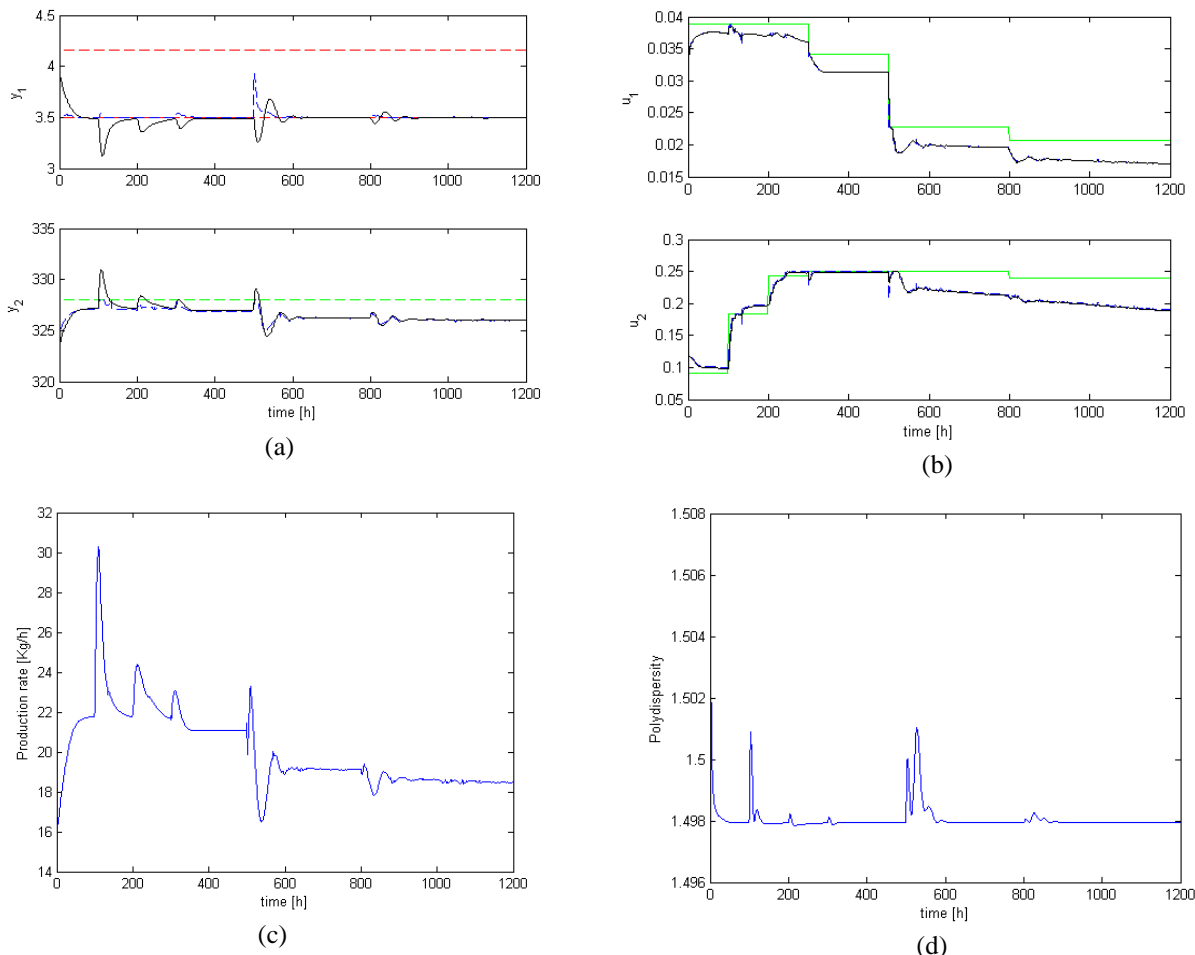
(a)

(b)



**Figura 1:** (a) Comportamento da temperatura e viscosidade. (b) Comportamento das variáveis manipuladas. (c) Comportamento da taxa de produção. (d) Comportamento da polidispersidade. Todos os gráficos representam as respostas dinâmicas utilizando as perturbações presentes na Tabela 1.

## B. Implementação da estratégia de segurança na condição de operação de perigo



**Figura 2:** (a) Comportamento da temperatura e viscosidade. (b) Comportamento das variáveis manipuladas. (c) Comportamento da taxa de produção. (d) Comportamento da polidispersidade. Todos os gráficos representam as respostas dinâmicas utilizando as perturbações especificadas e a estratégia de segurança proposta.

## CONCLUSÃO

Tem-se que as atividades inicialmente propostas pelo projeto foram seguidas de forma integral, sendo elas: a integração de um sistema de segurança em um sistema com controlador MPC econômico e simulação dessa integração em um processo típico da engenharia química. Diante do exposto, foram desenvolvidos estudos na área de controle de processos e simulação que encaminhou para a compreensão do funcionamento do reator de polimerização do estireno, no



qual foi aplicado a estratégia do MPC econômico. Com o intuito de obter uma ação de controle que promova maior segurança, garantia de retorno econômico, operação suave e efetiva, têm-se que a estratégia de controle mais promissora foi a utilização do maior intervalo de restrição da temperatura,  $[T_{\min}, T_{\max}] = [320, 328]$  K. Através da implementação dessa estratégia, o controlador foi capaz de atuar de forma efetiva em distúrbios de diferentes magnitudes. É importante ressaltar que, nesse trabalho, a análise de segurança não levou em conta as restrições impostas pela resistência material dos equipamentos, tubulações e demais operações e unidades do processo, além dos fatores que fazem parte do estudo da segurança térmica do processo químico e da unidade industrial. Os limites de temperatura e as estratégias propostas levaram em conta somente a taxa de produção, a polidispersidade e o desempenho do controlador. No entanto, para garantir segurança da planta como um todo é necessária uma análise mais profunda dos fatores governam o sistema em questão, o que deverá ser feito em trabalhos futuros. De qualquer forma, dentro dos objetivos elencados pelo projeto, a proposta de segurança atendeu as expectativas, apresentando-se como um pontapé para uma análise mais profunda na questão de segurança operacional do reator contínuo de polimerização.

## REFERÊNCIAS

ALVAREZ TORO, L. A. **Strategies with guarantee of stability for the integration of model predictive control in real time optimization**. Tese de Doutorado. Escola politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo. 2012.

ALVAREZ, L. A.; ODLOAK, D.. **Optimization and control of a continuous polymerization reactor**. *Braz. J. Chem. Eng.*, São Paulo, v. 29, n. 4, p. 807-820, Dec. 2012.

ENGELLS, S. **Feedback control for optimal process operation**. Proc IFAC Symposium ADCHEM, Gramado, 13-16, 2006.

CAMERON, I.; RAMAN, R. **Process Systems Risk Management**. 6. ed. [S.l.]: Elsevier, 2005.

GARCIA, C. E., PRETT, D.M. e MORARI, M., **Model Predictive control: theory and practice - a survey**, Automatica, 1989.

OLIVEIRA, R. C. **Desenvolvimento de uma estrutura adaptativa para integração de MPC e RTO e sua aplicação em um processo de polimerização de estireno**. Dissertação (mestrado). Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2019.

SIMÕES, P. S. R. et al. **Estudo sobre a viabilidade da simulação e predição de efeitos difusivos em reações de polimerização através de modelos determinísticos e redes neurais**. Dissertação (mestrado). Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2001.

SOARES, R. M.; PINTO, J. Carlos; SECCHI, A. R. **An optimal control-based safety system for cost efficient risk management of chemical processes**. *Computers & Chemical Engineering*, v. 91, p. 471-484, 2016.

SOUZA, G. F. de. **Integração da otimização em tempo real com controle preditivo**. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo, São Paulo. 2007.

STEPHANOPOULOS, G., **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice**, Englewood Cliffs, N.J.: Prentice Hall, 1984