

Análise do desempenho de sistema de controle de processos com reciclo

Wagner André dos Santos Conceição*, Cid Marcos Gonçalves Andrade e Luiz Mário de Matos Jorge

Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Av. Colombo, 5790, 87020-900, Maringá, Paraná, Brasil. *Autor para correspondência. E-mail: wagner@deq.uem.br

RESUMO. A necessidade de economia de energia, as leis ambientais e a qualidade dos produtos tem exigido processos mais integrados. Uma forma de integração de processos é via reciclo de massa. Neste trabalho, objetivou-se a investigação da influência do reciclo de massa, no desempenho de diferentes estruturas de sistemas de controle e a sua relação com indicadores de controlabilidade e resiliência. Conclui-se que o reciclo e a estrutura influenciam no desempenho do sistema de controle e que esta influência pode ser prevista por indicadores de controlabilidade e resiliência.

Palavras-chave: sistemas de controle, desempenho, reciclo, estrutura, CSTR, controlabilidade, resiliência.

ABSTRACT. Performance analysis of the control system of recycle processes. The need for greater energy savings, stringent environmental laws and product quality have all demanded better process integration. One path for process integration is through the mass recycle process. The objective of this study is to investigate the influence of mass recycle in the performance of different control system structures, and its relation with controllability and resiliency indicators. We conclude that both recycle and structure influence in the performance of the control system, and this influence can be foreseen by controllability and resiliency indicators.

Key words: control systems, performance, recycle, structure, CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor), controllability, resiliency.

Introdução

Normalmente, o projeto de um processo químico baseia-se exclusivamente em objetivos econômicos e informações do estado estacionário do processo. Após a concepção do processo, desenvolve-se o sistema de controle que visa manter o processo dentro das especificações do projeto a despeito de perturbações e incertezas. Entretanto, nem sempre o melhor projeto do processo é o que pode ser “melhor” controlado.

A necessidade de economia de energia, bem como a qualidade dos produtos gerados, levam, cada vez mais, a ter projetos de processos integrados em termos energéticos (reciclo de energia) e em termos de massa (reciclo de massa). Essa integração cria dificuldades no controle dos processos, que mais eficientes estão mais próximos da reversibilidade, do ponto de vista termodinâmico.

Estas dificuldades geradas pela interação podem ser superadas, desde que o projeto do processo considere tanto os aspectos econômicos do regime permanente como os de controlabilidade em regime

transiente, nos estágios iniciais do desenvolvimento da planta do processo químico.

Dessa maneira, o projeto simultâneo deverá estabelecer o limite de integração que não comprometa a controlabilidade do processo.

Segundo Lewin (1999), existem duas possibilidades de abordar o problema da interação do projeto do processo e do sistema de controle. O primeiro usa técnicas como a da medida da *C* (Controlabilidade) e *R* (Resiliência) do projeto (Downs *et al.*, 1994), que é simples e usa apenas informações do modelo em regime permanente. A Controlabilidade e a Resiliência medem o nível de eficiência de um processo em se manter dentro dos objetivos de projeto, a despeito de distúrbios externos e incertezas nos próprios parâmetros. A outra seria a modelagem total e posterior otimização, encontrando, assim, tanto os parâmetros e estruturas ótimas do processo, bem como do sistema de controle. Lewin (1999) ressalta, ainda, que a junção das duas abordagens deve ser a melhor opção.

Dentre as técnicas de medida da *C* e *R*, destacam-se: a *RGA* (Matriz de Ganhos Relativos)

(Bristol, 1966), *SVD* (Decomposição em Valores Singulares) (Morari e Zalfiriu, 1989) e *NMP* (Limite de Desempenho Associado com os Componentes de Fase não-Mínima) (Holt e Morari, 1985). Estas técnicas são aplicadas na análise da controlabilidade e resiliência de reatores de polimerização, por Lewin e Bogle (1996), e em redes de coluna de destilação, por Chiang e Luyben (1988). Existem outras técnicas como *SSV* (Valor Singular Estruturado) (Doyle, 1982) e *RPN* (Número de Desempenho Robusto) (Trierweiler e Engell, 1997).

Em uma série de artigos, Luyben (1993a; b; c), Tyreus e Luyben (1993) investigaram sistematicamente os efeitos de um laço de reciclo na dinâmica de processo e também estudaram a interação entre o projeto de controle de diversos sistemas, com número diferente de unidades e componentes de processos.

Denn e Lavie (1982) demonstraram, também, que o tempo de resposta de sistemas com reciclo podem ser substancialmente mais elevado do que aquela de uma unidade individual.

Reatores químicos, geralmente, são as operações mais importantes em uma indústria química. Muitas vezes, envolvem reações múltiplas, em paralelo, que geram um ou mais produtos indesejados. A presença do reciclo, em um sistema de reatores, possibilita volumes menores destes, para uma mesma conversão, além de menor necessidade de agitação.

Neste trabalho, investiga-se a influência do reciclo de massa, em um sistema de reatores CSTR em série, em que temos reações paralelas, com diferentes configurações da estrutura e também diferentes taxas de reciclo. O sistema de controle usado é um *PID* (Proporcional Integral Derivativo) e a relação com indicadores de controlabilidade e resiliência.

Material e métodos

Todo o trabalho foi realizado computacionalmente, por meio de simulação dinâmica utilizando o software Matlab®.

Os métodos para indicar a interação do reciclo com o sistema de controle foram os indicadores de controlabilidade e resiliência. A qualidade do desempenho do sistema de controle foi obtida por meio do *ISE*.

Indicadores de controlabilidade e resiliência

Uma planta industrial que apresenta poucas limitações inerentes de controle e capacidade de aceitar sistemas de controle de boa performance apresenta uma boa controlabilidade e uma boa dinâmica de resiliência. Segundo Perkins (2002), a análise da controlabilidade tem como mérito

classificar alternativas de controle de um determinado processo e apontar falhas das mesmas, já na fase inicial do projeto do processo, e assim modificar o processo para melhorar ou remover falhas. Um dos métodos de avaliar a controlabilidade é por meio da matriz de ganho relativo (*RGA*).

Três foram os critérios avaliados, aqui, para a determinação da controlabilidade e da resiliência: o *RGA*, o índice de resiliência de Morari (*MRI*) (Morari e Zalfiriu, 1989) e número de condição (*CN*). Como foi dito, existem outros indicadores como *NMP*, *RPN*, *SSV*, que não foram analisados, pois o *SSV* tem características análogas ao *MRI*, e não foi feito o estudo dos índices *NMP* e *RPN*, uma vez que os sistemas estudados são de fase mínima que em malha fechada são estáveis.

Matriz de ganho relativo (*RGA*)

A matriz de ganho relativo (*RGA*) foi desenvolvida por Bristol (1966) e mede as interações de sistemas com múltiplas malhas, o que é útil na análise de sistemas de controle. Os elementos da *RGA* são definidos como a razão entre o ganho de malha aberta e a malha fechada. Sendo o cálculo da *RGA* dependente dos ganhos do sistema em estado estacionário.

A *RGA* é definida na Equação 1:

$$RGA = G(0) \otimes (G(0)^{-1})^T \quad (1)$$

em que \otimes é o produto de Schur (multiplicação de matriz elemento por elemento), -1 é a inversa da matriz, T é a transposta da matriz, $G(0)$ é a matriz de ganho estático.

A *RGA* tem as seguintes propriedades e características:

1. a soma dos elementos de uma linha ou coluna sempre será igual a 1;
2. elementos com valores muito grandes, em módulo, indicam a interação forte entre as malhas;
3. se algum elemento da diagonal principal for negativo, o sistema pode apresentar instabilidade integral;
4. recomenda-se que os elementos da diagonal sejam maiores que 0,5 e menor que 4.

Índice de resiliência de Morari (*MRI*)

O índice de resiliência de Morari (*MRI*) indica a controlabilidade inerente de um processo. Depende das variáveis controladas e manipuladas, mas não do emparelhamento dessas variáveis ou da sintonia dos controladores. Assim, ele é útil para comparar alternativas de processos e/ou de variáveis manipuladas. Para determinar o *MRI*, é necessário

aplicar a decomposição em valores singulares (*SVD*), na matriz de ganho, no estado estacionário ($G(0)$), sendo o *MRI* o menor valor singular (σ_{\min}).

A *SVD* of $G(0)$ é dada pela seguinte equação:

$$G(0) = U\Sigma V^T \quad (2)$$

Número de condição (CN)

O número de condição (*CN*) pode ser definido como a razão entre o maior e o menor valor singular de um determinado processo, assim sendo:

$$CN = \sigma_{\max}/\sigma_{\min} \quad (3)$$

Um valor muito grande do *CN* é indesejável, porque indica que o sistema é sensível a mudanças nos parâmetros do processo (Naraway *et al.*, 1991). Portanto, conjuntos de variáveis manipuladas que gerem pequenos *CN* são mais apropriados.

Índice de desempenho (ISE)

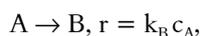
Um índice de desempenho é o número que indica a qualidade do desempenho do sistema (Ogata, 1993). De acordo com o critério da integral do erro quadrático (*ISE*, *integral square error*) a qualidade do desempenho do sistema é avaliada pela seguinte integral:

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad (4)$$

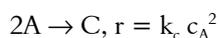
O limite superior (∞) pode ser substituído por T_{inf} , que é escolhido grande o suficiente para que $e(t)$ seja desprezível para $T_{inf} > t$. Este índice de desempenho tem sido usado frequentemente, tanto para entradas determinísticas (como entrada em degrau) quanto para entradas aleatórias, por causa da facilidade de se computar a integral, tanto analítica como experimental.

Estudo de caso

Considerou-se um sistema com dois *CSTR* em série, mantendo-se a temperatura constante em cada reator, sendo a temperatura dos reatores diferentes, assumindo as configurações mostradas nas Figuras 1, 2 e 3, onde ocorrem reações múltiplas em paralelo,



e



o produto desejado é *B*, em que k é a constante de

reação, c_A (mol L⁻¹) a concentração molar de *A*. A variável controlada é a concentração de *A*, na saída do segundo reator (c_{A2}), e a variável manipulada é a vazão molar de *A* puro (m). Foram analisadas três configurações:

1. caso I, mostrado na Figura 1, a vazão molar do componente *A* puro entra no primeiro reator;

2. caso II, apresentado na Figura 2, a vazão molar do componente *A* puro entra no segundo reator;

3. caso III, Figura 3, a vazão molar do componente *A* será adicionada em ambos os reatores em quantidades iguais.

Em todos os casos, o controlador *PID* foi sintonizado por meio de um programa desenvolvido no MATLAB®, usando as regras de Ziegler-Nichols, pelo diagrama de Bode, para cada taxa de reciclo. Para a resolução, supôs-se que as reações, que ocorrem em ambos os reatores, são irreversíveis e são conduzidas isotermicamente.

Caso I

No primeiro caso, o componente *A* puro é adicionado no primeiro reator.

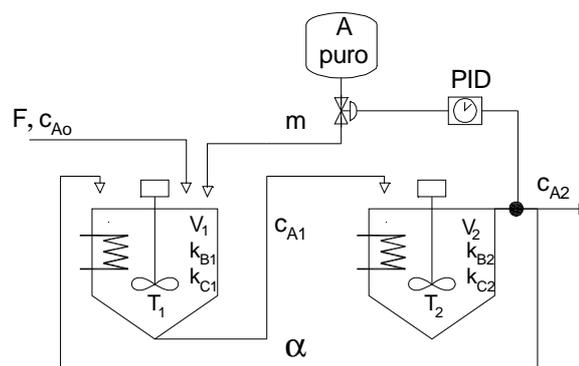


Figura 1. *CSTR* em série, com reciclo e componente *A* puro entrando no primeiro reator.

Fazendo o balanço de massa do componente *A*, no primeiro reator da Figura 1, sendo m (mol min⁻¹) e ρ_A densidade molar (mol L⁻¹), então, a vazão da válvula é m/ρ_A , assumindo que m/ρ_A é muito menor que a vazão F . Esta suposição também será assumida para os casos II e III. Assim, a função transferência do primeiro reator é:

$$C_{A1}(s) = \frac{K_0}{\tau_1 s + 1} C_{A0}(s) + \frac{K_2}{\tau_1 s + 1} C_{A2}(s) + \frac{K m}{\tau_1 s + 1} \frac{M(s)}{F} \quad (5)$$

em que:

$$K_0 = \frac{F}{(1 + \alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$K_2 = \frac{\alpha F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$Km = \frac{F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$\tau_1 = \frac{V_1}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

Em que F ($L \text{ min}^{-1}$) é a vazão volumétrica, α , a taxa de reciclo, é a fração de retorno da vazão do segundo reator que, para todos os casos, variou de zero a um, em intervalo de 0,25; e V (L), o volume do reator.

Fazendo o balanço de massa de A no segundo reator, assim, a função transferência do segundo reator é:

$$C_{A2}(s) = \frac{K_1}{\tau_2 s + 1} C_{A1}(s) \quad (6)$$

em que:

$$K_1 = \frac{(1+\alpha)F}{(1+\alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

$$\tau_2 = \frac{V_2}{(1+\alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

Caso II

Neste caso, o componente A puro é adicionado no segundo reator, Figura 2.

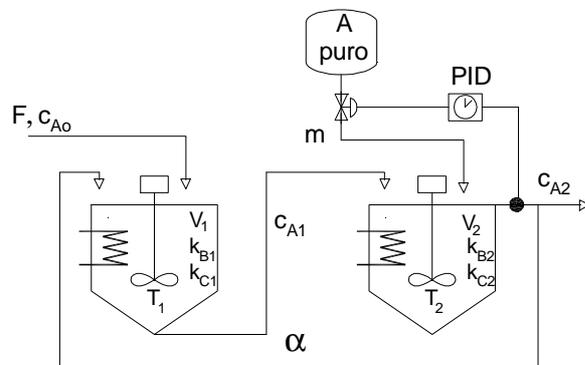


Figura 2. CSTR em série, com reciclo e componente A puro entrando no segundo reator.

A função transferência do primeiro reator é:

$$C_{A1}(s) = \frac{K_0}{\tau_1 s + 1} C_{A0}(s) + \frac{K_2}{\tau_1 s + 1} C_{A2}(s) \quad (7)$$

em que:

$$K_0 = \frac{F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$K_2 = \frac{\alpha F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$\tau_1 = \frac{V_1}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

A função transferência do segundo reator é:

$$C_{A2}(s) = \frac{K_1}{\tau_2 s + 1} C_{A1}(s) + \frac{Km}{\tau_2 s + 1} \frac{M(s)}{F} \quad (8)$$

em que:

$$K_1 = \frac{(1+\alpha)F}{(1+\alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

$$Km = \frac{F}{(1+\alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

$$\tau_2 = \frac{V_2}{(1+\alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

Caso III

O componente A puro é adicionado, em proporções iguais, em ambos os reatores CSTRs, a metade de m em cada reator, Figura 3.

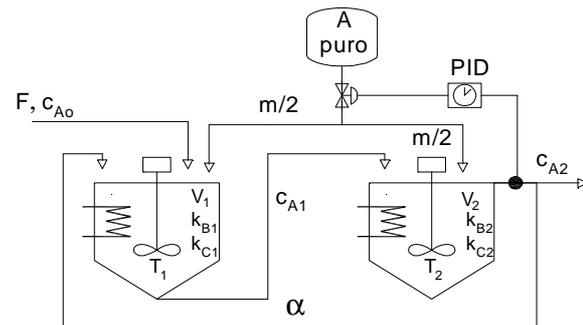


Figura 3. CSTR em série, com reciclo e componente A puro entrando em ambos os reatores.

A função transferência do primeiro reator é:

$$C_{A1}(s) = \frac{K_0}{\tau_1 s + 1} C_{A0}(s) + \frac{K_2}{\tau_1 s + 1} C_{A2}(s) + \frac{Km_1}{\tau_1 s + 1} \frac{M(s)}{F} \quad (9)$$

em que:

$$K_0 = \frac{F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$K_2 = \frac{\alpha F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$Km_1 = \frac{0,5F}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

$$\tau_1 = \frac{V_1}{(1+\alpha)F + V_1(k_{B1} + 2k_{C1}c_{A1s})}$$

A função transferência do segundo reator é:

$$C_{A2}(s) = \frac{K_1}{\tau_2 s + 1} C_{A1}(s) + \frac{Km_2}{\tau_2 s + 1} \frac{M(s)}{F} \quad (10)$$

em que:

$$K_1 = \frac{(1 + \alpha)F}{(1 + \alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

$$Km_2 = \frac{0,5F}{(1 + \alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

$$T_2 = \frac{V_2}{(1 + \alpha)F + V_2(k_{B2} + 2k_{C2}c_{A2s})}$$

Parâmetros do processo

A Tabela 1 apresenta os parâmetros de processo (baseados em exemplos do Coughanowr (1991) e Fogler (1992)), para dois CSTR em série. Estes parâmetros não dependem da configuração do sistema de controle.

Tabela 1. Parâmetros dos reatores.

$F =$	2800	$L \text{ min}^{-1}$
$V_1 =$	8400	L
$V_2 =$	8400	L
$k_{B1} =$	0,1667	min^{-1}
$k_{C1} =$	0,0075	mol Lmin^{-1}
$k_{B2} =$	0,667	min^{-1}
$k_{C2} =$	0,01	mol Lmin^{-1}
$c_{A0} =$	1,60	mol L^{-1}
$\rho_A =$	12,81	mol L^{-1}

Resultados e discussão

Parâmetros do sistema de controle PID

As Tabelas 2, 3 e 4 apresentam os parâmetros do controlador PID. Para cada configuração e taxa de reciclo (α), foram calculadas as constantes do controlador, que foram sintonizadas por meio das regras de Ziegler-Nichols.

Tabela 2. Parâmetros do Controlador PID para o caso I.

α	K_c	τ_i	τ_D
0,00	4,1706	1,8140	0,4535
0,25	3,6804	1,7159	0,4290
0,50	3,2854	1,6237	0,4059
0,75	2,9584	1,5338	0,3835
1,00	2,6955	1,4442	0,3610

Tabela 3. Parâmetros do Controlador PID para o caso II.

α	K_c	τ_i	τ_D
0,00	4,1544	1,8125	0,4531
0,25	3,6698	1,7147	0,4287
0,50	3,2780	1,6228	0,4057
0,75	2,9531	1,5331	0,3833
1,00	2,6916	1,4436	0,3609

Tabela 4. Parâmetros do Controlador PID para o caso III.

α	K_c	τ_i	τ_D
0,00	4,1742	1,8145	0,4536
0,25	3,6826	1,7162	0,4290
0,50	3,2868	1,6240	0,4060
0,75	2,9593	1,5340	0,3835
1,00	2,6961	1,4443	0,3611

Observa-se que os valores dos parâmetros do controlador diminuíram com o aumento da taxa de reciclo (α), em todas as configurações.

Medidas de controlabilidade e resiliência

As Tabelas 5, 6 e 7 apresentam os resultados da matriz de ganho relativo (RGA), do índice de resiliência de Morari (MRI) e número de condição (CN), para diferentes taxas de reciclo (α), nas três diferentes configurações.

O cálculo da RGA foi feito, segundo a sequência a seguir, tomando como exemplo o caso II para taxa de reciclo igual a zero.

$$\begin{bmatrix} C_{A1}(s) \\ C_{A2}(s) \end{bmatrix} = \frac{I}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1) - K_2 K_1} \times \begin{bmatrix} K_m(\tau_1 s + 1) & K_1 K_0 \\ K_m K_2 & K_0(\tau_2 s + 1) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} M(s) \\ C_{A0}(s) \end{bmatrix}$$

Substituindo os valores das constantes e considerando s igual a zero, temos a matriz de ganho estático:

$$G(0) = \begin{bmatrix} 0,3307 & 0,2137 \\ 0 & 0,6463 \end{bmatrix}$$

então

$$RGA = \begin{bmatrix} 0,3307 & 0,2137 \\ 0 & 0,6463 \end{bmatrix} \otimes \left(\begin{bmatrix} 3,0241 & -1,0000 \\ 0 & 1,5473 \end{bmatrix} \right)^T$$

$$RGA = \begin{bmatrix} 0,3307 & 0,2137 \\ 0 & 0,6463 \end{bmatrix} \otimes \begin{bmatrix} 3,0241 & 0 \\ -1,0000 & 1,5473 \end{bmatrix}$$

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,0000 & 0 \\ 0 & 1,0000 \end{bmatrix}$$

O MRI foi obtido pela decomposição da matriz de ganho estático:

$$U = \begin{bmatrix} 0,3943 & -0,9190 \\ 0,9190 & 0,3943 \end{bmatrix}$$

$$\Sigma = \begin{bmatrix} 0,6906 & 0 \\ 0 & 0,3094 \end{bmatrix}$$

$$V^T = \begin{bmatrix} 0,1888 & -0,9820 \\ 0,9820 & 0,1888 \end{bmatrix}$$

O valor de MRI é o menor valor da matriz Σ então:

$$\sigma_{min} = 0,3094$$

O CN é obtido pela razão entre o maior e o menor valor singular, dados na matriz Σ

$$CN = \frac{0,6906}{0,3094} = 2,2320$$

A mesma metodologia de cálculos foi aplicada a todos os casos.

Tabela 5. Medidas de Controlabilidade e Resiliência para o processo do caso I.

α	RGA	MRI	CN
0,00	2,96 -1,96 -1,96 2,96	$3,2 \times 10^{-5}$	$2,1 \times 10^4$
0,25	4,21 -3,21 -3,21 4,21	$2,2 \times 10^{-5}$	$2,8 \times 10^4$
0,50	6,77 -5,77 -5,77 6,77	$1,3 \times 10^{-5}$	$4,3 \times 10^4$
0,75	13,81 -12,81 -12,81 13,81	$6,5 \times 10^{-6}$	$8,5 \times 10^4$
1,00	18,21 -17,21 -17,21 18,21	$4,9 \times 10^{-6}$	$1,1 \times 10^5$

Tabela 6. Medidas de Controlabilidade e Resiliência para o processo do caso II.

α	RGA	MRI	CN
0,00	1,00 0,00 0,00 1,00	0,3094	2,2320
0,25	1,05 -0,05 -0,05 1,05	0,2752	2,3600
0,50	1,11 -0,11 -0,11 1,11	0,2457	2,5582
0,75	1,17 -0,17 -0,17 1,17	0,2209	2,7828
1,00	1,24 -0,24 -0,24 1,24	0,2003	3,0233

Tabela 7. Medidas de Controlabilidade e Resiliência para o processo do caso III.

α	RGA	MRI	CN
0,00	1,49 -0,49 -0,49 1,49	0,1534	4,9911
0,25	1,61 -0,61 -0,61 1,61	0,1370	5,3007
0,50	1,74 -0,74 -0,74 1,74	0,1234	5,6643
0,75	1,86 -0,86 -0,86 1,86	0,1120	6,0616
1,00	1,98 -0,98 -0,98 1,98	0,1025	6,4811

Pelos valores de RGA, MRI e CN das Tabelas 5, 6 e 7 nota-se que os melhores índices, segundo as regras, são os da Tabela 6 para o caso II.

Performance do sistema de controle

As curvas de resposta e o ISE foram obtidos pelo programa desenvolvido no Matlab.

Perturbação degrau na carga

As Figuras 4 a 6 apresentam a resposta a uma

perturbação degrau unitário na carga, para as três configurações, variando a taxa de reciclo e calculando o ISE para cada curva de resposta.

Em todos os testes degrau aplicados, o aumento do reciclo fez com que o valor do ISE aumentasse, indicando piora no sistema de controle.

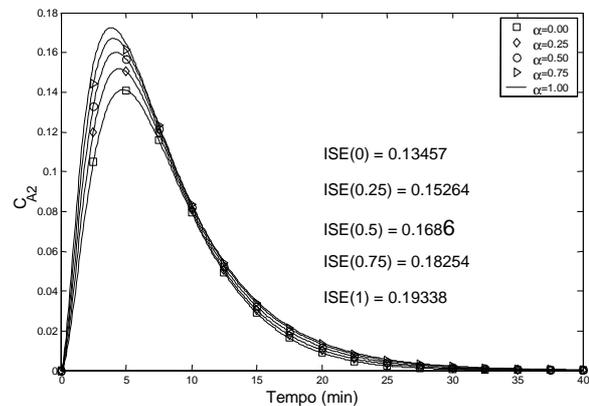


Figura 4. Resposta ao degrau unitário na carga do caso I.

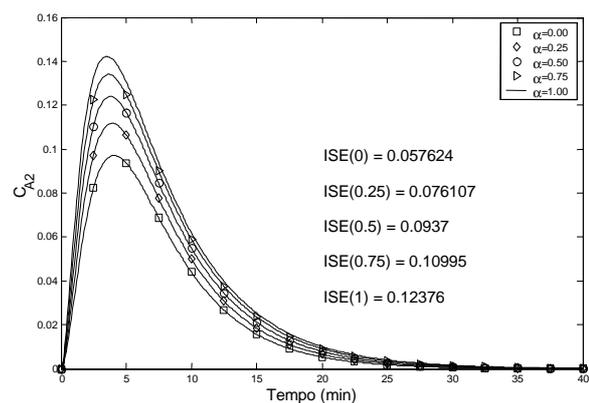


Figura 5. Resposta ao degrau unitário na carga do caso II.

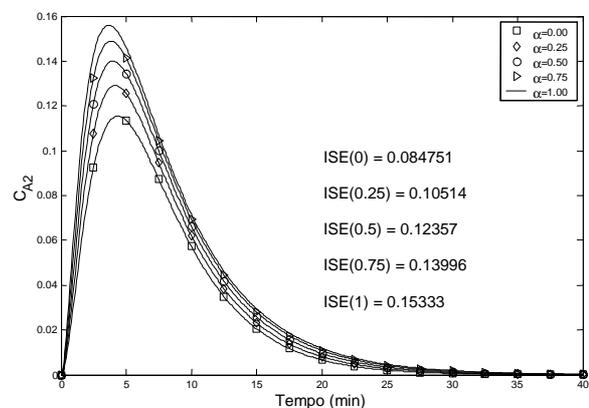


Figura 6. Resposta ao degrau unitário na carga do caso III.

Apesar de os valores dos parâmetros do

controlador *PID* (Tabelas 2, 3 e 4) serem similares para os três casos a escolha da configuração influi no desempenho do sistema de controle, como pode ser observado nas Figuras 4, 5 e 6. A melhor configuração é o caso II, como podemos observar, por exemplo, para o reciclo de 50% ($\alpha = 0,5$), o valor de *ISE* é 44,4% menor do que no caso I e 24,2% menor do que no caso III.

Os indicadores *C&R* estavam corretos indicando que o aumento de reciclo piora o desempenho e que o caso II teria o melhor desempenho a perturbações, e o *CN* e o *MRI* mostraram-se muito sensíveis.

Conclusão

Para todas configurações testadas, o desempenho do controle piora com o aumento da taxa de reciclo. Também, é notada relação entre as medidas de controlabilidade e resiliência *RGA*, *MRI* e *CN* e a performance do sistema de controle. Deste modo, estas medidas também podem ser usadas para prever a melhor estrutura de controle de um processo com reciclo. Por meio dos resultados da Tabela 6, que apresentam os melhores valores dos indicadores, é possível prever que o caso II teria o melhor desempenho, que ficou confirmado pelos testes de performance do sistema de controle, a Figura 5 apresenta os menores valores de *ISE*, comprovando a previsão. Os indicadores de resiliência e controlabilidade são eficientes de forma qualitativa, pois indicaram qual seria o sistema que teria o melhor desempenho, mas seus valores não são capazes de prever quantitativamente o desempenho.

Referências

BRISTOL, E.H. On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Trans. Automat. Contr.*, New York, v. 11, n. 1, p. 133-134, 1966.

CHIANG, T.; LUYBEN, W. Comparison of the dynamic performances of three heat-integrated distillation configurations. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Washington, D.C., v. 27, p. 99-104, 1988.

COUGHANOWR, D.R. *Process systems analysis and control*. 2. ed. New York: McGraw-Hill, 1991.

DENN, M.M.; LAVIE, R. Dynamics of plants with recycle. *Chem. Eng. J.*, v. 24, p. 55-59, 1982.

DOYLE, J.E. In: IEEE CONFERENCE ON DECISION AND CONTROL, Orlando, 1982. *Proceeding...* Orlando:

[s.l.], 1982. p. 629-636.

DOWNS, J.J. *et al.* Industrial viewpoint on design/control tradeoffs. In: IFAC WORKSHOP ON INT. OF DESIGN AND CONTROL, 2nd, Baltimore, Maryland, 1994. *Proc...* Baltimore, Maryland: Elsevier, 1994.

FOGLER, S.H. *Elements of chemical reaction engineering*. 2. ed. Englewood Cliffs: Prentice-Hall, 1992.

HOLT, B.R.; MORARI, M. Design of resilient processing plants: V. the effect of deadtime on dynamic resilience. *Chem. Eng. Sci.*, New York, v. 40, p. 1229-1237, 1985.

LEWIN, D.R. Interaction of design and control. In: IEEE MED. CONF. ON CONTROL AND AUTO. (MED'99), 7nd, Haifa, 1999. *Proceeding...* Haifa: [s.l.], 1999.

LEWIN, D.R.; BOGLE, D. Controllability analysis of an industrial polymerization reactor. *Comput. Chem. Eng.*, New York, v. 20, p. S871-S876, 1996.

LUYBEN, W.L. Dynamics and control of recycle systems: 1. simple open-loop and closed-loop systems. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Washington, D.C., v. 32, p. 466-475, 1993a.

LUYBEN, W.L. Dynamics and control of recycle systems: 2. comparison of alternative process designs. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Washington, D.C., v. 32, p. 476-486, 1993b.

LUYBEN, W.L. Dynamics and control of recycle systems: 3. alternative process designs in a ternary system. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Washington, D.C., v. 32, p. 1142-1153, 1993c.

MORARI, M.; ZAFIRIOU, E. *Robust process control*. Englewood Cliffs: Prentice-Hall, 1989.

NARRAWAY, L.T. *et al.* Interaction between process design and process control: economic analysis of process dynamics. *J. Process Control*, Oxford, v. 1, n. 1, p. 243-250, 1991.

OGATA, K. *Engenharia de controle moderno*. Rio de Janeiro: Prentice-Hall do Brasil, 1993.

PERKINS, J. Education in process systems engineering: past, present and future. *Comput. Chem. Eng.*, New York, v. 26, p. 283-293, 2002.

TYREUS, B.D.; LUYBEN, M.L. Industrial plantwide design for dynamic operability. *Ind. Eng. Chem. Res.*, Washington, D.C., v. 32, p. 1154-1162, 1993.

TRIERWEILER, J.O.; ENGELL, S. The robust performance number: a new tool for control structure design. *Comput. Chem. Eng.*, New York, v. 21, Suppl., p. 409-414, 1997.

Received on August 22, 2007.

Accepted on November 27, 2007.