

UMA ESTRUTURA DE CONTROLE AVANÇADO PARA A DESTILARIA DE ETANOL

MARCUS V. AMERICANO DA COSTA F^{o1}, ADRIANO S. M. BRANDÃO¹ DANIEL M. LIMA² e JULIO E. NORMEY-RICO²

¹ Universidade Federal da Bahia, Departamento de Engenharia Química

² Universidade Federal de Santa Catarina, Departamento de Automação e Sistemas
Email para contato: marcus.americano@ufba.br; asmbrandao@gmail.com;
daniel.lima@posgrad.ufsc.br; julio.normey@ufsc.br.

Resumo

Este trabalho está direcionado para a aplicação de controle avançado em uma unidade de destilação alcoólica. A configuração proposta é constituída por um sistema supervisorio e uma camada regulatória composta por PIDs em cascata com um MPC. O supervisorio é projetado com a finalidade de se obter ganhos em termos de produtividade e consumo de energia. Dessa forma, as mudanças dos pontos de operação do processo causam perturbações que devem ser bem administradas pelos sistemas de controle. Para ilustrar o resultado deste trabalho, serão apresentadas as simulações de alguns cenários que possibilitam incrementos econômicos na indústria do etanol.

1 Introdução

O processo de destilação tem um papel significativo na usina alcooleira, dado que essa etapa da planta consome grande parte da energia utilizada na produção. No entanto, infelizmente, é muito comum uma operação inadequada dos sistemas de controle das colunas de destilação, causando um consumo energético nos condensadores e refeedores acima do necessário. Além disso, as vazões elevadas de líquido e vapor comprometem a qualidade do produto. Em geral, problemas como longos atrasos de transporte e tempo de resposta, ganhos estáticos altos e variáveis, número elevado de perturbações e acoplamento entre suas malhas de controle, influenciam diretamente na dinâmica e desempenho do processo. Por outro lado, diversos trabalhos são desenvolvidos pela comunidade científica de controle automático com a finalidade de aumentar a eficiência e produtividade nas unidades de destilação.

É importante mencionar que há um limite de operação nessas unidades de separação. Teoricamente, com máximo calor, é possível se obter a quantidade máxima do produto. Entretanto, na prática, não é o que ocorre, tendo o operador a função de maximizar a produção com os equipamentos e energia disponíveis. Soma-se ainda o fato de que as soluções apresentadas, muitas vezes, são específicas para cada caso. Por este prisma, o controle preditivo vem se consolidando cada vez mais como uma alternativa atraente para esse tipo de processo (Abou-Jeyab et al. 2001, Karacan 2003, Normey-Rico et al. 2005, Kawathekar & Riggs 2007). Entretanto, o controle preditivo ainda não atingiu um número de aplicações sugerido pelo seu potencial. A complexidade matemática existente na sua implementação prática, muitas vezes representa uma desvantagem para engenheiros de

controle, mas que não significa um problema para a comunidade científica, haja vista diversos pacotes matemáticos encontram-se completamente disponíveis.

Ante o exposto, o uso da técnica de controle preditivo já é consolidado nas refinarias de petróleo e gás, todavia, não há uma generalização para a aplicação desse tipo de sistema nas usinas de etanol, apesar do considerável número de trabalhos que descrevem o controle preditivo aplicados a processos de destilação (Maiti & Saraf 1995, Ferreira et al. 2005, Fontes et al. 2007). Dessa maneira, propõe-se, neste trabalho, uma nova configuração da unidade de destilação na qual aplicam-se um controlador MPC e uma camada supervisória a fim de se obter ganhos em termos de produtividade e consumo de energia. O artigo está organizado como segue: na próxima seção a unidade de destilação será descrita; na Seção 3, o sistema proposto será detalhadamente apresentado; na Seção 4, os resultados serão analisados e, finalmente, as conclusões serão expostas na Seção 5.

2 Descrição da Unidade de Destilação Alcoólica

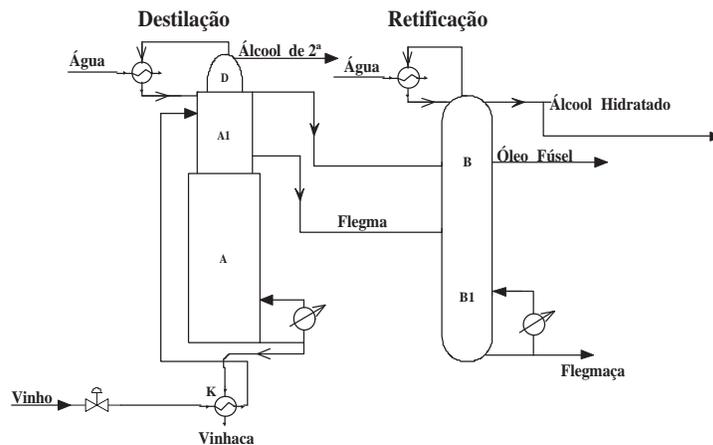


Figura 1: esquema de produção

Nas usinas brasileiras, a unidade de destilação é comumente configurada de acordo com o esquema ilustrado na Figura 1, em que se verifica a existência de duas etapas: a destilação propriamente dita e a retificação. Embora muitas usinas operem na fabricação de outros produtos como o álcool anidro, por exemplo, este trabalho visa ao estudo para a obtenção de álcool de 2ª e álcool hidratado. Os subprodutos obtidos na forma de resíduos são a vinhaça, flegmaça e o óleo fúsel.

O vinho proveniente da fermentação é aquecido e alimenta a coluna A1. A composição do vinho é de aproximadamente 90% de água, etanol (7 a 10 °GL) e de outras substâncias que são encontradas em quantidades bem menores. Na coluna A1, o vinho começa a entrar em ebulição perdendo maior parte dos produtos mais voláteis que sobem para a coluna D. Da base da coluna A1, o vinho passa para a coluna A onde desce e se empobrece em álcool até chegar na base, originando a vinhaça. No topo da coluna A, retira-se a flegma na forma de vapor. No topo da coluna D, o vapor é condensado e retirado na forma de produto, o álcool de 2ª a uma concentração próxima de 92 °GL, enquanto o produto de fundo, rico em etanol, é conduzido para a retificação na coluna B. A fonte energética das

colunas A, A1 e D vem do vapor que é gerado pelo refeedor ou é injetado diretamente no fundo da coluna.

A base da coluna B é alimentada pela flegma ($\approx 50 \text{ }^\circ GL$). Esta vai subindo e se enriquecendo de etanol até chegar no topo, onde é condensada e retirada como álcool hidratado ($\approx 96 \text{ }^\circ GL$). Nos pratos inferiores, a solução vai se esgotando até atingir a base da coluna B1, onde é retirada como produto de fundo pobre em etanol, a flegmaça. A energia é obtida da mesma forma da coluna A.

A modelagem e simulação da destilaria de uma usina sucroalcooleira foi desenvolvida em escala industrial no *Aspen Hysys* por Americano-daCosta et al. (2012), onde as misturas dos fluidos foram consideradas próximas de uma situação real e o método de cálculo foi baseado no modelo Non Random Two Liquid (NRTL). Esse *software* produzido pela AspenTech é uma poderosa ferramenta de engenharia para simulação e análise de processos químicos. Uma vez obtido o modelo dinâmico, é necessário definir as variáveis que serão utilizadas para a implementação da estrutura de controle. Na próxima seção, a estratégia proposta de controle avançado será explanada detalhadamente.

3 Estratégia Proposta de Controle Avançado

A configuração geral da estratégia implementada na unidade de destilação encontra-se na Figura 2a, em que algumas das principais variáveis são ilustradas. O sistema supervisorio atua sobre as vazões da flegma e hidratado de acordo com a entrada de vinho na unidade que depende da produção obtida nas etapas anteriores. A produção do vinho, a partir de fermentação, ocorre nos reatores em batelada, assim a produção apresenta um comportamento dinâmico bastante oscilatório. Dessa maneira, nas simulações a seguir, será considerada uma onda do tipo quadrada para a vazão de alimentação. Por sua vez, os sistemas de controle devem rejeitar as perturbações causadas por essas oscilações e manter o processo estabilizado. Nota-se que o sistema de controle regulatório local (PIDs) está em cascata com o MPC. Como será explanado, essa camada superior atua sobre três variáveis: álcool de 2^a, vinhaça e álcool hidratado.

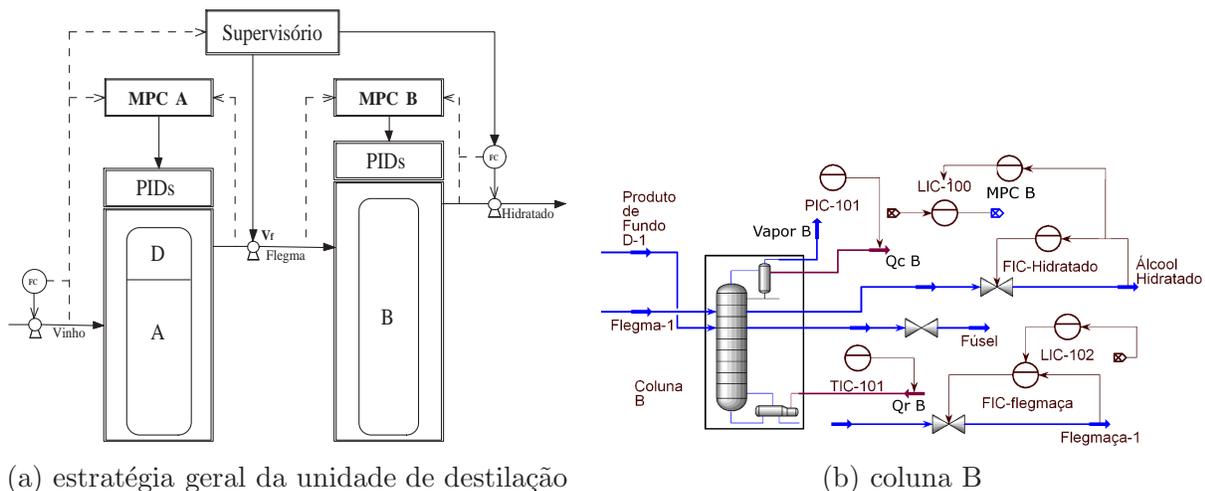


Figura 2: Esquemática da estratégia de controle utilizada

Basicamente, as técnicas de controle avançado devem ser implementadas nas camadas superiores, dado que a camada regulatória é composta por controladores do tipo PID (*Proportional-Integrative-Derivative*). Desse modo, imprescindível o entendimento da configuração do sistema de controle regulatório.

3.1 Sistema de Controle Regulatório

A camada local do modelo utilizado neste trabalho contém controladores PID, de acordo com as malhas usualmente configuradas nas usinas brasileiras. Porém, um projeto peculiar é necessário na coluna B para que o supervisor tenha um grau de liberdade na atuação de vazão do hidratado. Como pode ser observado na Figura 2b, a coluna B é alimentada pela flegma e produto de fundo da coluna D. A pressão de topo é mantida pelo controlador PIC-101, ao passo que a temperatura de fundo é controlada por TIC-101. O controlador LIC-100 regula o nível do condensador manipulando o refluxo. A qualidade do álcool hidratado será garantida pelo MPC B (Mestre) em cascata com LIC-100 (Escravo). Por fim, LIC-102 manipula a vazão de saída da flegma para controlar o nível do refeedor.

3.2 Controlador MPC e Supervisor

Para avaliar os ganhos que podem ser obtidos a partir da implementação de um sistema de controle avançado na destilaria de etanol, foi utilizado o MPC na camada superior ao sistema regulatório. O MPC é uma das técnicas de controle moderno mais potentes e, provavelmente, a que teve maior êxito em aplicações industriais (Takatsu et al. 1998), principalmente porque pode ser utilizada tanto em sistemas monovariáveis quanto multivariáveis, lineares ou não lineares; e porque as restrições nas saídas e nas entradas dos processos podem ser consideradas no projeto da lei de controle em tempo real (Camacho & Bordons 2004). O *MPC Toolbox* do *Matlab* foi utilizado para calcular a lei de controle na camada superior.

Embora as colunas apresentem um comportamento fortemente não linear, tanto o PID quanto o MPC utilizam equações lineares para calcular os sinais de controle. Dessa maneira, primeiramente, é necessário identificar modelos lineares do processo próximo do ponto de operação do processo. Os pontos de operação das saídas são $\bar{y}_1 = 0,92 \text{ } ^\circ GL$ para o álcool de 2^a , $\bar{y}_2 = 0,03 \text{ } ^\circ GL$ para a vinhaça e $\bar{y}_3 = 96 \text{ } ^\circ GL$ para o álcool hidratado. Nas entradas, têm-se $\bar{u}_1 = 119,17 \text{ kPa}$ e $\bar{u}_2 = 72,38 \text{ } ^\circ C$ para a pressão de fundo e temperatura de topo da coluna A, respectivamente; e $\bar{u}_3 = 50\%$ do nível máximo do condensado da coluna B. Para as perturbações, têm-se $\bar{d}_1 = 293,22 \text{ m}^3/h$ de entrada de vinho na coluna A, $\bar{d}_2 = 41,41 \text{ m}^3/h$ de saída da flegma e $\bar{d}_3 = 22,23 \text{ m}^3/h$ de saída de hidratado na coluna B. Ao utilizar o *Toolbox* de identificação do *Matlab*, obtém-se os seguintes modelos para a unidade de tempo em segundos:

$$P_{u_A} = \begin{bmatrix} \frac{6,9829 \cdot 10^{-2}}{1706,3s+1} & \frac{-2,6443 \cdot 10^{-2}}{1971,2s+1} \\ \frac{1,6649 \cdot 10^{-3}}{2392,8s+1} & \frac{-5,4526 \cdot 10^{-4}}{1610,8s+1} \end{bmatrix} \quad P_{d_A} = \begin{bmatrix} \frac{3,3547 \cdot 10^{-7}}{1445,7s+1} & \frac{5,59 \cdot 10^{-7}}{1880,9s+1} \\ \frac{2,0232 \cdot 10^{-8}}{815s+1} & \frac{-7,3887 \cdot 10^{-8}}{204,26s+1} \end{bmatrix} \quad (1)$$

para o MPC A, cuja estrutura é $\Delta Y_A(s) = P_{u_A} \Delta U_A(s) + P_{d_A} \Delta D_A(s)$, na qual $\Delta Y_A = [\Delta y_1, \Delta y_2]^T$, $\Delta U_A = [\Delta u_1, \Delta u_2]^T$ e $\Delta D_A = [\Delta d_1, \Delta d_2]^T$.

Para o MPC B, tem-se:

$$P_{u_B} = \frac{-9,674 \cdot 10^{-5}(508,86s + 1)}{(222,35s + 1)(15,074s + 1)} e^{-4,67s} \quad (2)$$

cujas estrutura é $\Delta Y_B(s) = P_{u_B} \Delta U_B(s)$, na qual $\Delta Y_B = \Delta y_3$ e $\Delta U_B = \Delta u_3$.

Finalmente, a operação do supervisor obedece a lógica presente na Tabela 1.

Se $d_1(t) \geq \bar{d}_1$	Se $d_1(t) < \bar{d}_1$
$V_f(t + 180) = \frac{0,604}{600s+1} \Delta d_1(t) + 50,$	$V_f(t + 180) = \frac{-0,503}{600s+1} \Delta d_1(t) + 50,$
$d_3(t + 780) = 0,338 \Delta d_1(t) + \bar{d}_3.$	$d_3(t + 780) = \bar{d}_3,$

Tabela 1: Lógica do supervisor.

nas quais V_f (%) é a abertura da válvula da flegma e Δd_1 é a variação de vazão volumétrica de entrada do vinho.

3.3 Caracterização Paramétrica e Sintonia dos Controladores

Os modelos obtidos foram utilizados para a sintonia dos MPCs, tanto para as estratégias do tipo *feedback* quanto para *feedforward*. Ademais, é importante mencionar que as restrições do processo foram aplicadas no ajuste dos MPCs.

No caso do MPC A, especificamente, tem-se os seguintes parâmetros: o tempo de amostragem é $T_{sA} = 60$ s, o horizonte de controle é $N_{uA} = 20$ e o horizonte de predição é $N_{yA} = 70$. As ponderações são dadas por $\delta_A = [75; 150]$ e $\lambda_A = [12; 0, 02]$ para os erros e esforços de controle, respectivamente. As restrições consideradas são $U_{A_{min}} = [117 \text{ kPa}, 71 \text{ }^\circ\text{C}]$ e $U_{A_{max}} = [119, 25 \text{ kPa}, 72, 55 \text{ }^\circ\text{C}]$ para as variáveis manipuladas; e para as variações máximas de controle, tem-se $\Delta u_{1m} = \pm 0,5 \text{ kPa/min}$ e $\Delta u_{2m} = \pm 0,5 \text{ }^\circ\text{C/min}$.

De forma sintetizada, o ajuste do MPC B é: $N_{uB} = 15$, $N_{yB} = 60$, $\delta_B = 0,05$, $\lambda_B = 250$, $U_{3_{min}} = 20\%$, $U_{3_{max}} = 80\%$, $\Delta u_{3m} = \pm 0,5\%$, $T_{sB} = 60$ s.

Dando continuidade ao escopo deste trabalho, as simulações, realizados com o *software Aspen Hysys*, serão apresentadas com uma avaliação mais detalhada dos resultados experimentais.

4 Ensaios e Análises

Alguns critérios são necessários para a montagem das simulações e análise dos resultados. Para efeito de comparação, foi implementado um modelo nominal (cenário C1), onde foram aplicados somente PIDs em cascata juntamente com o supervisor. Os ajustes dos controladores foram definidos na tentativa de se obter comparações mais justas possíveis. Além do *autotuner* do *Aspen Hysys*, diversos modelos obtidos por identificação foram utilizados para a sintonia por IMC (*Internal Model Control*), assim como para as estratégias do tipo *feedforward*. A saturação nos PIDs foi considerada na mesma faixa de restrição dos MPCs do cenário C2. Para o controle da vinhaça, a situação é peculiar, pois trata-se de um subproduto cuja concentração não deve ultrapassar um determinado

valor. Embora muitas usinas consigam aproveitá-la cada vez mais, o ideal é produzi-la na menor quantidade possível. Nesse caso, o controle de qualidade consiste em deixar seu nível de toxidade relativamente baixo, não prejudicando o meio ambiente. Portanto, foi implementado um controle por banda, em que o PID funcionava no modo automático apenas quando a leitura na vinhaça atingia valores acima de $0,04 \text{ } ^\circ GL$.

A variação mássica do vinho ficará em torno de $\pm 2\%$ com intervalos iguais de 2 h (120 min), dentro do tempo total da simulação de 8 h . Para o desempenho dos sistemas do ponto de vista econômico, serão analisadas a produtividade e a eficiência de acordo com a água consumida, dada a uma temperatura de $15,56 \text{ } ^\circ C$ na pressão atmosférica, da qual será calculado o fator de eficiência $F_e (m^3/m^3) = \text{Produto}/\text{Água}$.

Ainda, será considerado um controle de qualidade fictício na destilaria. Na produção dos álcoois haverá um nível de tolerância, bem como para a vinhaça. Certamente, por se tratar de um simulador computacional no qual as variações são pequenas, em virtude da instabilidade iterativa apresentada nas variações elevadas, são limites fora da realidade industrial. Sem embargo, a metodologia adotada para ilustrar o impacto do sistema proposto na destilaria de etanol não será comprometida. Desse modo, definem-se as seguintes tolerâncias: Álcool de $2^a = \pm 1,5 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ GL$, Hidratado = $\pm 0,5 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ GL$, Vinhaça = $+0,5 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ GL$.

Dentro da faixa preestabelecida, diversas variações nas cargas das perturbações foram testadas nas simulações, de modo que há uma correlação direta entre o desempenho do sistema e seus pontos de operação. No entanto, na Figura 3, está ilustrada uma comparação em que obteve-se o pior caso para o MPC, mas que ainda representa um melhor resultado global. Observa-se que, devido a saturação do controle, a perturbação aplicada em $t = 4 \text{ h}$ dura um tempo maior para ser rejeitada em relação ao uso dos PIDs. Por outro lado, sabe-se que existem técnicas de ajuste que podem melhorar essa situação (Camacho & Bordons 2004). É possível constatar que a diferença no comportamento da vinhaça entre os cenários é desprezível. Apesar de haver pequenos erros em relação à banda superior nos cenários C1 e C2, o resultado final está dentro do limite definido. Contudo, para os produtos, em geral, o desempenho do sistema no cenário C2 apresenta erros de referência menores se comparados com os do C1. Nota-se que, por se tratar de um sistema MIMO, o MPC atua mais sobre a pressão a fim de manter o sistema no ponto desejado.

Resumidamente, em termos de produtividade e consumo energético, os dados dos dois cenários estão exposto na Tabela 2. Como comentado, em relação à vinhaça, o custo econômico para seu reaproveitamento e transporte é o mesmo nos cenários. Porém, os ganhos obtidos são bem diferentes quando se consideram a produção do álcool de 2^a e do hidratado; e o consumo de água nos condensadores e refervedores.

	Álcool	Hidratado	Vinhaça	Água	F_e
C1	$29,61 \text{ m}^3$	$134,8 \text{ m}^3$	2365 m^3	$489,8 \text{ m}^3$	0,3357
C2	$30,69 \text{ m}^3$	$181,8 \text{ m}^3$	2365 m^3	$489,4 \text{ m}^3$	0,4342

Tabela 2: parâmetros de produção

Com base nos dados, tem-se uma situação bastante interessante. Nota-se que a configuração proposta para a destilaria é vantajosa somente com o uso de um sistema avançado

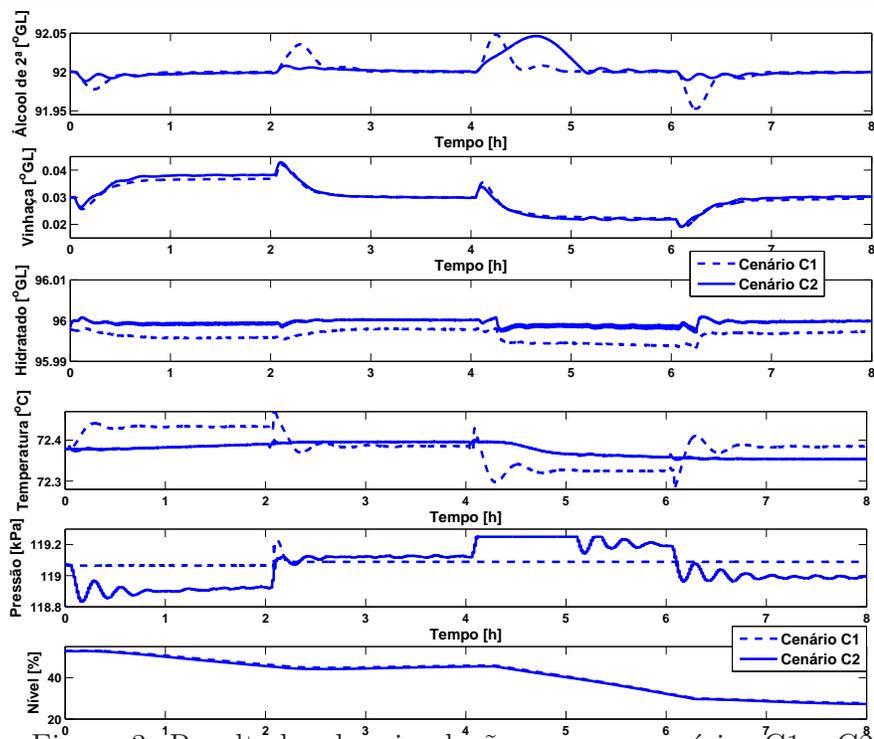


Figura 3: Resultados das simulações para os cenários C1 e C2

de controle, visto que as perturbações causadas pelo supervisor não são suficientemente amenizadas no cenário C1, afetando significativamente o rendimento do processo. Em contrapartida, em C2, os MPCs promovem um aumento importante na eficiência do processo. Observa-se que se tem uma produção maior, mesmo que com uma quantidade de água menor que a utilizada em C1. Frisa-se que esse ganho representa um acréscimo expressivo do ponto de vista econômico em escala industrial.

Entretanto, é importante lembrar que não foi estudado um algoritmo de otimização para ser implementado no sistema supervisor. A partir de alguns testes realizados com diferentes sinais nas válvulas da flegma e do hidratado, ficou evidente que existe uma correlação que reflete na produtividade da destilaria. Uma outra opção é investigar uma configuração que permita atuar diretamente sobre a vazão mássica do álcool de 2^a. Ademais, foi constatado que o *Aspen Hysys* oferece dinâmicas com poucos atrasos de transporte (ou com valores muito pequenos), o que não representa a realidade industrial. Desse modo, há uma perspectiva importante nos estudos teórico e prático em controle de processos, quando os atrasos de transporte forem incluídos no modelo.

5 Conclusões

Neste trabalho, uma estratégia de controle com três camadas foi proposta para aumentar o rendimento da produção nas destilarias de etanol. Diferente de outros trabalhos na área de controle automático que focalizam no desempenho de cada coluna isoladamente, a pesquisa inicial abrangiu o comportamento global da unidade com base na fabricação dos álcoois, na formação da vinhaça e nas variações do vinho e da flegma. A partir dos cenários estudados, incluindo um modelo que corresponde à configuração padrão das

usinas brasileiras, constatou-se uma situação interessante: um sistema supervisório que visa à otimização da produção causa perturbações que pioram o desempenho do sistema de tal forma que sua implementação não vale a pena, caso as colunas sejam operadas apenas por controladores PID.

Referências

- Abou-Jeyab, R. A., Gupta, Y. P., Gervais, J. R., Branchi, P. A. & Woo, S. S. (2001), 'Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm', **11**, 509–517.
- Americano-daCosta, M. V., Cruz, D. M. & Normey-Rico, J. E. (2012), Modelagem, simulação e controle de uma unidade de destilação em uma usina produtora de etanol, Congresso Brasileiro de Automática, Campina Grande, Paraíba, pp. 437–442.
- Camacho, E. F. & Bordons, C. (2004), *Model Predictive Control*, Springer-Verlag.
- Ferreiro, A. R., Cristea, S., de Prada, C. & Keyser, R. D. (2005), 'Non-linear predictive control for a distillation column', *44th IEEE Conference on Decision and Control, and the European Control Conference*.
- Fontes, A. B., Maitelli, A. L. & de Oliveira Cavalcanti, A. L. (2007), Generalized predictive control based in multivariable bilinear multimodel, Vol. 3, 8th International IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, Cancun, Mexico.
- Karacan, S. (2003), 'Application of a non-linear long range predictive control to a packed distillation column', *Chemical Engineering and Processing* **42**, 943–953.
- Kawathekar, R. & Riggs, J. B. (2007), 'Nonlinear model predictive control of a reactive distillation column', *Control Engineering Practice* **15**, 213–239.
- Maiti, S. N. & Saraf, D. N. (1995), 'Adaptive dynamic matrix control of a distillation column with closedloop online identification', **5**, 315–327.
- Normey-Rico, J. E., Silvestre, D. S., Pozas, L. F. & Pasetti, G. (2005), Utilização da técnica de controle preditivo multi-variável gpc no controle de temperatura de topo e fundo de uma coluna de destilação depropanizadora simulada no simulador industrial indiss, 3º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo de Gás, Salvador-BA, Brasil.
- Takatsu, H., Itoh, T. & Araki, M. (1998), 'Future needs for control theory in industries-report and topics of the control technology survey in the japanese industry', *Journal of Process Control* **8**(5-6), 369–374.