

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

Julio E. Normey-Rico¹, Diego Soares Silvestre², Luis Fernando Pozas³, Giovanni Pasetti⁴

¹ UFSC, Florianópolis - SC, julio@das.ufsc.br

² UFSC, Florianópolis - SC, diegoss@das.ufsc.br

³ UFSC, Florianópolis - SC, lfpozas@das.ufsc.br

⁴ UFSC, Florianópolis - SC, giovani@das.ufsc.br

Resumo – Motivado pela crescente pesquisa e aplicação de novas técnicas de controle no processo de destilação, este trabalho faz uma análise de dois tipos de controle aplicados a uma coluna de processo.

Utilizando um simulador, modelou-se um determinado processo de destilação industrial com o intuito de controlar a temperatura no topo e no fundo da coluna. O controle adequado destas duas variáveis é de grande importância no processo já que estão extremamente acopladas.

Aplicando técnicas clássicas de controle (PI) e comparando estas com técnicas preditivas multi-variáveis (GPC), observou-se a importância e eficácia desta última no controle da temperatura em colunas de destilação.

Palavras-Chave: destilação; controle; preditivo; temperatura;

Abstract – Motivated by growing research and application of new control techniques in distillation processes, two control strategies are analyzed in this work.

An industrial distillation process is modelled in the INDISS simulator. The goal is to control tower bottom and top level temperature. Appropriate control of these two variables is crucial since both are hard coupled.

By comparing classical control strategy results with those obtained by model based predictive multivariable control strategy, the former has its importance and bigger efficiency assured.

Keywords: distillation; MBPC; control; temperature;

1. Introdução

O petróleo bruto tem valor e utilidade muito limitados em nossa sociedade, mas a grande variedade de compostos que ele contém é extremamente valiosa, seja como fontes de energia ou como insumo básico para a petroquímica. Os compostos variam desde o metano (CH_4) até produtos com peso molecular maior do que 2000, o que faz com que os pontos de ebulição (P.E.) variem dentro de uma faixa de temperaturas que vai de -160°C a 1100°C .

O refino é a parte da química que envolve teoria, processos e técnicas para extrair estes compostos do petróleo. O conhecimento da química envolvida no refino permite explicar os meios pelos quais estes produtos são formados a partir do petróleo cru, bem como aumenta a qualidade das previsões feitas, o que pode ser necessário quando diferentes tipos de petróleo chegam às refinarias. A maioria dos processos através dos quais estes compostos são formados envolvem decomposição térmica. Há várias teorias sobre decomposição térmica de moléculas orgânicas, e esta área da indústria do petróleo tem sido tema de pesquisas por décadas.

Os produtos mais valiosos de uma refinaria são os combustíveis de transporte: Gasolina (P.E. $<220^\circ\text{C}$), Querosene de aviação (P.E. 175 a 290°C) e Diesel (P.E. 175 a 370°C), que são obtidos por decomposição de uma variedade de hidrocarbonetos. Menos de um terço do petróleo bruto destila nessa faixa, ou seja, pode-se dizer que a meta da engenharia de refino seja descobrir os métodos para conseguir transformar o óleo cru nesses combustíveis.

Apesar da evolução das refinarias e do aumento de processos envolvidos, a destilação ainda é o processo mais importante dentro de uma refinaria. A parte mais importante da destilação é o uso da coluna (ou torre) de destilação com seus gradientes de temperatura, para a separação do óleo cru nas frações que consistem de quantidades variáveis de diferentes componentes. Assim é possível obter-se desde produtos gasosos, com P.E. maior, que são recolhidos no topo da coluna; resíduos não-voláteis (gasolina, queroses, etc), com P.E. intermediários, retirados em pontos intermediários da coluna, até frações pesadas como asfalto, com P.E. baixos, retirados na base da coluna e que são posteriormente tratados. Apesar de sua importância, pouca atenção é dada ao sistema de controle de colunas de destilação. Essa não é uma atitude recomendada já que esse equipamento é responsável por quase 80% do custo operacional energético do sistema, além de geralmente estar relacionado a gargalos na produção. Assim, fica claro a importância de se aperfeiçoar o sistema de controle, buscando minimizar os custos de operação e maximizar a produção da unidade.

A área de controle tem recebido um grande impulso nos últimos anos, com o desenvolvimento de redes, equipamentos microprocessados e na própria teoria de controle. Em meados dos anos 70 surge uma técnica, conhecida como controle preditivo baseado em modelos *CPBM* (ou *MPC* “*Model Predictive Control*”) que atualmente se encontra bastante difundida no meio industrial. Funciona basicamente da seguinte forma:

O controle prediz o comportamento futuro do processo através de um modelo dinâmico do processo. A cada iteração, esta predição é atualizada, com as medições das variáveis reais do processo. As ações de controle são então calculadas visando minimizar a diferença entre a trajetória prevista e a trajetória de referência.

O *GPC* (“Generalized Predictive Control”) é um dos métodos mais populares de *MPC* tanto na indústria quanto no meio acadêmico. A idéia básica do *GPC* é calcular uma sequência de sinais de controle futuros de maneira a minimizar uma função de custo definida sobre o horizonte de predição. O modelo do processo utilizado pelo *GPC* foi obtido através do uso da ferramenta *Ident*, um toolbox de identificação de sistemas que pertence ao software *Matlab*.

No processo de uma coluna de destilação depropanizadora, duas variáveis de suma importância são sua temperatura de topo e de fundo. No caso do topo da coluna, a partir do momento em que o fluido deixa a coluna, ele passa a ser resfriado através de trocadores de calor. Já no caso do fundo da coluna, o fluido é esquentado, também através de trocadores de calor, e reinjetado na coluna. O controle de temperatura do fluido após estes trocadores, além do controle da temperatura do fundo, é de vital importância para um bom desempenho e eficiência da coluna.

2. Resultados Experimentais

O presente trabalho não foi feito em uma planta real. Utilizou-se em seu lugar um modelo que representa o processo de destilação industrial, que é parte integrante do simulador de processos químicos *INDISS*. Esse modelo é um sistema muito complexo, pois além de envolver uma coluna de destilação do tipo depropanizadora como unidade principal, envolve muitos outros equipamentos periféricos tais como válvulas, sensores, controladores, trocadores de calor, entre vários outros. A coluna possui 12 metros de altura e 30 pratos, e sua alimentação varia entre misturas de diversas composições de propano, n-butano, isobutano, pentano e hexano.

Na Figura 1 está mostrado o diagrama de instrumentação da coluna. Neste percebe-se que o controle da temperatura é realizado por dois controladores em cascata que são ajustados como sendo do tipo *PI*, tanto na base quanto no topo da coluna de destilação.

No topo da coluna, o controlador escravo (*FC122*) controla a vazão de fluido refrigerante através da válvula de controle (*FV047*), e recebe o sinal de realimentação dado pelo transmissor de vazão (*FI122*). Seu set-point é determinado pelo controlador mestre (*TC117*) o qual recebe o sinal de realimentação dado pelo transmissor de temperatura (*TT117*). O respectivo diagrama de blocos está mostrado na Figura 2a.

Já para a base da coluna, o controlador escravo (*FC120*) controla a vazão de fluido refrigerante através da válvula de controle (*FV120*) e recebe o sinal de realimentação dado pelo transmissor de vazão (*FI120*). Seu set-point é

determinado pelo controlador mestre (*TC120*) o qual recebe o sinal de realimentação dado pelo transmissor de temperatura (*TT120*). O respectivo diagrama de blocos está mostrado na Figura 2b.

As válvulas de controle ajustam a vazão de fluido refrigerante para os trocadores de calor do topo (*2T63A*) e da base da coluna (*E101*), que por sua vez atuarão indiretamente na temperatura do topo e da base da coluna.

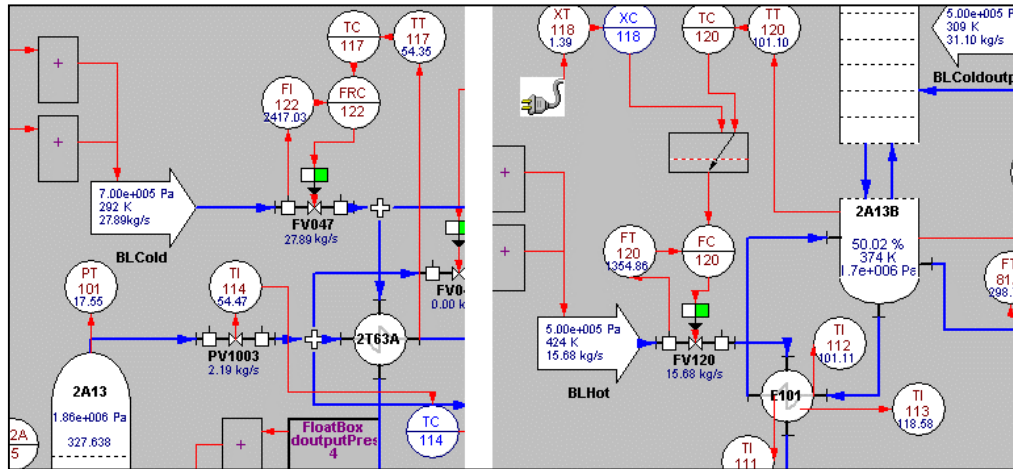


Fig. 1 – Visão em detalhe do diagrama esquemático do topo e fundo da coluna.

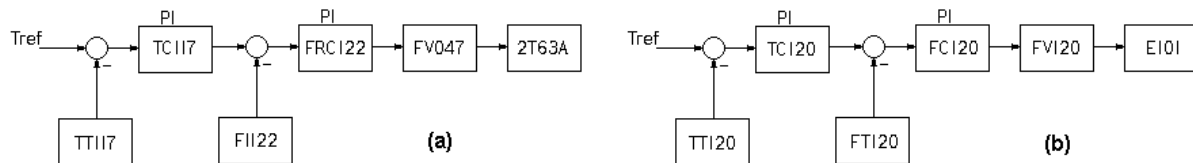


Figura 2: Diagrama em blocos do controle do topo (a) e da base(b) da coluna.

2.1. Elaboração dos Modelos

Para fins de identificação realizou-se simulações na coluna, aonde optou-se por fazer trocas de set-point em torno do ponto de operação desejado para que o modelo capturasse a dinâmica corretamente. Em todas as simulações manteve-se os quatro controladores PI no automático. Os dados obtidos foram armazenados para posterior utilização no *Ident*. Na figura 3 está mostrado o resultado da simulação para variações no set-point da temperatura do topo da coluna.

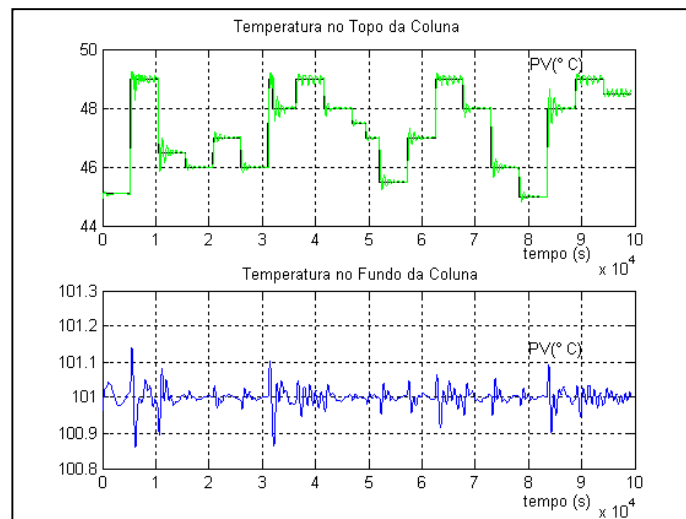


Figura 3: Variação de temperatura no topo e no fundo da coluna com variação do set point no topo.

Na figura 4 está mostrado o resultado da simulação para variações no set-point da temperatura na base da coluna

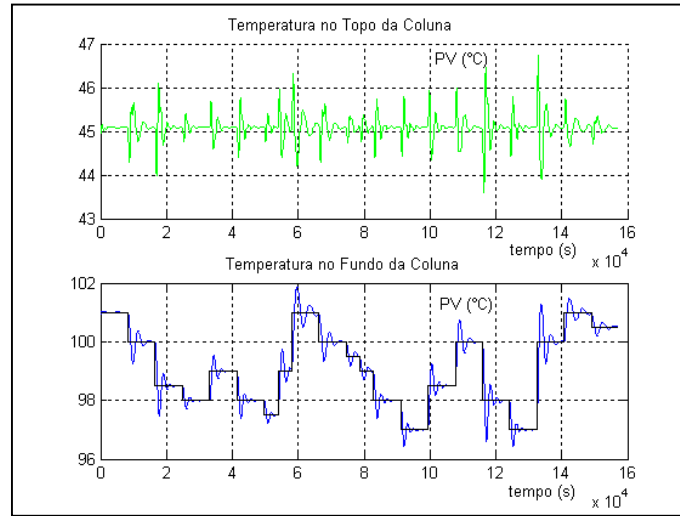


Figura 4: Variação de temperatura no topo e no fundo da coluna com variação do set point no fundo.

Obteve-se então os modelos para serem usados no *GPC* através do *toolbox Ident* e o conjunto de dados amostrados acima, sempre seguindo a seguinte metodologia:

1. O *Ident* encontra automaticamente a ordem do modelo cuja resposta dinâmica seja a mais próxima da resposta da coluna;
2. Através da função *pzmap* os modelos são analisados em busca de possíveis cancelamentos de pólos e zeros.
3. Análise de localização dos pólos do modelo em busca de possíveis instabilidades. Caso algum pólo instável for encontrado, tenta-se encontrar iterativamente um modelo equivalente não-instável.

Foi encontrado então o seguinte modelo multivariável:

$$\begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ C_{21} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} E_1 \\ E_2 \end{bmatrix}, \quad (1)$$

$$G_{11} = \frac{(0.1199z^{-1} - 0.1073z^{-2} - 0.0534z^{-3} - 0.00320z^{-4} + 0.04917z^{-5})z^{-1}}{1 - 1.217z^{-1} - 0.2248z^{-2} + 0.1092z^{-3} + 0.09163z^{-4} + 0.3004z^{-5} + 0.07645z^{-6} - 0.08158z^{-7} + 0.04611z^{-8} - 0.09508z^{-9}} \quad (2)$$

$$G_{12} = \frac{(0.002644z^{-1} + 0.003216z^{-2} - 0.00441z^{-3} - 0.002564z^{-4} + 0.001062z^{-6})z^{-1}}{1 - 1.912z^{-1} + 0.6418z^{-2} + 0.3169z^{-3} + 0.1162z^{-4} - 0.181z^{-5} + 0.0189z^{-6}} \quad (3)$$

$$G_{21} = \frac{(0.00227z^{-1} - 0.002237z^{-3})z^{-4}}{1 - 0.5576z^{-1} - 1.889z^{-2} + 0.9868z^{-3} + 0.9888z^{-4} - 0.5243z^{-5}} \quad (4)$$

$$G_{22} = \frac{(0.000499z^{-1})z^{-1}}{1 - 1.988z^{-1} + 0.9886z^{-2}} \quad (5)$$

$$C_{21} = 1 + 0.9274z^{-1} - 0.06059z^{-2} + 0.01106z^{-3} + 0.06331z^{-4} \quad (6)$$

As variáveis Y_1 e Y_2 representam respectivamente a temperatura no topo e no fundo da coluna. Da mesma forma que U_1 e U_2 representam a referência da temperatura no topo e no fundo da coluna. E_1 e E_2 representam os erros associados ao modelo multivariável.

2.2. Aplicação do Controle Multi-Variável GPC e Comparação com o Controle PI Clássico

Para efeito de comparação ilustra-se o funcionamento do sistema com o controle clássico e com o controle GPC. Mostra-se na figura 6 a evolução temporal da variável temperatura do topo da coluna em resposta às ações de controle. O mesmo vale para a figura 7 para o controle da temperatura da base da coluna.

O topo da coluna tem uma temperatura inicial de 45°C. O primeiro set-point fixa a temperatura em 46°C e o segundo em 48°C. A base da coluna tem uma temperatura inicial de 101°C. O primeiro set-point fixa a temperatura em 100°C e o segundo em 98°C. Cada amostra nas Figuras 6 e 7 equivale a um tempo de um segundo.

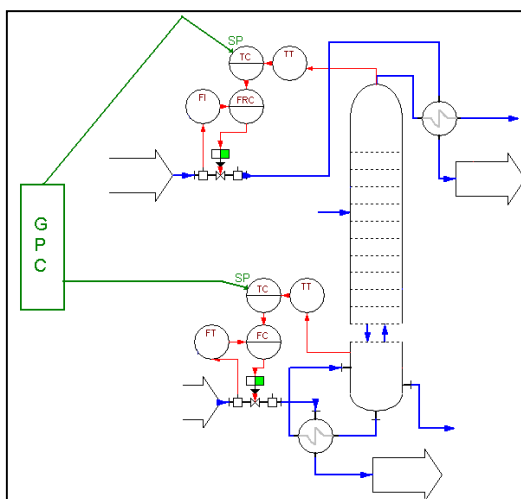


Figura 5: Esquema de controle com GPC em nível supervisorio e controladores PI's em nível escravo.

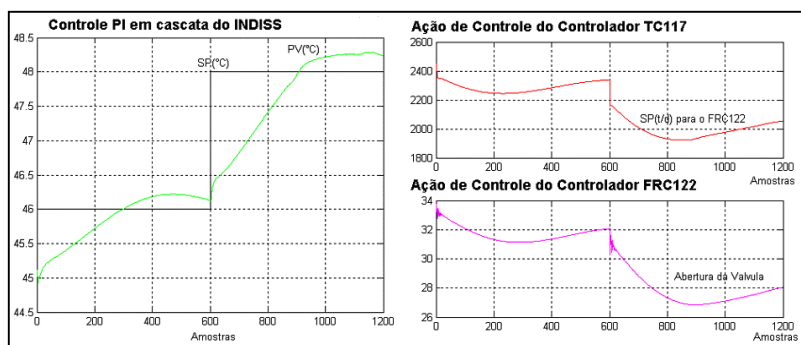


Figura 6: Resposta temporal da temperatura do topo da coluna e ação de controle do TC117 e do FRC122

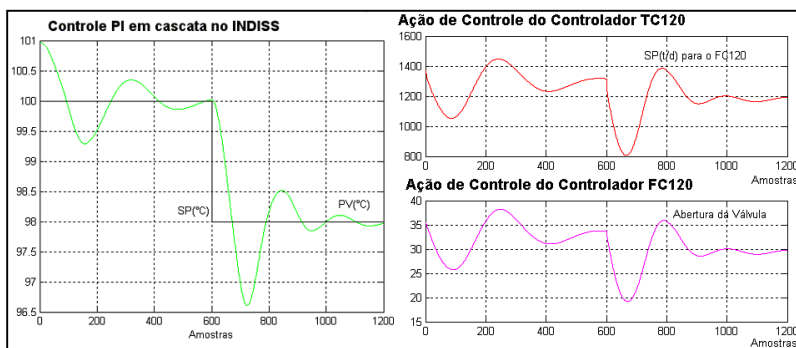


Figura 7: Resposta temporal da temperatura da base da coluna e ação de controle do TC120 e do FC120.

Observa-se agora a utilização do controle GPC, aonde utilizou-se como modelo interno para predições o modelo multivariável apresentado na seção 2.1. O desempenho do sistema quando submetido às mesmas mudanças de set-point estão mostrados nas Figuras 8 e 9 para o topo e base da coluna respectivamente.

Comparando as Figura 6 e 8 nota-se uma grande melhora da dinâmica da resposta. Enquanto a primeira configuração necessitou de mais de 600 amostras para se estabilizar em torno do set-point, com o GPC foram necessários em torno de 200 amostras.

Pode-se observar claramente através dos gráficos acima, a grande melhora da resposta dinâmica da coluna de destilação, tanto da temperatura do fundo quanto da temperatura de topo, e melhorias tanto na questão do sobre-passo, quanto no grande ganho na velocidade de resposta do sistema.

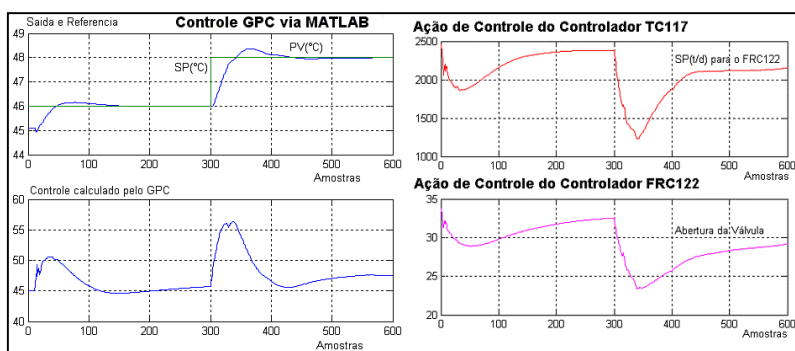


Figura 8: Resposta temporal da temperatura do topo da coluna e ação de controle do TC117 e do FRC122

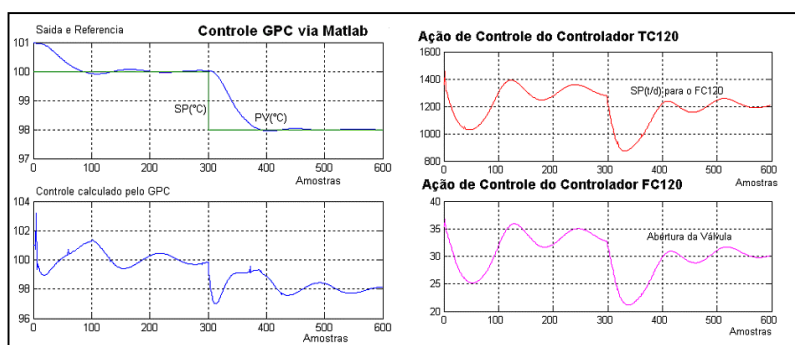


Figura 9: Resposta temporal da temperatura da base da coluna e ação de controle do TC120 e do FC120

3. Conclusões

Os resultados acabam por demonstrar o porquê de, a cada dia que passa, mais e mais vem sendo utilizado na indústria de petróleo e gás esse tipo de técnica de controle, tanto pelo seu bom comportamento quanto pelo seu certo grau de robustez.

Estudos realizados recentemente mostram que existe um alto grau de satisfação por parte dos usuários destes controladores no ambiente industrial e que além dos bons resultados obtidos no presente, há uma grande expectativa no que se refere às melhorias que poderão vir a serem obtidas com o melhor uso destas técnicas de controle.

4. Referências

- GUEDES, L. R. S. *Controle Robusto de Coluna de Destilação de Alta Pureza*. Tese de mestrado, USP, 2002
- CAMACHO, E., BORDONS, C., *Model Predictive Control*. Springer Verlag, 1999.
- LJUNG, L., *System Identification Toolbox*, Guia do usuário, 2002
- DORIA, M. T. C., KALID, R. A., *Curso de Extensão em Controle de Coluna de Destilação*. Folder Explicativo do Curso, Engenharia Química, AINST.
- RICO, J. E. N., *Prediction for Control*. PhD thesis, Escuela Sup. De Ingenieros, Univ. de Sevilla, 1999
- SPEIGHT, JAMES G., *Chemistry and Technology of Petroleum: Third Edition, Revised and Expanded*. Ed. Marcel Dekker Incorporated, 1999
- SPEIGHT, JAMES G., *Petroleum Refining Processes*. Ed. Marcel Dekker Incorporated, 2001.

5. Agradecimentos

Os autores agradecem à ANP pelo apoio fornecido na forma do programa de recursos humanos, à equipe do PRH-34 pelo favorável ambiente de trabalho e à empresa RSI pelo fornecimento da licença do simulador INDISS.