



Copyright 2004, Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás - IBP

Este Trabalho Técnico Científico foi preparado para apresentação no 3º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás, a ser realizado no período de 2 a 5 de outubro de 2005, em Salvador. Este Trabalho Técnico Científico foi selecionado e/ou revisado pela Comissão Científica, para apresentação no Evento. O conteúdo do Trabalho, como apresentado, não foi revisado pelo IBP. Os organizadores não irão traduzir ou corrigir os textos recebidos. O material conforme, apresentado, não necessariamente reflete as opiniões do Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás, Sócios e Representantes. É de conhecimento e aprovação do(s) autor(es) que este Trabalho será publicado nos Anais do 3º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás

CONTROLE AVANÇADO APLICADO À UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO

Adhemar de Barros Fontes¹, André Laurindo Maitelli², Anderson Luiz de Oliveira Cavalcanti², José Geraldo de M. Novais Júnior³, Vanja Maria de França Bezerra³, Márcia Maria Lima Duarte³

¹ Universidade Federal da Bahia, Escola Politécnica, Departamento de Engenharia Elétrica, 4º andar– Rua. Prof. Aristides Novis, 02 - Federação – CEP 40.210-370 – Salvador-BA, adhemar@ufba.br

² Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Departamento de Engenharia de Computação e Automação - Campus Universitário S/N – CEP. 59.072-970 - Natal-RN, maitelli@dca.ufrn.br, anderson@dca.ufrn.br

³ Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Departamento de Engenharia Química - Campus Universitário S/N – CEP. 59.072-970, Natal-RN, geraldo.c@caramail.com, vanja@eq.ufrn.br, marcia@eq.ufrn.br

Resumo – O presente trabalho tem como objetivo mostrar as aplicações do controle avançado na produção de gás natural. A aplicação do controle avançado, ou controle preditivo multivariável sujeito a restrições, é apresentada através de simulações de plantas multivariáveis e com grandes atrasos de transporte. É mostrada também uma proposta de aplicação de controle avançado em um modelo, desenvolvido no software HYSYS, de uma coluna de produção de gás natural da UPGN2 (Unidade de Produção de Gás Natural 2) da Petrobras em Guamaré-RN. A aplicação do controle avançado no modelo da coluna também pode ser estendida para a coluna de produção propriamente dita. Resultados de simulação, que controlaram com eficiência as concentrações de benzeno no topo e acetona no fundo, são apresentados para uma coluna identificada (através de um modelo linear) de separação do azeótropo ciclohexano-benzeno, a partir da utilização de um solvente (acetona).

Palavras-Chave: Controle preditivo; Produção de Gás Natural; Simulação; Coluna de Destilação

Abstract – This paper presents some applications of advanced control in production of natural gas. An application of advanced control (constrained multivariable predictive control) is presented through simulations of multivariable processes with transport delay. A proposed application of advanced control in a deterministic model, developed in HYSYS software, of a production column of natural gas of UPGN2 (production of natural gas unit 2) of Petrobras in Guamaré-RN is presented. Such application may also be extended for a real production column. Simulations results that controlled benzene and acetone concentrations are presented with an identified distillation column (with a linear model) for separation of cyclohexane-benzene azeotrope, using acetone as solvent.

Keywords: Predictive control, Natural Gas Production, Simulation, Distillation Column

1. Introdução

O sistema de controle utilizado na produção de gás natural (na produção do estado do Rio Grande do Norte) é baseado apenas em controladores regulatórios clássicos (PIDs). O processo de produção, que é intrinsecamente multivariável, é tratado como vários processos monovariáveis. Estas constatações puderam ser feitas através de observações (visitas) às unidades de produção da Petrobras. Este tratamento certamente deixa de contemplar os acoplamentos existentes entre as várias variáveis manipuladas e as várias variáveis controladas. Tais acoplamentos, quando são considerados, promovem ao sistema de controle um melhor desempenho e em consequência promoverá ao processo uma produção otimizada.

Uma alternativa que vem sendo amplamente empregada na indústria é o controle preditivo multivariável sujeito a restrições. Esta técnica tem grande aceitação no meio industrial devido ao fato de ter uma boa performance quando o processo é instável, de fase não mínima, ou possui grandes atrasos de transporte. Além disso, o controle de restrições tanto na entrada como na saída permite que esses parâmetros não sejam violados. Esta técnica possui grande empregabilidade na indústria de cimento, em controle de braços robóticos e em torres de secagem de acordo com Clarke (1988) e também é amplamente empregada tanto em colunas de destilação como em plantas de PVC como mostra Richalet (1993). Na indústria petroquímica uma aplicação pode ser vista em Volk et al. (2004) em que os autores implementam o controle preditivo multivariável com restrições em uma coluna de destilação petroquímica numa das refinarias da companhia Shell.

Sob esses aspectos citados, e sabendo que nenhuma técnica de controle é empregada nos campos de produção da Petrobras em Guamaré/RN (exceto o controle regulatório), foi aprovado o projeto Contavan (Controle Avançado aplicado a Processos de Petróleo e Gás Natural) dentro do edital 003/2003 do CNPq, que propõe em início a aplicação do controle avançado a um modelo de uma torre de produção de gás natural. Este modelo está sendo desenvolvido através do Software HYSYS. Alguns detalhes do projeto serão apresentados. Uma extensão natural do projeto é o emprego do controle avançado não somente no modelo da coluna desenvolvido no HYSYS, mas também na coluna propriamente dita. O desenvolvimento e a validação de um bom modelo da coluna no HYSYS é de extrema importância para isso. Devido à falta de dados do processo da coluna de produção de gás natural, será mostrado como aplicação do controle avançado uma coluna de destilação que separa o azeótropo ciclohexano-benzeno.

2. Descrição da Proposta de Controle Avançado

O projeto visa o estudo e implementação de técnicas de controle preditivo multivariável a processos industriais para impedir que as variáveis de processo violem as suas restrições, bem como para maximizar uma dada função de desempenho do processo (usualmente econômica). Nesta etapa do projeto, os processos utilizados serão colunas de destilação, largamente utilizadas na indústria de petróleo, simulados no software HYSYS. Será desenvolvido um programa computacional com a implementação dos algoritmos de controle preditivo multivariável, juntamente com os controladores das malhas de controle do processo. Este programa irá comunicar-se com o HYSYS, onde o processo será simulado. A figura 1 ilustra a descrição da proposta:

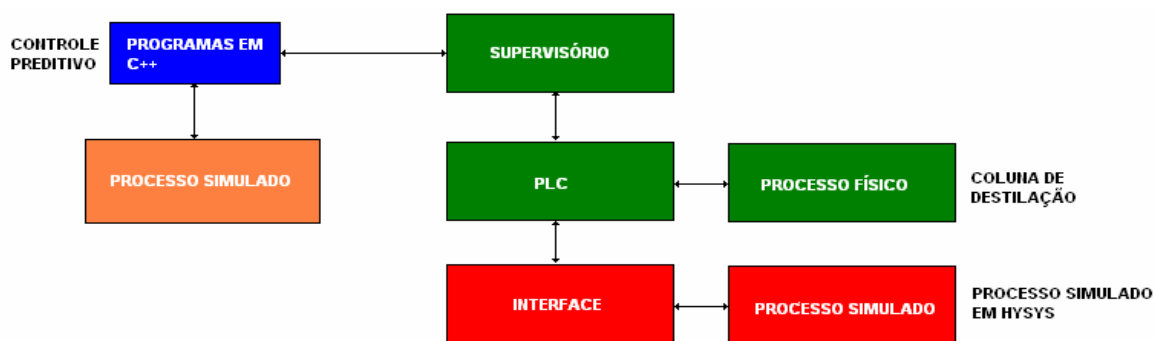


Figura 1. Proposta do Sistema de Controle Avançado

A comunicação dos programas, com o software supervisor, já está implementada via protocolo NETDDE.

3. GPC Multivariável

O GPC (Generalized Predictive Control) pertence a uma classe de algoritmos chamada MPC (Model Predictive Control). Esta classe de algoritmos precisa de um modelo do processo para o cálculo da lei de controle. O algoritmo GPC foi proposto por Clarke et al. (1987) e calcula uma sequência de ações de controle de forma a minimizar uma

função objetivo multi-passo, definida sobre um horizonte de predição, com ponderação da ação de controle e pertence a classe de controladores de horizonte móvel. O princípio do horizonte móvel calcula uma seqüência de ações de controle, porém só envia a ação (ou ações no caso multivariável) de controle atual.

3.1. Modelo Multivariável ARIMAX

O algoritmo GPC é baseado em modelos paramétricos de sistemas. O modelo paramétrico utilizado é o ARIMAX (Auto-regressivo, Integral, Média Móvel, com sinal exógeno). O modelo ARIMAX MIMO (Multi-Input, Multi-Output), considerando um sistema com m entradas e n saídas é dado por:

$$A(q^{-1})y(k) = B(q^{-1})u(k-1) + C(q^{-1})\frac{e(k)}{\Delta} \quad (1)$$

em que $A(q^{-1})$ e $C(q^{-1})$ são matrizes polinomiais de dimensão $n \times n$ e $B(q^{-1})$ é uma matriz polinomial de dimensão $n \times m$. As matrizes são dadas por:

$$A(q^{-1}) = I + A_1 q^{-1} + A_2 q^{-2} + \dots + A_{na} q^{-na} \quad (2)$$

$$B(q^{-1}) = B_0 + B_1 q^{-1} + B_2 q^{-2} + \dots + B_{nb} q^{-nb} \quad (3)$$

$$C(q^{-1}) = I + C_1 q^{-1} + C_2 q^{-2} + \dots + C_{nc} q^{-nc} \quad (4)$$

O operador de integração Δ é definido como $\Delta = 1 - q^{-1}$ e as variáveis $y(k)$ é um vetor de dimensão $n \times 1$ de saídas, $u(k)$ é um vetor de dimensão $m \times 1$ de entradas e $e(k)$ é um vetor de dimensão $n \times 1$ de ruído, todos no instante k .

Quando o processo possui atrasos, o que é muito comum em colunas de produção de gás, este atraso precisa ser introduzido no modelo. Estes atrasos são introduzidos no modelo através de uma matriz de interação. A extensão natural da matriz de interação pode ser escrita através de modelos com atraso simples e com atraso múltiplo.

3.2. Função Objetivo

O algoritmo GPC calcula sua seqüência de ações de controle a partir de uma função objetivo multi-passo definida dentro de um horizonte de predição e de controle. No caso multivariável a função é dada por:

$$J = \sum_{i=N_1}^{N_2} \|\hat{y}(k+i) - r(k+i)\|_R^2 + \sum_{i=1}^{N_3} \|\Delta u(k+i-1)\|_Q^2 \quad (5)$$

em que N_1 é o horizonte mínimo de predição, N_2 é o horizonte de predição, N_3 é o horizonte de controle, $\hat{y}(k+i)$ é a predição do sinal de saída do modelo multivariável, $r(k+i)$ é a trajetória de referência futura, e as matrizes R e Q são matrizes de ponderação do sinal de erro do sinal de controle respectivamente. R e Q são matrizes positivas definidas. Devemos definir também a norma:

$$\|v\|_X^2 = v^T X v \quad (6)$$

3.3. Predição do Sinal de Saída do Modelo

A predição do sinal de saída é dada por:

$$\hat{y}(k+i) = F_j(q^{-1})y(k) + E_j(q^{-1})B(q^{-1})\Delta u(k+i-1) \quad (7)$$

em que as matrizes $F_j(q^{-1})$ e $E_j(q^{-1})$ podem ser encontradas pela identidade matricial-polinomial diofantina, considerando o modelo do ruído como sendo $C(q^{-1}) = I$. A identidade diofantina é dada por:

$$I = E_i(q^{-1})\tilde{A}(q^{-1}) + q^{-i}F_i(q^{-1}) \quad (8)$$

sendo $\tilde{A}(q^{-1}) = \Delta A(q^{-1})$. Como o modelo tratado é do tipo linear e causal, podemos separa a resposta do sistema como uma superposição entre respostas livre e forçada. A resposta livre considera nula todas as variações do sinal de entrada a partir de um determinado instante. Fazendo:

$$E_i(q^{-1})B(q^{-1}) = G_i(q^{-1}) + q^{-i}G_{ip}(q^{-1}) \quad (9)$$

com o grau de $G_i(q^{-1})$ menor que j , a equação do preditor mostrada na Equação 7 pode ser reescrita como:

$$\hat{y}(k+i) = G_j(q^{-1})\Delta u(k+i-1) + G_{jp}(q^{-1})\Delta u(k-1) + F_j(q^{-1})y(k) \quad (10)$$

Dessa forma o primeiro termo da Equação 10 é chamado de resposta forçada e os dois últimos termos (que consideram apenas variações passadas do sinal de entrada) são chamados de resposta livre.

3.4. Lei de Controle

A lei de controle é encontrada igualando a zero o gradiente de J em relação a u , ou seja:

$$\frac{\partial J}{\partial u} = 0 \quad (11)$$

Reescrevendo a Equação 10 na forma matricial teremos:

$$y = Gu + f \quad (12)$$

em que f representa o termo da resposta livre e Gu representa o termo da resposta forçada. A minimização analítica da Equação 12 nos fornece a seguinte lei de controle:

$$u = (G^T R G + Q)^{-1} G^T R (w - f) \quad (13)$$

A Equação 13 calcula uma seqüência de ações futuras de controle, porém, como o GPC baseia-se no princípio do horizonte móvel de predição, apenas as m primeiras linhas de $(G^T R G + Q)^{-1} G^T R$ são computadas.

4. Resultados de Simulação

Um modelo da coluna de produção de gás natural ainda está sendo desenvolvido no HYSYS. A dificuldade encontrada no desenvolvimento do modelo está no acesso aos dados do processo físico. Há uma grande quantidade de dados requeridos pelo software HYSYS (como quantidade de pratos da coluna, dados geométricos, dados físico-químicos dos produtos etc) e nem todos esses dados ainda estão disponíveis. Para mostrar a eficiência do controlador preditivo foi utilizada uma coluna de destilação disponível no HYSYS para a separação do azeótropo benzeno/ciclohexano. Pode-se observar o processo de separação, na figura 2, que foi simulado usando o software HYSYS.

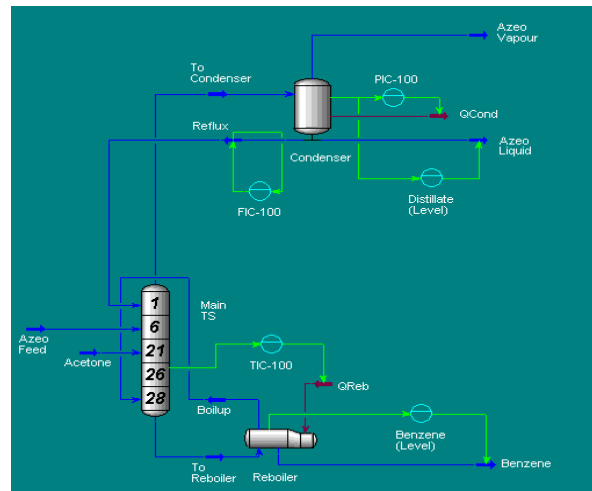


Figura 2. Processo de produção de acetona e benzeno simulado no HYSYS

Sabe-se que em uma coluna de destilação a vazão de refluxo e o perfil de temperatura da coluna são fatores determinantes na qualidade do produto obtido. A estratégia de controle é utilizar a vazão de refluxo e o perfil de temperatura como sendo as variáveis manipuladas (MV's) para obter uma melhor separação benzeno-ciclohexano. Na implementação do controle preditivo, as MV's serão os setpoints do controlador de refluxo e o do controlador de temperatura em um dos pratos da coluna e as variáveis controladas (PV's) serão a concentração de benzeno no topo (que deve ser mínima) e a concentração de acetona no fundo (que também deve ser mínima). Este é o um processo não linear em que as malhas de controle possuem acoplamento entre si.

O azeótropo benzeno-ciclohexano possui pontos de ebulição muito próximos (80,2° para o benzeno e 80,8° para o ciclohexano) o que exigiria um número muito grande de pratos para a coluna. A escolha de um solvente (acetona) para formar um novo azeótropo deve ter ponto de ebulição pelo menos 10°C acima ou abaixo do azeótropo original (benzeno + ciclohexano) para tornar fácil a separação na coluna de destilação fracionada azeotrópica.

O HYSYS permite uma comunicação com o software MATLAB o que propiciou uma identificação de um modelo linear em torno de um ponto de operação. O modelo obtido é mostrado a seguir:

$$\begin{bmatrix} y_1(k) \\ y_2(k) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-3.084 \cdot 10^{-9}}{z - 0.903} & \frac{5.652 \cdot 10^{-9}}{z - 0.9792} \\ \frac{-1.257 \cdot 10^{-8} z^2 + 4.747 \cdot 10^{-8} z - 3.49 \cdot 10^{-8}}{z^3 - 2.777 z^2 + 2.571 z - 0.7937} & \frac{-0.000114 z + 5.157 \cdot 10^{-5}}{z^2 - 1.125 z + 0.2239} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_1(k) \\ u_2(k) \end{bmatrix} \quad (14)$$

As variáveis de processo $y_1(k)$ e $y_2(k)$ são a concentração de benzeno no topo e a concentração de acetona no fundo respectivamente. As variáveis manipuladas $u_1(k)$ e $u_2(k)$ são os setpoints do FIC-100 (controlador de refluxo) e do TIC-100 (controlador de temperatura) respectivamente. Os resultados de simulação são obtidos mandando como setpoints para o controlador preditivo 0,000036 frações molares para o benzeno no topo e de 0,0052479 frações molares para a acetona no fundo. Os gráficos da aplicação do GPC ao modelo apresentado são mostrados nas figuras abaixo:

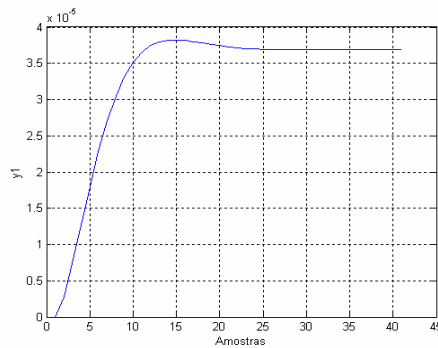


Figura 3. Sinal de saída do processo - Concentração de Benzeno no Topo

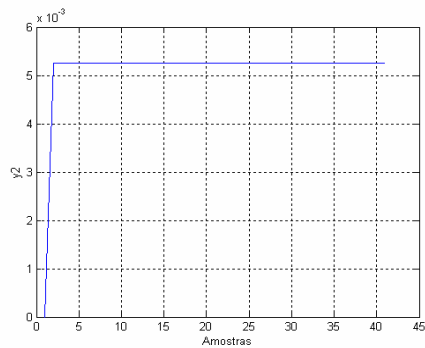


Figura 4. Sinal de saída do processo - Concentração de Acetona no Fundo

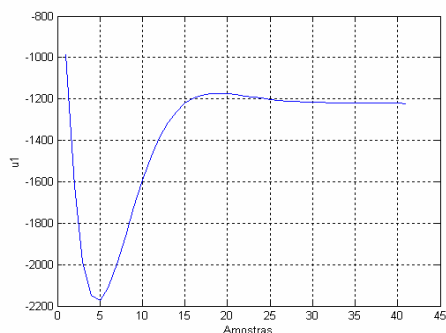


Figura 5. Sinal de entrada do processo - Setpoint do FIC100

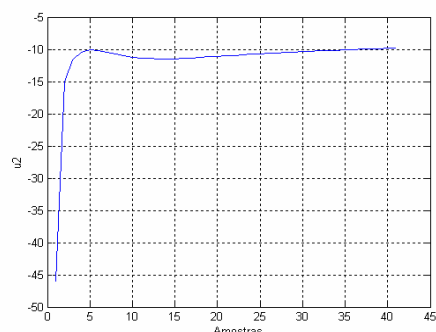


Figura 6. Sinal de entrada do processo - Setpoint do TIC100

5. Conclusões

O controle avançado é uma técnica que, se bem empregada, otimiza o controle de processos. Um bom modelo para isso é necessário o que exige dos engenheiros de controle e de processo um maior empenho no intuito de se identificar um modelo coerente do processo. O tratamento de restrições evita que os limites físicos do processo sejam violados. O controlador preditivo conseguiu levar as concentrações de benzeno no topo e acetona no fundo para os valores definidos. Houve poucas violações de restrição. Tais restrições podem ser minimizadas com uma melhor sintonia do controlador ou com a aplicação de algum algoritmo de tratamento de restrição (gradiente de Rosen, por exemplo).

6. Referências Bibliográficas

- CLARKE, D. W. Application of Generalized Predictive Control to Industrial Processes. *IEEE Control Systems Magazine*, 122:49-55, 1988.
- CLARKE, D. W., MOHTADI, C., TUFFS, P.S. Generalized Predictive Control. Part I. The Basic Algorithm. *Automatica*, 23(2):137-148, 1987.
- CAMACHO, E. F., BORDONS, C. Model Predictive Control. Ed. Springer, 1ª edição, 1998.
- RICHALET, J. Industrial Applications of Model Based Predictive Control. *Automatica*, 29(5):1951-1274, 1993.
- VOLK, U., KNIESE, D.W., HAHN, R., HABER, R., SCHMITZ, U. Optimized multivariable predictive control of an industrial distillation column considering hard and soft constraints. *Control Engineering Practice*, 13(2005):913-927, 2004.