



IX Oktoberfórum – PPGEQ

19, 20 e 21 de outubro de 2010

DESENVOLVIMENTO DE UMA ESTRATÉGIA DE CONTROLE AVANÇADO PARA COLUNAS DE SEPARAÇÃO DE PROPANO

L. S. Silveira^{1,2}, J. O. Trierweiler¹, M. Guarita²

¹ Grupo de Intensificação, Modelagem, Simulação, Controle e Otimização de Processos - GIMSCOP, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul - UFRGS

² Braskem

Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS)
R. Eng. Luis Englert, s/n. Campus Central. CEP: 90040-040 - Porto Alegre - RS - BRASIL,

E-MAIL: Jorge@enq.ufrgs.br

{lisandra.silveira,marcelo.guarita}@braskem.com.br

Resumo: O presente trabalho tem como objetivo desenvolver uma estratégia de controle regulatório e controle preditivo para um sistema multivariável, neste caso uma Unidade de Recuperação de Propano da planta Spherilene situada na unidade PE-4 da Braskem. Neste trabalho, é descrita a estratégia de controle avançado desenvolvida para um conjunto de torres de destilação, as quais têm como objetivo especificar o propano quanto à presença de Buteno e Eteno, maximizar a recuperação deste e rejeitar/absorver os distúrbios de composição da carga. A estrutura de controle empregada consiste em duas camadas, a mais externa constituída pelo MPC, o qual gera setpoints para os controladores do controle regulatório da camada inferior. Este artigo descreve as etapas propostas para implementação do modelo de controle preditivo, MPC.

Palavras-chave: controle preditivo multivariável, coluna de destilação, propano, identificação

1. Introdução

Na busca pelo aumento da rentabilidade dos processos, muitas indústrias têm buscado a melhoria contínua de seus sistemas de controle. Atualmente se encontra bastante difundida no meio industrial controle preditivo baseado em modelos MPC (Model Predictive Control).

Este tipo de controle possibilita trabalhar mais próximo das restrições operacionais dos processos, gerando benefícios de ordem econômica.

Frente as diversas possibilidades de implementação de controle avançado (APC), o controle preditivo multivariável (MPC) atualmente é o controlador escolhido pela indústria química e petroquímica. Isto se deve ao fato do MPC ter capacidade de trabalhar com sistemas multivariáveis, sistemas que apresentam grande interação entre variáveis e a vagagem de considerar no cálculo das ações de controle as restrições das variáveis manipuladas e controladas.

O controle funciona basicamente da seguinte forma: 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.

A idéia básica do MPC é calcular uma seqüência de sinais de controle futuros de maneira a minimizar uma função de custo definida sobre o horizonte de predição.

Este trabalho visa ilustrar as principais etapas de desenvolvimento de controle avançado para um conjunto de torres de destilação, as quais têm como objetivo especificar o propano quanto à presença de Buteno e Eteno, maximizar a recuperação deste e rejeitar/absorver os distúrbios de composição da carga.

Na seção 2 do artigo, é apresentada a descrição simplificada do processo. A seção 3 se trata da estrutura de controle do sistema. A seção 4 apresenta as etapas envolvidas na obtenção do modelo, já a seção 5 trata do desenvolvimento do controlador. Por fim, na seção 6 reflete-se sobre os resultados esperados.

2. Descrição do Processo

A Unidade de Recuperação de propano é composta basicamente por duas colunas recheadas e interligadas por seus condensadores. Um fluxograma simplificado desta unidade está apresentado na Figura 1.

A operação das torres tem como principal objetivo atender a vazão de propano requerida ao sistema da planta

com concentrações mínimas de buteno e eteno. Trata-se na verdade de um sistema de reciclo e economia de propano.

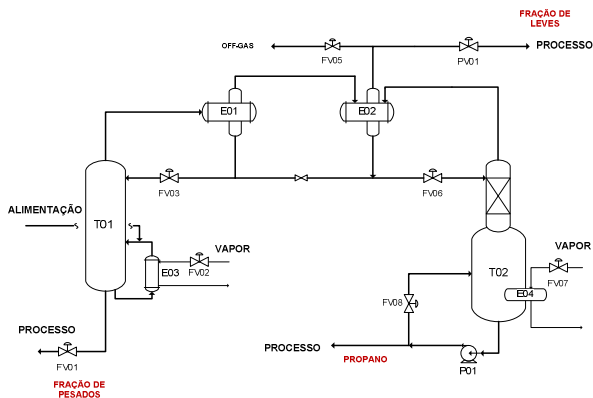


Figura 1. Fluxograma simplificado da Unidade de Recuperação de Propano.

O objetivo do conjunto das torres de destilação T-01 e T-02 é separar principalmente o buteno e eteno do propano que vêm juntos da saída do reator de polimerização, de modo a enviar somente propano para o reator de pré-polimerização anterior ao reator polimerização principal. A T-01 retém as frações pesadas no fundo (buteno/butano/hexeno/hexano) que retornam diretamente para o Reator. Já a T-02 tem como objetivo separar os leves do propano, minimizando as frações de eteno/etano/hidrogênio no fundo.

3. Estrutura de Controle

Definir como controlar as variáveis associadas à otimização do processo é escopo desse estudo. A estrutura de controle permite que os objetivos do sistema permaneçam sempre dentro de ranges operacionais respeitando as restrições impostas ou sendo minimizadas.

As variáveis metas (control targets) destas colunas são:

- Maximização da Recuperação de Propano: vazão de propano recuperado necessária para o sistema da Planta: deve ser sempre maximizada visando à máxima recuperação do propano;

- Teor de Buteno e Eteno: deve-se buscar a máxima pureza do propano evitando a passagem de buteno e eteno para a segunda torre, pois sua presença trás problemas a planta, além da possibilidade de contaminar o vaso de armazenagem de propano recuperado;

- Pressão da unidade: o controle de pressão deve ser estável o suficiente para não afetar as demais variáveis.

Controle Regulatório

O controle regulatório destas colunas, figura 2, segue a proposta de PARANHOS (2010) baseada na metodologia de LUYBEN et al. (1998).

O controle regulatório previsto para esta unidade tem como objetivo manter o balanço de massa e energia da Unidade em controle. Onde, o controle de nível da T01 fica em cascata com a vazão de fundo da FV01. A temperatura de fundo da T01 será controlada manipulando a vazão da vapor FV02.

Como a vazão de fundo da T02 é uma exigência do processo, deve ser fixada. Desta forma, o nível da T02 será controlado pela vazão de refluxo para a coluna (FV06). A temperatura de fundo da T02 será controlada pela vazão de vapor FV07. Já o nível dos condensadores E01/E02, vasos comunicantes, deverá ser controlado pelo refluxo da T01 (FV03).

O controle de pressão do sistema é feito pela PV01. Sendo que a retirada de incondensáveis para flare pela FV05 é manual, devendo ser minimizada.

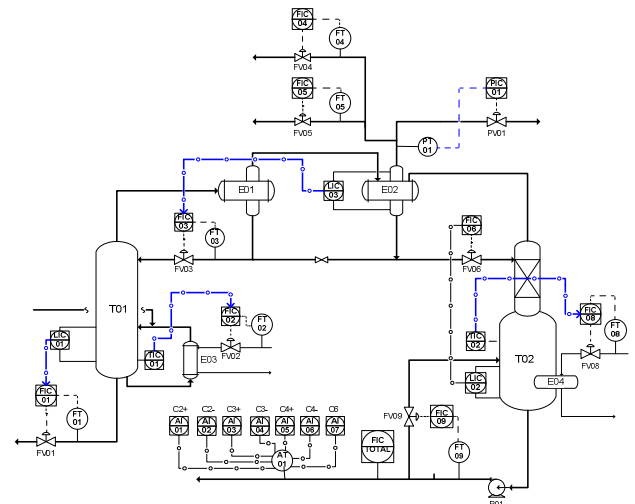


Figura 2. Controle regulatório da Unidade de Recuperação de Propano.

Esta camada deve garantir o controle das variáveis associadas ao inventário (vazões, pressões e níveis), responsáveis por rejeitar as perturbações e estabilizar a planta (CAMPOS & TEIXEIRA, 2006).

Principais perturbações da unidade

- Redução da carga da unidade pela metade: decorrente da parada de 1 dos compressores na alimentação;

- Aumento na composição de pesados na carga da T01, na ordem de ~17%: decorrente do acúmulo de componentes hidrogenados (butano/hexano) ao longo das campanhas da planta;

- Aumento da presença de Hexano/Hexeno na carga da T01: decorrente da transição entre grades na planta substitui buteno por hexeno causando uma elevação de temperatura no fundo da T01 na ordem de 25°C;

- Alterações bruscas do componente em maior proporção na carga: a composição de propano pode ser alterada significativamente no sentido positivo e negativo, para ajuste da atmosfera dos reatores na planta. Utiliza-se muitas vezes o sistema de Purga (FV05) para reduzir o mesmo no circuito ou aumenta-se a recuperação para o vaso de estocagem pelo fundo da T02.

Restrições das Variáveis Manipuladas

1. Controle básico da válvula de refluxo da T01(FV03):

- Limite inferior: Deve se garantir um refluxo mínimo para evitar a contaminação do topo com buteno (contaminação do fundo da T02).

- Limite superior: evitar saturação da válvula, range disponível.

- Limite movimentos: para garantir que o controle de nível dos condensadores de topo tenha condições de compensar as mudanças no refluxo.

2. Controle básico da válvula de refluxo da T02(FV06):

- Limite superior: pode ser violada temporariamente até o momento que passa contaminar o fundo da T02 (30 minutos), tempo para o operador atuar no sistema e reduzir a vazão de propano requerida.

3. Válvulas de controle de vapor para o E03 e E04:

- Limite inferior: Para garantir o coeficiente mínimo de transferência de calor, evaporação do refluxo, e evitar a formação plugs mudancas no regime do fluxo interno da torre.

- Limite superior: para evitar saturação da válvula, range disponível.

4. Controle básico da vazão de fundo da T01:

- Limite superior: para evitar saturação da válvula e evitar secar o fundo da T01. Reduz a passagem de buteno para T02.

5. Controle básico da vazão de fundo da T02:

- Limite inferior: para garantir o fluxo mínimo da bomba e manter a demanda mínima de propano para planta.

4. Desenvolvimento do Modelo de Processo

Para a estratégia de controle avançado desenvolvida as variáveis selecionadas podem ser visualizadas na figura 3 (em vermelho) e se encontram descritas nas tabelas 1 e 2.

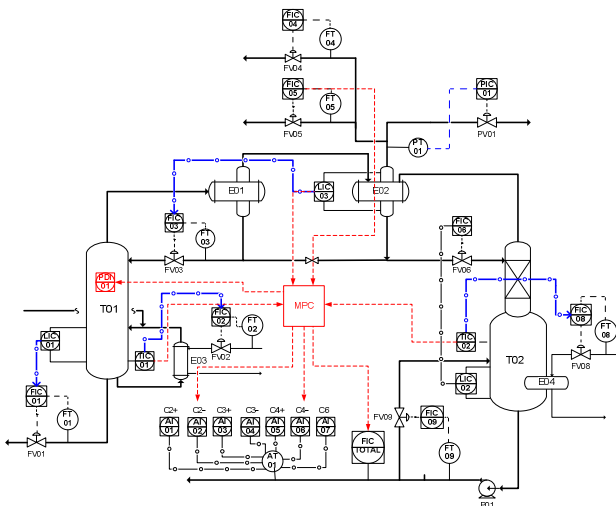


Figura 3. Variáveis controladas e manipuladas pelo MPC.

Tabela 1. Variáveis controladas pelo MPC.

Parâmetro	Descrição	Objetivo da Otimização
CV1	Vazão de Recuperação de Propano	Maximizar
CV2	Buteno no fundo da T02	Minimizar
CV3	Eteno no fundo da T02	Minimizar
CV4	Delta P da T01	Estabilidade

Tabela 2. Variáveis manipuladas (MV) e distúrbios (DV).

Parâmetro	Descrição	Controlada Associada
MV1	Nível dos condensadores de topo E01 e E02	CV1
DV1	Vazão de Refluxo da T02	
DV2	Composição propano na alimentação	
DV3	Vazão de vapor para T01	
DV4	Output da válvula de pressão PV01	
DV5	Output da válvula de purga FV05	
MV2	Temperatura de fundo da T01	CV2
DV1	Vazão de Refluxo para T02	
DV3	Vazão de vapor para T01	
DV6	Vazão de Refluxo para T01	
DV7	Composição de pesados na alimentação	
DV8	Vazão de fundo na T01	
MV3	Temperatura de fundo da T02	CV3
DV1	Vazão de Refluxo para T02	
DV9	Composição de eteno na alimentação	
DV10	Vazão de fundo na T02	
MV4	Purga de leves pela FV05	CV4
DV4	Output da válvula de pressão PV01	

Para o sucesso do Controle Avançado de Processos, a identificação de modelos é determinante. Um modelo para sistemas pode ser obtido através da modelagem rigorosa, baseada em equações governantes do sistema ou através de modelagem empírica e estimação de parâmetros.

Seguindo a linha mais rápida e fácil, a modelagem empírica, será proposto um procedimento de identificação a partir de dados de planta. Identificar trata-se de traduzir as relações entre as variáveis de um processo em um conjunto de equações matemáticas. Estas relações podem ser obtidas através de testes na planta. Estes testes consistem em alterar o valor de determinadas variáveis do processo de forma planejada, acompanhando o impacto que cada uma dessas variações irá causar nas variáveis de controle.

Apartir dos dados experimentais de teste e de simulação em Aspen Plus, o modelo do processo a ser utilizado pelo MPC deve ser obtido através do uso da ferramenta Ident, um toolbox de identificação de sistemas que pertence ao software Matlab e pelo software comercial Pavilion.

Procedimento de teste para Identificação

O procedimento descrito a seguir apresenta as diretrizes gerais para a execução do teste de identificação

na Unidade de Recuperação de Propano. As informações decorrentes da identificação serão parte fundamental do sistema de controle preditivo multivariável (MPC) em estudo.

Etapa 1: Fechar malhas de nível (controle inventário)

1. malha de nível da T01 fechada com a vazão de fundo FV01;
2. malha de nível da T02 fechada com a vazão de Refluxo FV06.

Etapa 2: Fechar malha de nível do condensador E02 e sintonizar a malha de Pressão

1. malha de nível do E02 fechada com a vazão de Refluxo FV03;
2. caso seja necessário, fechar a malha de pressão PIC01 com PV01 com atuação mais rápida (PID na forma paralelo) que a malha de nível do E02.

Etapa 3: Fechar malhas de controle de temperatura

1. malha de temperatura TIC01 fechada com a vazão de vapor FV02;
2. malha de temperatura TIC02 fechada com a vazão de vapor FV07.

Etapa 4: Todas as malhas em controle, inicia-se o teste de identificação para obtenção do modelo.

Nesta etapa, o objetivo é verificar como as variáveis manipuladas pelo operador afetam o controle Multivariável da Unidade (MPC). Cada série de teste consiste em efetuar degraus nas variáveis manipuladas, conforme comentários a seguir.

1. Cada alteração no Set Point deve ser executada de forma de degrau;

2. As amplitudes dos degraus deverá ocorrer conforme a tabela apresentada a seguir (tabela 3) e o intervalo entre o final de um teste e o início de um outro deverão ser definidos no decorrer do teste;

Tabela 3. Variáveis manipuladas pelo operador para o teste de identificação MPC.

Equip.	TAG	Par.	Descrição	Amplitude do Degrau	Unid
E01/E02	LIC03	MV1	Nível dos condensadores de topo E01 e E02	5	%
T01	TIC01	MV2	Temperatura de fundo da T01	5	°C
T02	TIC02	MV3	Temperatura de fundo da T02	5	°C
Unidade	FIC05	MV4	Purga de leves pela FV05	30	Kg/h
T01	Carga	DV1	Alimentação T01	1 - 2	t/h

3. Na figura 4 vemos um exemplo da seqüência de degraus que cada distúrbio deve sofrer. Observe que o primeiro intervalo de tempo é o necessário para garantir que o estado estacionário foi atingido (VOLK, 2005).

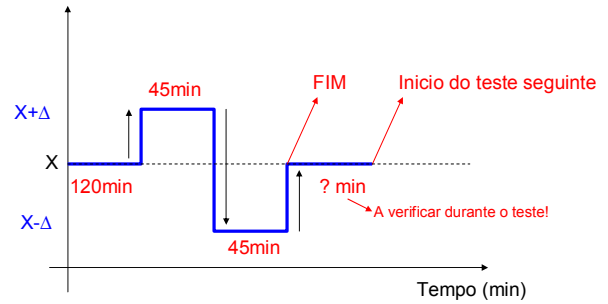


Figura 4. Step test

Metodologia e Aplicação

A metodologia a ser utilizada neste trabalho faz uso de representações lineares (CARVALHO, 2007), para modelagem de sistemas dinâmicos, através de equações conhecidas como modelos auto-regressivos que serão tratados nas seguintes etapas:

- 1- Identificação: adequação dos dados, seleção do grupo de amostragem com intervalos de coleta de dados de 1 minuto;
- 2- Escolha do modelo auto-regressivo: seleção da macro-estrutura do modelo autoregressivo a ser utilizado, disponível na ferramenta Ident do Toolbox de identificação de sistemas que pertence ao software Matlab e software comercial Pavilion ;
- 3- Estimação dos parâmetros do modelo: aplica-se o modelo auto-regressivo selecionado aos dados, para que os estimadores mínimos quadrados possam encontrar um conjunto de coeficientes que venha a minimizar os quadrados dos desvios entre saída do modelo e saída da planta. Nesta etapa o grande problema é definir a ordem do modelo auto-regressivo, o que implica em definir o tamanho do modelo final, uma vez que estas ordens representam o número de valores passados das séries temporais envolvidas serão considerados no modelo para que este venha a prever a resposta de maneira mais correta possível. A regra mais utilizada em séries temporais é o chamado critério de informação de Akaike, denotado por AIC;
- 4- Validação do Modelo: determinação da acurácia do modelo estimado através da comparação dos dados previstos com os dados obtidos a partir dos dados experimentais. Nessa etapa é realizada Caso não seja obtido sucesso no seu uso como “preditor”, retornam-se as etapas anteriores para a busca de um novo modelo;
- 5- Aplicação: após as etapas anteriores terem obtido êxito, o modelo do processo é utilizado para desenvolvimento do controlador preditivo.

5. Desenvolvimento do Controle Preditivo

Multivariável (MPC)

Tendo em vista o objetivo de maximizar a lucratividade da Unidade em estudo, maximizando a recuperação de propano sem contaminantes (buteno e eteno), para o desenvolvimento do MPC é necessário definir as variáveis manipuladas (MVs) e controladas (CVs) além dos distúrbios (DVs), o que mostrará a

necessidade ou não da geração de estimadores de propriedades em tempo real (inferências) e do desenvolvimento do modelo dinâmico.

Após a geração do modelo dinâmico do processo, configura-se o controlador preditivo, o qual constitui a camada supervisória da planta. Devido à sua ação preditiva, e capacidade para considerar restrições, admite-se que o controlador MPC tenha melhor desempenho que controle regulatório (PID's) sózinho.

A idéia principal é usar o máximo de recursos disponíveis do Tollbox do Matlab e do software comercial diponível na empresa, Pavilion.

A metodologia de todos os controladores pertencentes à família de MPC se caracteriza pela estrutura da figura 5 e estratégia da figura 6 (AYALA, 2009 e MIRANDA, 2005).

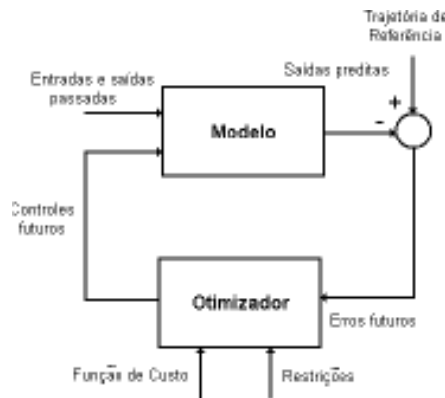


Figura 5. Estrutura MPC (AYALA, 2009)

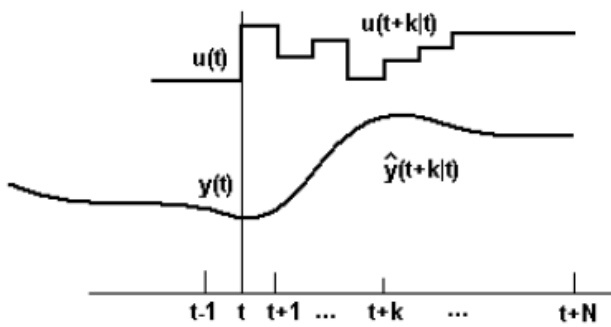


Figura 6. Estratégia MPC (AYALA, 2009)

As saídas futuras ($y(t+k|t)$, $k=1,2,\dots,N$) para um determinado horizonte N são estimados a cada instante t mediante a utilização do modelo, e dependem das entradas e saídas até este instante t , e dos sinais de controle futuros ($u(t+k|t)$, $k=0,1,\dots,N-1$). O modelo, que estima as saídas futuras, utiliza a otimização de modo a manter o processo o mais próximo possível da trajetória de referência $w(t+k)$, figura 6. Este critério é uma função quadrática do erro entre o sinal de saída avaliado pelo método e a trajetória de referência. Uma solução explícita pode ser obtida se o modelo for linear e se não houver restrições. Caso contrário, um método de otimização iterativa será necessário.

A expressão geral da função objetivo é representada pela equação 1 (CAMACHO & BORDONS, 2004), tem por propósito fazer a futura saída y acompanhar uma referência w dentro de certo horizonte de predição a

definir.

$$J(N_1, N_2, N_u) = \sum_{j=N_1}^{N_2} \delta(j) [y(t+j|t) - w(t+j)]^2 + \sum_{j=N_1}^{N_u} \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \quad (1)$$

Onde,

N_1 é o mínimo horizonte de custo;

N_2 é o máximo horizonte de custo (relacionado à saída);

N_u é o horizonte de controle (relacionado à entrada);

$\delta(j)$, $\lambda(j)$ são seqüências que consideram o comportamento futuro, sendo em geral valores constantes ou seqüências exponenciais.

A função custo J trabalha com o conceito de um horizonte que está sempre se deslocando. Os horizontes de custo demarcam o limite em que é desejável que a saída acompanhe a referência. A estratégia do controle preditivo permite que o sistema responda antes da mudança de referência efetivamente ocorrer, evitando o efeito do atraso na resposta do processo.

6. Resultados Esperados

Devido à sua ação preditiva, a capacidade para considerar restrições, a facilidade de adequação a sistemas multivariáveis, admite-se que o controlador MPC tenha melhor desempenho que controle regulatório sozinho.

Porém, quando a faixa de operação é variável ou quando os processos experimentam transições contínuas em sua operação, isso pode caracterizar o sistema como um processo de grau mediano ou severo de não linearidade (AYALA, 2009). Neste caso pode ser necessário um controle mais rígido. Estes efeitos são acentuados quando a função custo não é escolhida adequadamente. Portanto deverá ser dada uma atenção à distribuição correta dos parâmetros de ajuste de pesos de J para caracterizar fielmente o sistema proposto.

Caso necessário, deverá ser levado em conta um modelo não linear no projeto do controlador, de forma que permita manter a estabilidade e desempenho desejado para o sistema em malha fechada.

A principal vantagem do MPC linear se comparado ao não linear é que o problema de otimização associado é mais simples de resolver.

7. Referências

AYALA BRAVOS, C.O. et. al. Controle de plantas não lineares utilizando controle preditivo linear baseado em modelos locais. *Controle & Automação*, v.20, no.4, 2009.

CAMACHO, E. F. & BORDONS, C. Model Predictive Control, Ed. Springer, United Kingdom, 2004.

CAMPOS, M.C.M.M; TEIXEIRA, H.C.G. Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais. 1ª Ed. São Paulo. Ed. Blucher, 2006.

CARVALHO, A. S. Modelagem de Colunas de Destilação Através de Modelos Autoregressivos. In: SIMPÓSIO DE EXCELENCIA EM GESTÃO E TECNOLOGIA, 4, 2007, Rio de Janeiro, Anais.

LUYBEN, W.L.; TYRÉUS, B.D; LUYBEN, M.L. Plantwide Process Control, Ed. ATLAS, United State of America, 1998.

MIRANDA, F.C. Identificação de sistemas em malhas fechadas usando controlador preditivo multivariável: um caso industrial. Dissertação de Mestrado, EPUS, São Paulo, SP, Brasil, 2005.

PARANHOS, J.F. et. al. Desenvolvimento de uma estratégia de controle para uma unidade de recuperação de propano. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 18, 2010, Foz do Iguaçu, Anais.

VOLK, U. et. al. Optimized multivariable predictive control of an industrial distillation columns considering hard and soft constraints. Control Engineering Practice, v.13, p.913-927, 2005.