

IDENTIFICAÇÃO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO NA SEPARAÇÃO DE PROPANO-PROPENO

Esley Silva Cavalcante (1); Luis Gonzaga Sales Vasconcelos (2)

¹ Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Unidade Acadêmica de Engenharia Química.
esleyscavalcante@gmail.com

² Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Unidade Acadêmica de Engenharia Química.
vasconcelos.luisgs@gmail.com

RESUMO: Os controladores PID apresentam bom desempenho quando o processo é linear. No entanto para processos não-lineares este tipo de controlador é caracterizado por respostas lentas e desta forma é necessário desenvolver estratégias de controle preditivo (MPC). O controle preditivo (MPC) é uma tecnologia consolidada e tem se tornado uma abordagem padrão para implementar um sistema de controle multivariável com restrições na indústria de processos atuais. O controle preditivo pertence a uma classe de algoritmos de controle que usa o modelo explícito para prever a resposta futura da planta. A destilação é um processo extensivamente usado na indústria química. É um processo não estacionário, não-linear e multivariável que apresenta dificuldades no projeto de sistema de controle. O uso de simuladores de processos facilita o desenvolvimento das estratégias de controle para processos com estas características. Do mesmo modo, estas colunas de destilação em alguns casos tornaram-se muito grandes, aumentando assim consideravelmente o custo da operação, sendo desejável desenvolver um método melhorado para a separação através de meios de fracionamento de uma maneira fácil e econômica. A proposta deste trabalho consiste na implementação de uma coluna de destilação na separação de propano e propeno em um ambiente de simulação Hysys[®], onde simulações foram realizadas em estado estacionário e transiente. Os resultados destas simulações se mostraram coerentes e foram utilizados na identificação de sistema de controle através do toolbox do software Matlab[®]. Assim, conclui-se que a metodologia apresentada serve como auxílio no processo de identificação de sistema de controle de uma coluna de destilação.

Palavras-chave: Simulação, Identificação de Sistema, Coluna de Destilação, Controle.

1. INTRODUÇÃO

O controle preditivo pertence a uma classe de algoritmos de controle que usa o modelo explícito para prever a resposta futura da planta (Camacho e Bordons, 1999; Qim e Badgel, 2003; Maciejowsky, 2002; Rossiter, 2003, Tatjewsky, 2007). Portanto, a precisão do modelo desempenha um papel importante no desempenho dos sistemas de MPC. Erro de modelagem e distúrbios não medidos pode levar a um sistema de controle com baixo desempenho (Zuhua et al, 2010).

A destilação é um processo extensivamente usado na indústria química (Maniraman et al, 2013). É um processo não estacionário, não-linear e multivariável (Maniraman et al, 2013, Gupta e Samanta, 2009). Devido a estas características, as colunas de destilação têm apresentado dificuldades no projeto de sistema de controle. Escolher a técnica de controle adequada para colunas de destilação e implementá-la corretamente é economicamente importante, devido ao efeito controlador sobre a qualidade do produto, a taxa de produção e uso de energia (Gupta e Samanta, 2009).

A coluna de destilação a ser estudada consiste na separação de propano e propeno (propileno) utilizando uma bomba de calor como meio de integração energética. Esta separação faz parte do processo refino de petróleo. A coluna foi descrita em detalhe em Briggs et al (1971).

Este trabalho tem como objetivo implementar um modelo de uma coluna de destilação para separar propano e propileno no software Hysys no regime estacionário e transiente, visando ser usado posteriormente para realizar a primeira etapa do projeto de um MPC, que consiste na identificação de sistemas.

2. METODOLOGIA

O presente trabalho realizou-se com a utilização dos softwares Hysys e Matlab, os quais serviram como ferramenta computacional na modelagem e simulação do processo.

A coluna de destilação estudada refere-se a um processo para a separação de propano e propeno (propileno) por meio de fracionamento ou mais especificamente a um processo que utiliza uma zona de fracionamento tendo um refeedor com ela associada para fornecer o calor necessário para o fracionamento.

Descrição detalhada do processo

O fluxograma da coluna de destilação estudada é mostrada na figura 1. Uma descrição mais completa pode ser obtida em Briggs et al (1971), a qual é utilizada para fins ilustrativos para um sistema de fracionamento de tamanho comercial para a recuperação de alta pureza de propileno a partir de um sistema de propileno - propano.

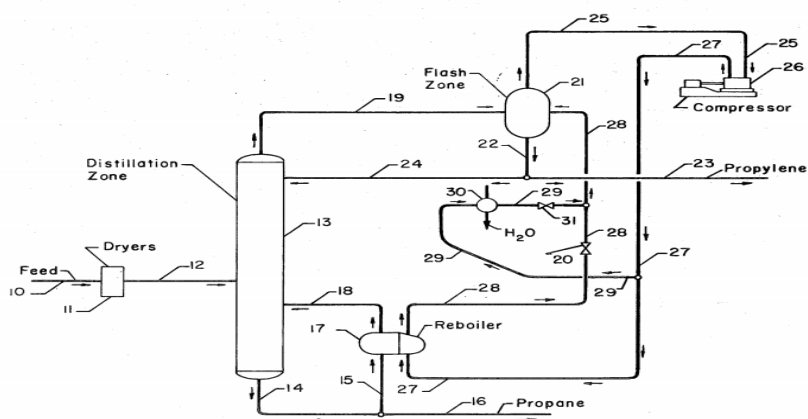


Figura 1 - Fluxograma da coluna de destilação (Briggs et al, 1971).

Para o melhor entendimento, as correntes com seus respectivos fluxos constam nas tabelas a seguir. A tabela 1 apresenta as condições de alimentação da coluna referente à corrente 12. Por sua vez as tabelas 2 e 3 contém os dados das correntes na base da coluna e de retirada do destilado, referentes as correntes 16 e 23 do fluxograma, respectivamente.

Tabela 1: Dados da corrente de alimentação da coluna de destilação.

Variável	Valor	Unidade
Propileno	971.3	kmol/h
Propano	311.7	kmol/h
Butano	41.3	kmol/h
Etano	11.9	Kmol/h

Tabela 2: Dados da corrente na base da coluna.

Variável	Valor	Unidade
Propileno	19.4	Kmol/h

Propano	275.5	Kmol/h
Butano	41.3	Kmol/h
Etano	0	Kmol/h

Tabela 3: Dados da corrente de retirada de destilado.

Variável	Valor	Unidade
Propileno	951.9	Kmol/h
Propano	36.2	Kmol/h
Butano	0	Kmol/h
Etano	11.9	Kmol/h

Implementação do modelo no HYSYS em regime estacionário

Inicialmente, o modelo foi simplificado em relação ao original, para ser implementado como um processo de destilação simples no HYSYS em regime estacionário, para posteriores comparações com o modelo proposto por Briggs et al (1971). O processo simplificado é composto apenas por uma coluna de destilação simples, com uma corrente de alimentação com as mesmas condições do modelo de Briggs et al (1971).

A coluna de destilação foi adicionada e pode ser ligada as correntes do processo e a as correntes de energia. Vale salientar que para o funcionamento da coluna de destilação, alguns parâmetros foram necessários serem especificados, tais como o tipo de condensador, a queda de pressão da coluna de destilação, as estimativas de temperatura para a fase superior (condensador) e fase inferior (reboiler), e a razão de refluxo, a corrente do destilado e a corrente de alimentação precisou ser especificada.

Deste modo, com base nos dados do artigo de Briggs et al (1971), especificou-se todos os parâmetros necessários, e observou-se que a coluna de destilação e a corrente de alimentação estavam devidamente especificadas, de modo que a simulação no estado estacionário estava pronta para ser executado. Ao executar a simulação, constatou-se que HYSYS resolveu com sucesso os cálculos dos fluxos de propriedades desconhecidas, e a simulação foi bem sucedida.

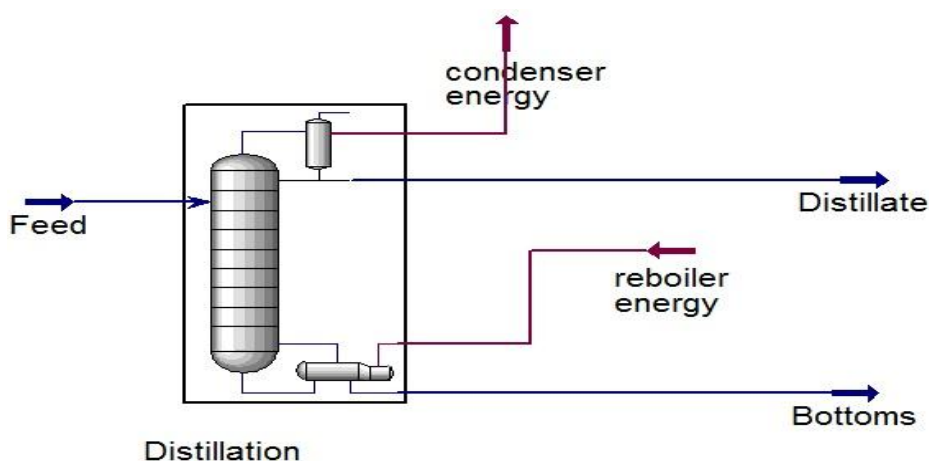


Figura 2 – Fluxograma do processo – simulação em estado estacionário.

Implementação do modelo no HYSYS em regime transiente

Nesta etapa do desenvolvimento do projeto implementou-se a coluna de destilação proposta no ambiente de simulação dinâmica do HYSYS (regime transiente) a partir do modelo da simulação em estado estacionário.

Inicialmente, para alternar para o modo de dinâmica, clicou-se sobre o botão “Dynamics assistant” na barra de ferramentas do HYSYS. Uma janela denominada "Dynamics Assistant" abriu-se mostrando algumas considerações que precisaram ser alteradas para o funcionamento no estado dinâmico. Para isto, selecionou-se o comando "Make Changes" para fazer as alterações necessárias e posteriormente os comandos "Finish"(da janela “Dynamics assistant”), e “ Dynamics Mode” (Da barra de ferramentas do HYSYS) para entrar no modo dinâmico.

Ao entrar no modo dinâmico, duas válvulas foram adicionadas simultaneamente ao processo, uma na corrente do destilado e outra na corrente de base. Neste momento fez-se necessário

adicionar controladores PID para ambas serem controladas. A configuração completa dos controladores segue dois momentos. Inicialmente, adicionou-se os controladores, selecionando o ícone referente ao controlador PID na barra de ferramentas e arrastando para a janela de comando.

O segundo momento refere-se a todo o processo de configuração dos controladores PID, com todo o processo de sintonia, de modo a ser possível o controle das válvulas.

Para efetuar as configurações dos controladores PID, inicialmente clicou-se duas vezes no ícone do controlador para exibir sua janela de propriedades, aparecendo um guia chamado "Connections". Neste guia, selecionou-se o botão "Select PV" para especificar o objeto ou a variável a serem controlados. Esta seleção foi feita através de uma janela de variáveis. Para a seleção de um PV variável de processo para o controlador de fluxo do destilado, por exemplo, selecionou-se o objeto "Distillate" e a variável "Molar Flow" e clicou-se no botão OK. O mesmo processo foi efetuado para o controlador da corrente de base "Bottoms". Para especificar o objeto ou o local de sinal de saída do controlador, ou seja, as válvulas, pressionou-se o botão "Select OP". O processo foi efetuado para ambas as válvulas.

Logo após, iniciou-se a configuração da parte mais importante das especificações do controlador. Pressionou-se a aba "Parameters", e selecionou-se a ação (direta ou reversa) do controlador. A ação selecionada do controlador de fluxo foi a reversa, visto que um aumento no fluxo resulta em um movimento da válvula para a posição fechada (PV aumentada resulta numa OP diminuindo).

Para efetuar o processo de auto-sintonização dos controladores, clicou-se em "Autotuner" que está na lista localizada à esquerda da guia "Parameters", onde abriu-se uma janela "Autotuner Parameters". Selecionou-se a opção "PI" para o HYSYS calcular o ganho e a constante de tempo integral do controlador proporcional integral. Feito isto, pressionou-se o botão "Start Autotuner" para executar o ajuste automático no HYSYS no modo dinâmico, e o botão "Face Plate" para implantar uma janela de comando, com valores de PV e OP estimados. Pressionou-se o botão "Accept" para aceitar os valores estimados.

Estando devidamente especificados todos os parâmetros necessários, a simulação no estado dinâmico apresenta-se pronta para ser executado. Ao executar a simulação, constatou-se que os valores de PV e OP que foram estimados não mantinham os fluxos de saída com os mesmos valores

do estado estacionário. Logo, os valores de PV e OP foram alterados em ambas as válvulas, para garantir que a saída dos fluxos apresentasse os valores desejados, constando que a simulação em estado dinâmico foi bem sucedida.

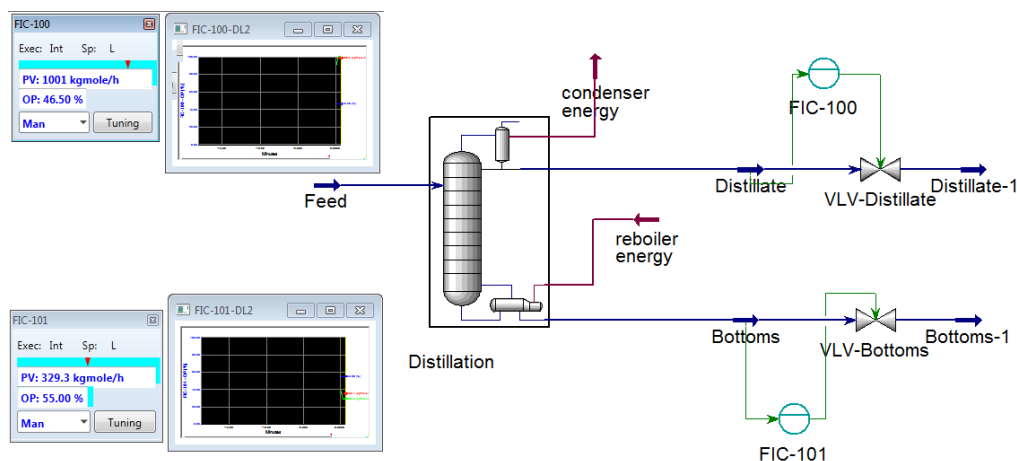


Figura 3: Fluxograma do processo – simulação em estado transiente.

Identificação de sistema no toolbox Ident do Matlab

Após a realização dos testes na simulação estacionária e dinâmica no HYSYS, os dados obtidos para um determinado tempo na simulação dinâmica foram utilizados no ajuste de um modelo de espaço de estado através do toolbox *Ident* do Matlab, de modo a ser possível a obtenção do conjunto de dados que identificam o comportamento das variáveis de processo. Este modelo poderá ser usado em projeto de pesquisa posterior na formulação de um sistema de controle preditivo (MPC). A figura abaixo apresenta a interface da ferramenta “*Ident*”, para a identificação de sistemas denominada “*System Identification Tool*”.

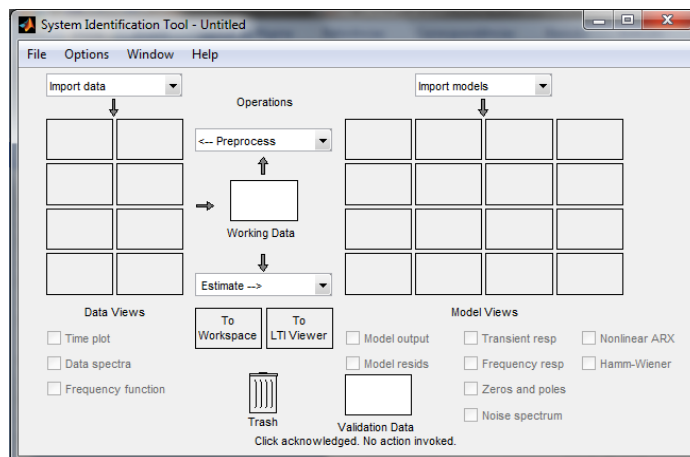


Figura 4: Interface de interação da ferramenta ident.

3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Verificação dos resultados da simulação em estado estacionário

Para a verificação dos resultados da simulação em estado estacionário, abriu-se os seus respectivos menus de especificações. Os resultados seguem nas tabelas abaixo:

Tabela 4: Dados da corrente na base da coluna. Simulação no Hysys

Variável	Valor	Unidade
Propileno	19.4	Kmol/h
Propano	275.5	Kmol/h
Butano	41.3	Kmol/h
Etano	0	Kmol/h

Tabela 5: Dados da corrente de retirada de destilado. Simulação no Hysys

Variável	Valor	Unidade
Propileno	951.9	Kmol/h

Propano	36.2	Kmol/h
Butano	0	Kmol/h
Etano	11.9	Kmol/h

Verificação dos resultados da simulação em estado transiente

Como foi dito anteriormente, ao executar a simulação em estado transiente, constatou-se que os valores de PV e OP que foram estimados não mantinham os fluxos de saída com os mesmos valores do estado estacionário. Desta forma, os valores de PV e OP foram alterados em ambas as válvulas, para garantir que a saída dos fluxos apresentasse os valores desejados. Os valores de OP, ou seja, da porcentagem de abertura da válvula para a corrente do destilado e para a corrente de base foram 46,5% e 55,0%, respectivamente.

Logo após estas mudanças, executando novamente a simulação, observou-se que no decorrer do tempo, os valores dos fluxos da corrente do destilado e da corrente de base se mantiveram basicamente constantes, com apenas algumas pequenas variações, que eram rapidamente corrigidas pelos controladores instalados, o que demonstra que a simulação em estado transiente foi bem sucedida.

Verificação da identificação de sistema no toolbox Ident do Matlab

Com foi dito anteriormente, os dados da simulação transiente no Hysys foram levados como variáveis para o software Matlab, e foi feita a identificação das equações dos controles para a corrente do destilado e para a corrente de base, da forma que foi apresentada anteriormente na metodologia.

Desta forma, inicialmente foi possível encontrar o modelo do controle do processo para a corrente do destilado. Utilizando a opção “Process models”, foi possível determinar o modelo da função de transferência. A determinação foi feita variando a forma da equação utilizada (“Zero”, “Delay” ou “Integrator”), onde cada uma gerou um modelo diferente. Como foram gerados vários modelos, necessitou-se escolher o que obteve a melhor estimativa de ajuste dos dados, ou seja,

aquele que apresenta um maior percentual de semelhança com as variações dos dados de saída que são reproduzidas pelo modelo.

Esta semelhança pode ser observada na aba “*Best Fits*”, onde observou-se que o modelo fornecido pela equação “Delay”, se aproxima ao máximo do gráfico do fluxo da corrente do destilado em função do tempo (figura 5).

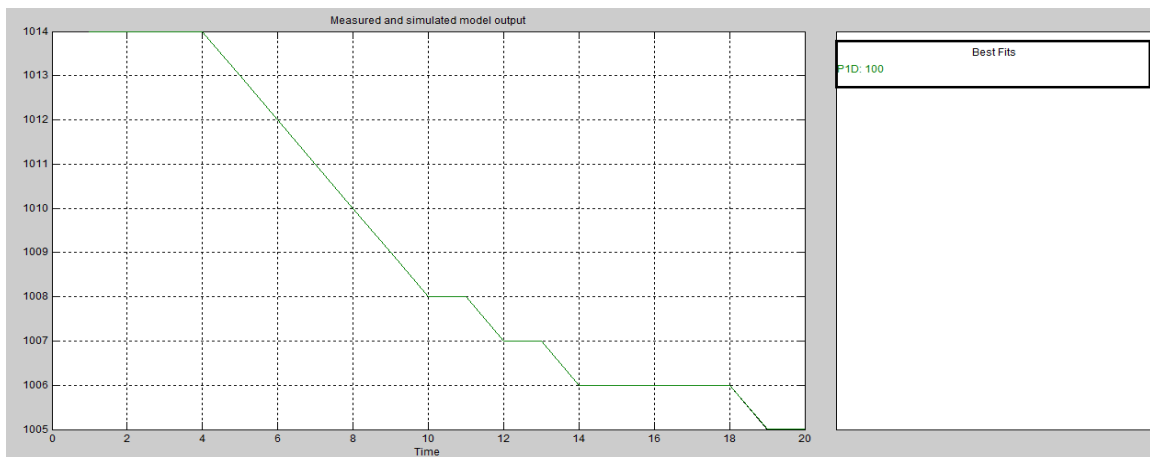


Figura 5: Gráfico da função de transferência pela equação utilizando o “Delay” em funções do tempo e o “Best Fits”.

Com isto, observou-se que o modelo de função de transferência do controlador PID que mais se adequa ao fluxo da corrente do destilado é o que usa a forma de equação “Delay”, e que se caracteriza pela função fornecida pelo software MATLAB dada por:

$$G(s) = \frac{K \cdot e^{(-Td \cdot s)}}{1 + Tp1 \cdot s} \quad (1)$$

Onde K, Td e Tp1 são parâmetros de sintonia do controlador. O software MATLAB forneceu os valores de 0.74979 para K (adimensional), 11.9876 para Tp1 e 30 para Td.

O mesmo procedimento foi efetuado para a identificação do fluxo da corrente da base, de modo que observou-se assim como ocorreu para a corrente do destilado, que o gráfico formado pela utilização da forma de equação “Delay”, se aproxima do gráfico do fluxo da corrente de base em função do tempo (figura 6), e tem um valor de semelhança de 100 %.

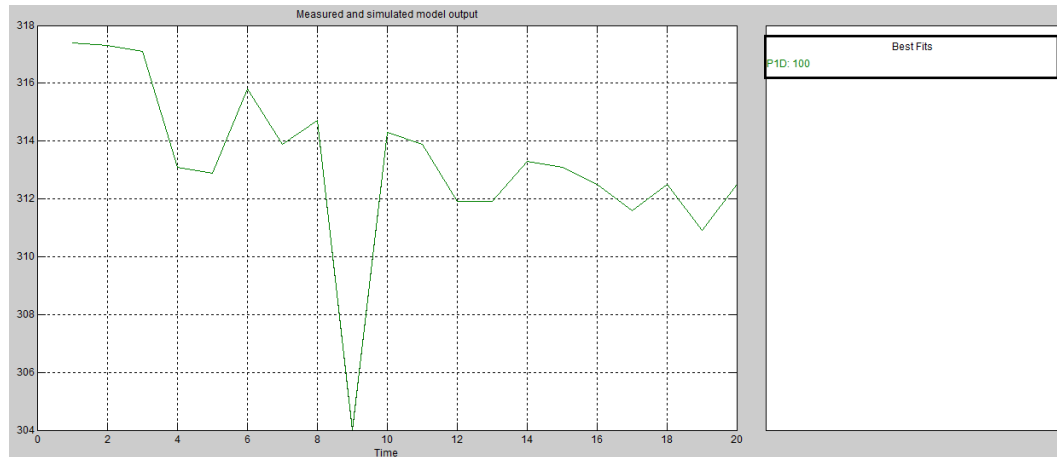


Figura 6: Gráfico da função de transferência pela equação utilizando o “Delay” em funções do tempo e o “Best Fits”.

Com isto, do mesmo modo que ocorreu para o fluxo da corrente do destilado, observou-se que o modelo de função de transferência do controlador que mais se adequa ao fluxo da corrente de base é o que usa a forma de equação “Delay”, e que se caracteriza pela função:

$$G(s) = \frac{K \cdot e^{(-Td \cdot s)}}{1 + Tp1 \cdot s} \quad (2)$$

Onde os parâmetros de sintonia K, Td e Tp1 são respectivamente 0.99003, 26.2577 e 2.0831, valores estes fornecidos pelo software MATLAB.

4. CONCLUSÃO

As simulações efetuadas no software HYSYS[®] da coluna de destilação para a separação de propano-propeno em regimes estacionário e transiente (dinâmico) mostraram-se bem sucedidas, visto que foi possível validar os resultados da simulação em regime estacionário com os dados de Briggs et al (1971), e a sintonia realizada nos controladores utilizados na simulação em regime transiente manteve a estabilidade da coluna, pois mesmo apresentando alguns desvios, foi possível alcançar os valores próximos daqueles apresentados em regime estacionário.

Os resultados das simulações puderam ser utilizados como base para a fase inicial da identificação de sistema de controle através do toolbox do software MATLAB[®]. Foram determinadas as funções de transferências dos controladores utilizados nas correntes do destilado e da base, e esta determinação das funções de transferências consiste na primeira etapa do projeto de identificação de um sistema de controle preditivo (MPC).

Com isto, conclui-se que a metodologia apresentada serve como auxílio nos processos de simulações em regimes estacionário e transiente e na identificação do sistema de controle preditivo de uma coluna de destilação.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

QIN, S. J.; THOMAS A. B. **A survey of industrial model predictive control technology**, Control Engineering Practice 11 (2003) 733–764, 2003

ALGHAZZAWI, A.; LENNOX, B. **Model predictive control monitoring using multivariate statistics**, Journal of Process Control 19 (2009) 314–327.

BRIGGS, T. M; SEGERS, V. H. **Separation of propane and propylene by distillation**, Patente 3,568,457, United States Patent Office, 1971

FERRAMOSCA, A.; LIMON, D.; GONZÁLEZ, A.H.; ODLOAK, D., E.F. **MPC for tracking zone regions**, Journal of Process Control 20 (2010) 506–516

XU, Z.; ZHU Y.; HAN, K.; ZHAO, J.; QIAN, J. **A multi-iteration pseudo-linear regression method and an adaptive disturbance model for MPC**, Journal of Process Control 20 (2010) 384–395

GUPTA, S.; RAY, S.; SAMANTA, A.N. **Nonlinear control of debutanizer column using profile position observer**, Computers and Chemical Engineering 33 (2009) 1202–1211

MANIMARAN, M.; ARUMUGAM, A.; BALASUBRAMANIAN, G.; RAMKUMAR, K. **Optimization and composition control of Distillation column using MPC**, International Journal of engineering and Technology (IJET).