



PRPG | Pró-Reitoria de Pós-Graduação
PIBIC/CNPq/UFPG-2009

Projeto de Estruturas de Controle Aplicadas a Processos Químicos.

Helder de Carvalho da Silva Fernandes ¹, Antonio Carlos Brandão de Araújo ²

Resumo

De forma sucinta, o projeto de estruturas de controle estuda e analisa as decisões estruturais relacionadas ao projeto de sistema de controle aplicado à plantas químicas, mais especificamente quais variáveis podem e devem ser controladas, medidas, manipuladas e quais relações devem ser estabelecidas entre elas. Um dos principais objetivos é determinar o conjunto de variáveis as quais, quando mantidas em seus respectivos “set points”, indiretamente conduz a uma (quase) ótima operação com uma perda econômica aceitável, sem a necessidade de se re-otimizar o processo quando distúrbios ocorrerem, reduzindo a frequência com que otimização em tempo real (RTO) que na maioria dos casos não é simples.

Este trabalho teve como objetivo compreender o funcionamento de uma planta de produção de acetato de vinila além de uma otimização para a produção enfatizando a maximização de lucros com a redução de uso de matérias-primas frente a distúrbios operacionais. Tal otimização foi efetuada utilizando-se de um código feito em matlab por Michael Luyben, Thomas McAvoy, Rong Chen, e Kedar Dave que simula o processo de produção do acetato em conjunto com algumas funções de otimização do software.

Com os resultados obtidos pôde-se ver que as variáveis em estudo da planta de produção já se encontram em um valor muito próximo do estado de otimização.

Palavras-chave: Projeto de estruturas de controle; plantas de processo químicos; controle de processos.

Project Control Structures Applied to Chemical Processes.

Abstract

In brief, the design of structures for control studies and analyzes the decisions related to the structural design of control system applied to chemical plants, specifically what variables can and should be controlled, measured, handled and what relations should be established between them. One of the main goals is to determine the set of variables which, when kept in their respective set points, indirectly leads to a (almost) optimal operation with acceptable economic loss without the need to re-optimize the process as disorders occur, reducing the frequency with which real-time optimization (RTO) that in most cases is not simple.

This study aimed to understand the operation of a plant for production of vinyl acetate in addition to an optimization for the production emphasizing the maximization of profits with a reduction in use of raw materials front of operational disturbances. This optimization was performed using a Matlab code done by Michael Luyben, Thomas McAvoy, Rong Chen, and Kedar Dave that simulates the process of production of acetate together with some optimization functions of the software.

With the results we could see that the variables in the study of plant production are already at a value very close to the state of optimization.

Keywords: Project structures of control, chemical process plants; process control.

Introdução

Para se modelar um sistema é necessário conhecer o mesmo de forma a se montar um sistema de equações matemáticas que representem o comportamento do processo. Basicamente, deve-se analisar o processo o qual se vai controlar para se determinar que variáveis do sistema serão controladas e quais serão medidas e comparadas com um valor de “set point” para que a ação de controle seja acionada.

Mas após todo o conhecimento matemático e de controle estar bem claro parte-se para o conhecimento do processo em análise, no caso o processo do acetato de vinila que foi modelado matematicamente por Michael Luyben, Thomas McAvoy, Rong Chen, e Kedar Dave no artigo “A Nonlinear Dynamic Modelo of a Vinyl Acetate Process” que foi publicado em 2003. O modelo possui 246 estados, 26 variáveis manipuladas

¹ Aluno do Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, UFPG, Campina Grande, PB, Email: helder@gmail.com

² Engenheiro Químico, Prof. Doutor, Departamento de Engenharia Química, UFPG, Campina Grande, PB, Email: antonio@deq.ufcg.edu.br

e 43 valores a serem medidos. Com base na modelagem os autores também disponibilizaram de forma gratuita códigos feitos em Matlab que simula uma estrutura de controle para tal processo funcionando de forma normal ou sofrendo alguns tipos de distúrbios.

Revisando-se os principais conceitos em controle de processos, o que representa um passo essencial para a implantação da metodologia de projeto de estruturas de controle. O processo de produção de acetato de vinila é descrito e suas principais características são apontadas.

Através de um código desenvolvido no Matlab pode-se otimizar o processo de produção do acetato de vinila com a finalidade de se obter o produto final com o menor custo de produção. Para isso é necessário se determinar todos os custos de operação da planta e a receita produzida pelo processo a fim de se obter a minimização.

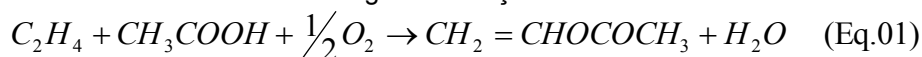
Materiais e Métodos

Este trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Experimentação Numérica de Processos do Departamento de Engenharia Química no Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal de Campina Grande – PB.

Estudo do Processo de Produção de Acetato de Vinila (VAc).

No processo de produção de acetato de vinila (VAc) existem 10 unidades básicas de operação que incluem um vaporizador, um reator catalítico do tipo “plug flow”, um trocador de calor de alimentação, um separador, um compressor, uma absorvedor, um sistema de remoção de gás carbônico, um sistema de remoção de gás, um tanque para reciclo de líquido e uma coluna de destilação azeotrópica com decantador, como pode ser observado na figura 6. Existem ainda 7 componentes químicos no processo.

Etileno (C_2H_4), oxigênio puro (O_2), ácido acético (HAc), água (H_2O), dióxido de carbono (CO_2), etano (C_2H_6) que é inerte na reação e o próprio acetato de vinila (VAc) como produto. A reação de produção do VAc ocorre de acordo com as seguintes reações:



Para se fazer um modelo do processo primeiro deve-se considerar os seguintes pressupostos para o processo geral:

1) Não existem componentes leves ($O_2, CO_2, C_2H_4, C_2H_6$) na coluna de destilação. A razão para este pressuposto é o de que, na realidade, os componentes leves possuem baixa concentração e que se mantêm essencialmente na fase vapor dentro da coluna. Os mesmos deixam a coluna através de um sistema de ventilação no decantador. A corrente líquida que alimenta a coluna contém apenas VAc, H_2O e HAc. Já a corrente gasosa contém os quatro componentes leves que são enviados de volta e combinados com o vapor produzido pelo separador para formar o vapor que alimenta o absorvedor.

2) Para simplificar a modelagem do ciclo dinâmico de gás, presume-se que toda a queda de pressão do gás ocorre apenas no reator. Existem duas válvulas de vapor efluente no processo, uma no vaporizador e outra no separador. De acordo com o pressuposto não ocorrem quedas de pressão nas válvulas.

3) A quantidade de gás circulando no processo é fixa.

4) A dinâmica do compressor e da bomba são ignorados por ser muito rápida.

5) A temperatura da casca do reator perfeitamente controlada.

6) A temperatura da jaqueta de resfriamento do separador é uma variável manipulável.

7) Para simplificação um balanço de energia em estado estacionário é aplicado nos aquecedores e resfriadores para calcular a temperatura de corrente de saída. Para introduzir uma dinâmica, dois minutos de “delay” são adicionados na temperatura de saída de cada aquecedor e resfriador.

8) As unidades da taxa de fluxo molar, fluxo de calor, e temperatura são respectivamente, kmol/min, kcal/min e °C.

Uma vez aceitado estes pressupostos, parte-se então para uma análise física, específica de cada equipamento utilizado na modelagem do processo e as equações utilizadas em cada um deles. O sistema como um todo pode ser observado na figura 1 abaixo.

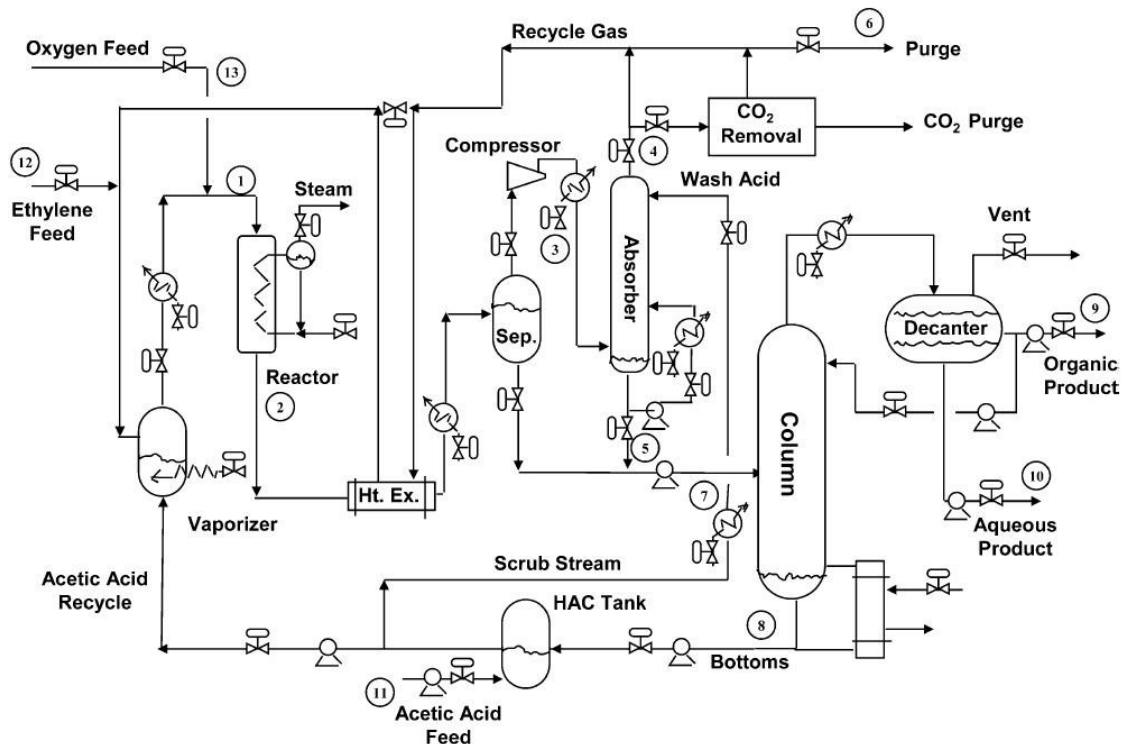


Figura 1 – Diagrama Esquemático do Processo de Produção de Acetato de Vinila
(Fonte: Luyben M., McAvoy T. J., Dave K., Chen R. A Nonlinear Dynamic Model of a Vinyl Acetate Process 2003. Pág 2)

Observando a figura 1, pode-se ver que o sistema é alimentado pelas correntes 11, 12 e 13 com ácido acético, etileno e oxigênio respectivamente. O corrente do etileno se mistura com uma corrente de gás de reciclo que é utilizada para reaproveitar o calor perdido no trocador de calor, essa corrente resultante vai para o vaporizador juntamente com a corrente de ácido acético onde são vaporizados e seguem para o reator onde acontece a formação do acetato de vinila seguindo as reações mencionadas acima. Do reator sai um produto misto líquido-gás que é separado no separador, a parte líquida vai direto para a coluna de destilação e a parte gasosa segue para um absorvedor onde é lavado com ácido acético para se retirar quase que por completamente o acetato de vinila que ainda resta na mistura gasosa. Na base do absorvedor sai acetato de vinila com o ácido acético que foi utilizado na lavagem e estes seguem para a coluna de destilação, já a saída do topo do absorvedor contém apenas gases que serão reciclados no processo. Na coluna de destilação após todos os estágios temos ácido acético na base e uma mistura de acetato de vinila e água basicamente no topo, que será condensada e em um decantador serão separadas a água do produto orgânico (acetato de vinila).

a) Dados Termodinâmicos e Propriedades Físicas – O equilíbrio líquido-vapor (ELV) é calculado assumindo uma fase de vapor ideal e os parâmetros Wilson de coeficiente de atividade líquida. A pressão de vapor dos componentes é feita utilizando a equação de Antoine. E o peso molecular dos componentes utilizado possuem 3 casas decimais.

b) Vaporizador - O vaporizador é implementado como um sistema misto com sete componentes. Possui uma entrada de fluxo de gás (F_1), que é uma mistura do fluxo de C_2H_4 da alimentação e da corrente efluente de vapor do absorvedor. Também possui um fluxo líquido de entrada (F_2), que vem do tanque de HAC. Há oito variáveis de estado no vaporizador, incluindo o nível de líquido e a fração molar de $O_2, CO_2, C_2H_4, VAc, H_2O, HAC$. Um balanço de massa total, componentes e energia são feitos para se modelar a dinâmica no equipamento:

$$\rho_L^{VAP} \dot{V}_L^{VAP} = F_1^{VAP} MW_1^{VAP} + F_2^{VAP} MW_2^{VAP} + F_V^{VAP} MW_V^{VAP} \quad (\text{Eq. 03})$$

$$M_L^{VAP} \dot{x}_{L,i}^{VAP} = F_1^{VAP} (x_{1,i}^{VAP} - x_{L,i}^{VAP}) + F_2^{VAP} (x_{2,i}^{VAP} - x_{L,i}^{VAP}) - F_V^{VAP} (x_{V,i}^{VAP} - x_{L,i}^{VAP}) \quad (\text{Eq. 04})$$

$$Cp_L^{VAP} M_L^{VAP} \dot{T}_L^{VAP} = F_1^{VAP} (h_1^{VAP} - h_L^{VAP}) + F_2^{VAP} (h_2^{VAP} - h_L^{VAP}) - F_V^{VAP} (h_V^{VAP} - h_L^{VAP}) + Q^{VAP} \quad (\text{Eq. 05})$$

No vaporizador existem 2 variáveis manipuláveis que são o Q^{VAP} e F_V^{VAP} , o volume de líquido V_L^{VAP} é $2,8 m^3$ e a temperatura de saída é especificada para ser $150^\circ C$.

c) Reator Catalítico do Tipo “Plug Flow” – É Implementado como sendo um sistema com 10 seções axiais aonde ocorrem as duas reações de produção do VAc. Não existem gradientes de velocidade, concentração ou temperatura. A transferência de massa e calor entre o fluido e o catalisador é muito rápida. A temperatura da casca é uniforme. A queda de pressão é linear ao longo do tubo e é independente do tempo, representado pela equação:

$$\Delta P / \Delta Z = f \rho_1^{RCT} (v_1^{RCT})^2 \quad (\text{Eq. 06})$$

Onde: $\Delta P / \Delta Z$ é a queda de pressão por unidade de comprimento

f é a constante fator de fricção

ρ_1^{RCT} é a densidade da corrente de alimentação

v_1^{RCT} é o fluxo volumétrico da corrente de alimentação

O balanço de massa e de energia é feito com base no modelo dinâmico de reator tubular desenvolvido por Reyes e Luyben.

$$\varepsilon \frac{\delta C_{i,j}}{\delta t} = - \frac{\delta(C_{i,j} v_i)}{\delta z} + \Phi_j \rho_b (\theta_{1,j} r_{1,i} + \theta_{2,j} r_{2,i}) \quad (\text{Eq. 07})$$

$$\left(\varepsilon \sum_{k=1}^7 C_{j,k} C p_{j,k} + \rho_b C p_b \right) \frac{\delta T_j}{\delta t} = - \frac{\delta [v_i \sum_{k=1}^7 (C_{j,k} C p_{j,k}) T_j]}{\delta z} - \Phi_j \rho_b (r_{1,i} E_1 + r_{2,i} E_2) - Q_j^{RCT} \quad (\text{Eq. 08})$$

Onde a indexação i representa o número da seção e j o componente j . Φ_j é a atividade do catalisador na seção i . $\theta_{1,j}$ e $\theta_{2,j}$ são o coeficiente estequiométrico para o componente j nas duas reações. $r_{1,i}$ e $r_{2,i}$ são taxa de reação na seção i . E_1 e E_2 são os calores das reações. Q_i^{RCT} é o fluxo de calor externo por unidade de volume na seção i , que é obtida pela equação:

$$Q_i^{RCT} = UA(T_i - T_s) \quad (\text{Eq. 09})$$

Onde T_s é a temperatura da casca

A temperatura na saída do reator ao final do processo é $159,17^\circ C$.

d) Trocador de Calor de Alimentação – Não é necessário um modelo rigoroso da dinâmica do processo no trocador de calor, tendo em vista que esta dinâmica não tem grande importância na resposta do sistema. Existe uma variável manipulável que é a razão do “bypass” e a temperatura do efluente na saída do trocador é $134^\circ C$.

e) Separador – O separador é modelado como um condensador parcial. Em cada ponto no tempo, um estado estacionário equilíbrio-flash é calculado para obter as taxas de fluxo e as propriedades da corrente de vapor e líquido imediatamente após a válvula de queda de pressão na corrente de alimentação do separador. Em operação a pressão do separador é $84,25$ psia e a temperatura da fase líquida é $40^\circ C$. As variáveis manipuladas são o fluxo da corrente de saída de líquido, o fluxo da corrente de saída de vapor, e a temperatura da jaqueta de resfriamento.

f) Compressor – A pressão aumenta no compressor de acordo com as equações:

$$P_{OUT}^{COM} = P_{IN}^{COM} + \Delta P \quad (\text{Eq. 10})$$

$$\Delta P = \gamma \rho^{COM} \quad (\text{Eq. 11})$$

Onde γ é o coeficiente do compressor, ρ^{COM} é a densidade na corrente de entrada do compressor.

g) Absorvedor – É modelado de forma que é representado por 8 estágios e em cada estágio a massa transferida da fase vapor para a fase líquida é dado por:

$$N_j = \min[N_{MT}(y_i - y_{INT,j}), 1/2 F_{V,i} y_i] \quad (\text{Eq. 12})$$

Onde N_i é a taxa de fluxo molar do componente i , N_{MT} é o coeficiente de transferência de massa, y_i é a fração molar do componente i da corrente de vapor, $y_{INT,i}$ é a fração molar do componente i na

interface gás - líquido. $F_{V,i}$ é o fluxo molar do componente i na corrente de vapor. Em operação o volume de líquido é $0,25 \text{ m}^3$ e a temperatura da corrente de saída dos dois resfriadores é 25°C .

h) Sistema de Remoção de Gás Carbônico – Este sistema é modelado de forma que sua eficiência é dada pela equação,

$$eff = 0,995 - 3,14 \times 10^{-6} (F_{CO_2} - 6,4136) - 32,5(x_{CO_2} - 0,01342) \quad (\text{Eq.13})$$

Onde F_{CO_2} é a taxa de fluxo na corrente de entrada e x_{CO_2} é a fração molar de CO_2 na corrente de entrada.

i) Sistema de Remoção de Gás – Este sistema é feito para remover todos os componentes leves na corrente de alimentação da coluna antes que entre na mesma. Ele separa os sete componentes em duas correntes distintas, uma de gás que volta e se combina com o vapor produzido pelo separador e uma corrente líquida que alimenta a coluna.

j) Coluna de Destilação Azeotrópica – Coluna de destilação que contém 20 estágios. A destilação azeotrópica que ocorre na coluna é um processo de separação difusional realizado quando a mistura contendo os componentes que precisam ser separados apresentam baixa volatilidade relativa. Nesta coluna o coeficiente de eficiência de cada estado é de 50% e é modelada seguindo o modelo proposto por Luyben e Tyreus no artigo “*An Industrial Design/Control Study for the Vinyl Acetate Monomer Process*”.

k) Tanque de HAc – É simplesmente usado para misturar o HAc das correntes de refluxo com o HAc da corrente de alimentação e reenvia-lo para o processo.

É importante notar que o sistema possui limites de operação nos seguintes pontos:

- A composição de oxigênio não pode ultrapassar 8% em mols no gás de reciclo.
- A pressão do gás de reciclo não pode ultrapassar 140 psia
- A temperatura ao longo do reator não pode ultrapassar 200°C
- O nível de líquido no vaporizador, separador, base do absorvedor, base da coluna e decantador devem operar no intervalo de 10-90% de sua capacidade
- A temperatura da alimentação do reator deve ser maior que 130°C
- A composição de ácido acético no decantador não deve superar 0,06% por mol
- A composição de acetato de vinila na base da coluna não deve superar 0,01% por mol

Estudo do Matlab.

Tanto em meios industriais quanto em meios acadêmicos o Matlab é uma ferramenta computacional bastante utilizada pois trata-se de um software de alta performance voltado para o cálculo numérico. É possível a realização de aplicações em vários níveis de abordagens que compreendem uma larga fatia dos problemas científicos e de engenharia, dentre eles:

- Análise Numérica
- Análise de Dados
- Cálculo Matricial
- Processamento de Sinais
- Construção de Gráficos

Dois fatores muito importantes na utilização do software é que ele facilita a implementação dos problemas, pois, são escritos ou implementados somente como são escritos matematicamente (grande vantagem sobre a programação tradicional), tornando a obtenção dos resultados muito mais rápida. E por fim o fato de todos os dados (na parte interna processamento de e aquisição de dados) são estruturados na forma de matrizes, de onde vem o seu nome “Matlab – Matrix Laboratory”.

Um código de domínio público feito em MATLAB por McAvoy e Luyben foi feito utilizando esta modelagem para se controlar o processo de produção de acetato de vinila. A modelagem total é grande e em parte altamente não-linear. Obtendo resultados bastante satisfatórios se comparados a softwares já feitos para o mesmo processo.

Resultados e Discussões.

Otimização.

Sendo desenvolvido um código no Matlab utilizando funções próprias de otimização aplicadas sobre a função custo de operação da planta. A função custo foi equacionada levando em conta os custos mostrados na tabela 1 abaixo.

Item	Custo
Acido Acético (C0)	\$0,596/kg
Oxigênio (C1)	\$0,044/kg
Etileno (C2)	\$0,442/kg
Acetato de Vinila (C3)	\$0,971/kg
Vapor a 200 psia (C4)	\$11/1000 kg
Vapor a 50 psia (C5)	\$8,8/1000 kg
Água para refrigeração (C5)	\$0,02/1000 l
Água de processo (C6)	\$0,15/1000 l
Refrigeração -25°C (C7)	\$0,12/1000 kg
Eletricidade (C8)	\$0,065/kWh

Tabela 1 - Custos

A equação custo apresenta tudo o que é gasto mais o que é gerado de receita pela produção do acetato de vinila. Os seguintes pontos são levados em consideração:

- Massa de vapor usada no vaporizador (MV)
- Massa de vapor usada no aquecedor (MA)
- Água de Processo Usada no BFW (BFW)
- Água utilizada nos 3 Coolers (Separador (CS), Scrub (CSC) , Absorvedor (CA))
- Massa de vapor utilizada no refervedor (MR)
- Massa de Oxigênio usada (MO)
- Massa de Etileno usada (ME)
- Massa de Acido Acético usada (MAC)
- Massa de Acetato de Vinila Produzida (MAV)
- Massa de saída do topo da coluna para ser condensada (MCON)
- Energia Elétrica gasta pelo compressor de 350Kw (ECOM)

Através dos pontos mencionados acima e o custo de cada um dado na tabela 1, foi equacionada a função custo de operação da planta (as siglas utilizadas correspondem as mesmas utilizadas anteriormente).

$$J = -((MV \times 8,47) + (MA \times C5) + (BFW \times C6) + (CS \times C5) + (CSC \times C5) + (CA \times C5) + (MR \times 8,51) + (MO \times 32 \times C1) + (MAC \times 60,5 \times C0) + (ME \times 28,05 \times C2) + (ECOM \times C8) + (MCON \times C7)) + (MAV \times 86,09 \times C3) \quad (\text{Eq. 14})$$

Observado-se que os valores 32, 60,5, 28,05 e 86,09 na equação 14, são respectivamente a massa molecular do termos ao qual se referem. E que a massa do vapor utilizada no vaporizador esta multiplicada por \$8,47/1000kg e a do refervedor por \$8,51/1000kg pois a tabela de custo informa o valor para vapores a uma pressão de 50 e 200 psia, no entanto, a pressão do vapor requerida nestes equipamentos são 27,5 e 30 psia respectivamente. Os custos para tais pressões foram calculados proporcionalmente tomando como base os dois valores conhecidos.

É importante mencionar que a temperatura do vaporizador é de 119°C, logo a pressão do vapor utilizado é de 1,9 bar que é igual a 27,5 psia. E a pressão do vapor no refervedor é de 30 psia. Utilizando-se de uma extrapolação simples para determinar o custo desse vapor a estas condições de pressão com base nos valores de 50 psia e 200 psia. O vapor utilizado no aquecedor pré-reator é a uma pressão de 50 psia.

Conhecendo a função custo, ela foi aplicada no código desenvolvido para otimizar o custo do processo. Os códigos são simples entretanto, se utilizam de funções do *toolbox* de otimização do Matlab.

- Código principal

```
clear all; clc

load nominal % y0 and u

options = optimset('Diagnostics','on','Display','iter');
yopt = fmincon(@cost,[y0;u],[[],[],[],[],[],[],[],@nonlcon,options);
```

- Função Custo Utilizada Pelo Código Principal

```
function f = cost(y)

states = y(1:246);
MVs = y(247:end);
time = 0;
is_initial = 0;
disturbance_ID = 0;
[ceq,x,u,ym] = VAModel(states,MVs,time,is_initial,disturbance_ID);

f = 32*0.044*u(1) + 28.05*0.442*u(2) + 60.5*0.596*u(3) + (1.715/100000)*u(4) +
(2.352/100000)*u(6) + ...
(1.715/100000)*u(11) + (1.715/100000)*u(21) - 86.09*0.971*ym(17);
```

- Função das Restrições Utilizada Pelo Código Principal

```
function [c,ceq] = nonlcon(y)

states = y(1:246);
MVs = y(247:end);
time = 0;
is_initial = 0;
disturbance_ID = 0;
[ceq,x,u,ym] = VAModel(states,MVs,time,is_initial,disturbance_ID);

ceq = [ceq; u(27) - 0.001];

lb = zeros(26,1); lb(7) = 110;
ub = [2.268; 7.56; 4.536; 1433400; 50; 15000; 150; 4.536; 80; 30; 50000; 4.536;
50; 30000; 7.56; 5000; ...
22.68; 0.02268; 1; 7.56; 100000; 150000; 2.4; 2.4; 4.536; 4.536];

c = -u(1:26) + lb;
c = [c; u(1:26) - ub];
c(53) = ym(30) - 0.08;
c(54) = ym(1) - 140;
c(55) = ym(12) - 140;
c(56) = ym(5) - 200;
c(57) = -ym(4) + 130;
c(58) = -ym(8) + 130;
c(59) = ym(26) - 0.06;
c(60) = ym(27) - 0.01;
c(61) = -ym(17) + 0.829;
c(62) = -ym(24) + 0.95;
```

O código principal é utilizado para encontrar o mínimo de uma função de custo. Os códigos trabalham em conjunto com o código desenvolvido por Michael Luyben, Thomas McAvoy, Rong Chen, e Kedar Dave, o qual pode-se alterar o funcionamento da planta de um estado normal para estados com distúrbios previamente selecionados.

A Tabela 2 apresenta os resultados da simulação.

#	Variavel	Unidade	Otimização	Referência	Desvio % (erro)
1	Fresh O2 feed	kmol/min	0.5229172	0.52343	3.7747
2	Fresh C2H4 feed	kmol/min	0.8343285	0.83522	0.1067
3	Fresh HAc feed	kmol/min	0.7885011	0.79003	0.1935
4	Vaporizer steam duty	kcal/min	21876.988	21877	0.0457
5	Vaporizer vapor exit	kmol/min	18.739766	18.728	0.0628
6	Vaporizer heater duty	kcal/min	9008.5408	9008.54	0.0000
7	Reactor shell temperature	°C	135.04738	135.02	0.0203
8	Separator liquid exit	kmol/min	2.7542668	2.7544	0.0048
9	Separator jacket temperature	°C	35.992238	36.001	0.0243
10	Separator vapor exit	kmol/min	16.114699	16.1026	0.0751
11	Compressor heater duty	kcal/min	27192.422	27192	0.0016
12	Absorber liquid exit	kmol/min	1.2132833	1.2137	0.0343
13	Absorber recirculation flow	kmol/min	15.123136	15.1198	0.0221
14	Absorber recirculation cooler duty	kcal/min	10729.89	10730	0.0010
15	Absorber scrub flow	kmol/min	0.7562694	0.755	0.1681
16	Scrub cooler duty	kcal/min	2018.4301	2018.43	0.0000
17	CO2 removal inlet	kmol/min	6.5537058	6.5531	0.0092
18	Purge	kmol/min	0.0040259	0.004157	3.1537
19	FEHE bypass ratio		0.3124497	0.31303	0.1854
20	Column reflux	kmol/min	4.9880123	4.9849	0.0624
21	Column reboiler duty	kcal/min	67178.858	67179	0.0002
22	Column condenser duty	kcal/min	60367.397	60366	0.0023
23	Column organic exit	kmol/min	0.8274344	0.8290	0.1889
24	Column aqueous exit	kmol/min	0.8347537	0.8361	0.1610
25	Column bottom exit	kmol/min	2.1607579	2.1584	0.1092
26	Vaporizer liquid inlet	kmol/min	2.1929896	2.1924	0.0269

Tabela 2 – Valores Otimizados e Valores de Referência da Planta.

Conclusão.

Este trabalho discutiu a aplicação de parte de uma técnica de projeto de estruturas de controle para plantas químicas de larga escala. A otimização da planta de acetato de vinila foi desenvolvida utilizando o as funções específicas para tais resultados do matlab executadas em conjunto com o código feito por Michael Luyben, Thomas McAvoy, Rong Chen, e Kedar Dave. Atraves do resultado obtido pode-se concluir que a planta de produção em sua condição original já encontra-se otimizada.

AGRADECIMENTOS

Ao CNPq pela bolsa de Iniciação Científica e ao professor orientador.

Referências Bibliográficas.

Seborg, D.S., Edgar, T.F., Mellichamp, D.A., Process Dynamics and Control. Editora John Wiley & Sons, Inc. 1989.

Hanselman, D., Littlefield, B., Matlab 6 – Curso Completo. Editora Prentice Hall.2003

Skogestad, S., Control structure design for complete chemical plants. Computers and Chemical Engineering 2004, 28, 219–234.

Skogestad, S., Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure. Journal of Process Control 2000, 10, 487–507.

Chen, R., Dave, K., McAvoy, T. J., A Nonlinear Dynamic Model of a Vinyl Acetate Process, Ind. Eng. Chem. Res. 2003, 42, 4478-4487.

Luyben, M. L., Tyréus, B.D., An Industrial Design/Control Study For The Vinyl Acetate Monomer Process. Computers Chem. Engng, Vol. 22, N° 7-8, 867-877. 1998