

CLAUDIO OSVALDO AYALA BRAVO

**DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR E
CONTROLE PREDITIVO DE UMA COLUNA DE
DESTILAÇÃO PILOTO**

FLORIANÓPOLIS

2005

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO
EM ENGENHARIA ELÉTRICA**

**DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR
E CONTROLE PREDITIVO DE UMA COLUNA DE
DESTILAÇÃO PILOTO**

Dissertação submetida à
Universidade Federal de Santa Catarina
como parte dos requisitos para a
obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

CLAUDIO OSVALDO AYALA BRAVO

Florianópolis, Novembro de 2005.

DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR E CONTROLE PREDITIVO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PILOTO

CLAUDIO OSVALDO AYALA BRAVO

‘Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Elétrica, Área de Concentração em *Controle, Automação e Informática Industrial*, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Santa Catarina.’

Prof. Julio E. Normey Rico, Dr.
Orientador

Prof. Alexandre Trofino Neto, Dr.
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica
da Universidade Federal de Santa Catarina

Banca Examinadora:

Prof. Augusto Humberto Bruciapaglia, Dr. Ing.
Co-Orientador

Prof. Nestor Roqueiro, Dr .

Prof. Pedro H. Hermes de Araújo, Dr. Sc.

A Siomara,
pelo seu amor, apoio e
dedicação.

Agradecimentos

Meus agradecimentos são em primeiro lugar para ao professor Julio E. Normey Rico pelo seu permanente apoio desde meu ingresso ao programa de mestrado até sua orientação ao longo deste trabalho. De igual forma meu agradecimento para o professor Augusto H. Bruciapaglia pela sua orientação e suporte.

A meu irmão Victor pelo seu exemplo e apoio a seguir me aperfeiçoando.

Ao Jaime e Edward, meus amigos colombiano e chileno, pela sua grande amizade e apoio incondicional desde o momento em que cheguei nesta universidade.

Aos amigos e companheiros Rodrigo, Bismark, Guilherme, Giovani e Alberto pela boa amizade e companheirismo.

A todos meus professores e funcionários desta universidade que de alguma forma ou outra contribuíram com muita paciência e boa vontade durante todo o desenvolvimento de meus estudos.

Resumo da Dissertação apresentada à UFSC como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR E CONTROLE PREDITIVO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PILOTO

CLAUDIO OSVALDO AYALA BRAVO

Novembro/2005

Orientador : Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr.

Co-Orientador : Prof. Augusto Humberto Bruciapaglia, Dr.-Ing.

Área de Concentração: Automação e Sistemas

Palavras-chave : Destilação, simulador, estratégia, controle preditivo.

Número de Páginas : 113

O presente trabalho aborda o desenvolvimento de um simulador protótipo e a aplicação de controle preditivo baseado em modelo para o processo de destilação de uma planta piloto. Esta planta piloto foi projetada e implementada pelo Departamento de Engenharia Química desta universidade, numa parceria com o Departamento de Automação e Sistemas. O simulador desenvolvido, implementado no software comercial HYSYS, permite ao usuário implementar diversas estratégias e configurações de controle considerando controladores PID e controladores preditivos multivariáveis. Para a validação da metodologia se implementaram e compararam distintas estratégias de controle de coluna de destilação de uso industrial, baseadas em controladores PID. Também se implementou um controle multivariável com controlador preditivo de matriz dinâmica (DMC) e controlador preditivo generalizado (GPC). As simulações mostram concordância entre seus resultados e os resultados encontrados na revisão bibliográfica sobre as estratégias utilizadas para o controle de colunas de destilação. Além do mais, a partir da revisão bibliográfica e simulações realizadas, mostra-se que o uso dos controladores preditivos em plantas de destilação resolve vários dos problemas que este tipo de processo apresenta na prática.

Abstract of Dissertation presented to UFSC as a partial fulfillment of the refinements for the degree of Master in Electrical Engineering.

DEVELOPMENT OF ONE SIMULATOR AND A PREDICTIVE CONTROL TO A PILOT DISTILLATION COLUMN

CLAUDIO OSVALDO AYALA BRAVO

November/2005

Advisor : Prof. Julio Elias Normey Rico, Dr.
Co-Advisor : Prof. Augusto Humberto Bruciapaglia,
Dr. Ing.
Area : Automation and Systems
Keywords : Distillation, simulator, strategy,
predictive control.
Number of Pages : 113

This work presents the development of a prototype simulator and the application of model based predictive control for a distillation process of a pilot plant. This plant has been projected and implemented by the Department of Chemical Engineering in partnership with the Department of Automation and Systems, both of this university. The simulator, based on the industrial software HYSYS, allows the users to implement several control strategies and configurations considering PID and multivariable predictive controllers. For the validation of the methodology, different control strategies for an industrial distillation column, based on PID controllers, are implemented and compared. There are also implemented multivariable predictive controllers based on: dynamic matrix control (DMC) and generalized predictive controller (GPC). The simulations show similar results as those found in the literature about the strategies

used for the control in distillation columns. Besides, from the bibliographic review and simulations developed, it is shown that the use of predictive controllers in distillation plants solves several of the problems presents in practice for this sort of process.

Sumário

	Pág
1 Introdução	1
2 Processo de Destilação e Controle	8
2.1. Introdução.....	8
2.2. Processo de destilação.....	8
2.3. Colunas de Destilação.....	10
2.4. Níveis e estratégias típicas de controle de Colunas de Destilação.....	13
2.4.1. Introdução.....	13
2.4.2. Hierarquia do Controle para coluna.....	15
2.4.3. Estratégias de Controle.....	16
2.4.4. Resumo de estratégias para o controle de uma coluna de destilação binária....	21
2.5. Conclusões.....	26
3 Modelo da Simulação do Processo com HYSYS	28
3.1. Introdução.....	28
3.2. Software HYSYS.....	29
3.3. Montagem do modelo do Processo de Destilação.....	29
3.3.1. Desenvolvimento do Modelo Estático.....	30
3.3.2. Desenvolvimento do Modelo Dinâmico.....	39
3.4. Controle Supervisório.....	43
3.5. Conclusões.....	47
4 Controle com Controladores PID Descentralizados	48
4.1. Introdução.....	48
4.2. Estratégia R-V.....	49
4.3. Estratégia D-V.....	58
4.4. Estratégia RR-V.....	62
4.5. Matriz de Ganhos Relativos.....	66
4.6. Conclusões.....	68

5 Controle baseado no MPC.....	70
5.1. Introdução.....	70
5.2. Controlador Multivariável com DMC do HYSYS.....	70
5.2.1 Configuração e Ajuste do Controlador DMC.....	72
5.2.2 Resultados das Simulações.....	75
5.2.3 Análise da Robustez por Simulação.....	80
5.3. Controle Supervisório.....	82
5.3.1 Resultados das Simulações.....	84
5.4. Resumo e comparação dos dados dos testes.....	87
5.5. Conclusões.....	88
6 Conclusões, Comentários e Perspectivas.....	90
Anexo 1.....	93
Anexo 2.....	97
Anexo 3.....	105
Referências Bibliográficas.....	111

Simbologia

AC	Análise da Composição
AD	Assistente Dinâmico
ARC	Controlador Registrador da Composição
BGPC	Controlador Preditivo Generalizado Bi-linear
CC	Controle da Composição
<i>CF_Text Delimeter</i>	Formato Delimitador de dados
CI	Controle de Inventário
CLDG	Ganho de Distúrbio de Laço Fechado
Comp Vol Frac	Composição Volumétrica Fração
DCS	Sistema do Controle Distribuído
DDE	Trocador Dinâmico de Dados
DMC	Controlador de Matriz Dinâmica
FIC	Controlador Indicador de Vazão
FRC	Controlador Registrador de Vazão
FT	Transmissor de Vazão
GPC	Controle Preditivo Generalizado
IPQ	Indústrias de Processamento Químico
LIC	Controlador Indicador de Vazão
LP	Programação Linear
MIMO	Múltiplas Entradas Múltiplas Saídas
MPC	Controle Preditivo Baseado em Modelo
MRI	Índice de Elasticidade de Moreri
MV-PV	Variáveis Manipuladas-Variáveis Controladas
NARIMAX	<i>No-linear autoregressive integrated moving average with external input</i>
NEPSAC	<i>Não-linear Extended Prediction Self-Adaptive Control</i>
NMPC	Controlador Preditivo Baseado em Modelo Não-linear
NPL	Programação não Linear
OLE	<i>Object Link Embedding</i>
OP	Variável de Controle
PFD	<i>Process Flow Diagram</i>
PI	Proporcional Integral

PID	Proporcional Integral Derivativa
PV	Variável de Processo
QP	Programação Quadrática
RATO	Controlador de Razão
RGA	Arranjo de Ganhos Relativos
RR	Vazão de refluxo
SISO	Uma Entrada-uma Saída
SP	Referencia
SQP	Programação Quadrática Seqüencial
SS	Estado Estacionário
Tag	Etiqueta, Marca
TIC	Controlador Indicador de Nível
UNIQUAC	Universal Quase-Chemical Theory
VLV	Válvula
Vol Frac	Fração Volumétrica
XIC	Controlador Indicador de Variável não usual

Capítulo 1

Introdução

Perto de 95% dos processos de separação, utilizados nas indústrias de processamento químico (IPQs), são colunas de destilação e os produtos finais são geralmente produzidos por colunas de destilação. Portanto, a qualidade do produto para as IPQs é usualmente determinada pelo controle da destilação [1].

Além disso, grande parte das unidades nas refinarias brasileiras de petróleo e nas usinas de produção de álcool compõe-se de colunas de destilação. No caso do petróleo brasileiro é sabido que seu processamento é mais difícil em comparação, por exemplo, à do petróleo do oriente médio e que as refinarias atualmente operam próximas da sua capacidade máxima [2]. Portanto, é necessário investir em pesquisas nesta área de maneira a aumentar a capacidade de refino através do melhoramento do processo e de seu controle de maneira de adaptar as características das unidades de refino do petróleo brasileiro às exigências de mercado atuais.

Uma vez que as colunas de destilação são unidades fundamentais na prática industrial, o desenvolvimento de estratégias operacionais otimizadas no tempo possui um significado particular do ponto de vista econômico. O rápido alcance do estado estacionário minimiza o tempo necessário para atender as especificações desejadas do produto quando o sistema é perturbado. Entretanto, inúmeras dificuldades encontradas no controle destas unidades são responsáveis pela geração de transientes longos no processo, resultando em produto não desejado [2].

Características de uma coluna de destilação, como a não linearidade do processo, constantes de tempo elevadas, atrasos na resposta, restrições e acoplamento das variáveis, interferem diretamente nos transientes gerados quando a unidade é perturbada. Por exemplo, as temperaturas em uma coluna respondem de maneira relativamente lenta às perturbações operacionais e às ações corretivas de controle. Diante destas perturbações, a eficiência dos sistemas de controle destas unidades é prejudicada [2].

As operações com restrições são comuns em muitas unidades de separação. Máxima recuperação, por exemplo, pode ser alcançada para máxima entrada de calor; no entanto, o limite é imposto pelos limites de operação de algum dos dispositivos que conformam a coluna. Muitos administradores de plantas tentam maximizar a produção por alguma forma que esteja disponível. Neste caso, as restrições se encontram por todas as partes; portanto um bom sistema de controle deve prover proteção contra suas violações e permitir a operação da coluna na presença dessas restrições [3].

A permanente mudança da qualidade e quantidade do produto a ser processado, na indústria do petróleo e outras, é a maior motivação para a aplicação de controle avançado em unidades de destilação.

Diante deste cenário o uso de controle avançado percebe-se como imprescindível dados os múltiplos problemas que apresenta o processo da destilação. Uma das técnicas de controle avançado que tem características já provadas industrialmente para resolver problemas operacionais presentes nas colunas de destilação é o controle preditivo baseado em modelo (MPC) [2]. Esta técnica permite lidar com sistemas multivariáveis com interações e tempos mortos apreciáveis, não linearidades e restrições.

O controle preditivo é uma técnica muito atraente para esse tipo de processo, pois permite que exista uma maior flexibilidade no controle frente a mudanças de carga ou de restrições de processo [6]. O maior esforço apresentado nesta área consiste na aplicação de MPC's lineares em colunas de baixa e média pureza, e MPC não-linear e adaptativo em colunas de alta pureza. Importante é a vasta produção científica em controladores preditivos baseados em modelo utilizados em colunas de destilação, devido a sua facilidade de implementação [2].

Controle do Processo de Destilação com MPC

Diversos trabalhos utilizam controladores preditivos lineares. Em [4] se comparam controladores PI (proporcional-integral) descentralizados, com um controlador MPC industrial aplicados em três colunas operadas em série. Observou-se a superioridade de controlador MPC sobre o sistema de controle descentralizado, devido a sua capacidade para ajustar simultaneamente variáveis manipuladas mantendo a operação em presença das restrições. Implementam-se, também, três controladores MPC com diferentes estratégias para controlar o nível de fundo da primeira coluna. Os resultados mostram que incluindo o modelo do nível

dentro do MPC, melhora-se o controle da composição para o caso em que a variável manipulada na malha de nível, tenha um significativo impacto sobre a composição.

Outra aplicação de MPC linear, com matriz dinâmica (DMC), sobre uma coluna de destilação piloto, de uma mistura de água-metanol, pode-se encontrar em [5.] Neste trabalho compara-se o comportamento do DMC com controladores PID clássicos para dois tipos diferentes de modelos: modelo de primeira ordem mais tempo morto e modelo de convolução, ambos obtidos da resposta ao degrau. Os resultados mostram o melhor desempenho do DMC para diferentes distúrbios na alimentação.

Em [6] se aplica MPC com restrições utilizando um algoritmo preditivo de modelo simplificado que permite eliminar a grande oscilação produzida na composição do produto quando se utilizam controladores SISO (uma entrada-uma saída). Para resolver o problema de otimização das restrições participantes na aplicação de controle preditivo é aplicada programação linear (LP). Esta solução requer modestos recursos computacionais e permite, nesta aplicação, um incremento de 2.5% no fluxo do produto, um incremento de 0.5% na recuperação do produto e um significativo incremento nos benefícios.

Colunas de alta pureza são conhecidas como sistemas fortemente não lineares, portanto um único modelo linear para obter um controle aceitável do processo não é suficiente. Nessa linha podemos encontrar estudos e aplicações em colunas de destilação, que utilizam para o controle preditivo modelos não lineares (NMPC: *Não-linear Model Predictive Control*), modelos quase-linearizados (BGPC: *Bi-linear Generalized Predictive Control*), e outros que utilizam uma linearização iterativa da resposta do modelo (NEPSAC: *Não-linear Extended Prediction Self-Adaptive Control*). Todas estas técnicas utilizam modelos obtidos seja mediante identificação paramétrica, princípios fundamentais de engenharia química, redes neurais ou modelos *fuzzy*.

Um aspecto importante a considerar na aplicação do NMPC com restrições é que, para resolver o problema associado da otimização em cada período de amostragem, utilizam-se métodos de NPL (programação não-linear) como o SQP (programação quadrática seqüencial) que requer um alto tempo de cálculo em relação ao MPC com restrições, o qual utiliza algoritmos QP (programação quadrática) o LP (programação linear) para resolver este problema.

Em [7] foi aplicado com êxito, sobre uma planta piloto de uma coluna de destilação de etanol, um controlador NMPC, tanto em forma teórica como experimental, com um modelo NARIMAX (*Non-linear autoregressive integrated moving average with external input*) para efeitos de predição.

Uma técnica de controle preditivo bi-linear é aplicada a uma coluna de destilação de tolueno em [8] e se conclui que apresenta um desempenho melhor que o controle preditivo generalizado linear (GPC). O modelo reduzido bi-linear para o processo é identificado usando um modelo de ordem completo não-linear, cuja validação foi realizada através de uma planta real.

Em [9], se realiza, sobre uma simulação de uma coluna de destilação de etanol, um grande número de testes para comparar o NMPC padrão com o NEPSAC, tanto do ponto de vista de tempo de cálculo, como de eficiência. O comportamento obtido para os dois controladores foi similar frente a uma mudança na referência de concentração, mas a análise dos esforços de cálculo indica uma clara vantagem do controlador NEPSAC. O período de cálculo para o NEPSAC foi quatro vezes menor que para o NPMC.

Em [10], é aplicado um algoritmo de MPC baseado em uma modelagem com regras *fuzzy* de uma coluna de destilação simulada e se compara com MPC convencional. Os resultados demonstram um melhor desempenho do controlador proposto em termos de efetividade no seguimento das referências e manejo de interações com respeito ao uso de modelos lineares do processo. A principal limitação desta técnica é o tempo necessário para utilizar o conhecimento heurístico da estratégia de controle de um operador humano para a obtenção do modelo do processo.

Uma técnica atrativa para enfrentar o problema das não linearidades do processo de destilação, mediante controladores preditivos, é a identificação *on-line* do modelo do processo (MPC adaptativo). Nessa linha podemos citar o trabalho de Maiti et al [11], onde se investiga a aplicação de um DMC adaptativo para o controle do produto de topo de uma coluna piloto de destilação para problemas “servo” e regulatório. A eficácia do esquema de identificação foi provada com êxito sobre um modelo dinâmico analítico de ordem total de uma coluna de destilação e em provas experimentais.

Em relação ao controle adaptativo aplicado a processos complexos, como a destilação, Mahfoul et al. [10] mostram que, ainda que as técnicas de adaptação *on-line* sejam

razoavelmente bem conhecidas a exigência posta nos esquemas adaptativos para processos reais pode ser extremamente severa, pelo que a sua aplicação industrial está muito longe de ser usual.

A partir da revisão bibliográfica realizada, percebe-se que os processos de destilação são largamente estudados. No entanto, um guia claro que indique quando devem ser aplicadas estratégias de controle avançadas em troca das estratégias de controle tradicionais ainda não está disponível. A escolha de uma técnica de controle adequada para uma coluna de destilação e a sua implementação conveniente é economicamente importante, devido ao efeito do controle na qualidade do produto, na produção e no uso de energia [4].

Outro ponto a destacar é a importância, para efeitos da investigação das técnicas de controle, do uso de simulações a partir de modelos fenomenológicos e de plantas pilotos. Poder dispor de um simulador dinâmico, que represente corretamente o comportamento do processo de destilação para provar estas e outras técnicas de controle tem grandes vantagens; por exemplo, custos de implementação muito menores em relação ao de uma planta piloto ou real, alta disponibilidade temporal, possibilidade de aceleração para os resultados permitindo reduzir os tempos de espera na realização de ensaios, capacitação de operadores, etc. [16].

Tendo em mente as necessidades apresentadas acima sobre o controle das colunas de destilação, principalmente no uso de controle avançado e simuladores do processo de destilação, este trabalho apresenta os seguintes objetivos:

Objetivos

1. Desenvolver uma ferramenta de simulação que permita estudar diferentes estratégias e técnicas de controle em colunas de destilação, apoiadas em controladores PID e principalmente em controle preditivo baseado em modelo. Neste desenvolvimento se considera uma primeira aproximação à simulação da planta piloto construída no LCP-ENQ – UFSC.
2. Estudar aspectos da aplicação do controle preditivo aplicado a colunas de destilação.
3. Provar estratégias de controle mediante MPC para o tipo de planta piloto projetada.

Este trabalho está inserido num projeto mais geral desenvolvido pelos Departamentos de Engenharia Química e de Automação e Sistemas da UFSC, que consiste de uma unidade piloto de destilação, instrumentada com tecnologia *Fieldbus Foundation*, para estudos na formação de

especialistas na área de controle de processos, para atuação nos setores de petróleo e gás natural. Este projeto é resultado de uma parceria entre a UFSC e a Agência Nacional de Petróleo.

O projeto contempla o desenvolvimento paralelo de três trabalhos específicos; o primeiro é a Construção da Planta Piloto de Destilação [2], o segundo é a Instrumentação e Controle da Planta [12] e o terceiro a Simulação do Processo e Controle. Finalmente, e de forma paralela, a terceira etapa, correspondente ao desenvolvimento de um simulador e estudo de estratégias de controle que é o tema desta dissertação.

Para a simulação e controle local do processo, utilizam-se as ferramentas do software HYSYS 3.1; para o controle supervisor, desenvolvem-se algoritmos de controle preditivo mediante o software MATLAB 6.0.

Mediante o modelo de simulação a ser desenvolvido neste trabalho, será possível provar distintas variantes do controlador preditivo baseado em modelo, seja diretamente, com as ferramentas do HYSYS, ou com programas como o Matlab, em tempo real, que dispõem de algoritmos de identificação, otimização e lógica difusa.

Apresentação da Dissertação

A dissertação segue a seguinte ordem:

No capítulo 2 apresenta-se uma revisão dos conceitos relativos ao processo de destilação, às características construtivas de uma coluna típica, à hierarquia do controle e das estratégias de controle mais utilizadas para este tipo de plantas junto com um estudo das estratégias de controle do processo de destilação.

A seguir, no capítulo 3 se apresenta o software HYSYS, suas características principais e o desenvolvimento da simulação da planta piloto, considerando seu controle num primeiro nível.

No capítulo 4, analisa-se o controle da planta simulada com controladores PID descentralizados, fazendo uma comparação entre as estratégias do controle descritas no capítulo 2 e selecionando finalmente a estratégia que será estudada nos capítulos a seguir.

No capítulo 5 se aplicam controladores DMC e GPC no controle do processo, registrando-se o comportamento das variáveis controladas nas mesmas condições estabelecidas no capítulo anterior.

No capítulo 6 apresentam-se as conclusões e perspectivas do trabalho. Finalmente se agregam os anexos do projeto e referências bibliográficas utilizadas.

Capítulo 2

O Processo de Destilação e o Sistema de Controle

2.1 Introdução

Em função dos objetivos deste trabalho apresenta-se neste capítulo, em primeiro lugar, a descrição do processo de destilação, as características construtivas de uma coluna típica e uma análise das estratégias de controle mais comuns aplicadas na indústria, baseadas em controladores PID clássicos. Apresenta-se cada estratégia com suas estruturas de controle e uma descrição de suas variáveis associadas. Também neste capítulo se descrevem critérios e propostas para a seleção da melhor estratégia de controle.

Na segunda parte do capítulo se escolhe um critério para selecionar, posteriormente, a estratégia de controle que se utilizará como base na aplicação do controle com MPC.

As seções 2.2, 2.3 e 2.4 tratam de resultados bem estabelecidos na literatura, e para compô-la, foram extraídas algumas partes de livros e teses recentemente publicadas sobre este assunto.

2.2 O Processo de destilação

A abordagem do tema desta seção será baseada nas referências [25], e [28].

A palavra “destilação” é originária do latim *distillare*, que significa “gotejar”, e descreve o estágio final do processo quando ocorre o gotejamento de um líquido de um condensador para um recipiente de coleta.

A destilação é o processo de separação de misturas líquidas mais utilizado na indústria química. É baseado na diferença de volatilidade dos constituintes de misturas a separar, caracterizado por uma dupla mudança de estado físico. Inicialmente, uma substância no estado líquido é aquecida até atingir a temperatura de ebulição, transformando-se em vapor. Esta fase entra em contato com a fase líquida existindo, assim, uma transferência de massa do líquido para o vapor e deste para aquele. O líquido e o vapor contêm, em geral, os mesmos componentes, mas em

quantidades relativas diferentes. O líquido está em seu ponto de bolha e o vapor em equilíbrio, no seu ponto de orvalho. Existe uma transferência simultânea de massa do líquido pela vaporização, e do vapor pela condensação. O efeito final é o aumento do componente mais volátil no vapor, e do componente menos volátil no líquido. Posteriormente, o vapor é resfriado até que toda a massa retorne ao estado líquido.

A grande vantagem da destilação está no fato de não precisar adicionar nenhuma substância (solvente) para efetivar a separação. No entanto, por envolver a vaporização e a condensação da mistura, são necessárias grandes quantidades de energia.

A maioria dos métodos de separação de misturas homogêneas, por exemplo, a destilação diferencial, por arraste e de equilíbrio, se baseiam na destilação simples, caracterizada pela evaporação parcial da mistura líquida, na intenção de separar seus componentes. As substâncias mais voláteis vaporizam, e ao passarem por um condensador, voltam ao estado líquido, sendo recolhidas em um tanque.

Esse procedimento se aplica normalmente à separação de componentes cujos pontos de ebulição são bem diferentes. Nos processos em que os pontos de ebulição são muito próximos, a destilação simples não permite uma boa separação, sendo necessária repeti-la diversas vezes. Nesse procedimento, conhecido como destilação fracionada, são criados vários estágios de equilíbrio líquido-vapor, onde ocorrem sucessivas destilações, que enriquecem o vapor com o componente mais volátil.

Um estágio pode ser definido como uma unidade de equipamento onde entram em contato íntimo duas fases diferentes, que são depois separadas mecanicamente. O equipamento para tal possui grande diversidade de dimensões e de detalhes de construção, mas apresenta também grandes semelhanças.

Em virtude de razões econômicas, os estágios devem efetuar o contato e a separação da forma mais simples possível. O equipamento mais comumente utilizado, baseado na força gravitacional, é a coluna de destilação.

Refinarias de petróleo são exemplos clássicos onde se usam colunas de fracionamento que processam o óleo bruto para separá-lo em diversos produtos, como: gás liquefeito de petróleo (GLP), gasolina, diesel, solventes, querosene, gás-óleo, óleo combustível residual e asfalto.

Outros exemplos importantes na indústria, sobre tudo no Brasil, são as colunas que

destilam álcool.

2.3 Colunas de Destilação

A abordagem do tema desta seção será baseada nas referências [24], [25] e [27].

Uma coluna de destilação pode operar de duas formas:

- **Contínua:** o equipamento opera de forma permanente, sendo alimentado continuamente;
- **Batelada :** o equipamento é carregado com toda a matéria-prima necessária, o processamento é efetuado, ao final, são removidos os produtos.

Outras formas de classificação das colunas de destilação são apresentadas na Tabela 2.1.

De acordo com	Tipo
Natureza da Alimentação a ser processada	Binárias
	Multi-componentes
Número de correntes existentes	Sem saída lateral
	Com saída lateral (Multi-produtos)
Existência de Alimentação extra	Azeotrópicas (no topo)
	Extrativas (na base)
Condições de operação quanto à pressão	Pressurizadas
	Atmosféricas
	A vácuo
Tipo de dispositivo interno	Recheio
	Pratos

Tabela 2.1: Classificação das colunas de destilação.

Em operações de pequena escala, ou onde o processo corrosivo é muito acentuado, é utilizado o processo em batelada. No entanto, na maior parte das operações de processamento, é economicamente vantajoso manter o equipamento em operação contínua, com o mínimo de perturbações ou de paradas, principalmente nos processos de grande escala. Isto se dá em virtude da maior produtividade e, conseqüentemente, do menor preço unitário do produto. Neste tipo de operação, o tempo não é uma variável na análise do processo, exceto durante o período de partida (*start-up*), que vai do momento de introdução da matéria-prima, até a completa estabilização do processo, ou no período de parada, onde ocorre a situação inversa. Uma operação contínua, onde as

condições operacionais não variam mais com o tempo, é dito estar em regime permanente, ou em estado estacionário. A maioria das colunas de destilação da indústria pode levar horas, ou até mesmo dias para atingir este estágio.

Nestes processos se espera que o desempenho seja o mesmo em todo o momento. No entanto, as condições operacionais não são constantes, devido a inúmeras perturbações existentes. Para contorná-las é necessário o projeto de sistemas de controle robustos, capazes de conduzir e manter o processo funcionando dentro de certos padrões de comportamento, objetivando a qualidade do produto.

Uma coluna de destilação, que possui estágios denominados de pratos ou bandejas, é constituída basicamente dos seguintes componentes:

1. Cilindro vertical, onde ocorre a separação;
2. Pratos, que proporcionam a separação dos componentes;
3. Refervedor, que fornece calor para o processo;
4. Condensador, responsável pela condensação do vapor no topo da coluna;
5. Tanque acumulador, para garantir o refluxo para a coluna;

A Figura 2.1 descreve de maneira simplificada uma coluna binária típica.

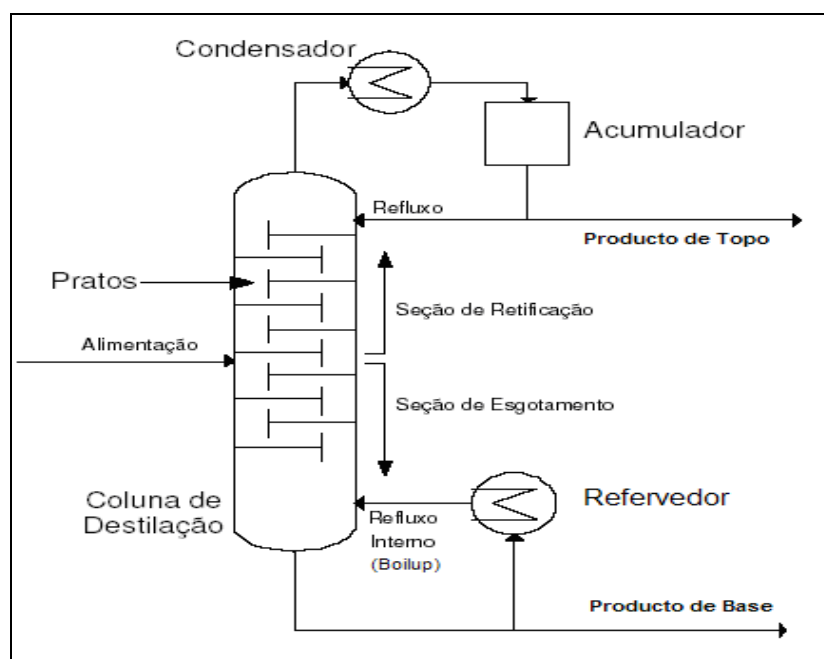


Figura 2.1: Coluna de destilação de pratos ou bandejas

O material de alimentação é introduzido em um determinado ponto da coluna, dividindo-a em duas seções. A seção superior é chamada de retificação, ou seção de enriquecimento, e a seção inferior é chamada de esgotamento, ou empobrecimento, se referindo ao componente mais volátil da mistura. Colunas que possuem diversos pontos de alimentação tornam estas regiões difíceis de serem definidas.

Por gravidade, o líquido flui descentemente, de estágio em estágio, até atingir a base da coluna. Parte deste é enviado a um refeedor (*reboiler*) e outra parte é retirada como produto de fundo. O refeedor fornece energia ao líquido, o qual é parcialmente vaporizado e enviado de volta para a coluna como refluxo interno (*boilup*). Os pratos (Figura 2.2) que compõem os estágios de uma coluna de fracionamento podem ser de diversos tipos: valvulados, borbulhadores, perfurados, etc.



Figura 2.2: Exemplo de um prato perfurado utilizado em colunas industriais

Por sua simplicidade e baixo custo os pratos perfurados são os mais populares.

Em virtude da diferença de pressão mantida pelo refeedor, o vapor escoar para cima, passando pelos orifícios dos pratos e entrando em contato com o líquido ali existente, como ilustra a Figura 2.3.

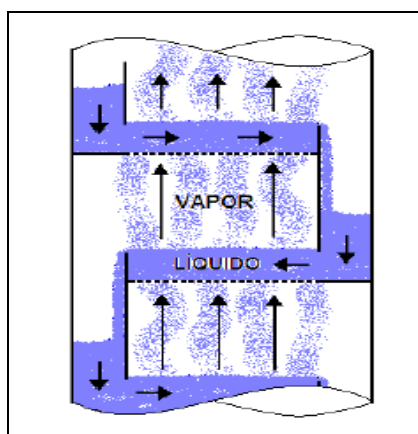


Figura 2.3: Esquema de uma coluna de destilação com pratos perfurados

O líquido escoar para baixo através de vertedouros centrais ou laterais, os quais são responsáveis pela formação do nível em cada prato. A passagem do líquido pelos orifícios dos pratos é impedida pela pressão hidráulica exercida pelo vapor sobre os mesmos.

O líquido em cada estágio é mais rico no componente mais volátil que o vapor que ali chega. Isso faz com que haja um empobrecimento do componente mais volátil no líquido, e um enriquecimento do componente mais volátil no vapor. Em cada prato o sistema atinge o equilíbrio, pois parte do componente menos volátil condensa se tornando líquido, e parte do constituinte mais volátil é vaporizada do líquido.

A fase vapor rica em componente mais leve, ascende à coluna até atingir o topo, passando posteriormente por um condensador. Esse dispositivo possui um fluido refrigerante, que retira o calor do vapor condensando-o. O destilado resultante é armazenado em um tanque acumulador, onde parte é enviada de volta para a coluna como refluxo e outra, retirada como produto de topo. A finalidade do refluxo é evitar com que o número de estágios vá para o infinito. Assim, o refluxo é introduzido na coluna para retirar calor do topo, propiciando a existência de uma fase líquida no último estágio da mesma. A mesma se propaga ao longo da coluna, provocando a ocorrência das fases líquida e vapor, com temperaturas crescentes no sentido da base da coluna.

2.4 Níveis e estratégias típicas de controle de Colunas de Destilação

A abordagem do tema desta seção é baseada na referência [13].

2.4.1 Introdução

Antes de analisar os níveis e estratégias de controle de colunas de destilação utilizados na indústria, é preciso salientar que uma coluna binária, como a mostrada na Figura 2.4, com a simbologia¹ definida na Tabela 2.2, pode ter como único objetivo o controle da composição de uma das correntes de descarga (X_D ou X_B). Este esquema denomina-se “controle singular” de composição (*single-end composition*). Em outras situações, pode-se desejar controlar a qualidade das duas correntes de descarga (X_D e X_B), neste caso temos o denominado “controle dual” (*dual composition*).

¹ A simbologia utilizada para representar instrumentos, dispositivos e sinais neste trabalho é apresentada conforme as referências apesar de não cumprir exatamente com a norma.

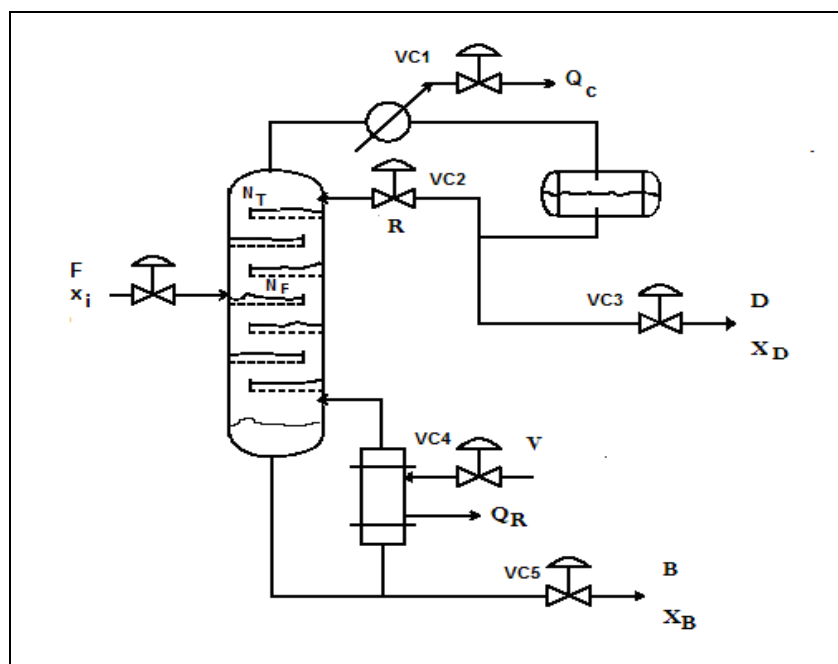


Figura 2.4: Colunas de Destilação Típica com válvulas do controle

SIMBOLO	SIGNIFICADO
D	Vazão de destilado
B	Vazão de fundo ou base
R	Vazão de refluxo
F	Vazão de alimentação
x_i	Fração molar do componente i da alimentação
Q_C	Carga térmica do condensador
Q_R	Carga térmica do refervedor
V	Vazão do fluido de aquecimento do refervedor
N _F	Prato de alimentação
N _T	Número total de pratos
x_D	Fração molar da substância i no destilado
x_B	Fração molar da substância i no produto de fundo
VC1	Válvula do controle Carga térmica do condensador
VC2	Válvula do controle Vazão de refluxo
VC3	Válvula do controle Vazão de destilado
VC4	Válvula do controle Vazão do fluido de aquecimento do refervedor
VC5	Válvula do controle Vazão de fundo

Tabela 2.2: Descrição dos símbolos da Figura 2.4

A coluna de destilação binária típica de N_T pratos, mostrada na Figura 2.4, é alimentada no prato N_F (prato de alimentação) com uma vazão F que contém certa fração molar, X_i , do componente mais volátil da mistura. O objetivo neste caso pode ser o “controle singular” da coluna em que o destilado (ou produto de topo) seja extraído da coluna com uma vazão D e com uma fração molar X_D maior que X_i .

O “controle singular” é o mais comum na indústria, pois é muito difícil operar a coluna sob o controle dual devido aos seguintes fatores:

- (a) Alta interação entre as malhas, dificultando a operação da coluna e a sintonia dos controladores;
- (b) Dificuldade em inferir (através da temperatura) a qualidade da separação da composição, considerando que o sistema de controle deve trabalhar com 2 medições de temperatura, o que pode ser tecnicamente inviável, pois a coluna pode apresentar apenas um prato sensível, em relação à mudança de temperatura com as variáveis manipuladas [13].
- (c) Pode não ser economicamente atrativo, pois se a diferença entre a economia conseguida com o controle singular, X_D ou X_B , (mais simples) e dual (X_D e X_B), for pequena, a complexidade desse último não é compensada [13].

2.4.2 Hierarquia do Sistema de Controle para uma coluna

Industrialmente, para esse tipo de processo, a hierarquia do controle tem três níveis, como ilustra a Figura 2.5. O primeiro nível, tradicionalmente composto por controladores PID, tem

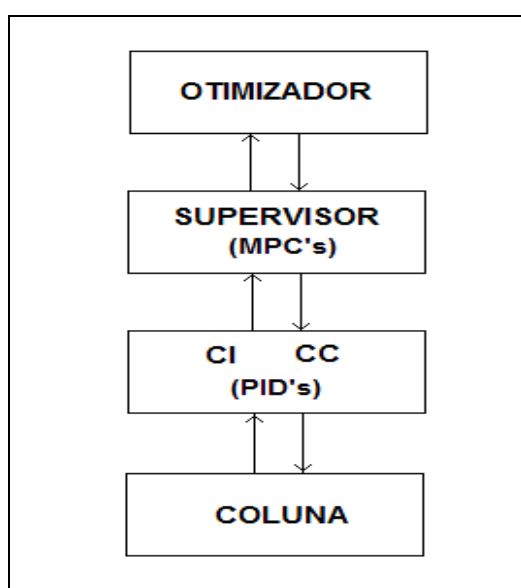


Figura 2.5: Hierarquia de controle

dois objetivos bem definidos: controle dos balanços de massa e energia da coluna (denominado Controle de Inventário (CI)) e controle da qualidade do processo (denominado Controle da Composição (CC)). O controle do inventário é a primeira condição que deve ser estabelecida na partida e operação de uma coluna de destilação.

O segundo nível de controle, normalmente baseado em controladores preditivos (MPC), tem como objetivo diminuir o efeito das interações entre os diferentes controles de nível 1 e manter o sistema dentro do conjunto de restrições operacionais. Este controle de segundo nível é multivariável e tem importância principalmente no caso de controle dual da composição, o qual é mais crítico por causa das interações.

O nível mais alto corresponde ao da otimização, o qual, baseado em objetivos econômicos, determina as referências do controlador MIMO (múltiplas entradas-múltiplas saídas), de forma a minimizar o uso de certos insumos associados à produção ou maximizar a extração de certos componentes destilados.

É preciso acrescentar também que ainda existe a possibilidade de controlar diretamente o primeiro nível da hierarquia do controle com controladores preditivos. Prefere-se, entretanto, por razões de segurança no manejo da planta, manter controlado o processo, neste primeiro nível, com controladores tradicionais de tipo PID clássicos, os quais são mais bem conhecidos pelos operadores das colunas. De todas as formas, com as novas tecnologias, principalmente sistemas de controle distribuído, os usuários dispõem de blocos funcionais que permitem implementar, com confiabilidade, controladores preditivos no nível básico do controle.

Neste trabalho serão analisadas estratégias com controladores preditivos nesse nível básico, e também em um nível supervisor sobre controladores PID.

2.4.3 Estratégias de Controle

A definição da estratégia de controle a ser adotada é uma tarefa complexa, que requer um profundo conhecimento do processo de destilação e de teoria de controle. Como é sabido, a definição da estratégia de controle diz respeito a determinar que variáveis devam controlar-se, quais devem ser manipuladas e como devem interconectar-se.

A seguir são descritas estratégias de controle de uso industrial, correspondentes ao primeiro nível da hierarquia de controle, e relacionadas com o Controle de Inventário e o Controle da Composição.

Estratégias para Controle de Inventário

O controle de inventário da coluna: *holdup* de líquido e/ou vapor nos pratos, base, condensador e tanque de refluxo, é a primeira condição que deve ser estabelecida na partida e operação de uma coluna de destilação. Este controle é realizado através da manipulação dos fluxos de massa e energia da coluna (vazões de: alimentação, fluido refrigerante, vapor de água, destilado e resíduo).

O acúmulo de destilado e de produto de fundo no tanque de refluxo e fundo da coluna, respectivamente, são necessários, pois, normalmente, a retirada de produtos é realizada com o auxílio de bombas. Portanto, faz-se necessária a existência de acúmulo de líquido na sucção dessas bombas para evitar a sua cavitação, ou que elas funcionem sem líquido para bombear. Além disso, esses acumuladores atenuam possíveis variações na qualidade dos produtos, pois funcionam como tanques-pulmão. Assim é necessário acrescentar duas válvulas de controle, cada uma controlando um nível.

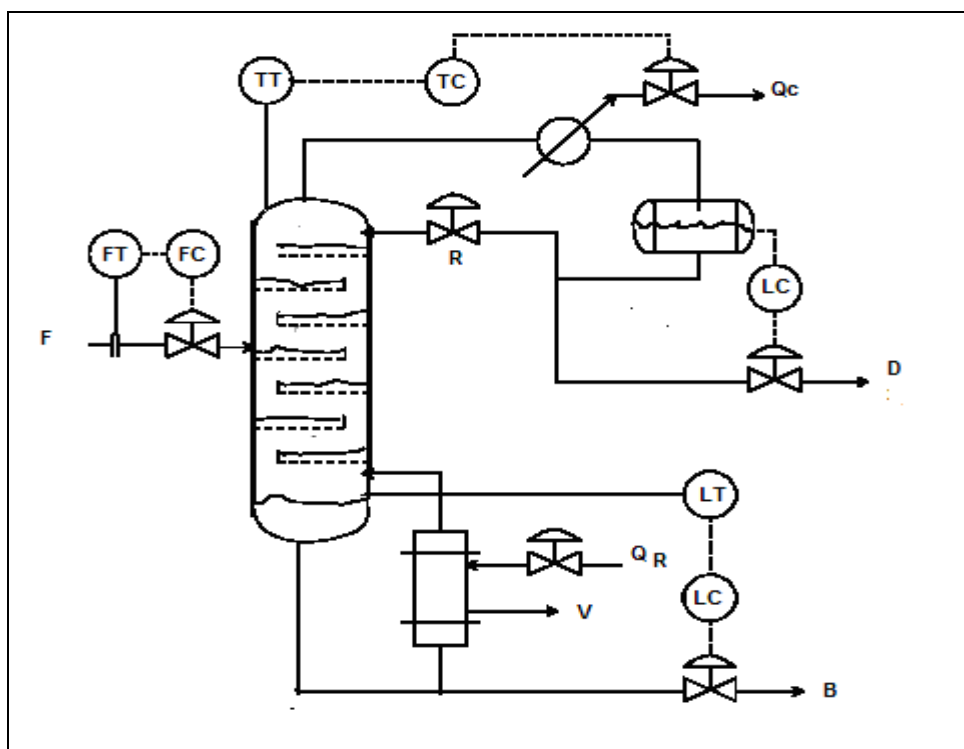


Figura 2.6: Controle de Inventário, controle do nível do tanque de refluxo

Por exemplo, de acordo com a Figura 2.6, para controlar o nível do tanque de refluxo (acumulador), poderia manipular-se a vazão do destilado (D), enquanto que para controlar o nível do fundo da coluna pode manipular-se a vazão do produto de fundo (B). Uma alternativa ao uso de válvulas para a manipulação de vazões é a aplicação, cada vez mais freqüente, em colunas, de bombas controladas com reguladores de velocidade.

Para manter uma operação estável nas colunas de destilação, é essencial manter as correntes de alimentação constantes. Portanto, uma malha de controle da vazão de alimentação deve ser implantada. A composição da alimentação geralmente tem grande influência sobre a operação das unidades de destilação, mas, infelizmente, essa variável muito raramente pode ser controlada. No entanto, estratégias de controle podem ser montadas de forma a levar em consideração as mudanças na composição da carga (controle *feedforward*).

As condições térmicas da alimentação determinam a quantidade de calor que deve ser suprida pelo refeedor. Para uma eficiente separação, geralmente é desejável que a alimentação esteja no seu ponto de bolha. Para tanto, a menos que a alimentação da coluna seja proveniente de uma coluna de destilação anterior, uma fonte externa de calor será necessária (trocadores de calor ou fornos).

Temperatura constante da alimentação não significa necessariamente entalpia constante desta corrente. Se a composição varia, o ponto de bolha também se modifica. Como regra prática, a temperatura da alimentação é fixada no ponto de bolha do componente mais pesado, assim os componentes mais leves serão vaporizados, porém o possível excesso de vapor pode, depois, ser compensado pelo sistema de controle da coluna de destilação.

No controle do nível do fundo da coluna deve-se tomar cuidado devido à possibilidade de ocorrer resposta inversa. O aumento da carga térmica do refeedor irá diminuir o nível depois de decorrido um tempo relativamente longo, entretanto o efeito imediato é o aumento da vazão interna de vapor provocando o incremento do nível devido ao maior borbulhamento (expansão do nível aparente de líquido) no fundo e nos pratos. Como um maior nível dos pratos implica maior vazão de líquido descendo pela coluna, o nível aparente da base da coluna aumenta. Na Figura 2.7 observa-se a válvula de controle manipulando a vazão do fluido de aquecimento (V), ou seja, a carga térmica ao refeedor (Q_R).

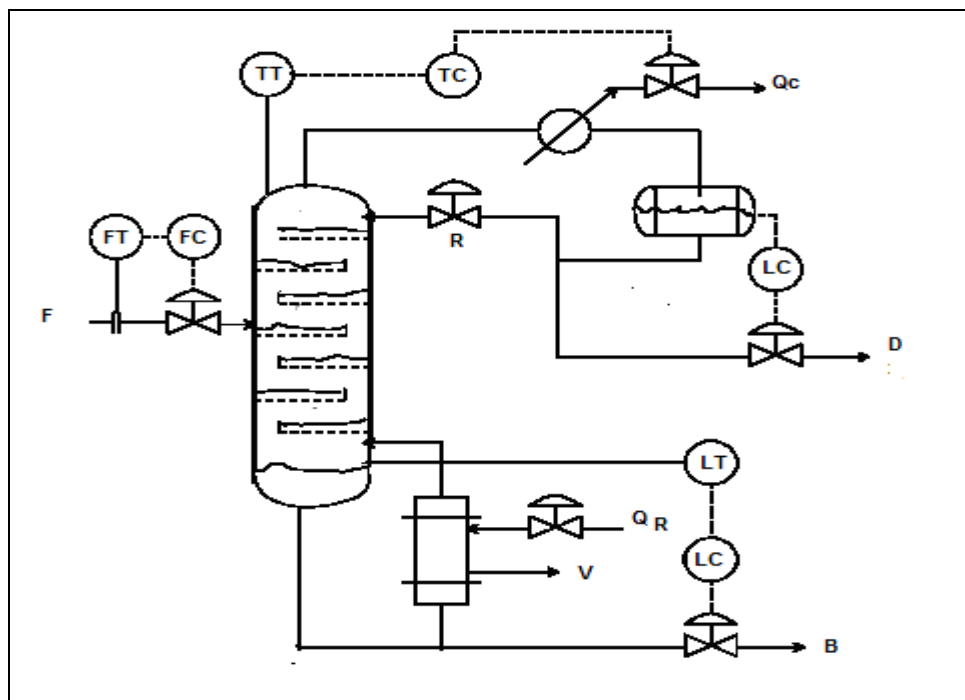


Figura 2.7: Controle de Inventário, controle do nível do fundo

Estratégias para o controle da Composição

Outra condição de controle de uma coluna de destilação é o da composição das correntes de saída. A definição da variável controlada depende do sensor que será instalado. Por exemplo: a variável controlada será a pureza da corrente do destilado (99,3%) ou a impureza (0,7%). Também se pode optar pela corrente do fundo, ou pelas duas.

A escolha dos pares variáveis manipuladas-variáveis controladas (MV-PV) e, conseqüentemente, da localização das válvulas de controle, deve ser realizada considerando as possibilidades deixadas pelo controle de inventário. Essa escolha é dificultada pelo grande número de combinações existentes.

Uma decisão também complicada é quanto ao tipo e localização do sensor. Colunas de destilação são processos com variáveis distribuídas, isto é, processos cujas propriedades mudam com a posição espacial. Composições, temperaturas e pressões se modificam ao longo da coluna. A escolha apropriada do local de instalação do instrumento é fundamental para a eficiência do sistema de controle.

Na maioria das aplicações a composição é inferida a partir da temperatura, porém, nem sempre esse sistema é eficaz, principalmente para misturas multicomponentes; nesses casos a instalação de analisadores é imprescindível [13]. A escolha correta do local onde será coletada a amostra para ser analisada por um instrumento de medição da composição é fundamental para uma operação estável e efetiva do sistema de controle. As amostras podem ser coletadas na fase vapor e líquida. A coleta na fase vapor é mais complexa, pois requer que o sistema de amostragem impeça a condensação dos vapores nas suas linhas. A definição do local de amostragem tem que levar em consideração dois aspectos: quanto mais perto do local de retirada do produto, menos atraso existe (tempo morto e constante de tempo menor), por outro lado, quanto mais perto da alimentação, mais rapidamente a perturbação é conhecida.

A estratégia mais comum para controlar a qualidade do produto de topo é modular a vazão de refluxo da coluna (R), pois a destilação alcança a separação das substâncias devido ao contato em contracorrente de vapor e líquido. Portanto, uma quantidade contínua de líquido deve ser fornecida no topo da coluna (refluxo), enquanto que o vapor é suprido pela vaporização do líquido que acumula no fundo da coluna (o refeedor fornece o vapor). Conseqüentemente as taxas de refluxo e vaporização estão de mãos dadas na determinação da composição dos produtos de uma unidade de destilação. Existem muitas maneiras de controlar a qualidade do destilado no produto de topo. Por exemplo, quando dispomos da análise em linha da composição do topo (AC), este sinal pode ser utilizado como variável medida, conforme Figura 2.8. Observe que o controlador de vazão de refluxo FRC (controlador escravo) está em cascata com o controlador de composição ARC (controlador mestre).

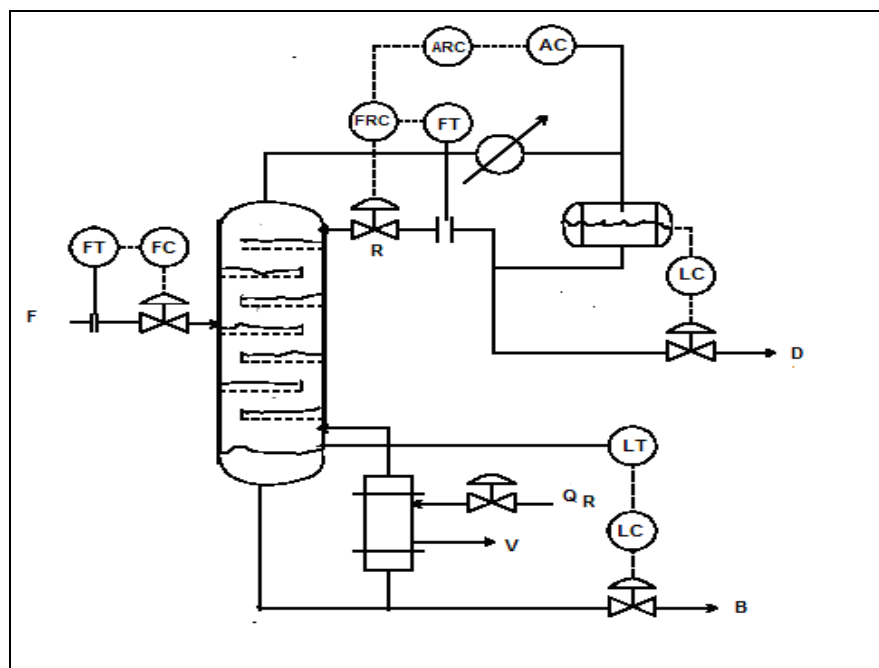


Figura 2.8: Controle de Composição

Controle da Composição do Produto de Fundo

Normalmente, deseja-se especificar o destilado, porém, às vezes, a corrente do fundo é que deve ser especificada. Neste caso, estratégias análogas às empregadas para controle da composição do topo podem ser usadas como se mostra na Figura 2.9, onde a variável medida é a composição do fundo (AC), ou a temperatura em algum ponto da seção de esgotamento (controle inferencial), e a variável manipulada é a vazão de vapor para o refeedor, Q_r .

A Figura 2.9 mostra o controle cascata utilizado para esta estratégia: Na malha interna o controlador de razão FRC recebe a referência do controlador de composição ARC.

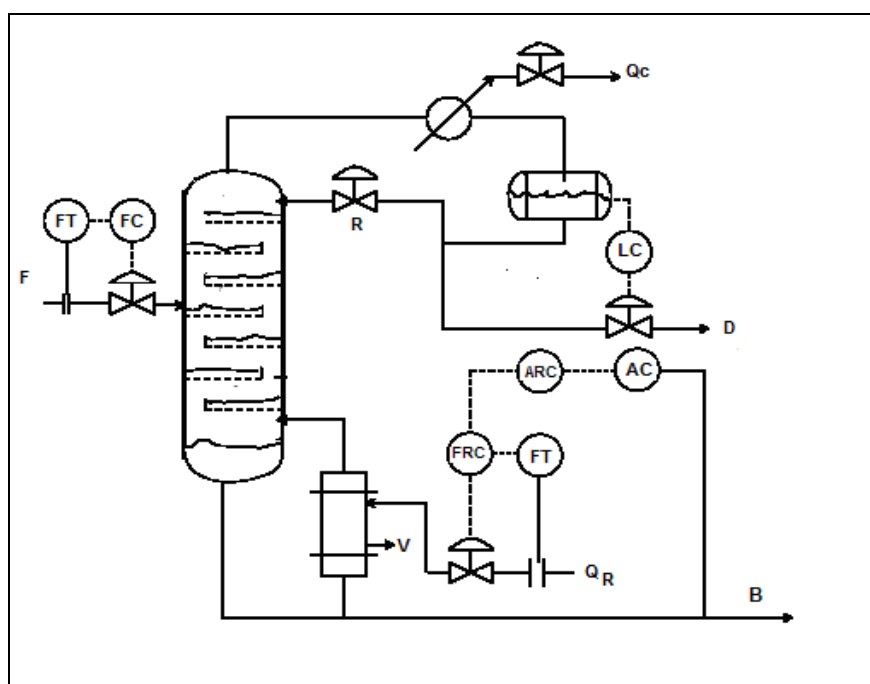


Figura 2.9: Controle da Composição da base

2.4.4 Resumo de estratégias para o controle de uma coluna de destilação binária

A seguir apresentam-se algumas estratégias utilizadas para o controle de colunas de destilação binárias.

É prática comum na indústria utilizar a nomenclatura apresentada a seguir para se referir a qual é a variável manipulada selecionada para o controle da composição. Por exemplo, a estratégia R-V significa que a composição de topo se controla manipulando a vazão de refluxo (R) e a composição de fundo, manipulando a vazão do fluido de aquecimento do refeedor (V).

São apresentadas no que segue as estratégias RV, DV, RR-V, R-B e RR-BR.

- (a) **R-V:** A vazão de refluxo (R) é a variável manipulada que controla a composição do destilado (AC). A carga térmica do refeedor controla, através da manipulação da vazão V de fluido de aquecimento, a composição da base da coluna. Na sua versão singular, é a estrutura de controle mais comum, e mostra-se na Figura 2.10. O nível do tanque de refluxo é controlado pela vazão de destilado, enquanto o nível da base da coluna é controlado pela vazão de fundo (B). A sintonia dos controladores de nível pode ser menos vigorosa e com apenas ganho proporcional, o que permite uma operação mais suave nas unidades a jusante da coluna.

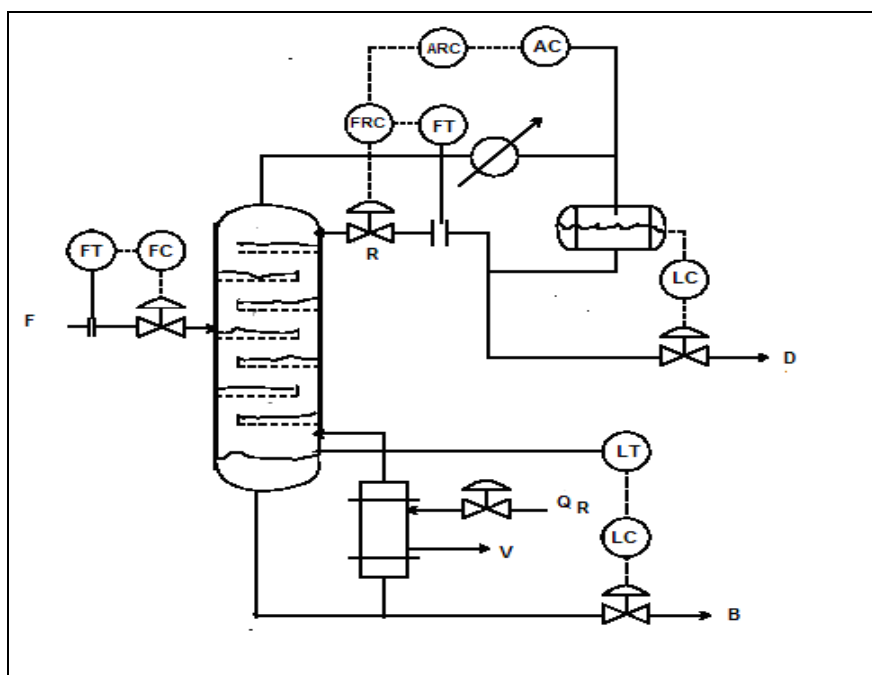


Figura 2.10: Controle composição do destilado, estratégia R-V singular

- (b) **D-V:** Nesta estrutura a vazão de destilado (D) é a variável manipulada que controla a composição do destilado (AC). A carga térmica do refeedor, manipulada pela vazão V, controla a composição da base da coluna. O nível do tanque de refluxo é controlado pela vazão de refluxo, enquanto o nível da base da coluna é controlado pela vazão de fundo. Nesse caso, a sintonia do controlador de nível do refluxo deve ser mais vigorosa, para que as mudanças na vazão do destilado sejam rapidamente transmitidas à coluna através do refluxo. Este esquema é utilizado quando a razão de refluxo (razão entre vazão de refluxo e vazão de destilado) for grande, maior que quatro. A Figura 2.11 mostra esta estratégia na em sua versão singular.

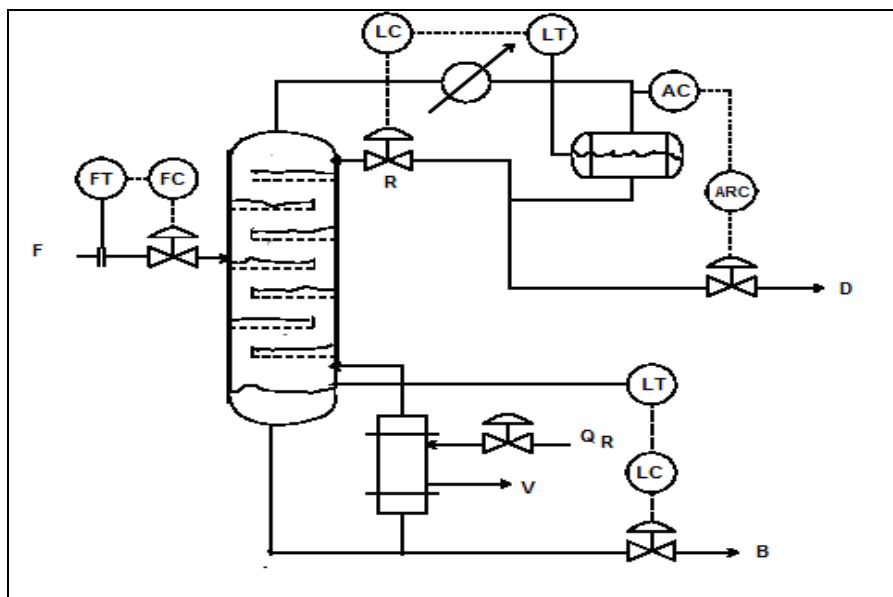


Figura 2.11: Estratégia de controle D-V, versão singular

- (c) **RR-V:** Neste esquema, mostrado na Figura 2.12, a razão de refluxo (RR: quociente entre vazão do refluxo e vazão de destilado) é a variável manipulada para controlar a composição do destilado (AC). A saída do controlador de composição (ARC) define a razão de refluxo para a composição do destilado desejada. O bloco RR calcula o SP para o controlador de fluxo, que atua sobre a válvula de controle do destilado, baseado na medição do transmissor de vazão de refluxo (FT).

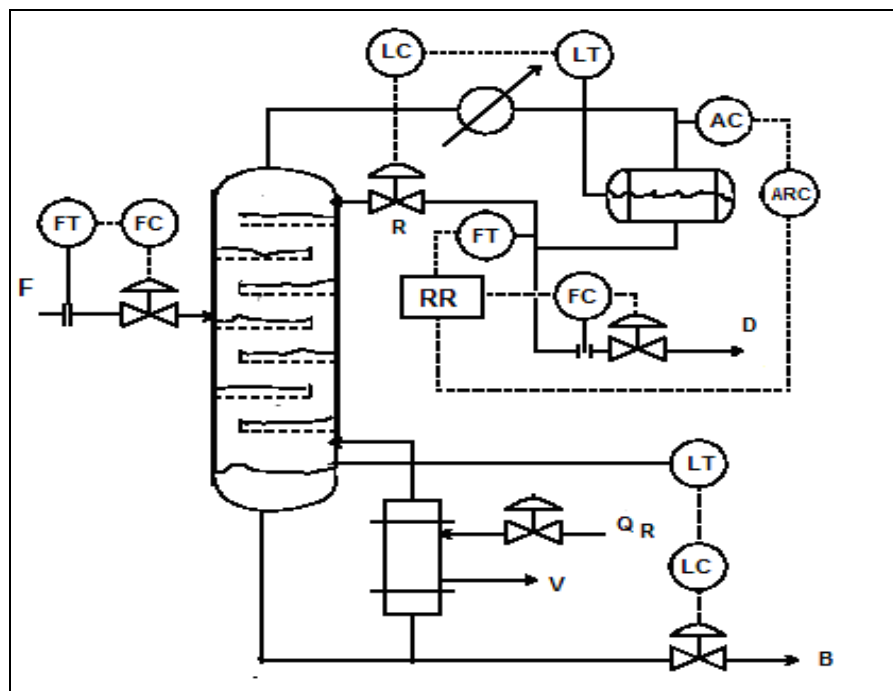


Figura 2.12: Estratégia de controle RR-V para a composição destilado, versão singular

O nível do tanque de refluxo é controlado pela vazão de refluxo (R). A vazão V, que define a carga térmica do refeedor, controla a composição da base da coluna. Este esquema também introduz ação *feedforward* na malha de controle da composição do destilado, pois mudanças no refluxo são imediatamente reconhecidas. A Figura 2.12 mostra a versão singular para composição destilado.

- (d) **R-B:** Neste caso, como se observa na Figura 2.13, a vazão de refluxo é a variável manipulada para controlar a composição do destilado. A vazão do fundo (B) controla a composição da base da coluna. Neste caso, deve-se tomar cuidado, pois uma resposta inversa pode ocorrer na malha de nível da base da coluna.

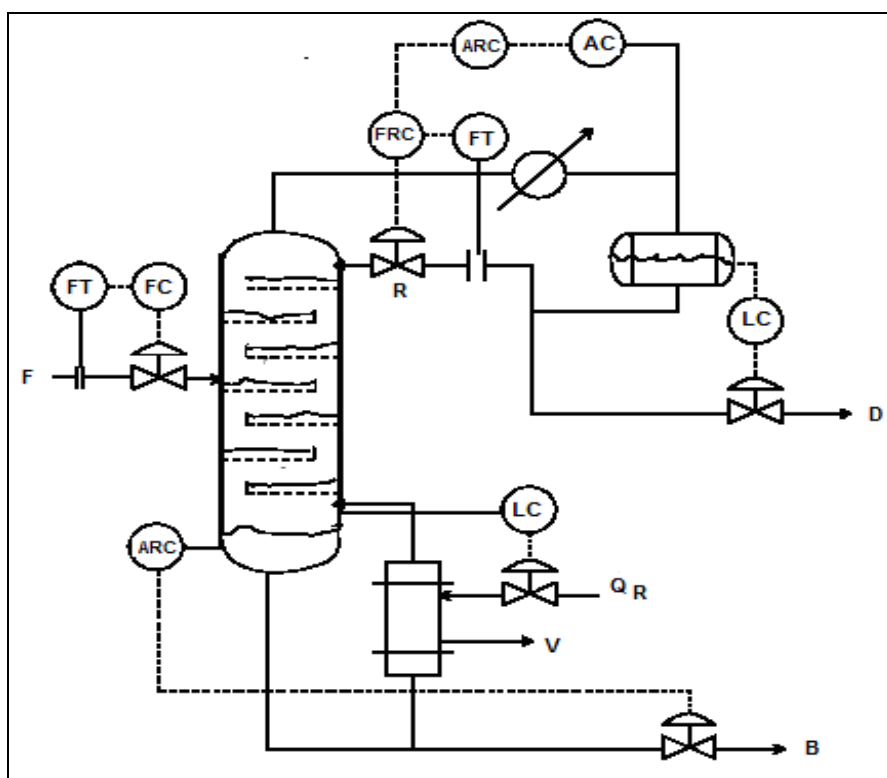


Figura 2.13: Estratégia de controle R-V, versão dual

- (e) **RR-BR:** Nesta estrutura, como mostra a Figura 2.14, a razão de refluxo (RR) é a variável manipulada que controla a composição do destilado (AC). A razão carga térmica/vazão de resíduo (BR) controla a composição da base da coluna. Também aqui se introduz ação *feedforward* nas duas malhas de controle da composição.

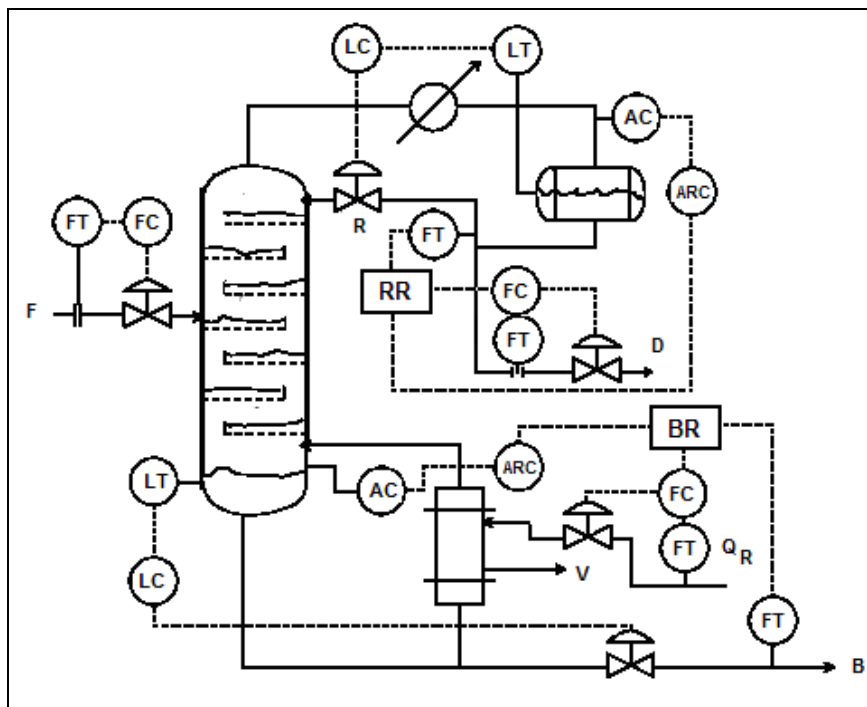


Figura 2.14: Estratégia de controle RR-BR

As estratégias apresentadas são as mais comuns na indústria e consideram apenas as malhas de controle local e o controle monovariável das composições.

Critérios da seleção da melhor estratégia

Em primeiro lugar, deve-se considerar que a seleção da estratégia de controle de uma coluna tem um grande efeito sobre o controle da destilação; em certos casos, ainda mais que a aplicação do controle convencional ou avançado. Por este motivo um número significativo de publicações tem sido feito em direção da seleção da estratégia de controle. Várias técnicas de estado estacionárias e dependentes da frequência foram desenvolvidas para determinar qual estratégia é melhor. Técnicas tais como o arranjo de ganhos relativos (RGA), dinâmico e estático, índice de elasticidade de Morari (MRI), e o ganho de distúrbio em malha fechada (CLDG: *closed-loop disturbance gain*), têm sido recomendados para determinar a configuração apropriada [1].

Shinsky [3] propõe um conjunto de guias gerais para identificar a melhor configuração baseado no RGA em estado estacionário. Esta técnica tem sido amplamente usada em controle de processos para identificar antecipadamente estruturas de controle e a caracterização do grau de interação do processo entre variáveis controladas e manipuladas [14].

Uma técnica mais recente, baseada na predição da variabilidade do produto [1], utiliza dados de distúrbio do processo e aplica técnicas de processamento de sinais para extrair informação de amplitude e frequência. A mudança na composição da alimentação é o distúrbio dominante que afeta a uniformidade do produto em colunas de destilação. Este distúrbio pode ser representado por uma série de ondas senoidais usando a transformada de Fourier. Devido a que muitos processos, incluindo as colunas de destilação, apresentam um comportamento linear para pequenas mudanças de amplitude senoidal em torno do ponto da operação, um modelo dinâmico e linear *tray to tray* (prato a prato) do processo de destilação, obtido com dados do processo, combinado com a transformada de Fourier do sinal da composição de alimentação podem ser utilizados para prever a variação resultante na composição de produto.

Xiong et al. [15], utilizam o ganho em estado estacionário e a largura de banda das funções de transferência do processo como um novo critério de seleção de variáveis para formar as malhas e os controles de processos multivariáveis. Comparado com métodos existentes, este método é simples, efetivo e fácil de entender e aplicar por engenheiros de controle.

Todas estas técnicas da seleção da melhor estratégia poderão ser testadas e comparadas mediante o simulador a desenvolver.

Das técnicas referidas se escolherá, devido principalmente a sua simplicidade e aos resultados já comprovados na prática, a RGA em estado estacionário, para analisar, no capítulo 4, as configurações propostas. Esta análise será acompanhada com o estudo do comportamento dinâmico do processo frente a mudanças de referências da composição e distúrbios na composição de alimentação.

2.5 Conclusões

Neste capítulo foi apresentado uma revisão dos principais conceitos do processo de destilação, do funcionamento da coluna e dos sistemas básicos de controle. A análise permite entender os principais problemas de controle associados ao processo e que serão tratados neste trabalho.

Nos próximos capítulos desenvolve-se o simulador, se provam as distintas estratégias propostas num primeiro nível da hierarquia de controle, e se seleciona uma delas com base no critério RGA e no comportamento diante mudanças de referências na composição do destilado e

distúrbio na composição da alimentação. Sobre esta estratégia selecionada se estuda o comportamento da planta diretamente com DMC, em substituição dos controladores PID.

Finalmente, aplica-se controle supervisor com algoritmos GPC desenvolvidos em Matlab, sobre malhas PID da estratégia selecionada.

Capítulo 3

Modelo da Simulação do Processo com HYSYS

3.1 Introdução

A crescente demanda em produtos, com qualidades cada vez mais rigorosas, tem levado as unidades industriais a operarem seus processos cada vez mais próximos de suas restrições. Isto faz com que a engenharia de controle necessite cada vez mais de modelos realistas, em estado-estacionário e dinâmico, para analisar melhor a estabilidade, robustez e desempenho dos sistemas de controle dos processos químicos.

Na indústria de processos está muito disseminado o uso de simuladores, principalmente em setores de alto risco, como o nuclear e o petroquímico. Nestes setores é muito importante treinar os futuros operadores da sala de controle assim como prever o comportamento do processo. Seu uso é extensível a grande quantidade de indústrias e suas aplicações, que além do treinamento de pessoal, permitem uma gama ampla de aplicações de estudos da partida de plantas (*start-up*), otimização dos processos, prova de distintas técnicas de controle, etc., sendo, em muitas situações, obrigatório que os operadores realizem cursos específicos sobre operação dos processos em salas de treinamento [16].

As características principais dos simuladores de processos são as seguintes:

1. Comportamento dinâmico: eles consideram a evolução temporal do processo;
2. Interativos: permitem que o usuário interaja em todo momento com ele, como faria sobre o processo real;
3. Tempo Real: um segundo de simulação corresponde a um segundo de evolução do processo real;
4. Perturbações e mau funcionamento: simula ruídos provocados por perturbações do processo, assim como o mau funcionamento nos dispositivos do processo;

As vantagens do uso de simuladores, entre outras, referem-se a sua alta disponibilidade temporal, não necessidade da planta real, possibilidade de aceleração para os resultados, permitindo reduzir os tempos de espera nas ocasiões em que os processos são lentos e as respostas das atuações efetuadas sobre eles, são, portanto, também lentas.

Neste contexto, o software HYSYS é um simulador que tem todas as características mencionadas anteriormente e que está orientado a processos químicos [17].

A seguir se faz uma breve descrição do software HYSYS, continuando com o desenvolvimento do modelo de processo. Também, configura-se a comunicação do HYSYS com Matlab, para a aplicação do controle supervísório no capítulo 5. Finalmente, apresentam-se as conclusões deste capítulo.

3.2 Software HYSYS

HYSYS é um simulador de processos híbrido que tem, ainda, capacidade para comunicar-se com softwares específicos de controle industrial e outros, de aplicações gerais, como o Matlab.

O simulador foi desenvolvido no ambiente *Windows* e orientado a objetos e eventos, com compatibilidade OLE (*Object Link Embeding*) permitindo que o simulador execute funções de outros programas. O programa também disponibiliza os serviços DDE (*Dynamic Data Exchange*), os quais permitem transmitir e receber dinamicamente dados de outros programas.

As operações unitárias são modulares, utilizam modelos rigorosos e são combinadas com um algoritmo de solução não-sequencial. Neste algoritmo as informações são processadas e os resultados de alguns cálculos são automaticamente propagados no fluxograma para frente e para trás.

3.3 Montagem do modelo do Processo de Destilação

Para a construção do modelo da planta piloto, considera-se que se trata de uma primeira aproximação da planta piloto de destilação, instalada no LCP-ENQ desta Universidade. Esta planta piloto se encontra em sua etapa de instrumentação e em provas do processo de destilação de etanol de uma mistura de água com etanol (ver Anexo 1). A montagem desta primeira versão do simulador da planta tem como objetivos principais o desenvolvimento de uma ferramenta e procedimentos que permitam configurar e provar diferentes estratégias de controle do tipo local e supervísório, baseados em controladores PID e MPC.

Também é necessário esclarecer que o software HYSYS apresenta certas limitações para a configuração e instrumentação dos processos devido ao fato de que os dispositivos mais complexos, como as colunas de destilação, apresentam características construtivas particulares as quais não permitem adaptar-se fielmente a todas as situações reais.

Pelos motivos acima expostos é que o autor deste trabalho descarta e substitui alguns elementos do processo real, os quais se detalham a continuação, sem, no entanto, tirar realismo à simulação.

1. Utiliza-se um refeedor em substituição do trocador de calor, utilizado na planta real para vaporizar o produto da base;
2. Considera-se que o condensador faz o papel de condensador e acumulador simultaneamente;
3. Não se consideram as bombas utilizadas na planta piloto real para promover a circulação dos fluídos. A dinâmica destas bombas sim duvida devera ser incorporada ao simulador em uma versão mais atualizada do simulador.

3.3.1 Desenvolvimento do Modelo Estático

Para a montagem do modelo dinâmico do processo no HYSYS, inicialmente é necessário construir o modelo estático. A Tabela 3.1 resume as especificações para a obtenção do modelo estático da Coluna de Destilação de Etanol. Estas especificações correspondem a dados reais da planta piloto em construção e foram fornecidos pelos responsáveis pelo processo. Estes dados serão utilizados no desenvolvimento do simulador, em suas distintas etapas, abaixo listadas:

1. Definição de unidades
2. Seleção do *Property Package* para cálculos termodinâmicos
3. Seleção de componentes
4. Construção do *Fluxograma*
5. Convergência

Item	Especificações
Tipo do Prato	<i>Sieve (prato perfurado simples)</i>
Dimensões Coluna e Pratos	<i>Tray Dimension</i> <i>Tray Space: 15 cm</i> <i>Diameter: 20 cm</i> <i>Weir Height: 3 cm</i> <i>Weir Length: 10 cm</i>
Número de Pratos	13
Prato de Alimentação	04
Nome da Alimentação	<i>Feed</i>
Tipo de Condensador	Total
Nomes das correntes de matéria e energia	<i>Qr; Qc; Distillate, Bottoms</i>
Pressão Refervedor	1.01 atm.
Pressão Condensador	1.00 atm.
Queda de Pressão no condensador	0.00 atm.
Razão de Refluxo	1.5
Concentração da Alimentação (líquida)	<i>Mole Fraction Ethanol: 0.35</i> <i>Mole Fraction H₂O: 0.65</i>
<i>Vapour/Phase Fraction</i> (fração de vapor na alimentação)	0
Vazão Volumétrica de Alimentação (<i>Std Ideal Liq Vol Flow</i>)	50 L/H
Vazão Volumétrica de Destilado (<i>Std Ideal Liq Vol Flow</i>)	25 L/H
Temperatura da Alimentação	75 °C

Tabela 3.1: Especificações para o modelo estático da planta

Definição de Unidades

O primeiro passo na construção de um novo caso (*New Case*) de simulação é escolher o conjunto de unidades com o que se prefere trabalhar [30]. HYSYS não permite modificar os três conjuntos de unidades básicos (*SI, EuroSI, Field*) que traz incorporados, mas possibilita gerar, a partir deles, um novo conjunto que se ajuste a nossas exigências/preferências. Para este passo se utiliza a janela da Figura 3.1.

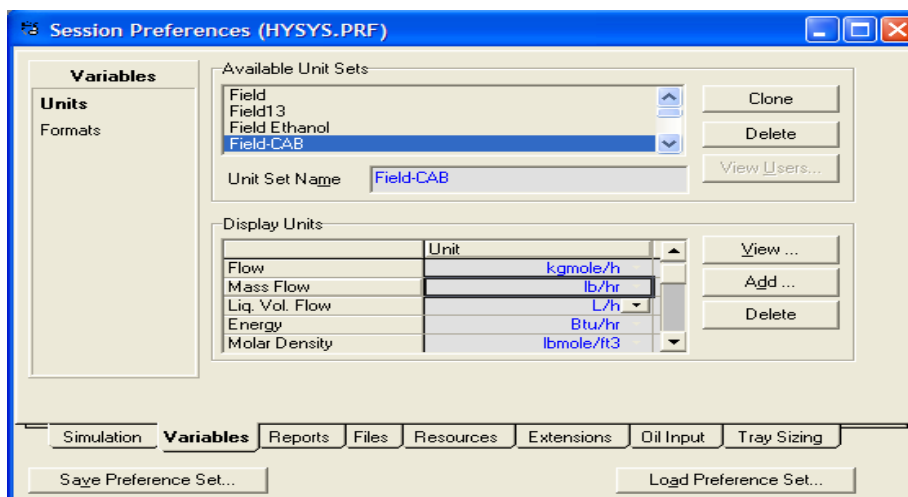


Figura 3.1: Conjunto de Unidades

Seleção do *Property Package* para cálculos termodinâmicos

O próximo passo é criar o *Fluid Package* [30]. Este contém os componentes e o método escolhido para a predição de propriedades físico-químicas. Para nosso exemplo utilizaremos o método de cálculo denominado UNIQUAC (*Universal Quase-Chemical Theory*), que contém modelos termodinâmicos baseados no conceito de composição local aproximada [20]. Ver janela Figura 3.2.

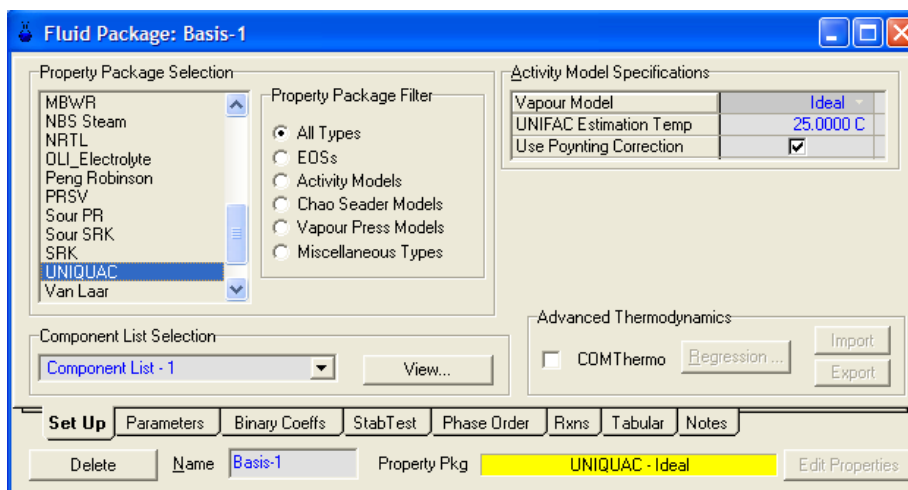


Figura 3.2: Seleção de *Fluid Package*

Seleção de Componentes

O seguinte passo é adicionar os componentes considerados, neste caso, Etanol e Água.

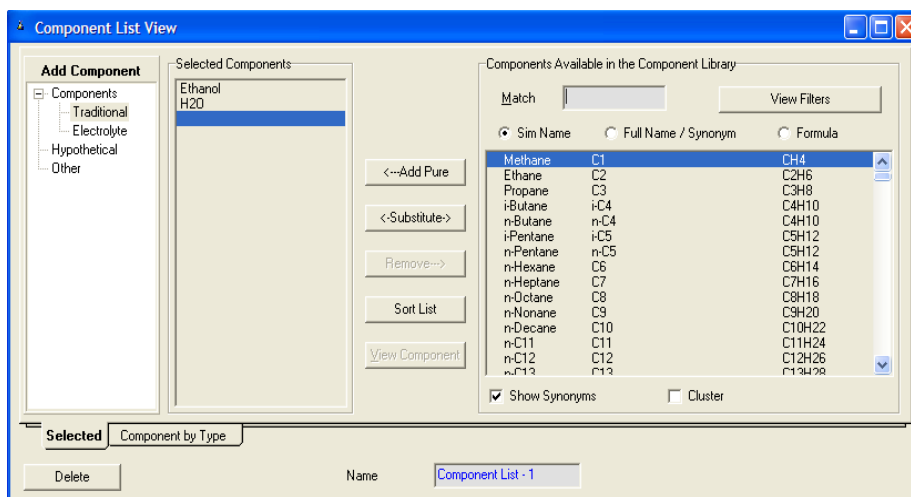


Figura 3.3: Adição de Componentes

Construção do Fluxograma

A inserção da coluna pode realizar-se a partir do PFD (ferramenta do HYSYS de construção primária para instalação de fluidos e operações) [30]. Pressionando F3 aparece a barra de objetos, como se mostra na Figura 3.3, onde é possível selecionar o esquema da coluna com seu correspondente condensador e refeedor.

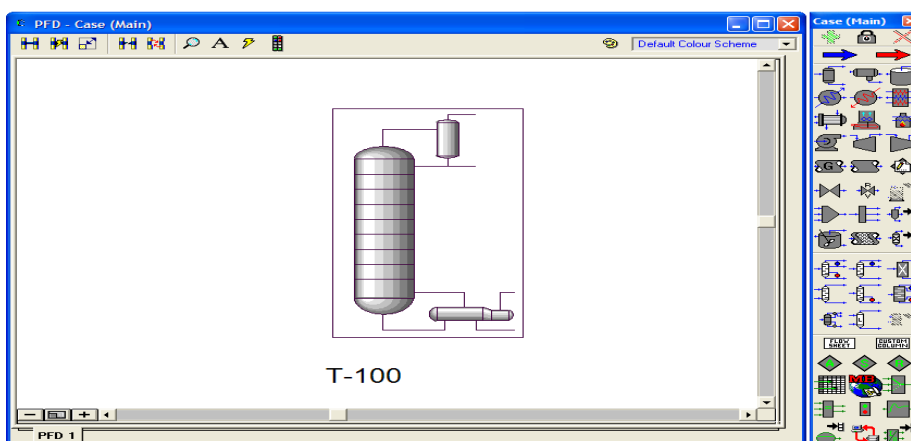


Figura 3.4: Inserção de Coluna

Abrindo a coluna, e mediante a primeira janela intitulada *Distillation Column Input Expert*, mostrada na figura 3.5, nos guiamos no preenchimento de dados que definem este sistema.

Utiliza-se um total de quatro janelas (1/4, 2/4, 3/4 e 4/4), tais como mostram as Figuras 3.5 a 3.8, avançando às seguintes janelas mediante a opção *next*. As figuras são auto-explicativas e já aparecem os campos preenchidos com as escolhas feitas. Na janela 3 (Figura

3.7) os dados solicitados são opcionais e não foram preenchidos [30].

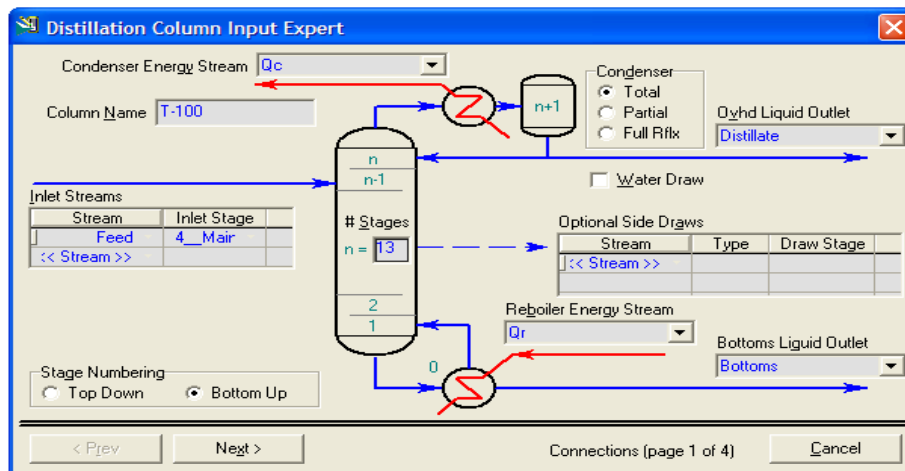


Figura 3.5: Configuração de Coluna, janela 1/4 (uma de quatro)

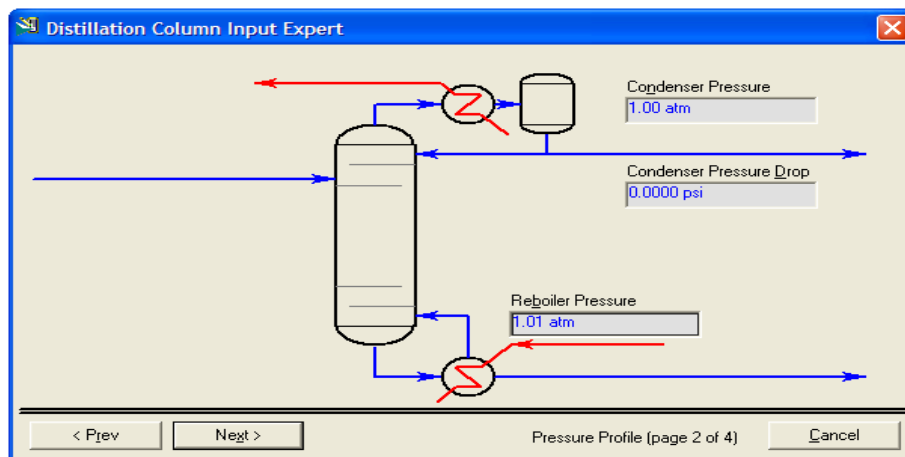


Figura 3.6: Configuração de Coluna, janela 2/4

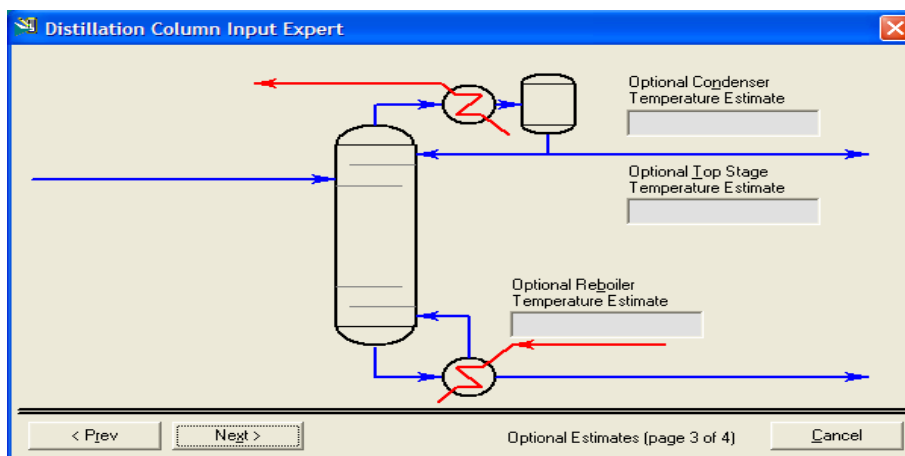


Figura 3.7: Configuração da Coluna, janela 3/4

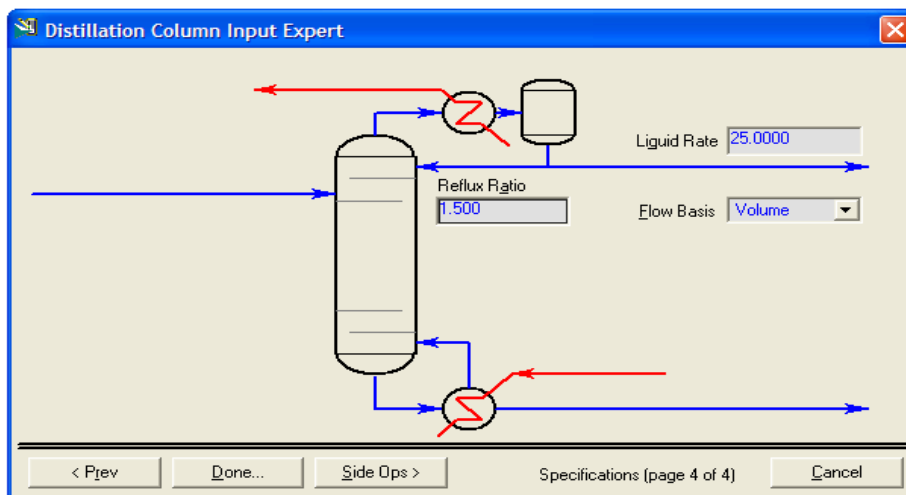


Figura 3.8: Configuração da Coluna, janela 4/4

Com a ativação da opção *Done* os dados do sistema ficam completamente definidos como pode ser apreciado na Figura 3.9.

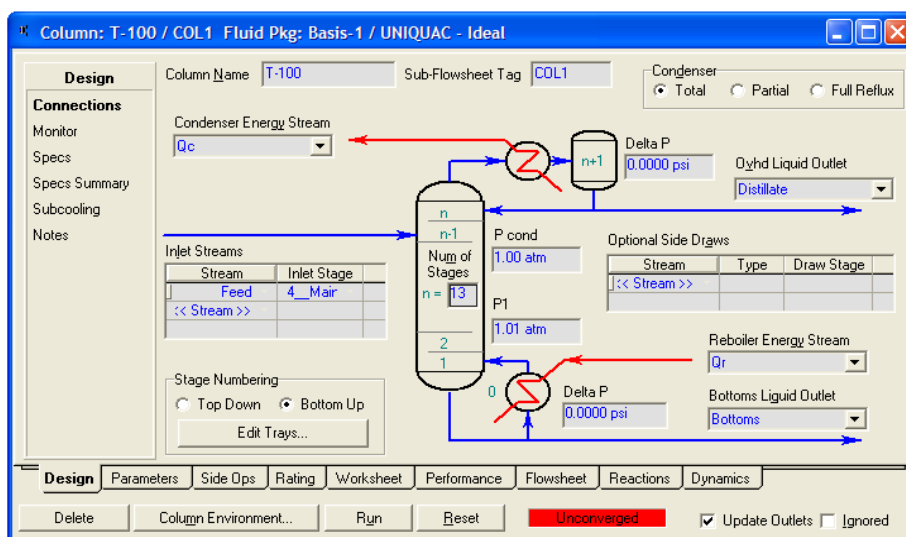


Figura 3.9: Coluna Definida

O último passo é ingressar a composição da alimentação (*Feed*) à coluna com a correspondente relação de Etanol e Água.

Em *Feed* do *Fluxograma* é possível acessar às janelas de configuração da alimentação. Por exemplo, em *Edit* da janela da Figura 3.10 define-se a composição (*composition*) da entrada da planta.

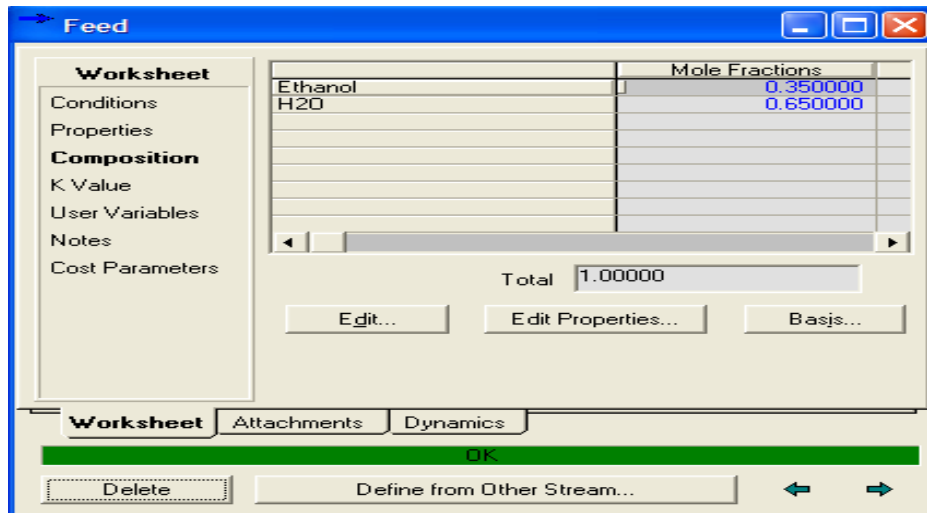


Figura 3.10: Configuração da Alimentação (*Feed*)

Uma vez posicionados no livro de cálculo, correspondente à coluna na folha *Specs*, deve-se notar que as especificações estabelecidas devem ser tais que garantam que os graus de liberdade (*Degrees of Freedom*) sejam iguais a 0, indicando que a coluna já esta pronta para ser resolvida [30]. Para esta aplicação o grau de liberdade é zero, como se observa na Figura 3.11.

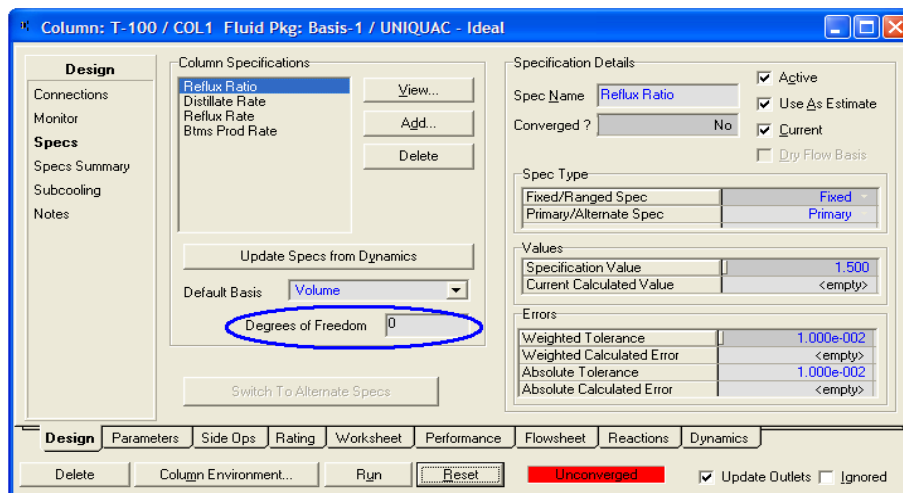


Figura 3.11: Janela de Especificações

Convergência

Finalmente pressionando o botão *Run* começa o cálculo em estado estacionário da coluna. O mesmo consiste em fechar os balanços de massa e energia sob a hipótese de que as "entradas" são iguais às "saídas".

Quando o cálculo culminou com êxito aparece a caixa com a palavra *CONVERGED* (ver Figura 3.12), indicando que se puderam avaliar corretamente as variáveis de interesse respeitando as especificações dadas.

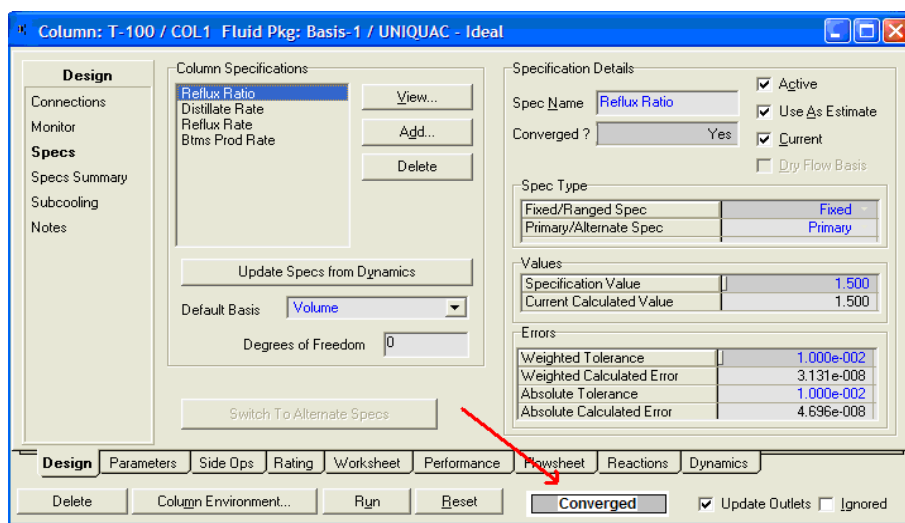


Figura 3.12: Janela indicando convergência dos cálculos

É importante notar que a maioria dos dados de interesse aparece nesta janela, assim também como os perfis das variáveis, tais como temperatura e pressão (*Profile*), os quais se mostram no canto superior direito das Figuras 3.13 e 3.14, respectivamente.

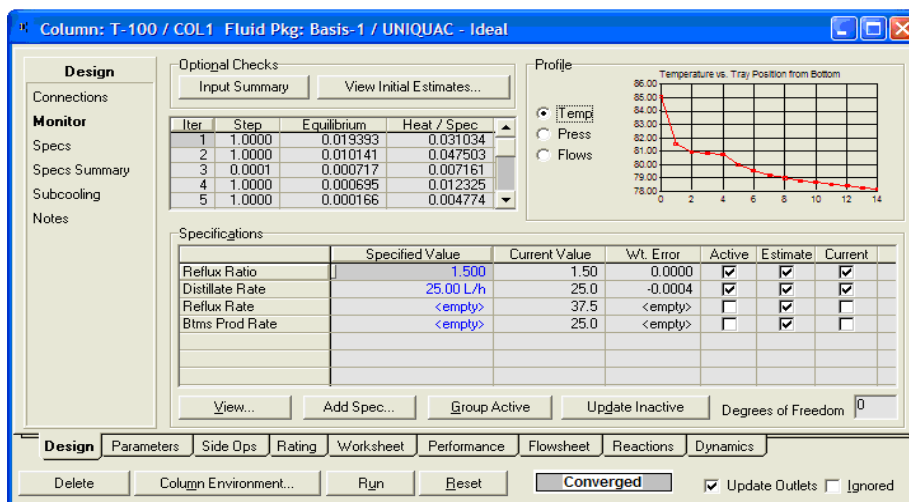


Figura 3.13: Perfil de Temperatura

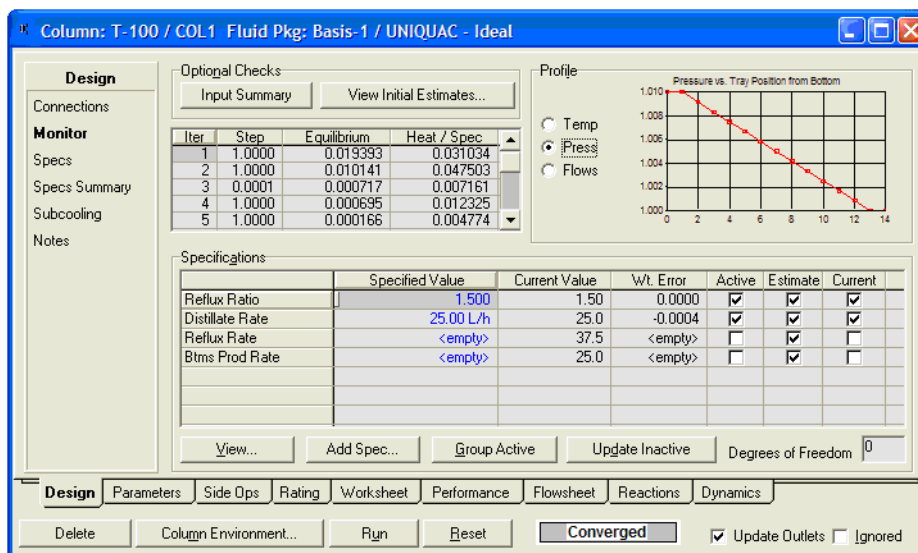


Figura 3.14: Perfil de Pressão

Os resultados do caso principal podem ver-se no *WORKBOOK* [30] desdobrando a informação detalhada conforme se observa na Figura 3.15.

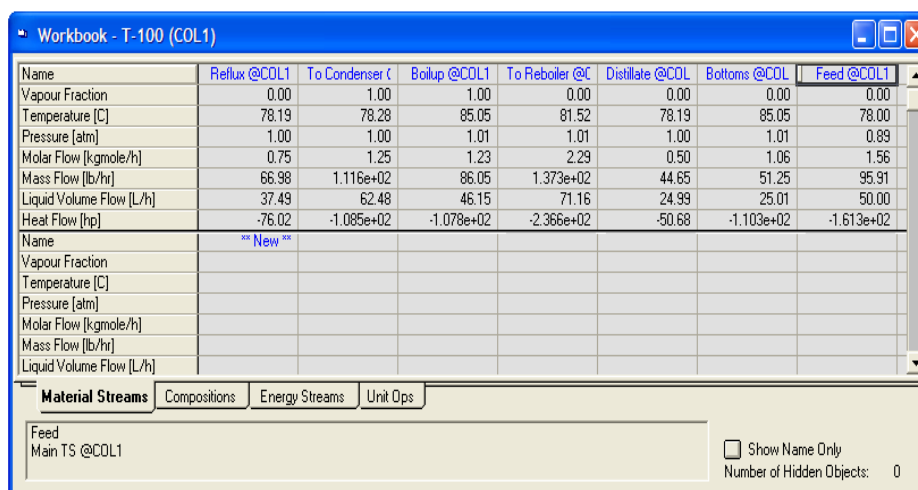


Figura 3.15: Resumo resultados modelo estático

Finalmente, na Figura 3.16, observa-se o *Fluxograma* final da planta, em estado estacionário, com todas as correntes e unidades definidas e calculadas.

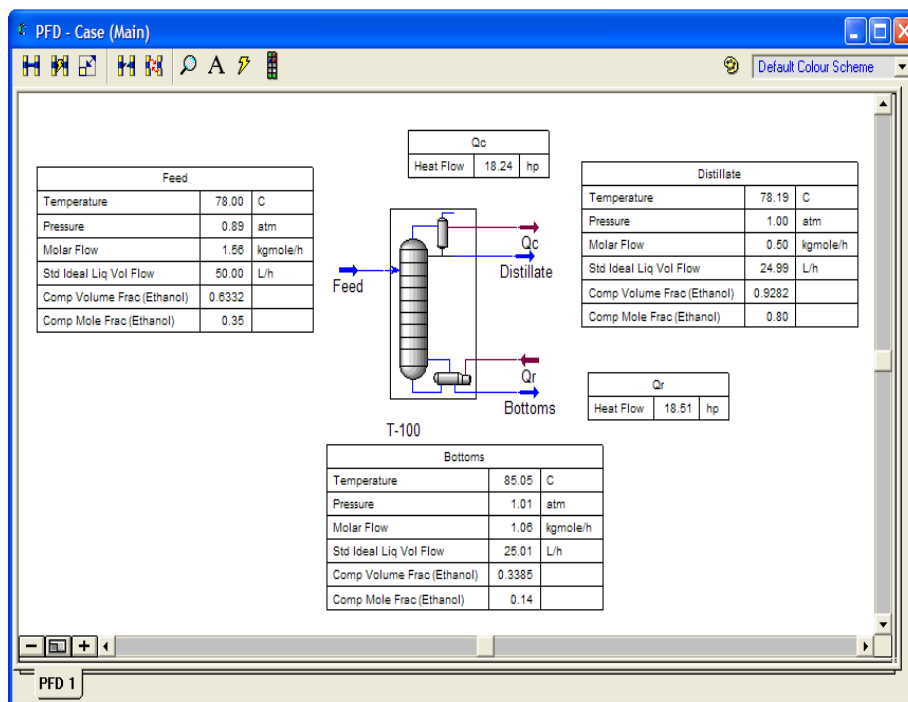


Figura 3.16: Fluxograma planta em estado estacionário

3.3.2 Desenvolvimento do Modelo Dinâmico

Alguns passos gerais devem seguir-se para criar um caso em modo dinâmico. O assistente dinâmico (*Dynamic Assistant*), ferramenta do HYSYS descrita a continuação, pode-se utilizar para modificar rapidamente o Fluxograma em estado estacionário para conseguir um conjunto correto de especificações de fluxo e pressão. É importante observar, entretanto, que não todas as modificações sugeridas pelo assistente resultam numa matriz de fluxo-pressão estável para o resolvidor do HYSYS [30].

Assistente Dinâmico (AD)

O AD do HYSYS fornece um método rápido para assegurar uma correta especificação de fluxo-pressão. O assistente pode ser utilizado quando se prepara inicialmente um caso para a simulação dinâmica ou para modificar um caso antigo, já criado [29].

O AD recomenda um conjunto de especificações que garantem que o caso não é sobre-especificado, sub-especificado ou singular. Pode ocorrer em alguns casos que o AD recomende a inserção de válvulas em algum terminal do fluxograma. Em resumo, para assegurar que a correta especificação pressão-fluxo seja usada em modo dinâmico, o assistente dimensiona todos os dispositivos necessários, que não foram especificados [29].

Os parâmetros dimensionados são [29]:

- Volumes de depósitos;
- Cv's de válvulas (coeficiente de fluxo das válvulas);
- Valores de k (Condutância: recíproco da resistência ao fluxo) para dispositivos como válvulas, aquecedores, resfriadores e trocadores de calor.

O AD também faz o teste do perfil de pressão da seção de pratos para ambos os modelos de estado estacionário e dinâmico, assegurando uma partida dinâmica suave.

Antes de passar ao modo dinâmico se incorporam as dimensões do condensador, refeedor e a *Tray Sections* [29], como se pode observar nas telas seguintes, Figuras 3.17, 3.18 e 3.19.

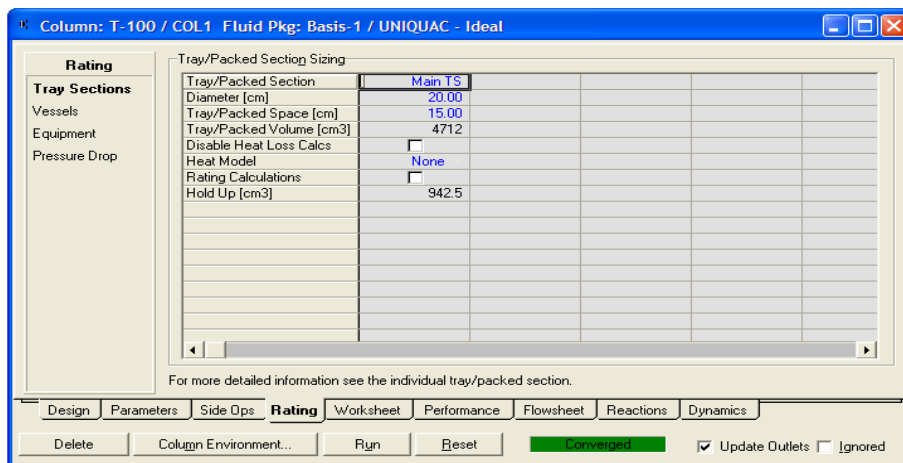


Figura 3.17: Janela de *Tray Sections*

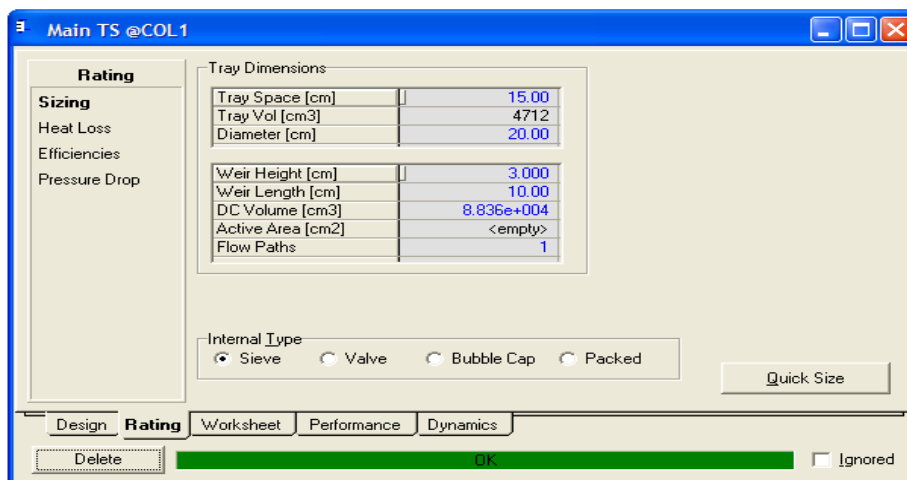


Figura 3.18: Janela de *Tray Dimensions*

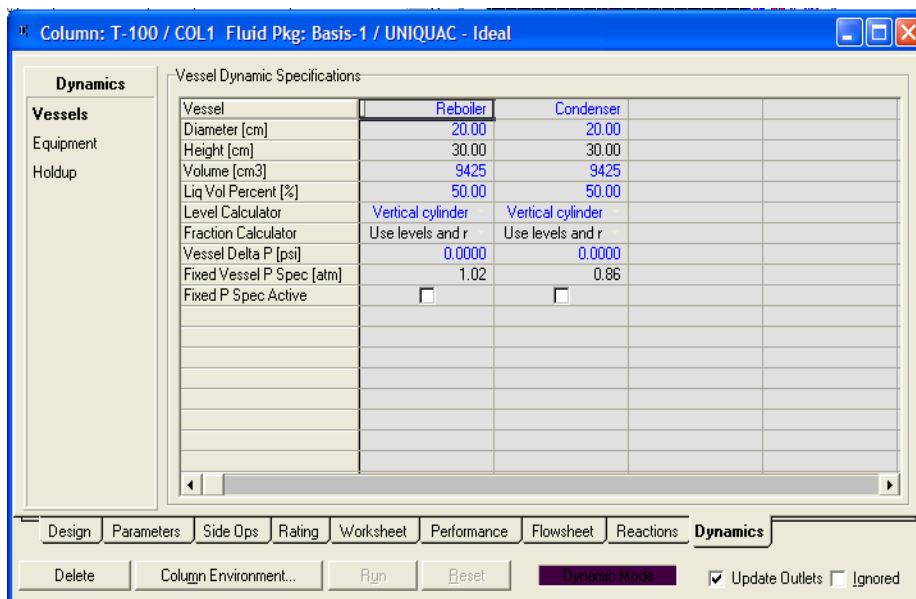


Figura 3.19: Janela de *Vessel Dynamics Specifications*

Mediante a ativação do ícone do AD do HYSYS, se tem acesso às sugestões propostas para a aplicação antes de passar ao modo dinâmico. A Figura 3.20 mostra a planta e a janela do AD com as sugestões. Mediante *Make Changes* se acatam as sugestões propostas.

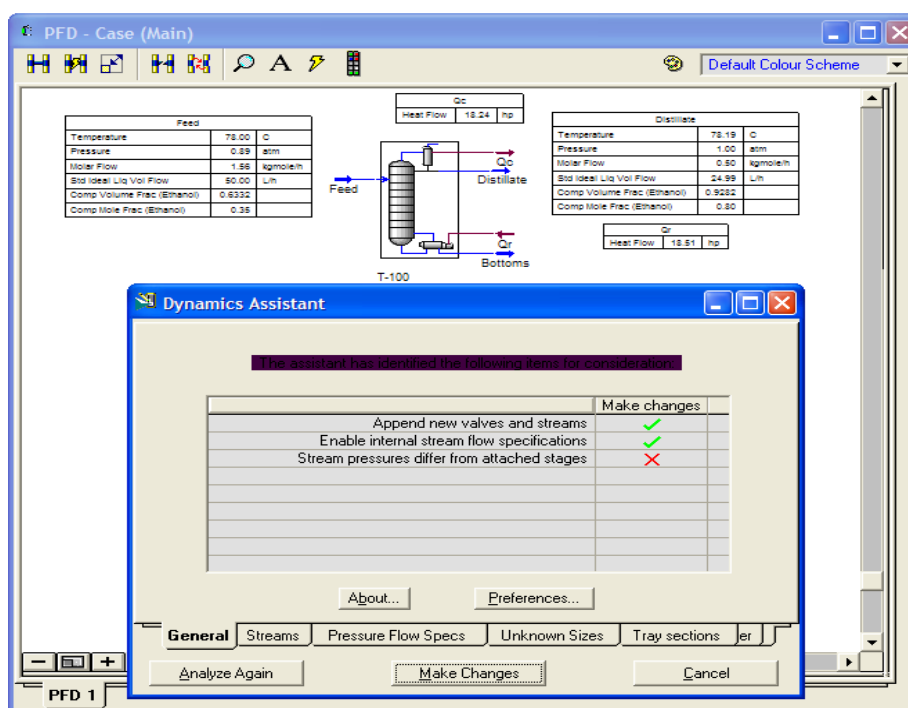


Figura 3.20: Sugestões propostas por AD

Na tela seguinte se mostram às válvulas incorporadas automaticamente, com uma abertura de 50%.

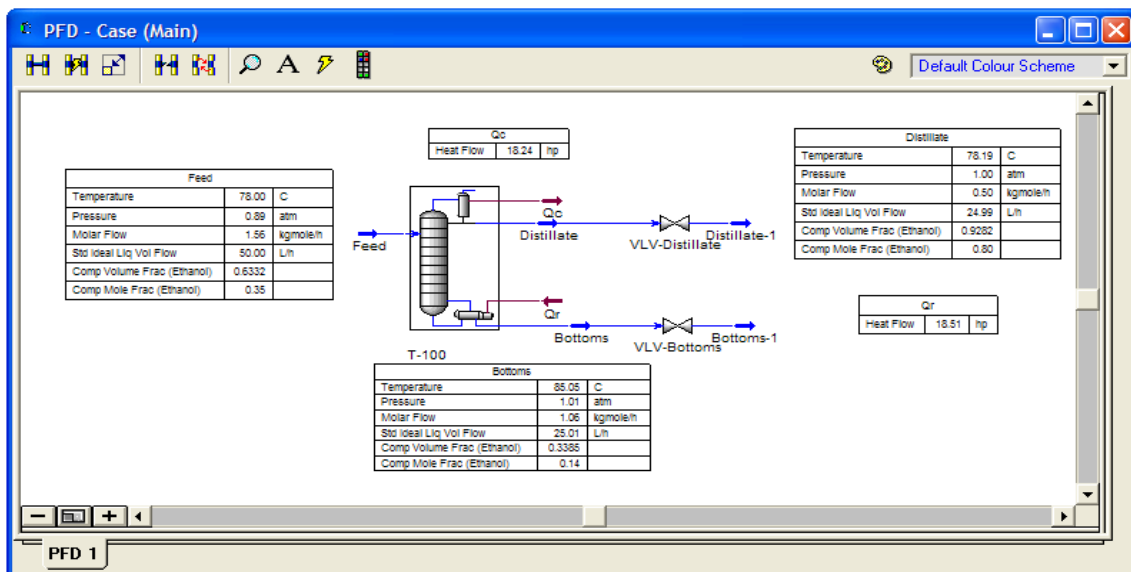


Figura 3.21: Fluxograma com válvulas incorporadas

Finalmente, para o controle de inventário, adicionam-se controladores de nível para o condensador e o refeedor e controlador de temperatura para o produto do fundo da coluna. A Figura 3.22 ilustra a planta no modo dinâmico com os controladores configurados e sintonizados no ponto de operação desejado.

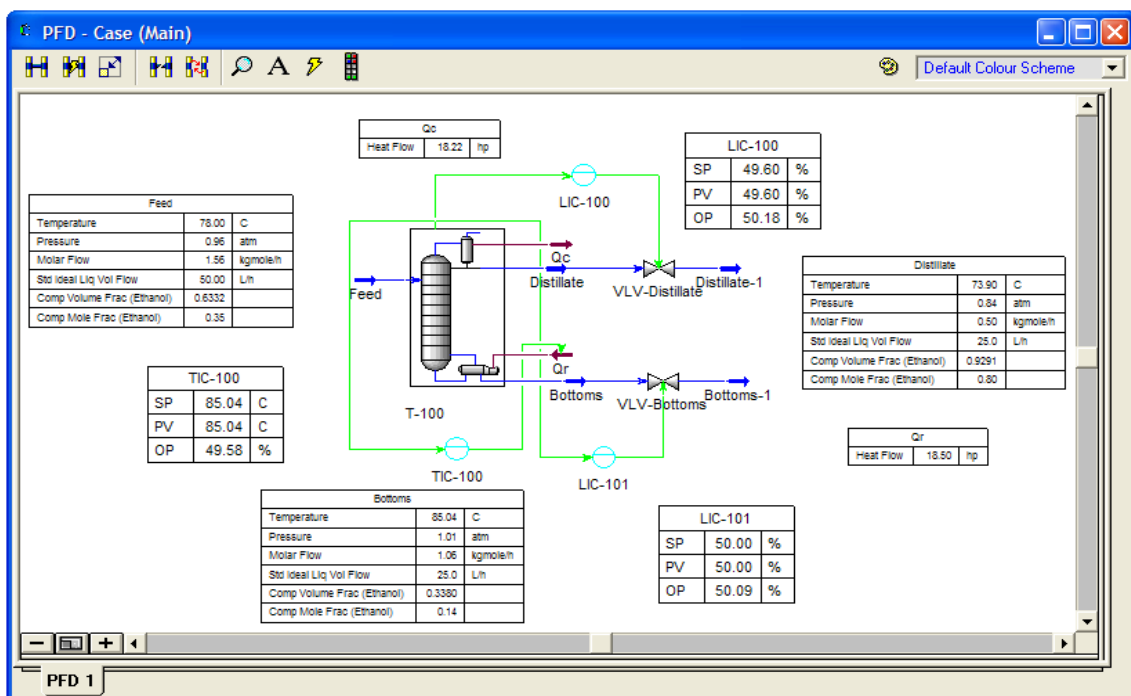


Figura 3.22: Fluxograma da planta com controladores de nível e temperatura

A partir deste esquema é possível provar distintas estratégias e configurações de controle.

3.4 Controle Supervisório

Para poder aplicar o controle supervisório nesta planta, mediante controladores preditivos baseados em modelo, por exemplo, do tipo GPC, é preciso configurar a comunicação entre o HYSYS e Matlab. É necessário ressaltar, no entanto, que HYSYS dispõe de controladores preditivos, do tipo DMC [29], que permitem realizar o controle multivariável sem restrições e que também serão utilizados neste trabalho, no próximo capítulo.

Configuração HYSYS para comunicação com Matlab

O *HYSYS DCS Link* pode ser utilizado para ajudar a projetar algoritmos de controle usando um outro ambiente de software para calcular ações de controle sobre o modelo da planta do HYSYS que simula o processo.

Quando o *DCS Link* é habilitado (*Enable*) um programa externo interage com os controladores internos do HYSYS. Duas formas de interação são possíveis: *Set Point only (Internal)* ou *Set Point and Output (DCS)* [31].

No primeiro caso, apenas o *Set-Point* do controlador é modificado externamente. Este tipo de situação pode ocorrer em um problema de controle multivariável onde os SP's de vários controladores são modificados de acordo com algum algoritmo externo. Neste caso os controladores do HYSYS calculam suas próprias saídas [31].

No segundo caso, um programa externo modifica ambos: referência (SP) e variável de controle (OP para o HYSYS). Este mecanismo permite a um controlador externo substituir ao controlador interno do HYSYS. A saída do controlador externo é escrita diretamente na saída do controlador interno do HYSYS, desconsiderando o controlador interno. A informação do SP do controlador externo é também transferida para o HYSYS para propósitos de monitoração.

Procedimento a seguir para a configuração

Através da janela do *HYSYS DCS Interface*, seleciona-se o *driver DDE Sync Arr*, como mostra a Figura 3.23. Aqui também se pode especificar o período de transferência de dados entre o HYSYS e Matlab.

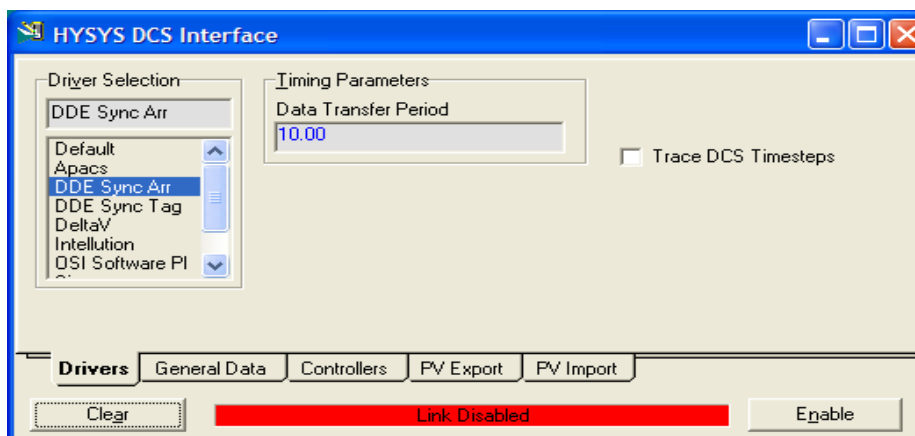


Figura 3.23: Janela *HYSYS DCS Interface*

Em *General Data*, desta janela, devem-se configurar os seguintes itens (observe a Figura 3.24): *Service*, *Topic*, *Enable Cmd*, *Reset Cmd*, *Running Cmd*, *Disable Cmd*, *PV Export Tag*, *PV import Tag*, *SP Array Tag*, *OP Array Tag*, *CF_Text Delimiter*, *Sync Timeout*. A Figura 3.24 mostra com um exemplo a forma em que são preenchidos os campos.

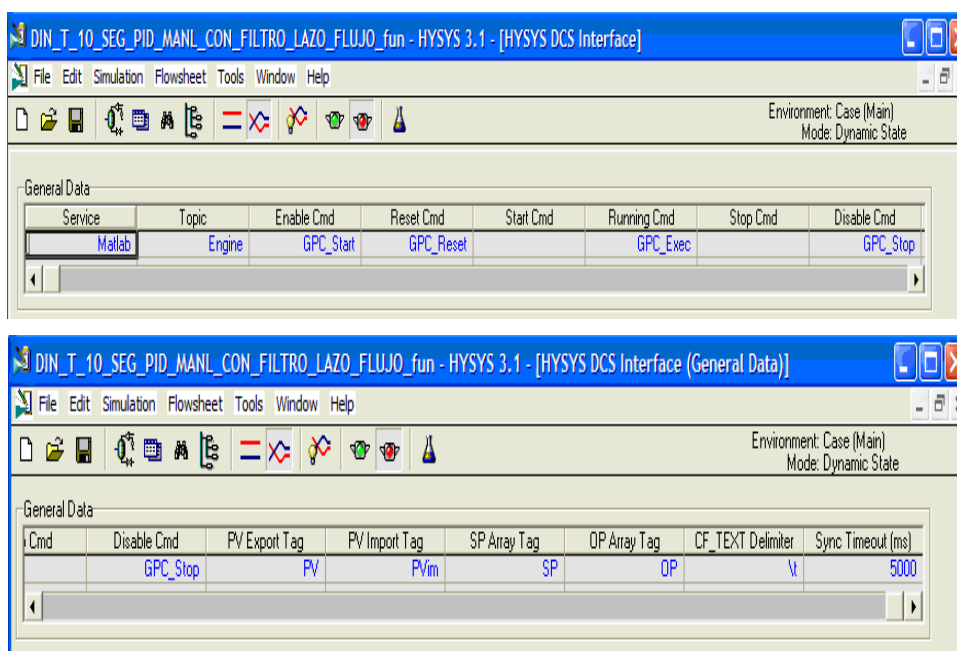


Figura 3.24: *General Data* do janela *HYSYS DCS Interface*

O conteúdo das colunas *Service* e *Topic* é utilizado para iniciar o *DDE Conversation*. Todas as configurações da transferência dos dados no *HYSYS DDE Client Driver DCS Views* usam o par *Service, Topic*. Quando a conexão é para o *Matlab*, o par *<service, topic>* é: *<Matlab, Engine>*[31].

Os campos do *HYSYS DCS Interface*, *Enable Cmd*, *Reset Cmd*, *Running Cmd* e *Disable Cmd* são preenchidos, neste exemplo, com *GPC_Start*, *GPC_Reset*, *GPC_Exec*, *GPC_Stop*, que são nomes de programas a ser implementados no Matlab. Esses campos podem ter qualquer nome. Já os programas são executados sob controle do usuário no HYSYS. Quando se atua no *DCS Link Enable* (ver Figura 3.25), executa-se o programa associado ao *Enable Cmd*, que corresponde ao *GPC_Start*, na aplicação atual. Os programas *GPC_Reset*, *GPC_Exec*, *GPC_Stop* se ativam quando os seguintes eventos ocorrem no integrador do HYSYS (ver Figura 3.26): *Integrador Reset*, *Integrador Start* e *Integrador Stop* [29], [31].

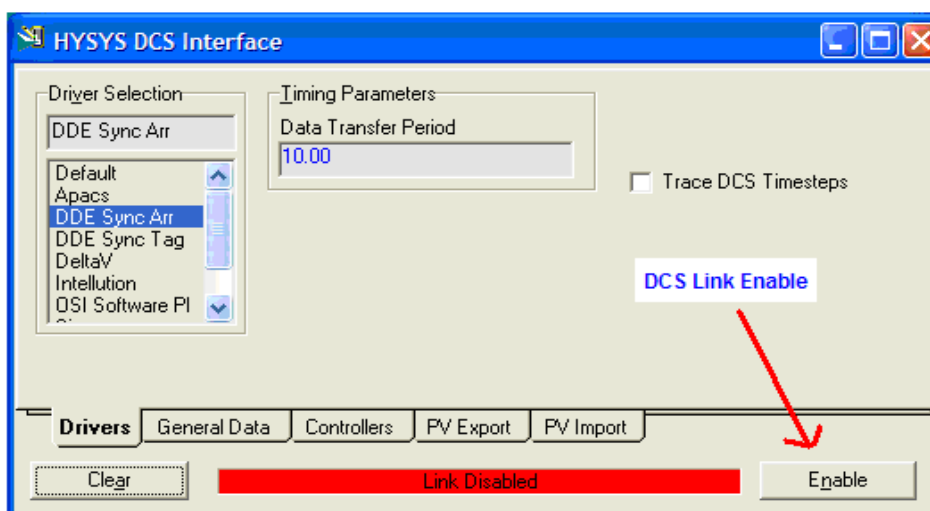


Figura 3.25: Detalhe do *DCS Link Enable*

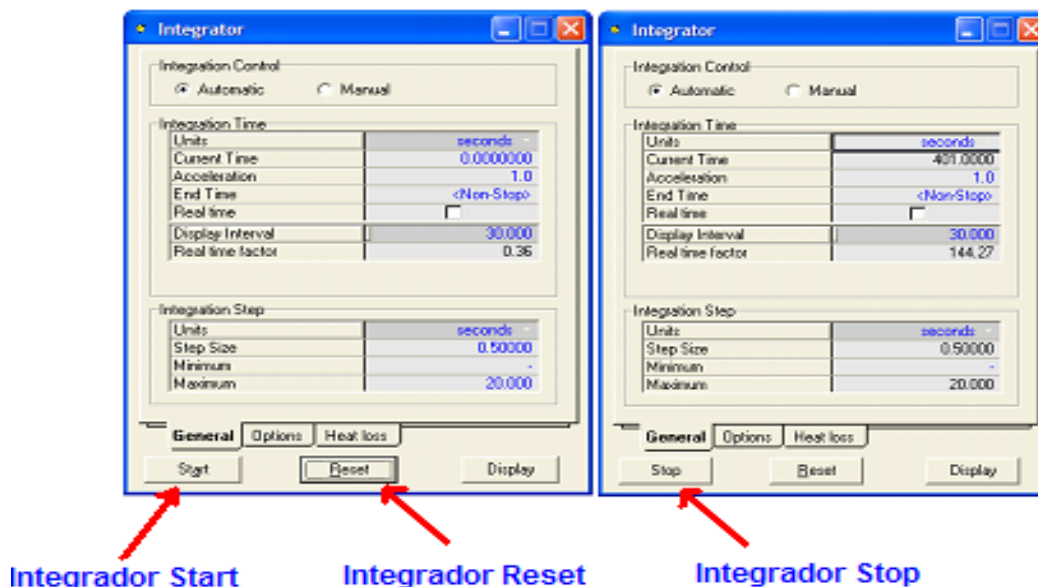


Figura 3.26: *Integrador: Reset, Start, Stop*

PV Export Tag, *PV Import Tag*, *SP Array Tag*, *OP Array Tag* são nomes de eventos associados às variáveis de processo (PV), referência (SP) e controle (OP).

Já *CF_Text Delimeter* e *Sync Timeout* se mantêm com seus valores atuais: \t e 5.000. Estes dados correspondem, respectivamente, ao delimitador no formato de dados do DDE Server do Mathworks MATLAB e o valor de *timeout* para transações síncronas no DDE [31].

As Figuras 3.27, 3.28 e 3.29 ilustram um exemplo de como preencher os arranjos dos *Tags*: *Controllers* (arranjos do SP e OP), *PV Export* e *PV import*.

Index	Controller	Status	Mode	PV	Set Point
0	XIC-100	DCS	Auto	0.9285	0.9285
1	FIC-101	DCS	Auto	25.00	25.00
2	LIC-100	Internal	Auto	49.40	49.40
3	LIC-101	Internal	Auto	50.00	50.00
4	TIC-102	Internal	Auto	87.72	87.72

Figura 3.27: Arranjo *Controllers*

Index	PV Object	PV Var	Status	Value	Units
0	Destilado	Comp Volume	DCS	0.9285	
1	Destilado	Std Ideal Liq \	DCS	25.00	L/h
2	Condenser @	Liquid Percen	DCS	49.40	%
3	Feed	Comp Mole Fr	DCS	0.35	
4	Feed	Std Ideal Liq \	DCS	50.00	L/h
5	SPRDSHT-1	A1:	DCS	1.015e+005	seconds

Figura 3.28: Arranjo *PV Export*

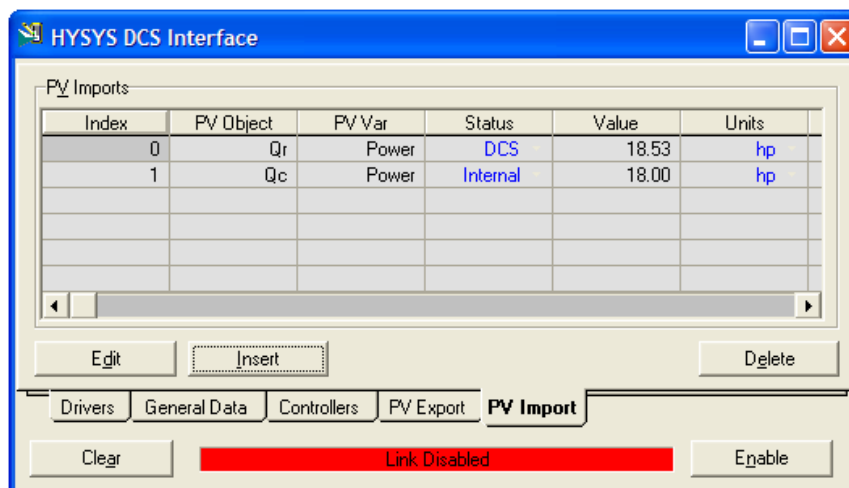


Figura 3.29: Arranjo *PV Import*

3.5 Conclusões

Pode-se dizer com certeza que o HYSYS é uma ferramenta poderosa para projetos e estudos de processos químicos, geralmente complexos, além de servir como um simulador para propósitos de controle em nível básico e nível avançado, fornecendo elementos de fácil configuração e permitindo ainda a comunicação com softwares especializados de controle e de propósito geral como o Matlab.

Estas características permitem ao usuário do HYSYS estudar diferentes estratégias e técnicas de controle em processos que podem ser difíceis de controlar, servindo como um ótimo meio para a investigação e aprendizagem.

Nos próximos capítulos se realizarão estudos das distintas configurações de controle, expostas no capítulo 2, utilizando para estas a planta simulada obtida e controladores disponíveis no software HYSYS.

Capítulo 4

Controle com Controladores PID Descentralizados

4.1 Introdução

Neste capítulo apresenta-se o comportamento do processo quando se utilizam controladores PID descentralizados considerando-se algumas das estratégias expostas no capítulo anterior. Além disso, leva-se em consideração o controle simultâneo da vazão do destilado, mediante a manipulação da vazão de refrigeração do condensador, uma vez que, em testes realizados no processo simulado, se observa uma relação direta entre estas variáveis. Esta nova malha traz maiores dificuldades ao controle do processo devido às novas interações que surgem entre as variáveis¹.

A partir do resumo das estratégias expostas no capítulo 2 se selecionam, para sua análise, as estratégias R-V, D-V e RR-V, em sua versão singular, porque o processo a controlar contempla somente a destilação do etanol (de uma mistura de água e etanol). Considera-se que o objetivo principal da estratégia do controle é controlar a qualidade de produto (sua composição). Além disso, considera-se que o controle da vazão do destilado é um objetivo secundário.

Em primeiro lugar, para a seleção da estratégia, realiza-se uma comparação de tempos de estabelecimento e dos sobressinais da resposta ao degrau no SP da composição do destilado, e do comportamento da rejeição as perturbações na composição de alimentação da coluna. A seguir, utiliza-se o método arranjo de ganhos relativos (RGA) como uma forma de comparar o grau de acoplamento das malhas de cada estratégia. Um fator para se levar em conta na seleção da estratégia é sua capacidade para rejeição da mudança na composição da alimentação já que esta é o principal distúrbio observado nas colunas de destilação; porém, também, com menor frequência, mudanças no SP da composição são requeridas.

Finalmente, em acordo com resultados das simulações, as estratégias são comparadas, selecionando-se aquela que apresenta maior interesse para este estudo, de acordo com os critérios apresentados acima e a disponibilidade da instrumentação da planta piloto.

¹ A estratégia do controle da vazão de destilado manipulando a vazão do refrigerante não é utilizada em plantas de destilação industriais. Neste trabalho se apresenta como uma alternativa de controle que deve analisar-se cuidadosamente antes de aplicá-la na prática pelos efeitos que resultam sobre os perfis de temperatura e pressão na coluna.

Na análise dinâmica, que se apresenta a seguir, o ponto de operação definido na modelagem estático é mantido para todas as estratégias.

4.2 Estratégia R-V

A Figura 4.1 mostra o processo com os controladores PID, configurando a estratégia R-V, em sua versão singular. Esta estratégia, como foi exposta no capítulo 2, corresponde ao controle da composição do destilado manipulando o refluxo (R). Para o controle da composição, mediante o controlador de composição (XIC-100), considera-se uma estratégia em cascata com o controlador da vazão do refluxo (FIC-100). O nível do condensador é controlado pela vazão de destilado (LIC-100), enquanto o nível da base da coluna é controlado pela vazão de resíduo (LIC-101).

A temperatura na base da coluna se controla mediante o controlador de temperatura TIC-102 e a vazão do destilado através do controlador do vazão FIC-101. O controle da temperatura da base tem como objetivo manter uma operação estável na coluna.

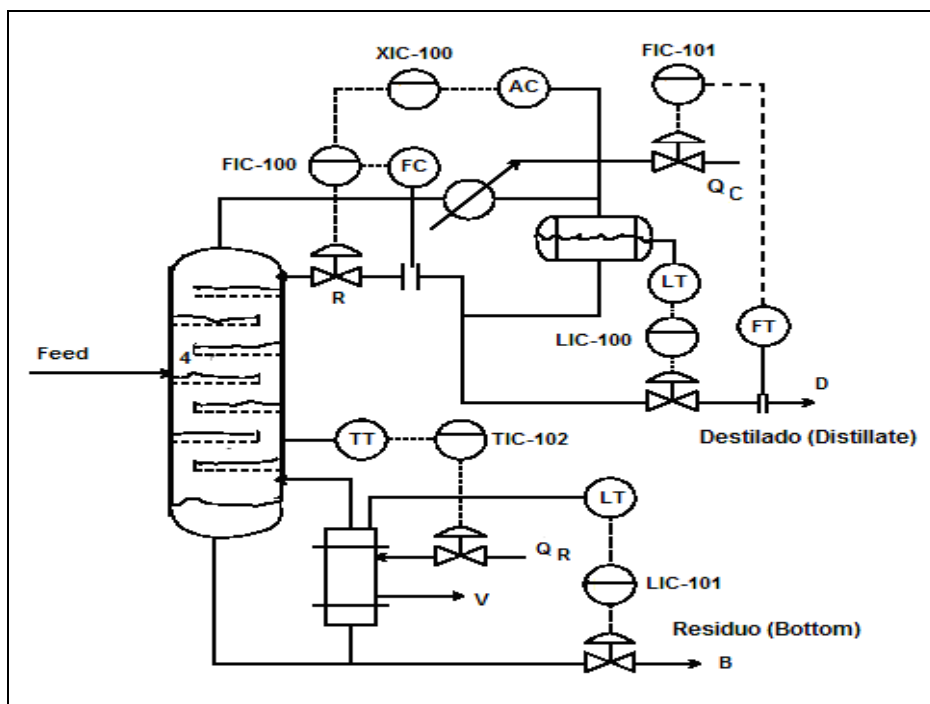


Figura 4.1: Diagrama de Processo e Instrumentação da estratégia R-V

O esquema de processo e instrumentação apresentados na Figura 4.2 mostra o diagrama de instrumentação e processo obtido diretamente do HYSYS. É necessário esclarecer, para um melhor entendimento do esquema, que todas as variáveis internas que se requerem medir saem do

contorno (retângulo) do ícone da coluna. Além do mais, as válvulas para a manipulação das vazões Q_R e Q_C são também internas na coluna, e não aparecem fisicamente representadas no diagrama.

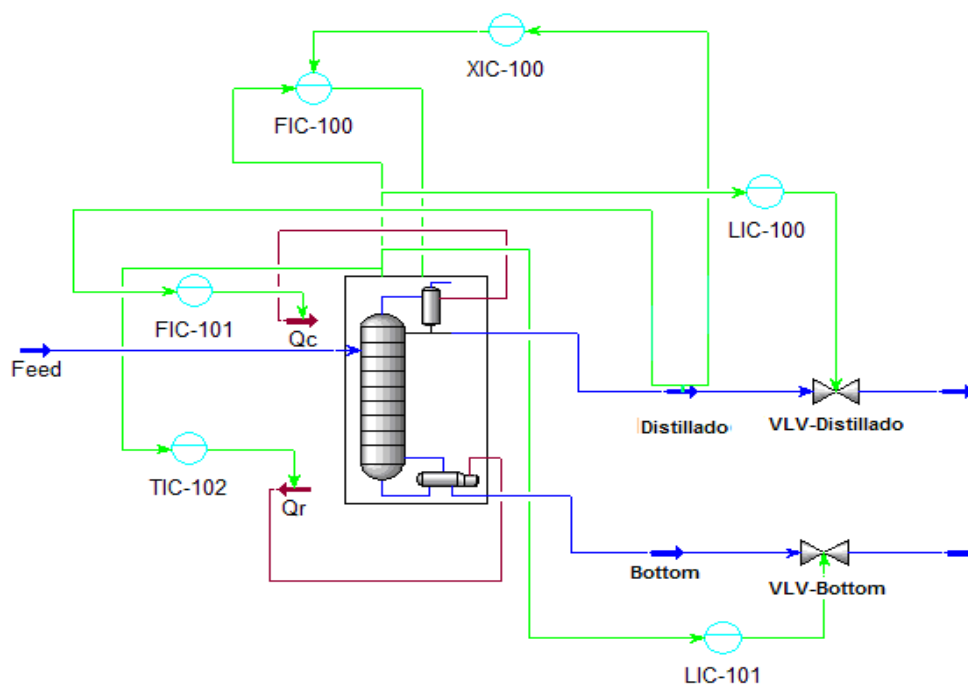


Figura 4.2: Diagrama de Processo e Instrumentação do HYSYS, da estratégia R-V

A Tabela 4.2 apresenta um resumo dos controladores com suas respectivas variáveis manipuladas e referências.

Controlador PI	Variável Controlada	Variável Manipulada	SET-POINT
LIC-100	Nível do Condensador	Vazão do Destilado	48.6 %
LIC-101	Nível do Refervedor	Vazão do Resíduo	50.0 %
FIC-100	Vazão do Refluxo	Refluxo	36.72 L/H
FIC-101	Vazão do Destilado	Q_c	25.0 L/H
TIC-102	Temperatura do Fundo	Q_r	85.04 °C
XIC-100 (Cascata)	Composição do Destilado (Fração Volumétrica)	<i>Set-Point</i> FIC-100	0.9285

Tabela 4.1: Resumo de Controladores, estratégia R-V

Os valores definidos como SP foram determinados mediante o HYSYS, usando o modelo estático do processo simulado. A sintonia dos controladores se realiza com a opção de

Autotuner dos controladores do HYSYS. Configuraram-se somente controladores PI, por serem usados freqüentemente na indústria, principalmente por problemas de presença de ‘ruídos’ nas variáveis de processo. A Figura 4.3 mostra o processo no ponto da operação estático.

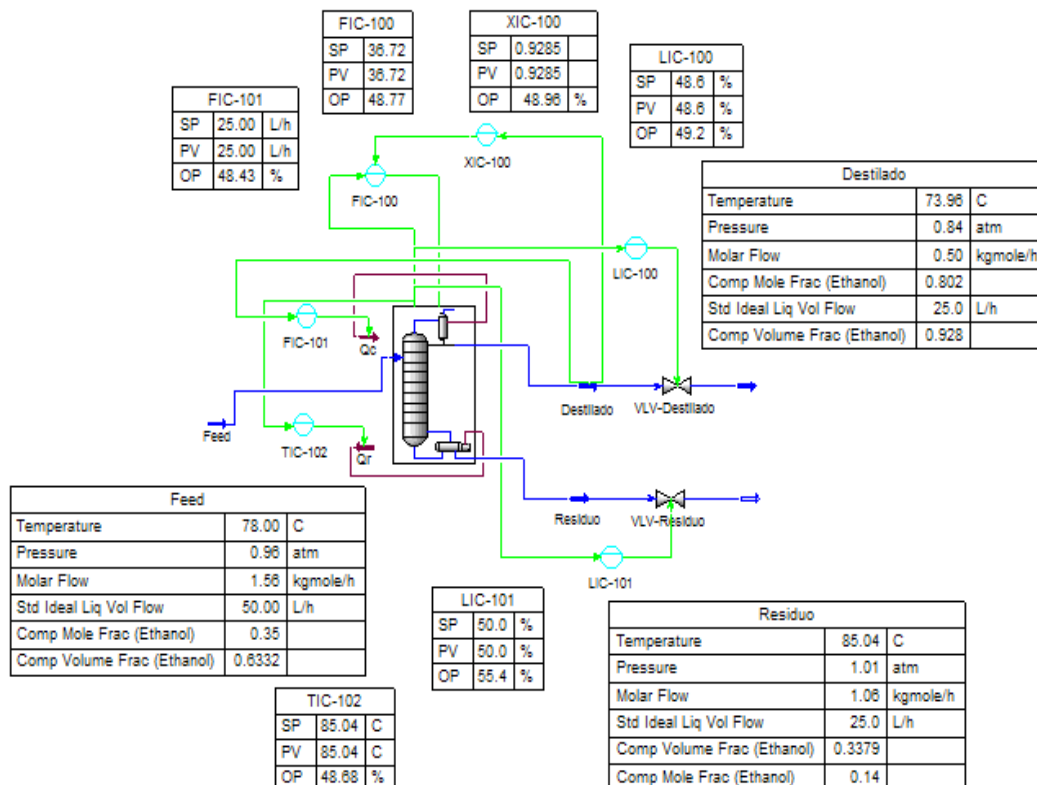


Figura 4.3: Diagrama de Processo e Instrumentação no ponto de operação

A seguir, mostram-se os gráficos relacionados com o comportamento das variáveis de interesse, considerando mudanças de SP na composição da saída e distúrbios na composição da alimentação (*Feed*).

Apresentam-se as variáveis controladas (PV), de controle (OP) e referências (SP) de cada um dos malhas de controle que participam na estratégia de controle.

Mudança no SP da Composição de Destilado

As figuras 4.4 a 4.9 representam o comportamento do processo ante uma mudança da referência na composição do destilado. Especificamente se aplica um degrau de aproximadamente 1% da referência, em torno do ponto de operação definido no modelo estático. A magnitude do valor da nova referência foi escolhida principalmente para procurar evitar não linearidades do processo e também saturações dos atuadores.

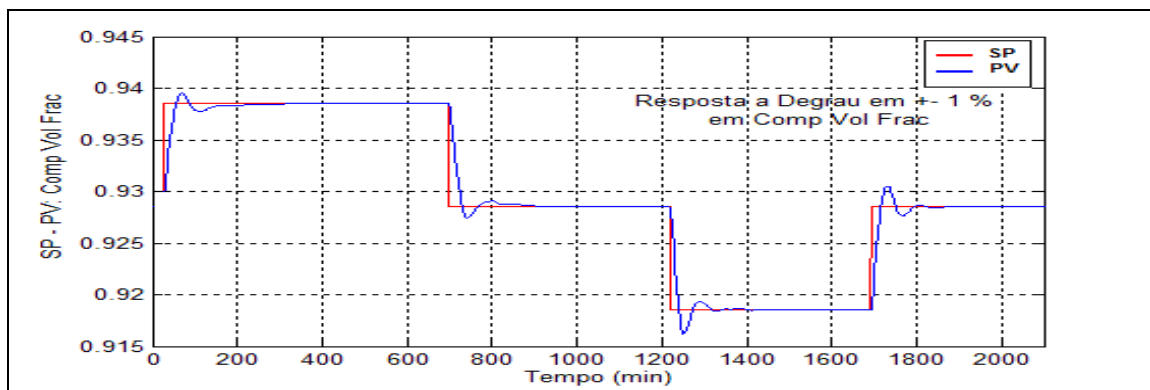


Figura 4.4: Resposta a degrau de referência da Composição do destilado (Fração Volumétrica)

O tempo de estabelecimento da composição e o sobressinal (ver Figura 4.4) são aproximadamente, em média, de 90 minutos e 20%, respectivamente. Também, pode-se notar certa assimetria na resposta da composição respeito ao ponto de operação, indicando um comportamento não-linear entre as variáveis. A Figura 4.5 mostra a evolução do controle de malha escrava, sobre a válvula do refluxo. Nesta figura, pode-se observar o aumento da porcentagem da abertura da válvula do refluxo (R) frente a uma mudança positiva na referência da composição do destilado. Como se sabe a composição do destilado tem relação direta com o refluxo, portanto o controlador escravo da vazão de refluxo (FIC-100) segue as variações do SP solicitado pela malha primária da composição (XIC-100). Observe-se também que o controle se estabiliza em todos os casos.

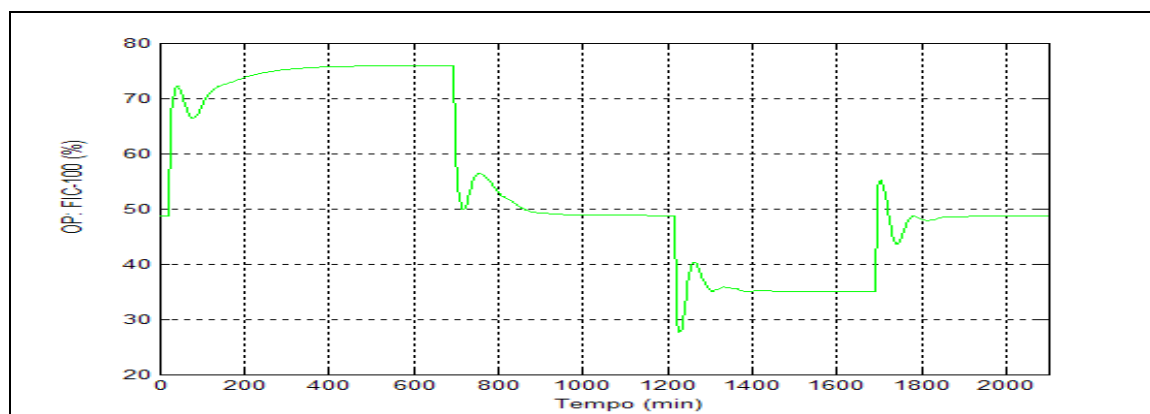


Figura 4.5: OP da malha escrava, FIC-100

O aumento do refluxo causa uma mudança na vazão do destilado e no nível do condensador. Ambas variáveis controladas, no caso do degrau positivo na composição do destilado, tendem a diminuir tal como se observa nas Figuras 4.6 e 4.7.

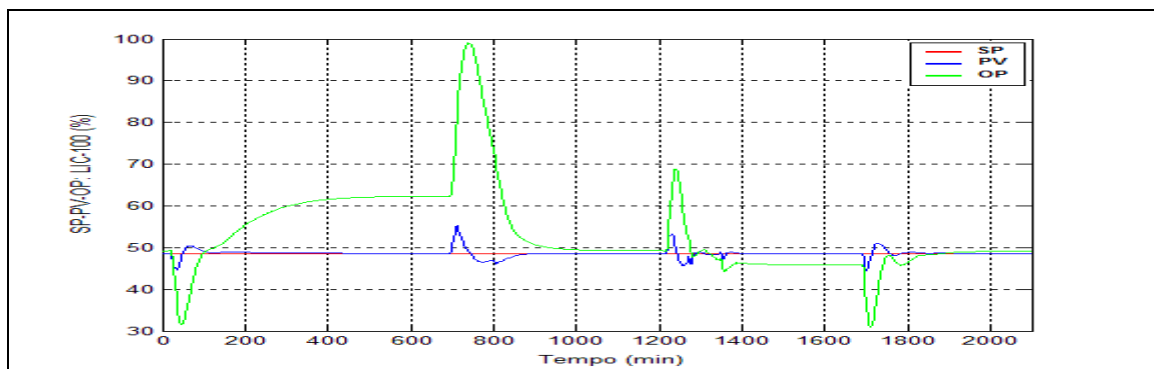


Figura 4.6: SP-PV-OP do malha de Nível do Condensador (LIC-100)

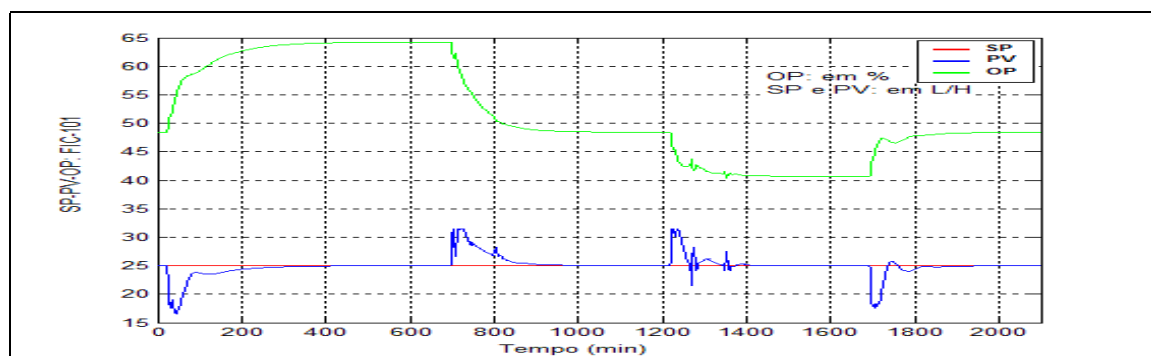


Figura 4.7: SP-PV-OP da malha vazão de Destilado (FIC-101)

Na Figura 4.6 se observa que a variável controlada, da malha de vazão, tem um desvio de quase 40% (10 L/H) de seu valor de referência, no pior caso. Além do mais, observe-se que, para restabelecer a vazão do destilado ao seu valor de referência, o sinal do controle desta malha, que manipula a vazão do refrigerante, aumenta progressivamente de 48% até manter-se, aproximadamente, em 64%. Também na Figura 4.6, observa-se certo grau de desvio da variável controlada, nível do condensador, e que, além do mais, o sinal de controle diminui para fechar a válvula e assim restabelecer o nível do condensador (controle modo direto). O desvio da variável do processo alcança, como máximo, 10 % de seu valor de referência.

No caso do controle de nível do refeedor observa-se, na Figura 4.8, fortes variações da variável de controle do nível do refeedor, com saturação. Este comportamento indesejado foi resultado de manter a sintonia do controlador nos valores propostos por o *Autotuner* do HYSYS. O sinal do controle desta malha aumenta, no caso do degrau positivo na composição do destilado, para que a válvula, que controla a saída do resíduo, compense o aumento do nível no refeedor. O aumento do nível no refeedor é produto da diminuição da vazão do destilado já que desta forma se mantém o balanço da matéria na coluna.

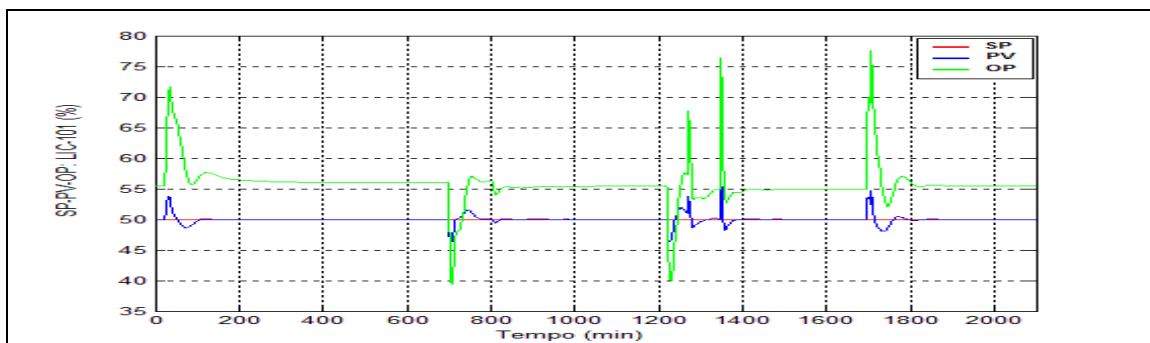


Figura 4.8: SP-PV-OP do malha de Nível do Refervedor (LIC-101)

Finalmente, pode-se conferir que o comportamento da temperatura no fundo da coluna é bastante aceitável, tal como se aprecia na Figura 4.9. O aumento da vazão do resíduo, para o caso de degrau positivo no SP da composição do destilado, produz uma diminuição da temperatura no fundo da coluna, portanto o controle da malha de temperatura correspondente deve reagir, aumentando a vazão de fluxo do aquecedor, tal como acontece na simulação o qual é possível conferir na Figura 4.9. Também aqui observe-se que o controle se estabiliza em todos os casos.

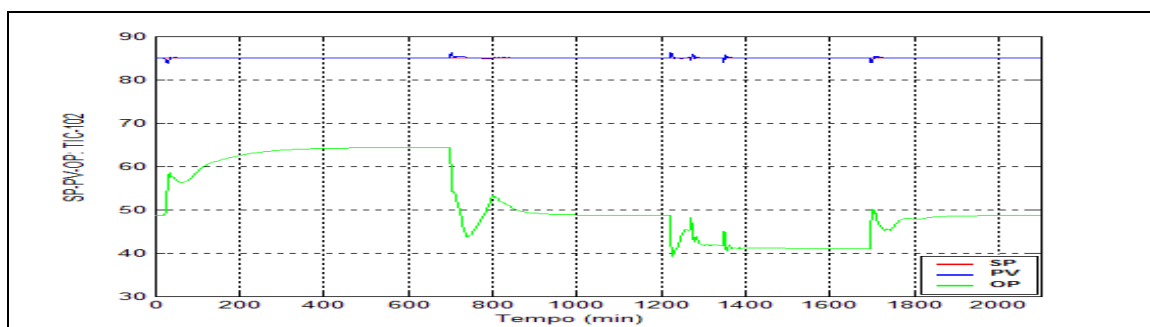


Figura 4.9: SP-PV-OP do malha de temperatura do Fundo (TIC-102)

No que segue, e até o final do trabalho, considera-se a representação gráfica da composição e vazão do destilado (variáveis principais) até o momento de atingirem os seus respectivos valores de referência. Baseado nas gráficas de acima, da estratégia R-V, supõe-se que os sinais de controle, nos próximos experimentos, estabilizam-se no tempo. O motivo deste procedimento visa apresentar nos gráficos um maior detalhe, no tempo, das principais variáveis controladas.

Baseado em que o controle de nível do condensador e do refervedor têm como objetivo só manter o balanço de matéria da coluna, prefere-se relaxar, neste caso, o controlador do nível do refervedor, como propõe a literatura apresentada no capítulo 2, melhorando consideravelmente o comportamento desta malha como se pode observar na Figura 4.10. Este ajuste não afeta apreciavelmente o comportamento do resto das variáveis, o qual é possível observar nas Figuras

4.11 e 4.14, onde se confere que os tempos de estabelecimento e os sobressinais são muito similares aos obtidos anteriormente, nas mesmas condições.

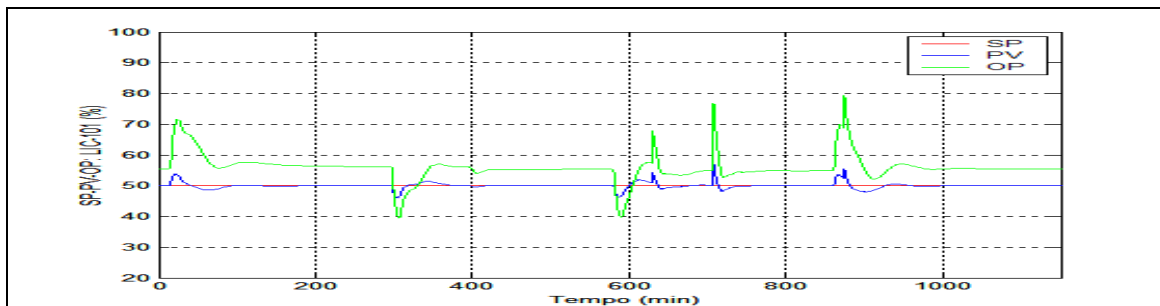


Figura 4.10: SP-PV-OP da malha de Nível do Refervedor (LIC-101)

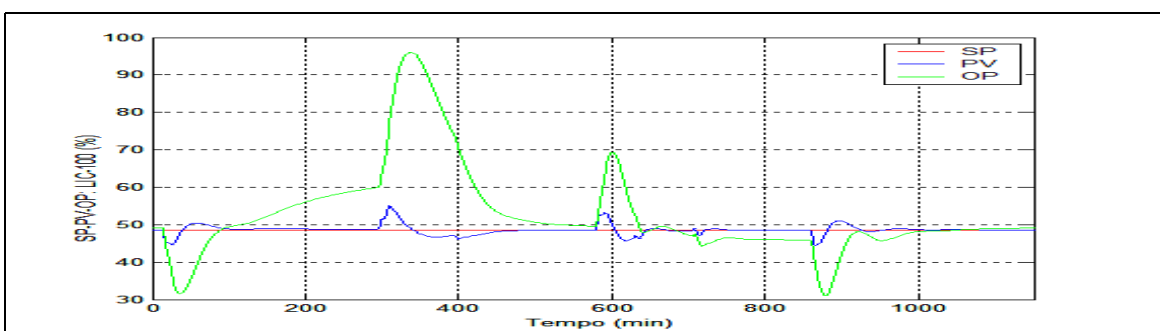


Figura 4.11: SP-PV-OP do malha de Nível do Condensador (LIC-100)

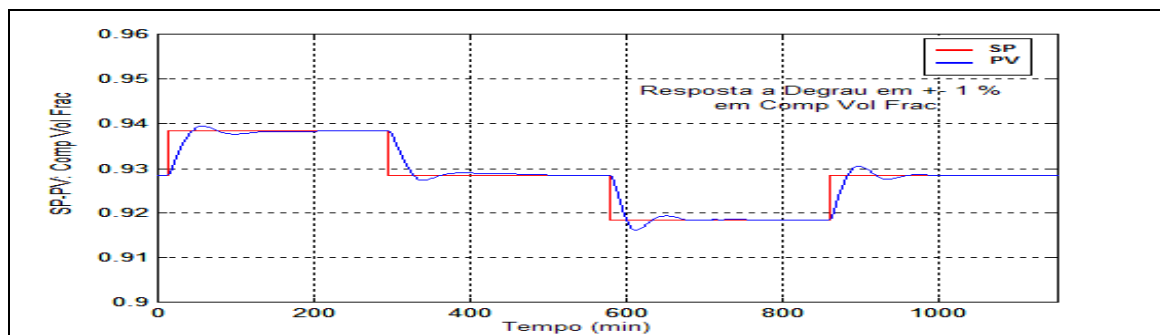


Figura 4.12: Resposta a degrau na Composição do Destilado

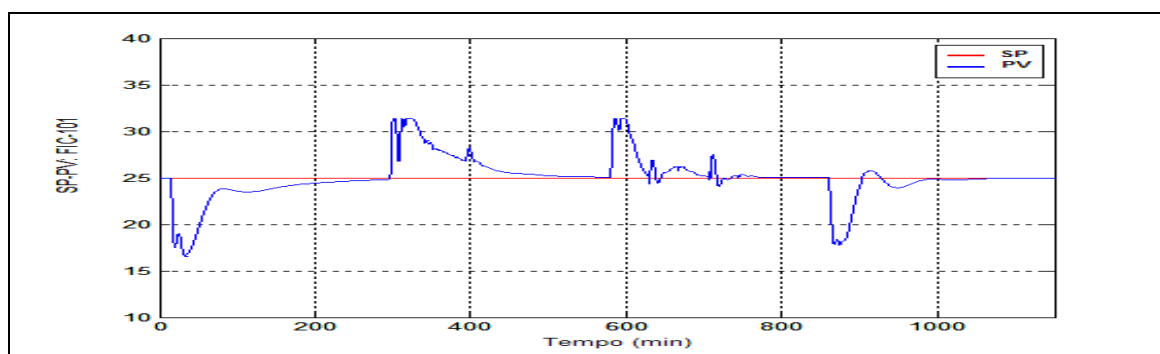


Figura 4.13: SP-PV do malha de vazão do Destilado (FIC-101)

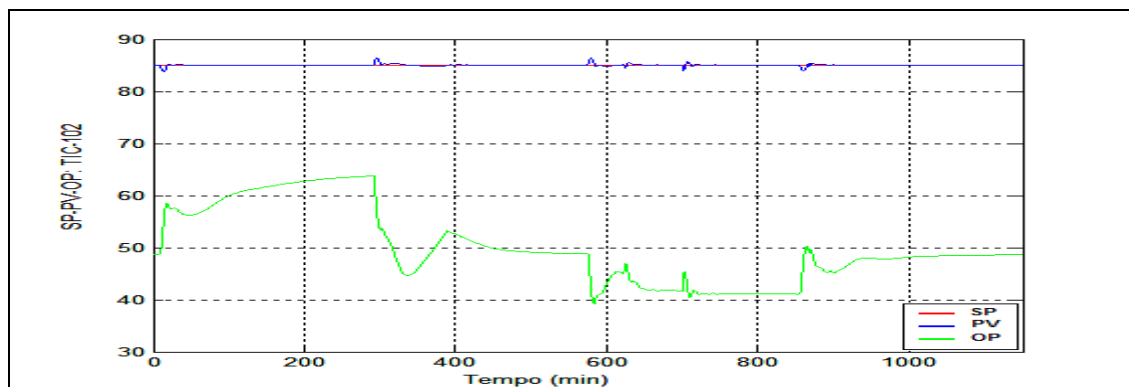


Figura 4.14: SP-PV-OP do malha de temperatura do Fundo (TIC-102)

Mudança na alimentação do processo (*Feed*)

As figuras 4.15 a 4.18 representam o comportamento das variáveis mais relevantes do processo, frente uma mudança na composição de alimentação. Para observar a reação do controle a este distúrbio considera-se um forte incremento na composição de alimentação, principalmente por que as variáveis controladas apresentaram uma sensibilidade média a este distúrbio.

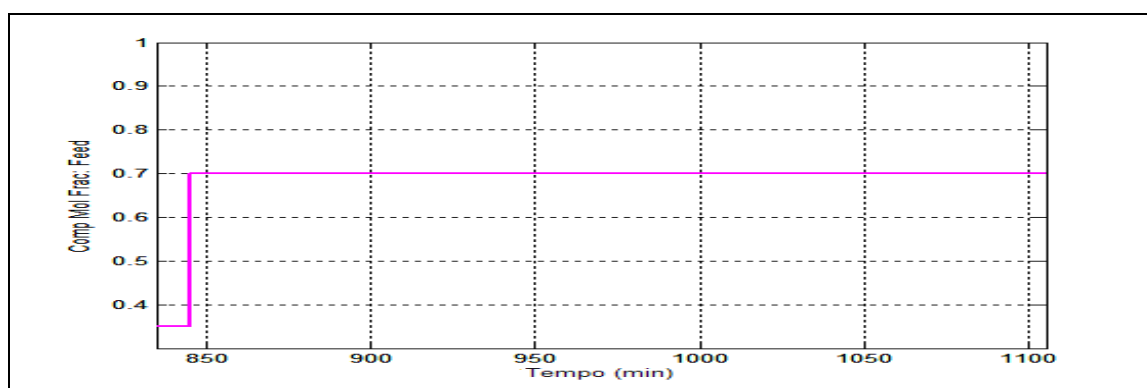


Figura 4.15: Mudança na composição da alimentação.

Observa-se na Figura 4.16 a rejeição da perturbação pela malha de controle da composição de destilado (XIC-100, FIC-100 em cascata), com um tempo de recuperação da composição em aproximadamente 100 minutos.

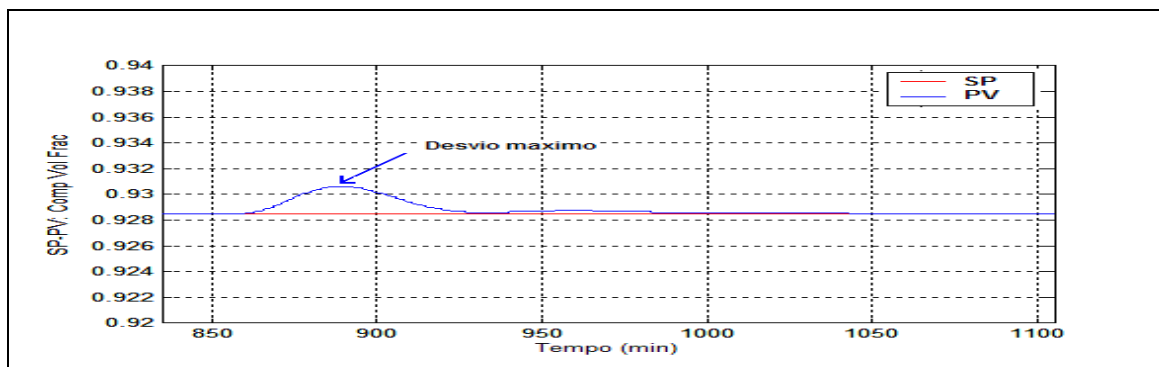


Figura 4.16: SP-PV da malha da Composição do Destilado (XIC-100)

A Figura 4.17 mostra como reage o sinal de controle sobre a válvula de refluxo para manter a composição do destilado no seu SP. A abertura da válvula de refluxo é diminuída de 48 % para menos de 30 % para rejeitar o distúrbio na alimentação. No entanto, uma diminuição da vazão do refluxo produz um aumento na vazão do destilado obrigando seu controlador a reduzir a vazão de fluido refrigerante para compensá-lo.

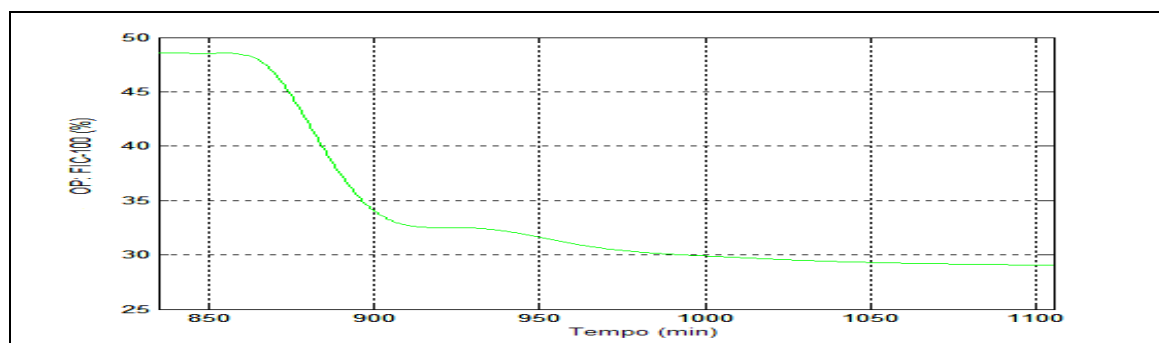


Figura 4.17: OP da malha de vazão de Refluxo (FIC-100)

Também, de acordo com a Figura 4.18, se produz um desvio (máximo de 20% de seu ponto de operação) da vazão do destilado, com um tempo de recuperação muito grande, da ordem dos 200 minutos.

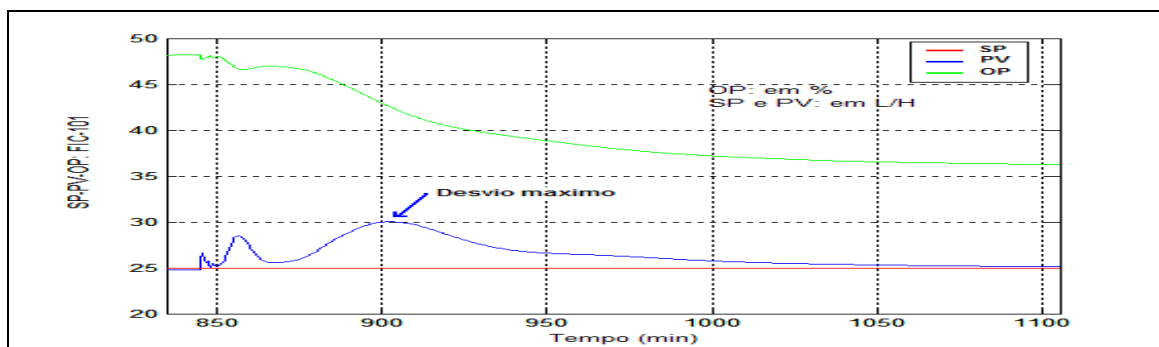


Figura 4.18: SP-PV-OP da malha de vazão do Destilado (FIC-101)

A seguir se analisa as demais estratégias considerando apenas o comportamento das malhas de composição e vazão do destilado e mantendo o resto dos controladores nos mesmos parâmetros de sintonia com o controlador de nível do refeedor (LIC-101) reajustado.

4.3 Estratégia D-V

A Figura 4.19 ilustra o processo com os controladores, configurando a estratégia D-V em sua versão singular. Esta estratégia, como foi exposta no capítulo 2, corresponde ao controle da composição manipulando a vazão de destilado (D). Para o controle da composição, mediante o controlador de composição do destilado (XIC-100), se considera uma estratégia em cascata com o controlador de vazão do destilado (FIC-100). O nível do condensador é controlado pela vazão de refluxo (LIC-100). O ponto de operação e o resto dos controladores são mantidos iguais à estratégia R-V, já analisada. A Figura 4.20 mostra o diagrama de instrumentação e processo obtido diretamente do HYSYS.

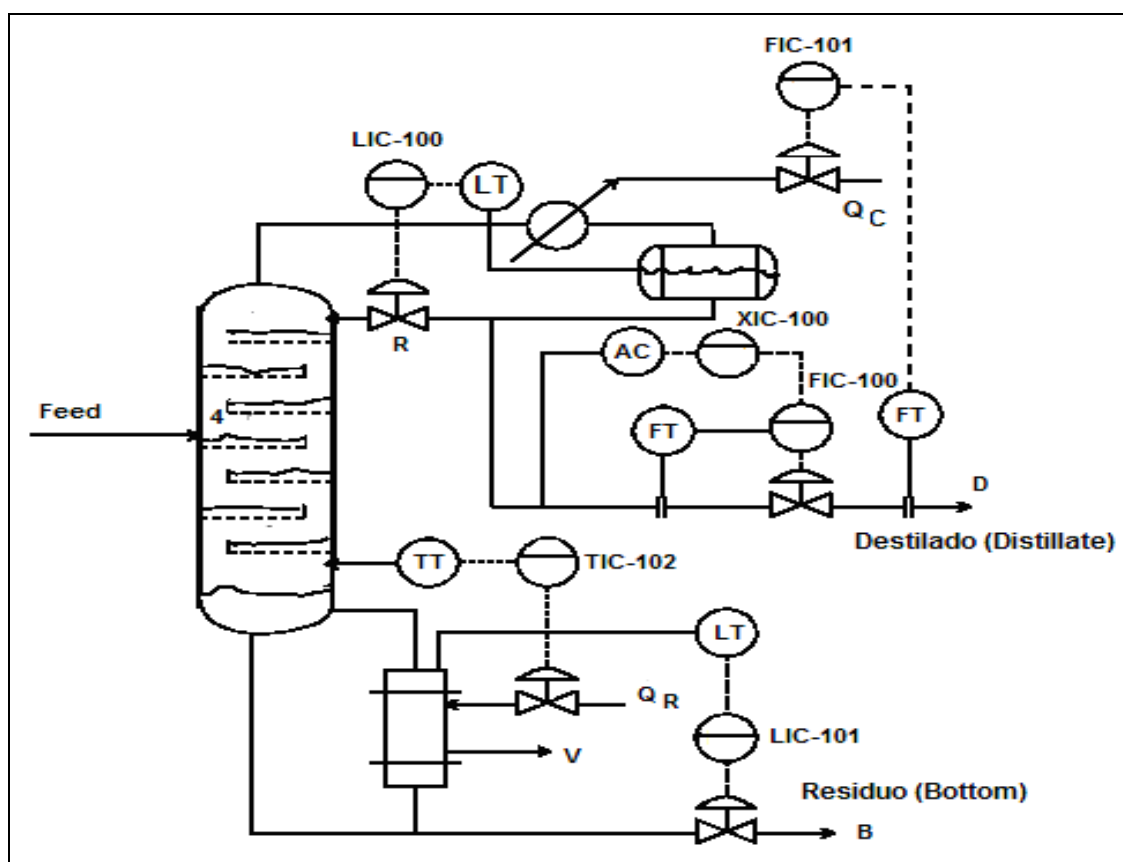


Figura 4.19: Diagrama de Processo e Instrumentação da estratégia D-V

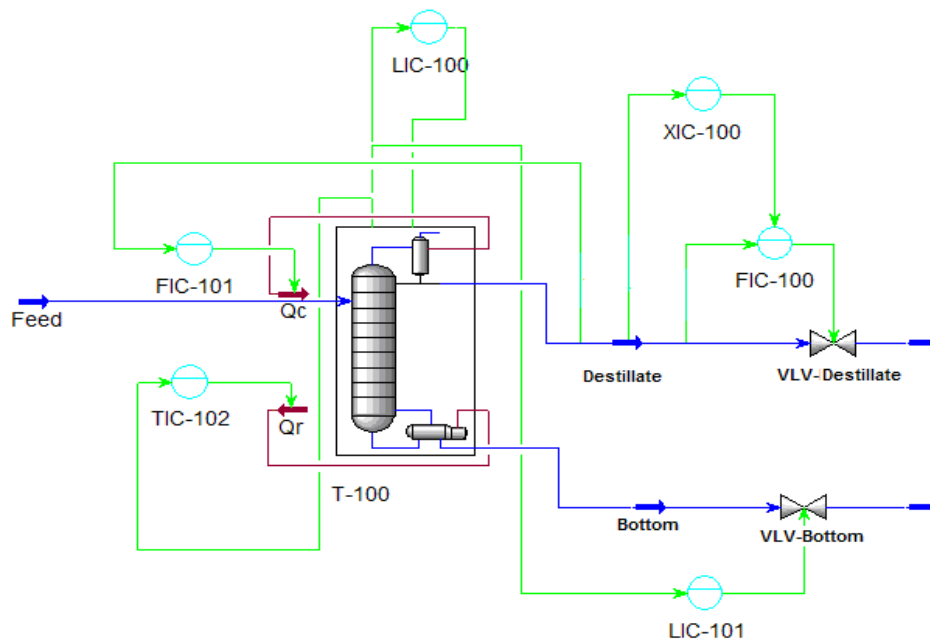


Figura 4.20: Diagrama de Processo e Instrumentação do HYSYS, estratégia D-V

A Tabela 4.2 apresenta um resumo dos controladores com suas respectivas variáveis manipuladas e referências.

Controlador PI	Variável Controlada	Variável Manipulada	Set-Points
LIC-100	Nível do Condensador	Vazão do Refluxo	48.6 %
LIC-101	Nível do Refervedor	Vazão do Resíduo	50.0 %
FIC-100	Vazão do Refluxo	Vazão do Destilado	36.72 L/H
FIC-101	Vazão do Destilado	Qc	25.0 L/H
TIC-102	Temperatura Fundo	Qr	85.04 °C
XIC-100 (Cascata)	Composição do Destilado (Fração Volumétrica)	Set-Point FIC-100	0.9285

Tabela 4.2: Resumo de Controladores, estratégia D-V

Para o controle da vazão do destilado, segundo se observa no esquema anterior, continua-se atuando sobre a vazão do refrigerante; além disso esta estratégia controla a composição do destilado com a vazão do destilado o que torna o sistema a controlar fortemente acoplado, o qual se traduzirá, provavelmente, em maiores tempos de estabelecimento e oscilações na composição.

A seguir, mostram-se resultados das simulações relacionados com o comportamento das variáveis de interesse, considerando mudanças de referência (SP) na composição da saída e distúrbios na composição da alimentação (*Feed*).

Mudança de SP da Composição de Destilado

Da mesma forma que na estratégia R-V, as Figuras 4.21 a 4.23 representam o comportamento do processo frente a uma mudança de referência na composição do destilado. Especificamente, se aplica um degrau aproximado de 1% da referência em torno do ponto de operação do processo.

O tempo de estabelecimento da composição e o sobressinal são de aproximadamente, em média, de 250 minutos e 20%, respectivamente.

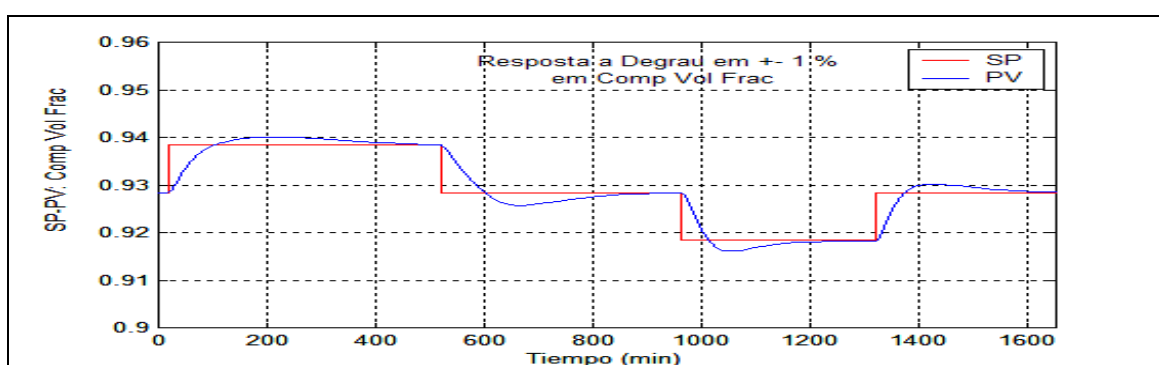


Figura 4.21: Resposta da Composição de destilado a degrau de referência

Observa-se na Figura 4.22, em relação ao acoplamento com o malha de vazão do destilado, um menor desvio, quase 20% de seu valor de referência, em relação na estratégia R-V.

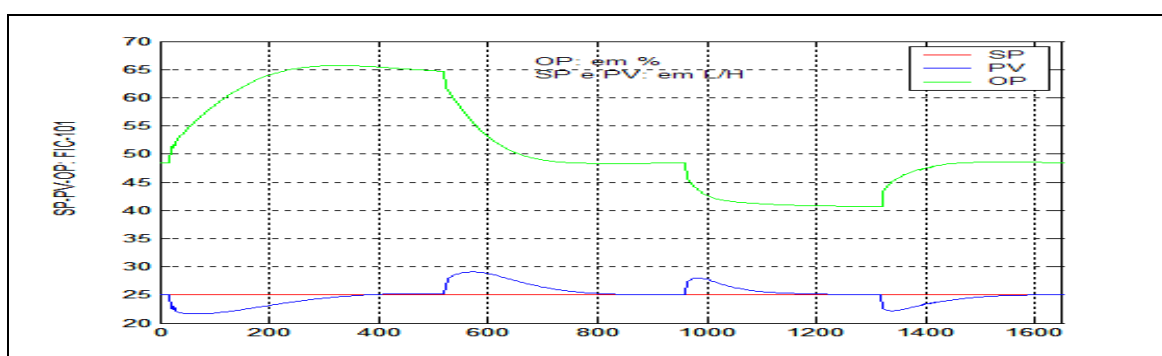


Figura 4.22: SP-PV-OP da malha de vazão do Destilado (FIC-101)

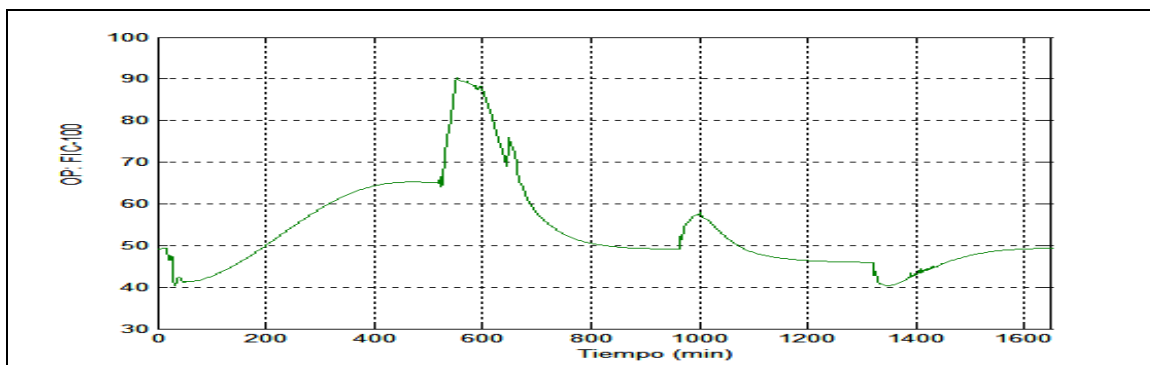


Figura 4.23: OP da malha escrava da Composição do Destilado (FIC-100)

Mudança de alimentação do processo (*Feed*)

As figuras 4.24 a 4.25 representam, respectivamente, o degrau aplicado na composição da alimentação e o comportamento da composição do destilado.

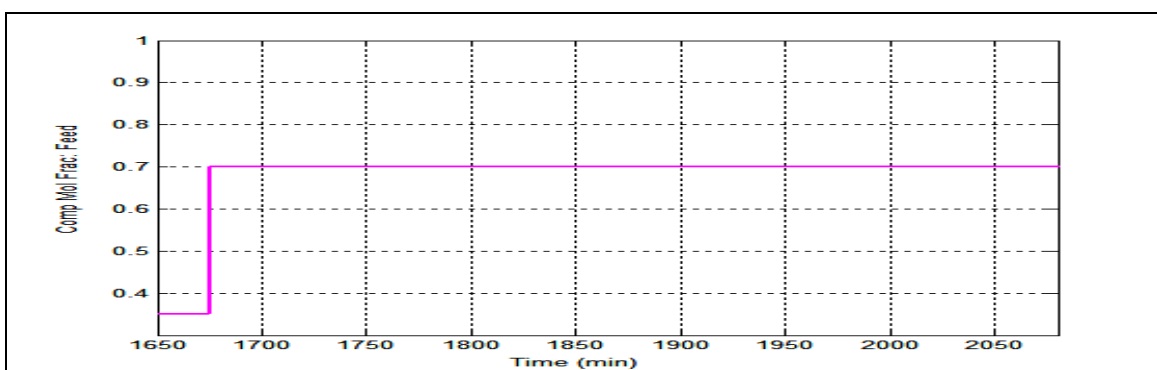


Figura 4.24: Mudança na Composição da alimentação

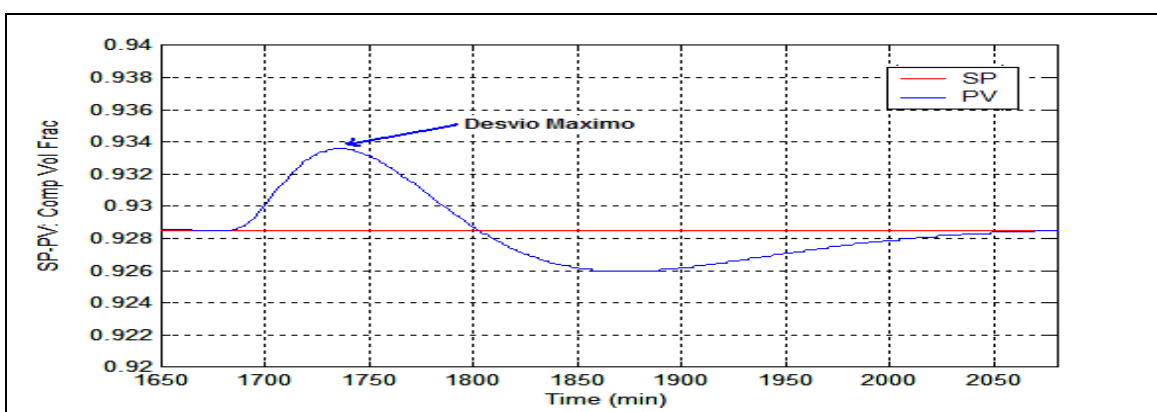


Figura 4.25: SP-PV da malha de Composição do Destilado (XIC-100)

Observa-se claramente, de acordo com a Figura 4.25, um tempo de recuperação da composição, com valores de desvio do SP também maiores que no caso da estratégia R-V.

4.4 Estratégia RR-V

A Figura 4.26 ilustra o processo com controladores configurando a estratégia RR-V, em sua versão singular. Para o controle da composição do destilado se utiliza o controlador de razão RATO-100 do HYSYS, que atua sobre a válvula VLV-Distillate (ver Figura 4.7). O controlador RATO-100 recebe como entradas vazões de destilado e de refluxo, e calcula a referência de vazão do destilado para manter a razão fixada como SP. O resto dos controladores é mantido como na estratégia D-V já analisada.

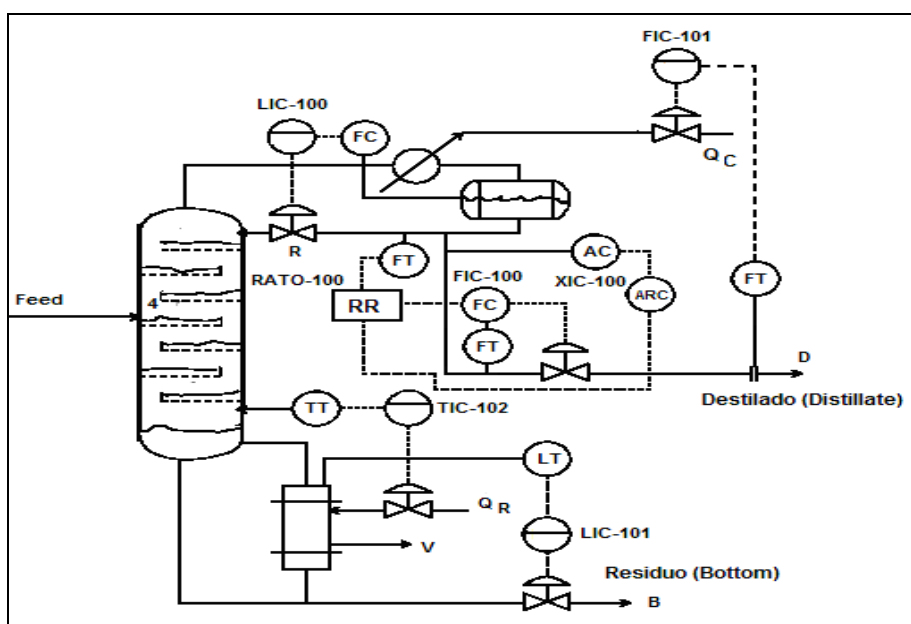


Figura 4.26: Diagrama de Processo e Instrumentação, estratégia RR-V

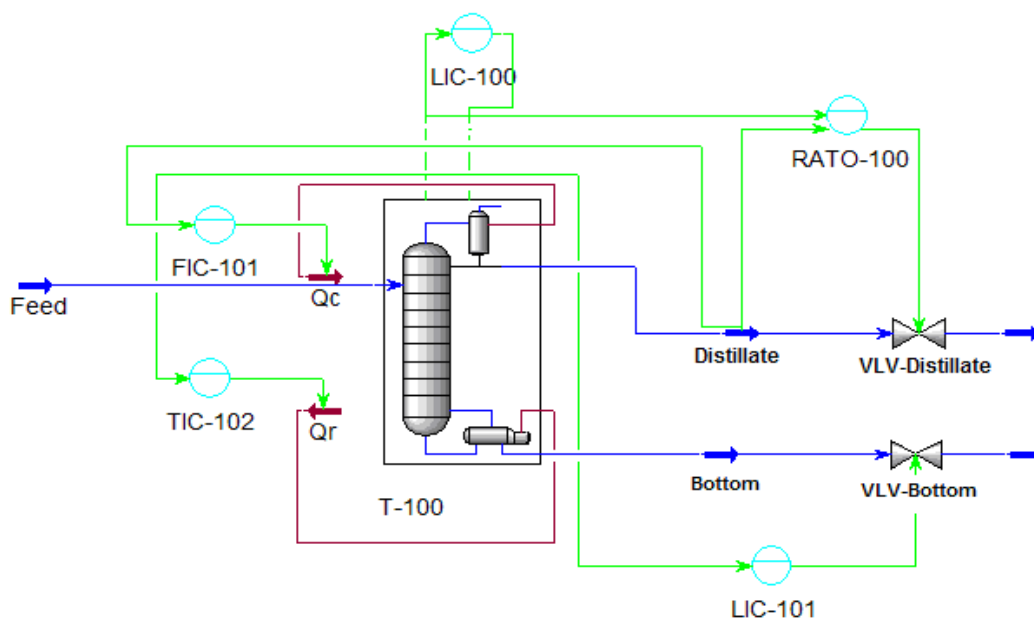


Figura 4.27: Diagrama de Processo e Instrumentação do HYSYS, estratégia RR-V

Esta versão do HYSYS, entretanto, não permite carregar referências de razão a partir de outro controlador, num modo de funcionamento tipo cascata, como se requer para aplicar esta estratégia, segundo mostra-se na Figura 4.26. Nesta Figura se observa claramente que é preciso o controlador da composição, ARC, para manipular a referência do controle de razão RR.

Para resolver este problema, utiliza-se um algoritmo programado em Matlab, o qual, mediante a comunicação já estabelecida com HYSYS, manipula a razão para controlar a composição.

As figuras seguintes mostram o comportamento das variáveis frente a mudanças da referência e distúrbios na alimentação.

Mudança de SP da Composição do Destilado

Na Figura 4.28 se observa que o tempo de estabelecimento e sobressinal da composição do destilado é de aproximadamente 120 minutos e 10%, respectivamente, para uma mudança positiva no seu SP.

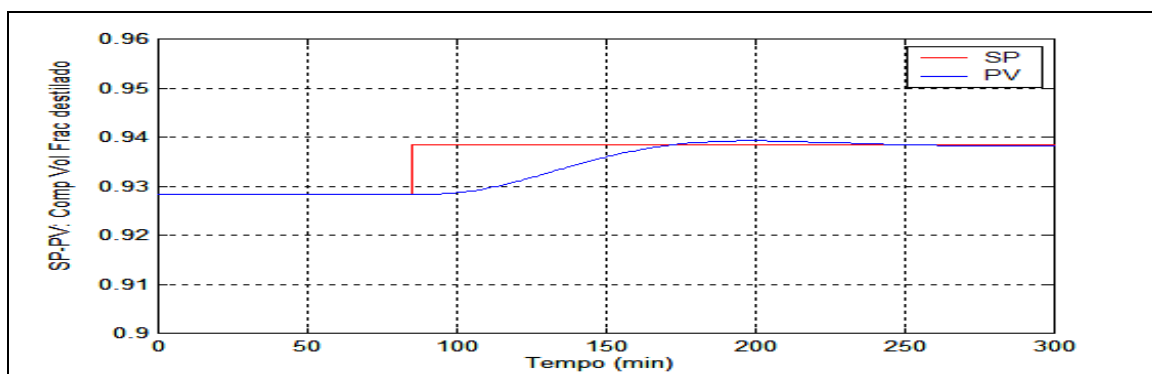


Figura 4.28: Resposta a degrau no SP da Composição do destilado

Com relação à vazão do destilado, observa-se, na Figura 4.29, que esta variável tem um pequeno desvio de seu ponto de operação, apresentando um bom comportamento e leve acoplamento, frente a uma mudança do SP da composição.

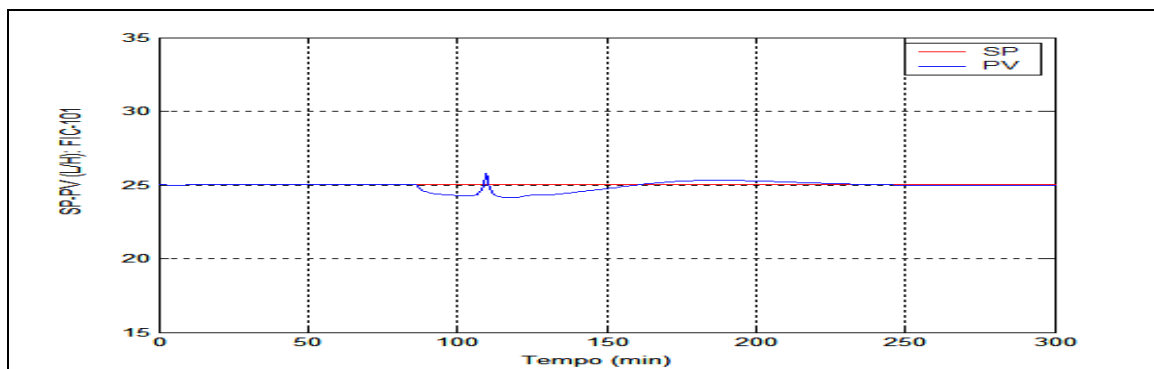


Figura 4.29: SP-PV-OP PV da malha de vazão do Destilado (FIC-101)

Na Figura 4.30 se observa a evolução das variáveis, vazão do destilado e vazão do refluxo, que tem relação direta com a razão do refluxo (RR). Observa-se que em seu ponto de operação inicial a razão é de 1.48 (37/25) e em seu novo ponto é de 2.32 (58/25).

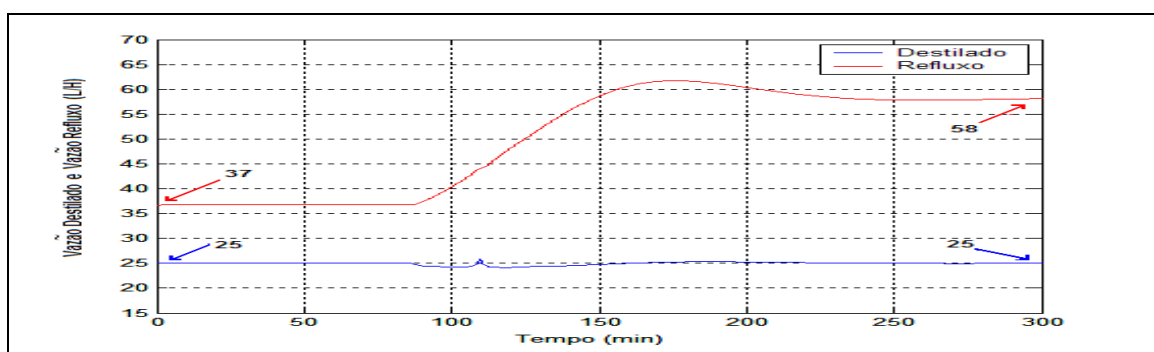


Figura 4.30: Vazão do Destilado e vazão do Refluxo

Mudança de alimentação do processo (*Feed*)

Observando as Figuras 4.31 e 4.33 pode-se determinar que o tempo de recuperação da composição do destilado, ante uma mudança da composição da alimentação, é de aproximadamente 350 minutos. O desvio da composição, de seu ponto da operação e o tempo de estabelecimento, em relação às estratégias R-V e D-V, são maiores.

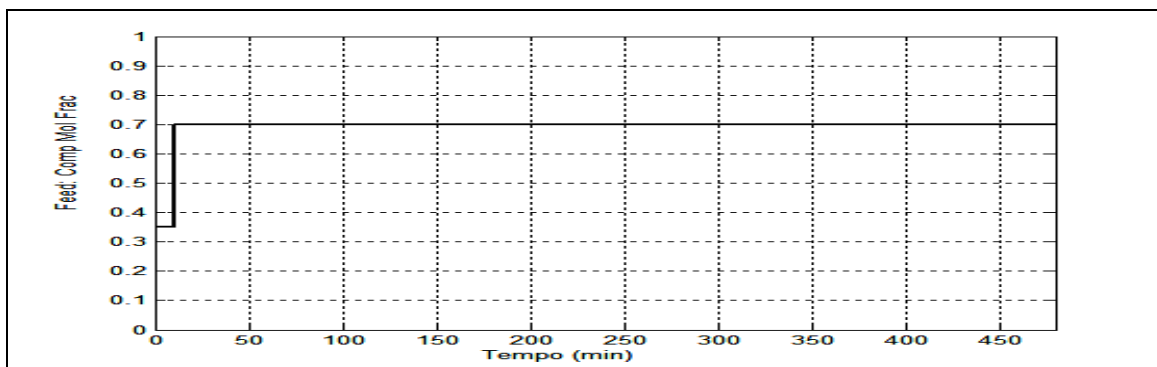


Figura 4.31: Mudança na Composição da alimentação

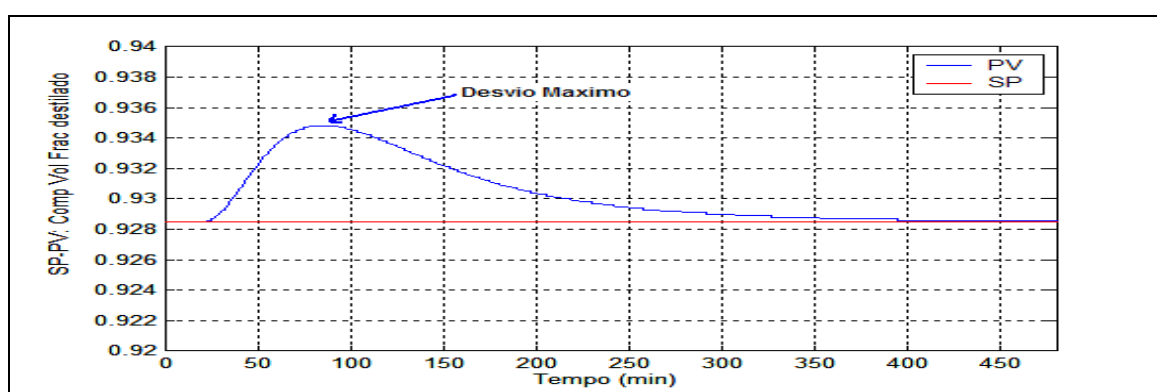


Figura 4.32: SP-PV da malha de Composição do Destilado (XIC-100)

Finalmente no que diz respeito à mesma mudança na alimentação, a Figura 4.33 mostra que a vazão do destilado se mantém praticamente constante em seu ponto de operação. Não obstante a vazão do refluxo evoluciona desde seu valor do ponto de operação de 37 L/H, a 22 L/H, o qual corresponde a uma variação da razão de refluxo de 1.48 a 0.88.

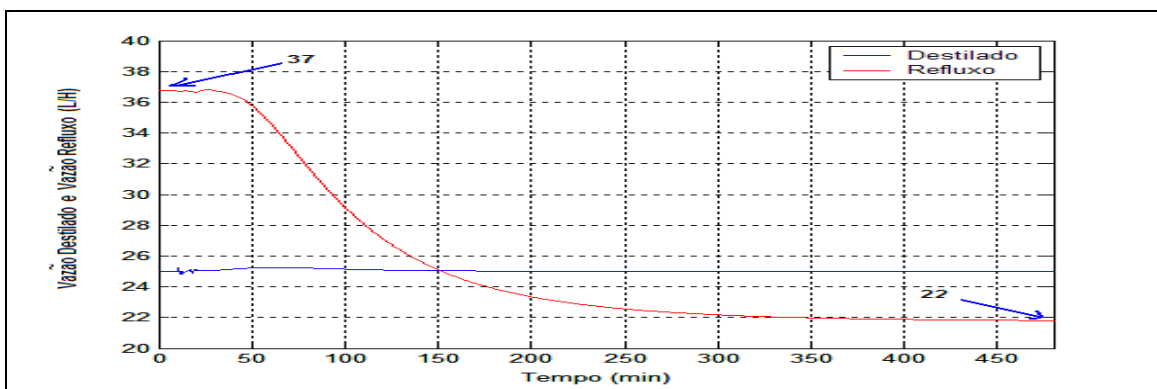


Figura 4.33: Vazão do Destilado e vazão do Refluxo

As Tabelas 4.3 e 4.4 resumem os parâmetros dinâmicos de cada estratégia obtidos nos testes realizados sobre a planta de destilação simulada, em relação, respectivamente, à aplicação de

um degrau positivo no SP da composição e à aplicação de um distúrbio na composição da alimentação.

Parâmetro Estratégia	Sobressinal (%) Composição	t_{5%} (min) Composição	Desvio (%) Vazão do Destilado	t recuperação (min) Vazão do Destilado
R-V	20	90	40	180
D-V	20	250	20	370
RR-V	10	120	4	370

Tabela 4.3: Resumo de parâmetros dinâmicos para mudança no SP composição

Não se observa claramente nos parâmetros da tabela 4.3 uma superioridade total de alguma das estratégias. Por exemplo, a estratégia RR-V mostra-se melhor na sobressinal de composição e desvio da vazão do destilado, mas com um tempo de recuperação da vazão do destilado do dobro da estratégia R-V. No entanto, observa-se claramente na tabela 4.4 o melhor desempenho da estratégia R-V tanto no % de desvio de referência da composição do destilado como o tempo de recuperação para o caso distúrbio na alimentação.

Parâmetro Estratégia	Desvio (%) Composição	t recuperação (min) Composição
R-V	0.22	70
D-V	0.66	370
RR-V	0.64	370

Tabela 4.4: Resumo de parâmetros dinâmicos para o distúrbio na alimentação

A seguir se obtém as matrizes de ganhos relativos (RGA) de cada uma das configurações multivariáveis.

4.5 Matriz de Ganhos Relativos

Como foi comentada a aplicação de uma estratégia de controle preditivo MIMO pode contribuir para melhorar o comportamento do sistema principalmente no que se refere a minimizar os efeitos do acoplamento entre malhas. Para aplicar um controle MIMO é fundamental escolher adequadamente os pares MV-PV.

Com objetivo de dispor de mais informação para selecionar a estratégia de controle, que será analisada no capítulo seguinte mediante controladores preditivos multivariáveis, se obtém as matrizes de ganhos relativos para comparar o grau de acoplamento entre as malhas de controle.

Para se obter estas matrizes se calculam os ganhos em estado estacionário, aplicando pequenas variações nas variáveis manipuladas, com o sistema em malha aberto, e medindo as mudanças nas variáveis a controlar, em estado estacionário (SS). A seguir, mediante as relações mostradas na Tabela 4.5, se determina a matriz RGA (*Relative Gain Matrix*) de cada estratégia [32].

OP PV	OP1	OP2
PV1	$K_{11}K_{22}/(K_{11}K_{22}-K_{12}K_{21})$	$K_{12}K_{21}/(K_{12}K_{21}-K_{11}K_{22})$
PV2	$K_{12}K_{21}/(K_{12}K_{21}-K_{11}K_{22})$	$K_{11}K_{22}/(K_{11}K_{22}-K_{12}K_{21})$

Tabela 4.5: Matriz de Ganhos Relativos

Onde:

K11: Razão entre a variável do processo PV1 e controle OP1, em estado estacionário

K12: Razão entre a variável do processo PV1 e controle OP2, em estado estacionário

K21: Razão entre a variável do processo PV2 e controle OP1, em estado estacionário

K22: Razão entre a variável do processo PV2 e controle OP2, em estado estacionário

Matriz RGA para estratégia R-V

PV	OP	% VLV-Refluxo	% VLV-Refrigerante
Composição do Destilado		2.143	-1.143
Vazão Destilado		-1.143	2.143

Tabela 4.6: Matriz de Ganhos Relativos da estratégia R-V

Observando esta matriz, pode-se concluir que os pares de variáveis são escolhidos corretamente, já que, para cada variável controlada, a variável manipulada é aquela que tem o maior ganho relativo positivo.

Matriz RGA para estratégia D-V

PV	OP	% VLV-Refluxo	% VLV-Refrigerante
Composição do Destilado		-0.2	1.2
Vazão Destilado		1.2	-0.2

Tabela 4.7: Matriz de Ganhos Relativos da estratégia D-V

Neste caso, observando a matriz da Tabela 4.7, pode-se concluir que os pares de variáveis não são escolhidos corretamente nesta estratégia já que a válvula que manipula o refrigerante teria que controlar a composição do destilado e a válvula do destilado teria que controlar a vazão do destilado. Isto explica os grandes tempos de estabelecimentos tanto para mudança no SP como para a rejeição de distúrbio na alimentação.

Matriz RGA para estratégia RR-V

PV	OP	% VLV-Refluxo	% VLV-Refrigerante
Composição do Destilado		1.06	0.06
Vazão Destilado		0.06	1.06

Tabela 4.8: Matriz de Ganhos Relativos da estratégia RR-V

Para esta estratégia, da mesma forma que para a estratégia R-V, os pares de variáveis estão escolhidos corretamente com a vantagem de apresentar uma menor interação entre as variáveis, pois o acoplamento das malhas é menor.

4.6 Conclusões

Como se esperava de acordo com o conhecimento adquirido sobre este tipo de processo e dos resultados das simulações, o sistema apresenta não linearidades, considerando até pequenos desvios em torno do ponto de operação; observam-se também tempos mortos e claras interações entre as variáveis de interesse, os quais produzem o acoplamento entre os malhas de controle. Este acoplamento produz tempos de estabelecimentos grandes e fortes desvios do valor de referência das variáveis controladas.

É importante ter em conta, como conclusão das múltiplas provas de ajuste realizadas, que qualquer intento de obter uma resposta mais rápida nos controladores de nível, para melhorar o tempo de resposta das variáveis controladas principais, se traduz numa maior interação entre as

malhas, chegando até apresentar instabilidade. Além disso, se produzem sinais de alta variabilidade e amplitude nos controles das válvulas. Estas conclusões se estendem para todas as estratégias.

É muito provável que reajustando os controladores PI possam-se conseguir tempos de estabelecimento e sobressinais menores que os obtidos. Entretanto, para efeitos de comparação, o método de sintonia dos controladores mediante a função *Autotuner* do HYSYS se mantém para todas as estratégias.

Das três estratégias analisadas, seleciona-se a estratégia R-V para seu estudo com controladores preditivos, principalmente por ser a que produz maior rejeição a distúrbios da composição, tanto em tempo como em amplitude. Além do mais foi a estratégia projetada para a coluna de destilação piloto da UFSC, e dentro da literatura, apresenta-se como a estratégia de maior aplicação na indústria.

Com respeito ao controle da vazão de destilado, manipulando a vazão de fluido refrigerante, deve-se deixar claro que se selecionou esta opção com base apenas em provas feitas no simulador e que sua aplicação prática requer, previamente, uma análise mais aprofundada, devido principalmente a que se verificaram, posteriormente, efeitos sobre os perfis de pressão e temperatura da coluna.

Nos próximos capítulos, baseados nesta estratégia, aplicam-se controle MPC em troca dos controladores PID e, finalmente, se aplica controle supervisorio, com GPC, sobre as malhas controladas com algoritmos PID.

Capítulo 5

Controle baseado no MPC

5.1 Introdução

Considerando o comportamento multivariável do processo, as características dos controladores preditivos baseados em modelo e os objetivos deste trabalho, se aplica esta técnica de controle avançado no que segue deste projeto.

O software HYSYS dispõe de controladores preditivos do tipo DMC, os quais permitem controlar sistemas multivariáveis com um total de 12 entradas e 12 saídas, sem restrições. Estes controladores serão utilizados para o controle da composição e vazão do destilado.

Na primeira parte deste capítulo se configura o controlador DMC do HYSYS para o controle do sistema multivariável com base na estratégia selecionada no capítulo 4, em substituição aos controladores PID. A seguir se aplica, para o mesmo sistema, o controle supervisor, com GPC, sobre os controladores PID que configuram a estratégia.

Para cada uma das configurações multivariáveis propostas acima se analisa o comportamento das variáveis do processo, composição e vazão, do destilado, nas mesmas condições estabelecidas no capítulo 4, ou seja, mudança no SP da composição do destilado e perturbação na composição da alimentação da coluna.

A continuação se faz uma comparação dos resultados em relação aos tempos de estabelecimento, sobressinais, desvios e tempos de recuperação das variáveis do processo para cada um dos controladores preditivos e controladores PID descentralizados da estratégia R-V. Finalmente são apresentadas as conclusões.

5.2 Controle Multivariável com o DMC do HYSYS

A Figura 5.1 ilustra o diagrama de processo e instrumentação em seu ponto de funcionamento. O controlador preditivo multivariável se identifica mediante o Tag DMC-100. O resto dos controladores mantém seus parâmetros de ajuste e pontos de operação de acordo com a aplicação analisada no capítulo anterior. A Figura 5.2 mostra a versão do HYSYS da estratégia R-V.

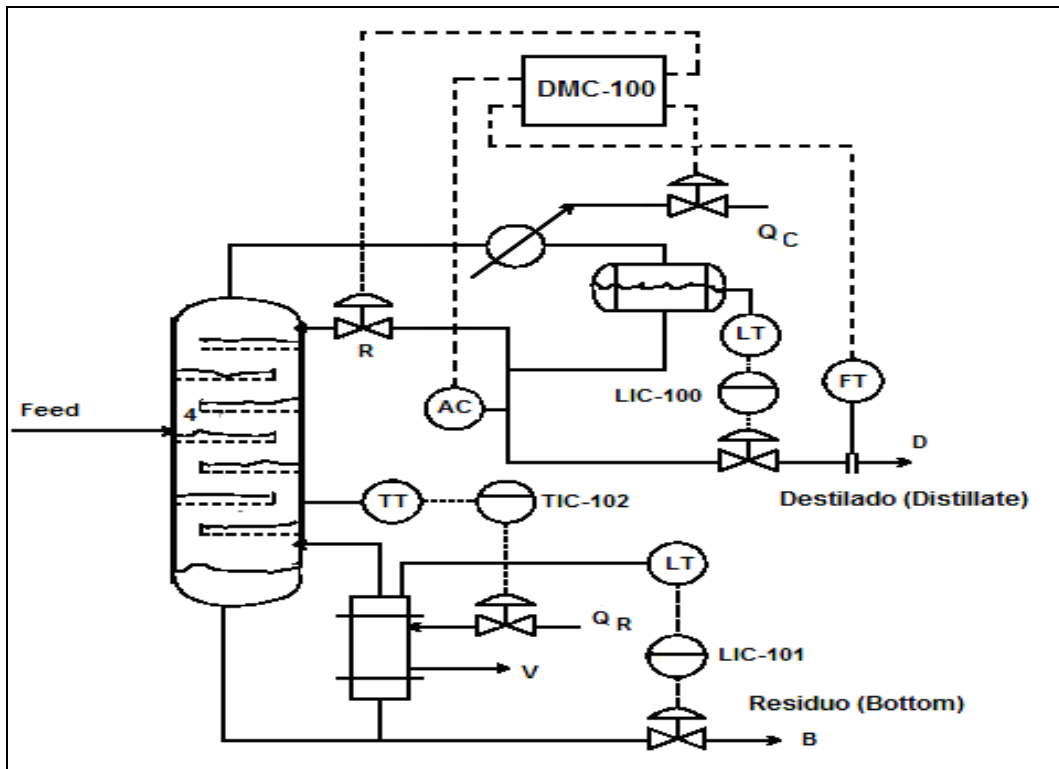


Figura 5.1: Diagrama de processo e Instrumentação, estratégia R-V

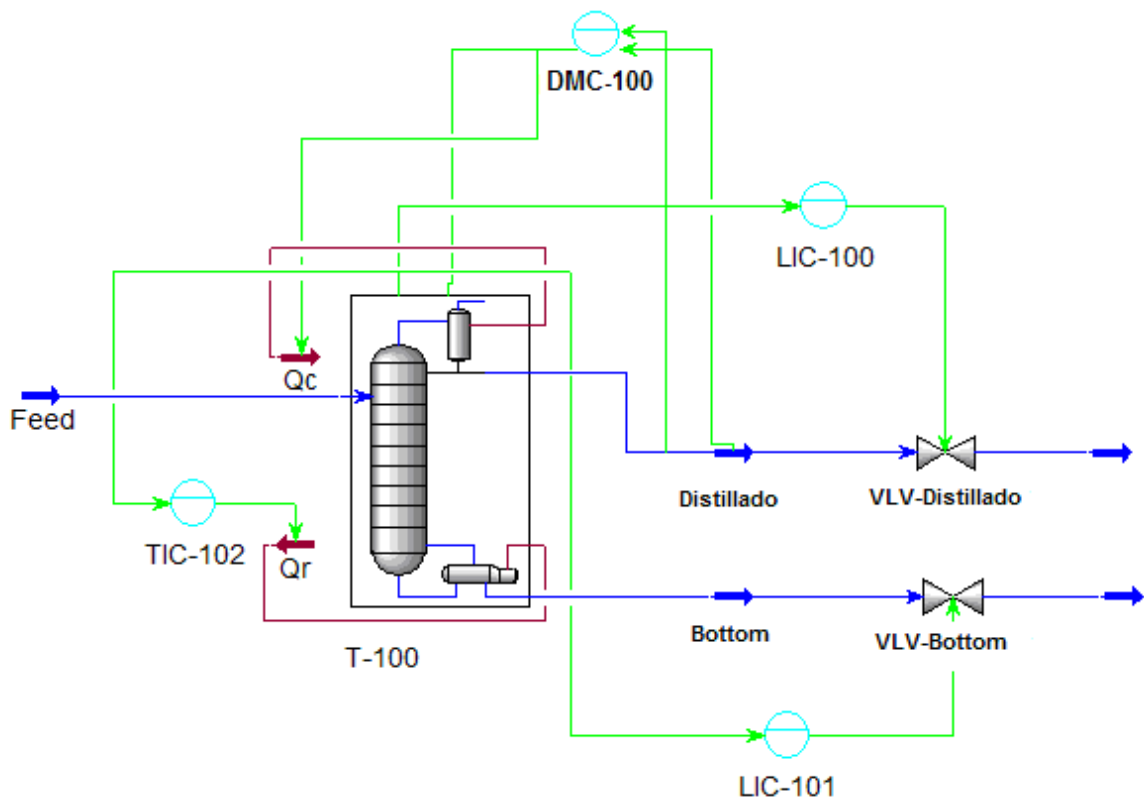


Figura 5.2: Diagrama de processo e Instrumentação do HYSYS, estratégia R-V

As entradas ao DMC são a Composição e a Vazão do destilado e as saídas são os controles para as válvulas de vazão do fluido refrigerante e da vazão do refluxo.

A seguir apresenta-se a configuração do controlador preditivo do HYSYS.

5.2.1 Configuração e Ajuste do Controlador DMC

Para a configuração do DMC (ver conceitos no Anexo 2) se devem obter, em primeiro lugar, os modelos matemáticos do sistema multivariável de 2x2 formado por (ver Tabela 5.1): a Composição do Destilado (PV1) e Vazão do destilado (PV2), como variáveis controladas, e, como variáveis manipuladas a Vazão de Refluxo e a Vazão de Refrigerante. Baseadas nas curvas de reação no simulador, obtidas aplicando em malha aberta variações da ordem de 10% nas variáveis manipuladas e registrando as saídas, determinam-se as funções de transferência do sistema para a estratégia R-V. As equações 5.1 e 5.2 (tempos em minutos) representam os modelos de primeira ordem, com tempo morto, do sistema.

SIGLA	Variável	Unidades
SP1	Referência Composição do destilado	Adimensional
PV1	Composição do destilado	Adimensional
OP1	Apertura válvula de controle de vazão do Refluxo	%
SP2	Referência Vazão do Destilado	L/H
PV2	Vazão do Destilado	L/H
OP2	Apertura válvula de controle de vazão do Refrigerante	%

Tabela 5.1: Variáveis associadas ao DMC

$$G_{11}(s) = \frac{0.0012e^{-3.2s}}{32s + 1} \quad G_{12}(s) = \frac{-0.001e^{-7.36s}}{40.5s + 1} \quad (5.1)$$

$$G_{21}(s) = \frac{-0.619}{13.87s + 1} \quad G_{22}(s) = \frac{1e^{-3.19s}}{11.26s + 1} \quad (5.2)$$

Em forma matricial o sistema fica representado da seguinte maneira:

$$\begin{bmatrix} PV_1(s) \\ PV_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} OP_1(s) \\ OP_2(s) \end{bmatrix} \quad (5.3)$$

Com relação à obtenção destes modelos é preciso esclarecer que seus parâmetros correspondem a valores médios do comportamento real do processo, em torno ao ponto de operação. As Figuras 5.3 e 5.4 registram as curvas de reação do sistema multivariável junto com as curvas obtidas com os modelos de identificação. Os modelos matemáticos do sistema foram obtidos utilizando o software CStation [26].

Aprecia-se, claramente, a característica não-linear do sistema a controlar e as interações que se produzem entre as variáveis. Além do mais, observa-se comportamento inverso em algumas regiões das curvas.

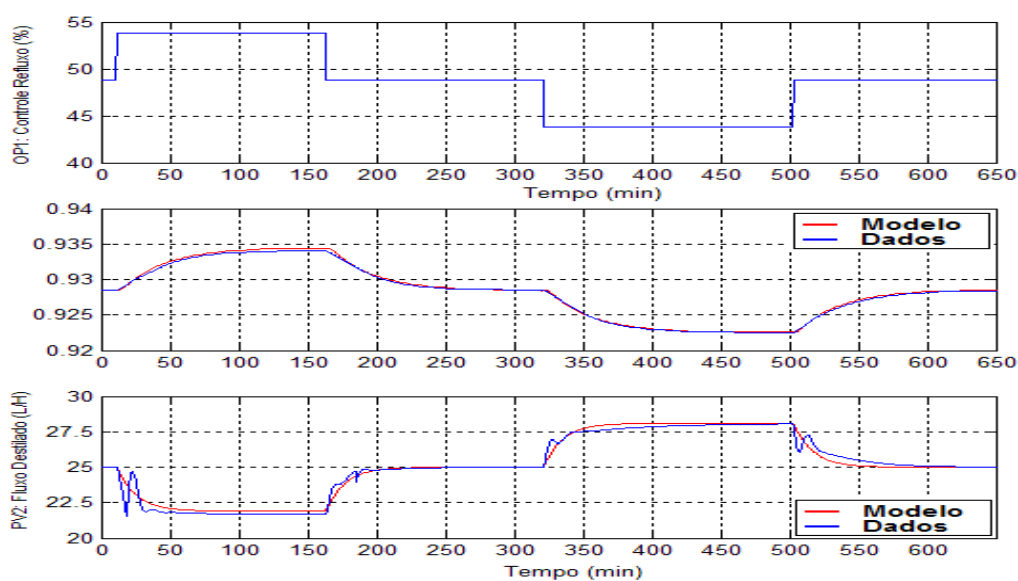


Figura 5.3: Curvas de reação das variáveis a controlar ao sinal de controle de vazão de refluxo

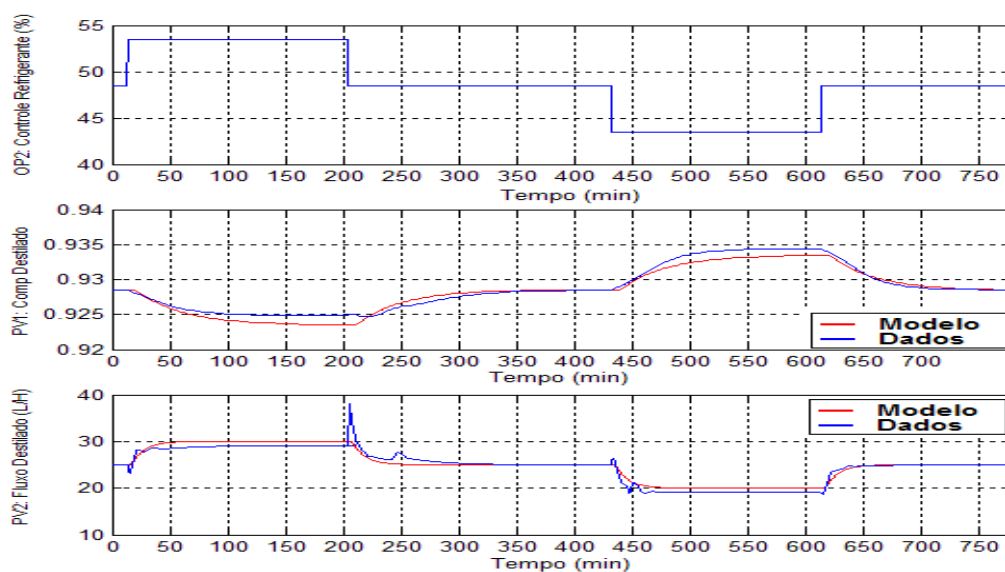


Figura 5.4: Curvas de reação das variáveis a controlar ao sinal de controle de vazão de refrigerante

As Figuras 5.5 a 5.7 mostram as janelas com os parâmetros de configuração e ajuste do DMC de HYSYS. Na janela da Figura 5.5 se definem os valores mínimos e máximos das variáveis de processo (PV), referência (SP) e de controle (OP).

Pv: Min and Max			
	PvMin	PvMax	
Comp Volume Frac (E)	0.700	1.000	
Std Ideal Liq Vol Flow	10.000 L/h	30.000 L/h	

Sp Low and High Limits			
	Low Limit	High Limit	
Comp Volume Frac (E)	0.7000	1.0000	
Std Ideal Liq Vol Flow	10.00	30.00	

Op Low and High Limits			
	Low Limit	High Limit	
Reflux	0.00 %	100.00 %	
Qc	0.00 %	100.00 %	

Enable Op Limits in Manul Mode

Figura 5.5: Limites para as variáveis PV, SP e OP

A Figura 5.6 mostra a janela com as funções de transferência do sistema.

	Kp	Tp	Delay
G1.1	1.200e-003	32.000 minute	3.250 minutes
G1.2	-1.000e-003	40.500 minute	7.360 minutes
G2.1	-0.6190	13.870 minute	0.000 minutes
G2.2	1.000	11.260 minute	3.190 minutes

Figura 5.6: Funções de transferência do sistema multivariável

Finalmente, a janela da Figura 5.7 registra os parâmetros de ajuste do controlador. O tempo de amostragem se fixa em 30 segundos, de acordo com a constante de tempo menor do sistema a controlar, calculada em 11.26 minutos (G_{22}), o seja com um critério de aproximadamente 20 vezes menor que a constante de tempo.

MPC Control Setup			
Num of Inputs	2	Num of outputs	2
Step Resp. Length	50	Ref. Trajectory	1.000
Prediction Horizon	30	Gamma_U	0.2000
Control Horizon	8	Gamma_Y	1.000
Control Interval	00:00:30.00	Create MPC	

Figura 5.7: Parâmetros de ajuste

Para a seleção do horizonte de predição do MPC se considera inicialmente, para este parâmetro de ajuste, um valor entre um a três vezes a menor constante de tempo do sistema multivariável ou bem, de dez a trinta vezes o tempo de amostragem. Para horizonte de controle pode selecionar-se inicialmente um valor de um terço do horizonte de predição. No que diz respeito à ponderação do controle deve selecionar-se um valor inicial em relação à matriz de ganhos de estado estacionário do sistema multivariável. Para ganhos pequenos deve escolher-se um valor pequeno. Os ganhos do sistema em estudo são pequenos, portanto deve escolher-se valores baixos para o parâmetro que pondera o controle (Gamma_U). No caso do HYSYS a ponderação do controle está normalizada (entre 0 e 1), portanto devem escolher-se valores mais perto a zero.

5.2.2 Resultados das Simulações

No que segue, mostram-se as curvas de comportamento¹ das variáveis do processo, associadas ao controlador preditivo, para mudanças na referência de composição do destilado e mudança na composição da alimentação.

¹ Por limitações na capacidade dos vetores utiliza-se, para os gráficos, um período de amostragem de um minuto.

Mudança de Referência

As Figuras 5.8 a 5.14 estão relacionadas à mudanças no SP da composição do destilado, tipo degrau, de $\pm 1\%$, em torno ao ponto de operação.

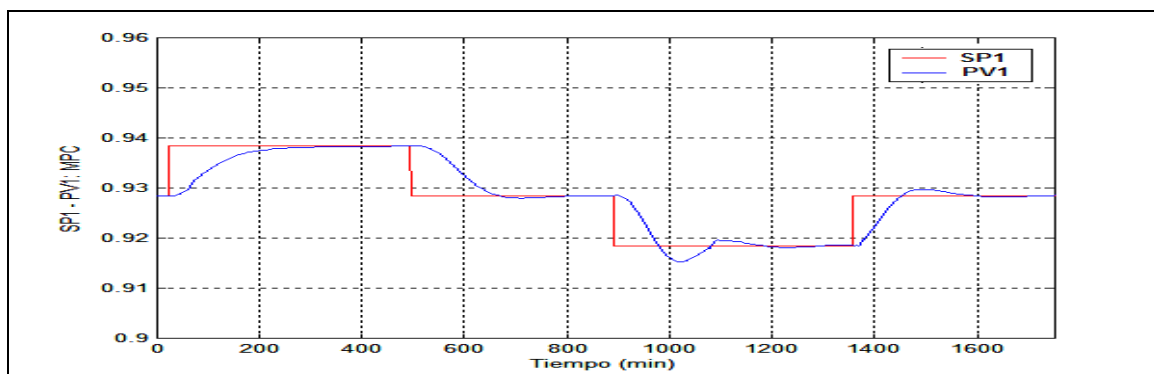


Figura 5.8: Referência e variável de processo (SP1 e PV1): Composição do Destilado

O comportamento da composição do destilado (PV1) apresenta tempo de estabelecimento, em média, similar ao tempo de estabelecimento alcançado com controladores PID. Para mudanças do SP abaixo do ponto de operação, a variável do processo apresenta oscilações similares ao caso de controle com PID descentralizados. Este comportamento se explica, principalmente, pelas características não-lineares da planta e também pelo fato de que o DMC foi sintonizado baseado em obter o menor tempo de resposta da composição a mudança positiva de seu SP.

As Figuras 5.9 e 5.10 registram o comportamento dos controles OP1 e OP2 que intervierem no controle da composição do destilado e da vazão do destilado. Nestas figuras podem-se observar certos níveis de ruído que podem ser atribuídos a comportamentos inversos registrados nas curvas de reação (Figuras 5.3 e 5.4) e que devem ser investigados na planta piloto real. Cabe ressaltar, entretanto, que o controle atinge o seu objetivo.

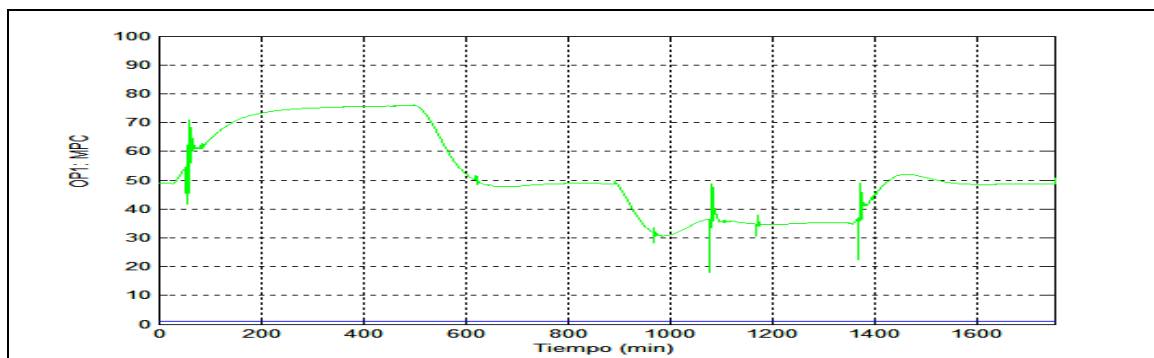


Figura 5.9: Sinal de controle da válvula de refluxo (OP1)

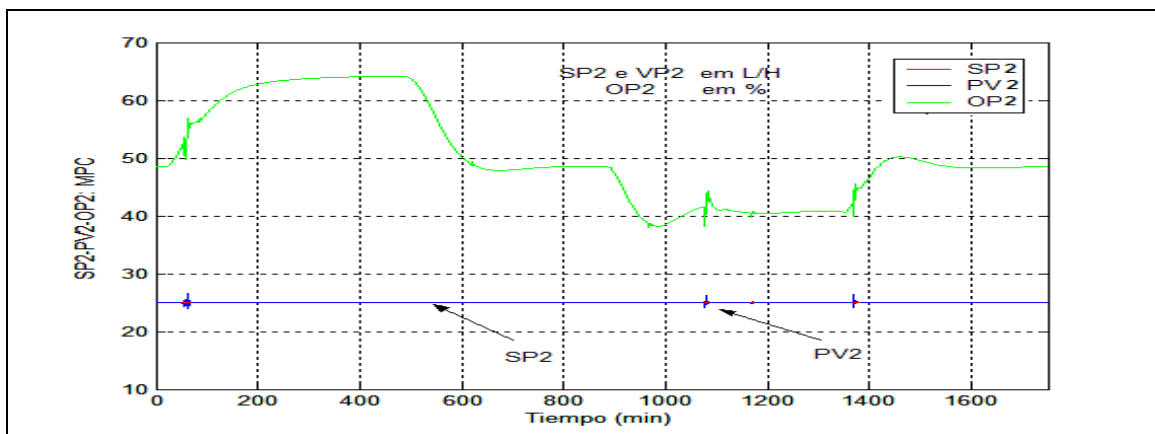


Figura 5.10: Referência, variável de processo e sinal do controle à válvula de refrigerante (SP2, PV2, OP2): Vazão de Destilado

A segunda variável controlada pelo DMC, correspondente à vazão do destilado (PV2), mantém-se praticamente constante em seu ponto de referência, conforme se aprecia na Figura 5.10 e ainda com mais detalhe na Figura 5.11.

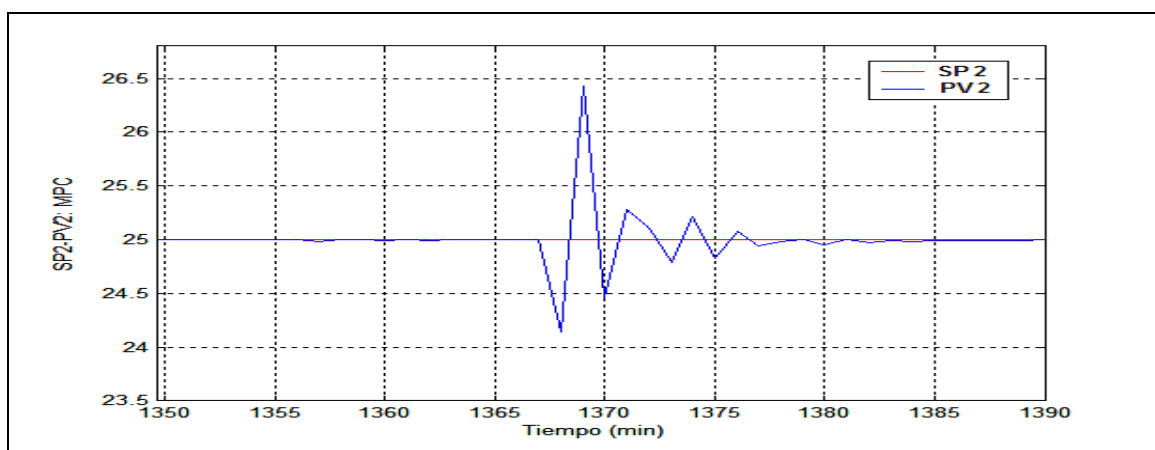


Figura 5.11: Detalhe da referência (SP2) e variável do processo (PV2): vazão do Destilado

Em relação ao nível do condensador se pode conferir, mediante a Figura 5.12, que esta variável de processo se recupera rapidamente diante a mudança do refluxo.

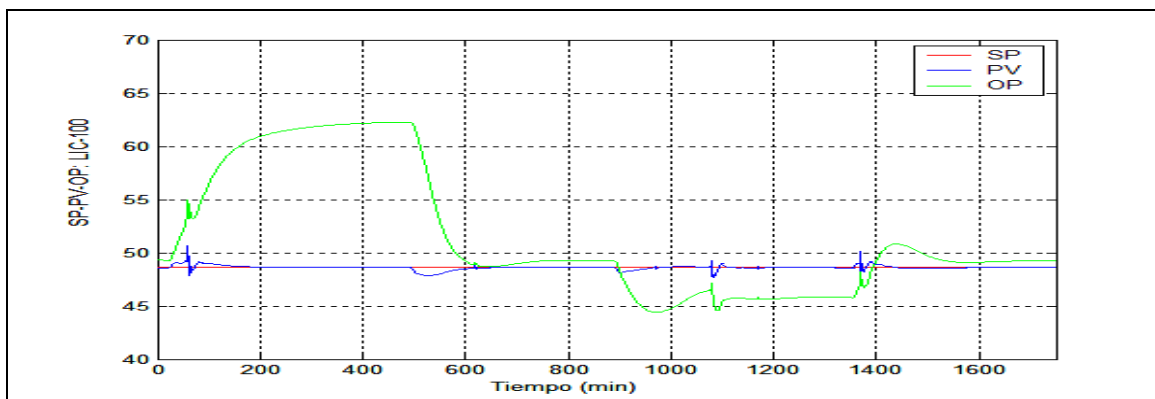


Figura 5.12: SP-PV-OP do malha de Nível do Condensador (LIC-100)

As curvas representadas nas Figuras 5.13 e 5.14 registram em detalhe, cada um minuto, as variações dos sinais aplicados às válvulas de controle de vazão e que poderiam apresentar algum problema com os atuadores do ponto de vista operacional, no que se refere à exigência imposta pelo sinal de controle. A velocidade máxima calculada é de aproximadamente 8 [%abertura/minuto] correspondente à OP1, da válvula do refluxo. Em caso de quer-se levar em conta e controlar esta dinâmica, deveria escolher-se um tempo de amostragem menor. Dado o comportamento da variável controlada isso não é necessário.

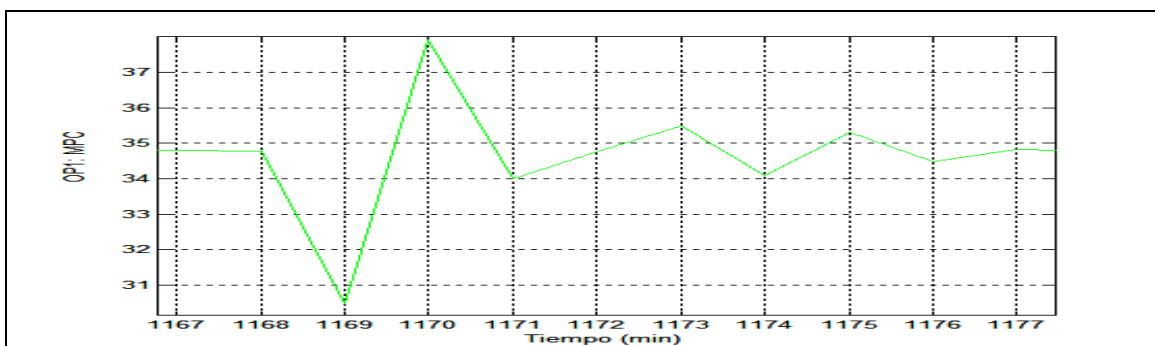


Figura 5.13: Detalhe do sinal do controle da válvula de controle de Refluxo (OP1)

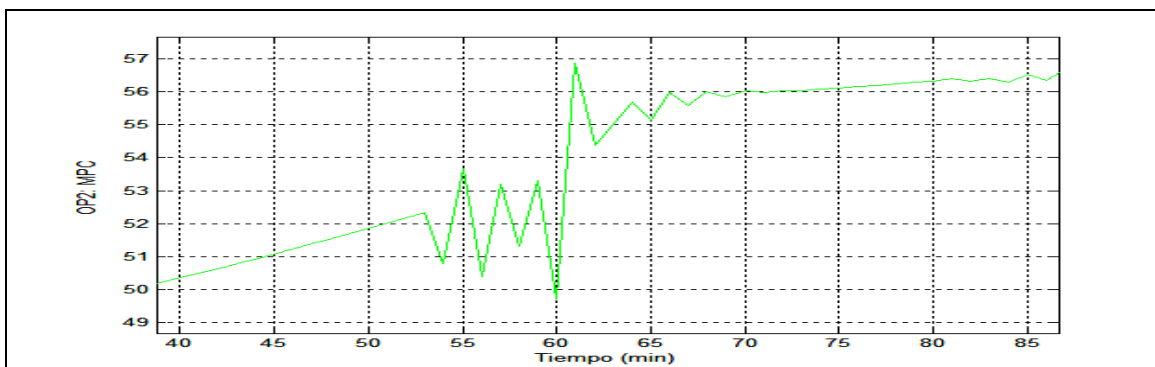


Figura 5.14: Detalhe do sinal do controle da válvula do controle de Qc

Mudança na composição de alimentação

A Figura 5.16 representa o comportamento da composição do destilado para uma mudança na composição de alimentação (Figura 5.15); observa-se que esta perturbação é rejeitada em um tempo próximo aos 200 minutos. Os sinais de controle correspondentes são apresentados nas Figuras 5.17 e 5.18.

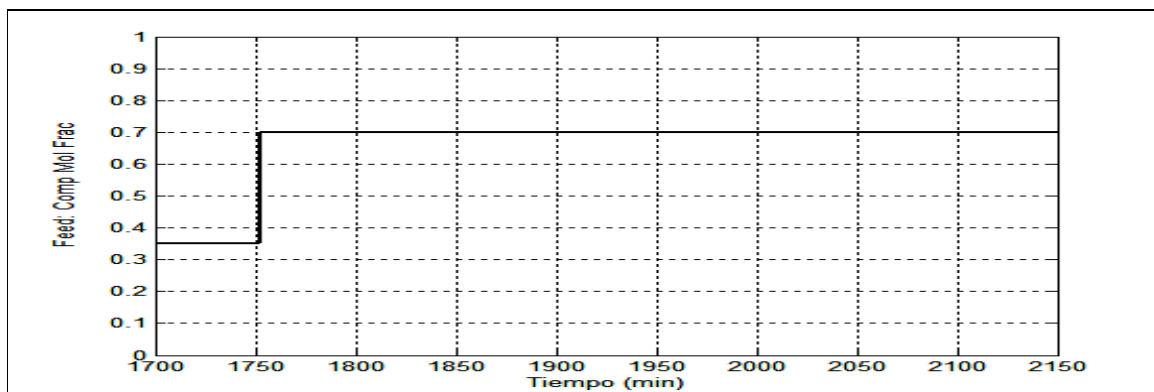


Figura 5.15: Degrau na composição da Alimentação

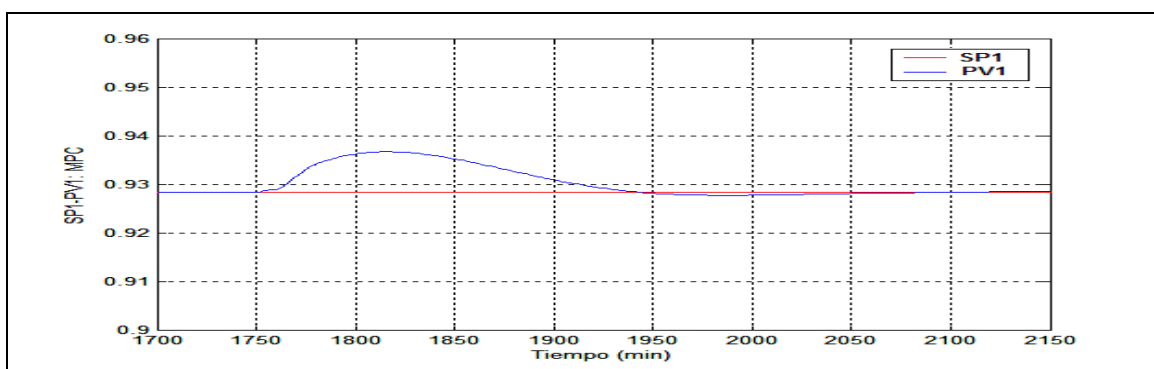


Figura 5.16: Resposta da Composição do destilado a um distúrbio na alimentação

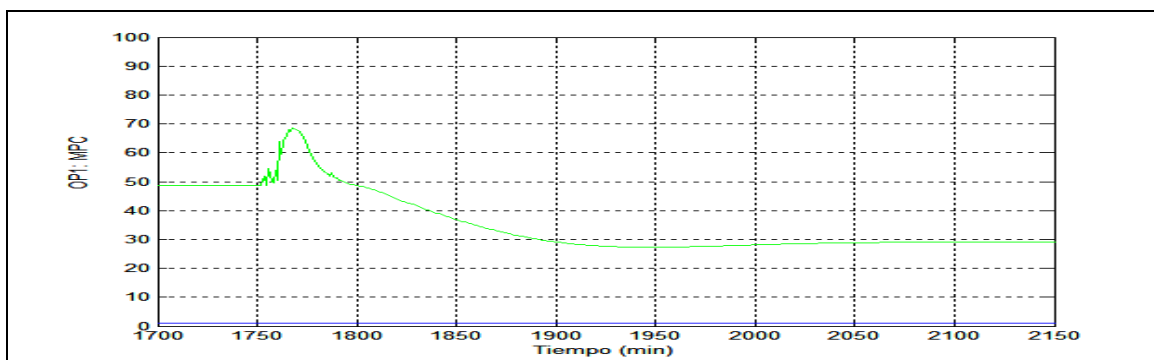


Figura 5.17: Sinal do controle da válvula de controle do Refluxo (OP1)

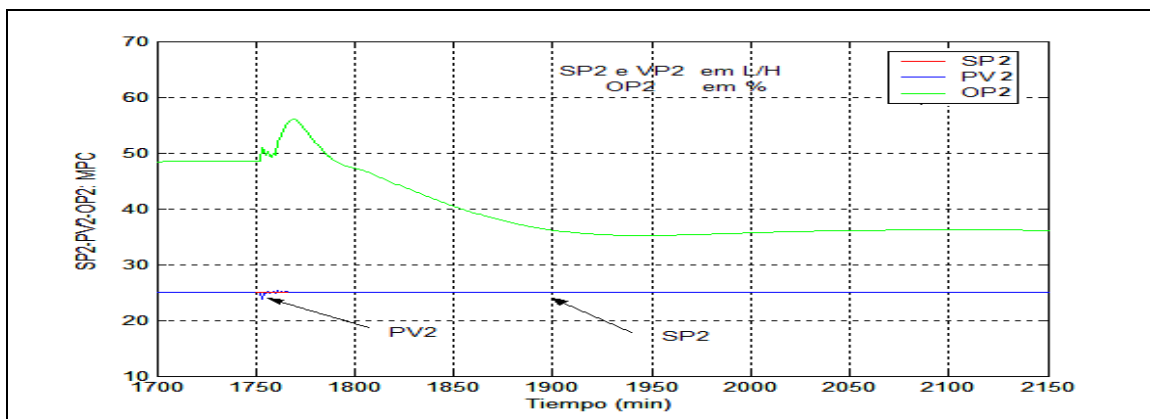


Figura 5.18: Referência, variável de processo e sinal do controle à válvula de Refrigerante (SP2, PV2, OP2): Vazão de Destilado

Referente à vazão do destilado, e de acordo com a Figura 5.18, o DMC rejeita completamente a perturbação na alimentação mantendo a saída em 25 L/H.

É preciso acrescentar que os controladores preditivos do HYSYS, nessa versão, apresentam algumas limitações em relação ao tipo de modelo a configurar para sua implementação. Somente é possível utilizar modelos lineares de primeira ordem, e não é possível programar restrições. Apesar disto o controlador DMC controla claramente com vantagens sobre os PID descentralizados na rejeição das interações, ainda considerando erro de modelagem causado principalmente pelas não-linearidades do sistema.

A seguir se faz uma análise de robustez usando o simulador.

5.2.3 Análise da Robustez por Simulação

Visando estudar a robustez do controlador DMC se fixa outro ponto de operação da planta e são feitas novas mudanças no SP da composição do destilado. O novo ponto de operação é 0.94 y 11 L/H, correspondente à composição e vazão do destilado, respectivamente.

A Figura 5.19 mostra tempos de estabelecimento similares aos tempos obtidos no ponto da operação anterior.

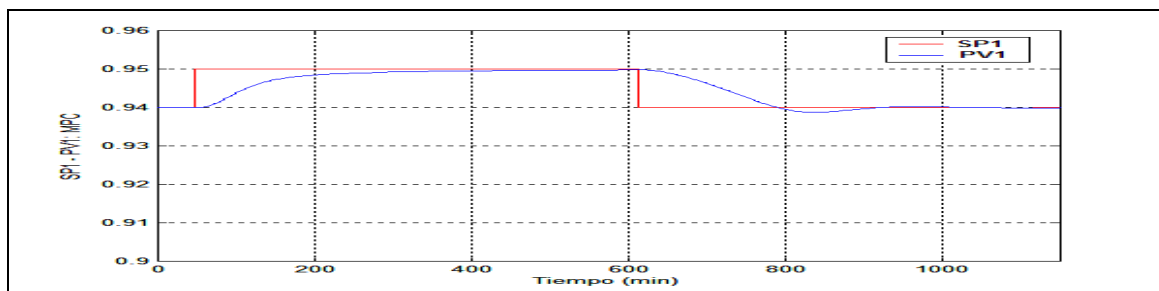


Figura 5.19: Referência e variável de processo: Composição do Destilado

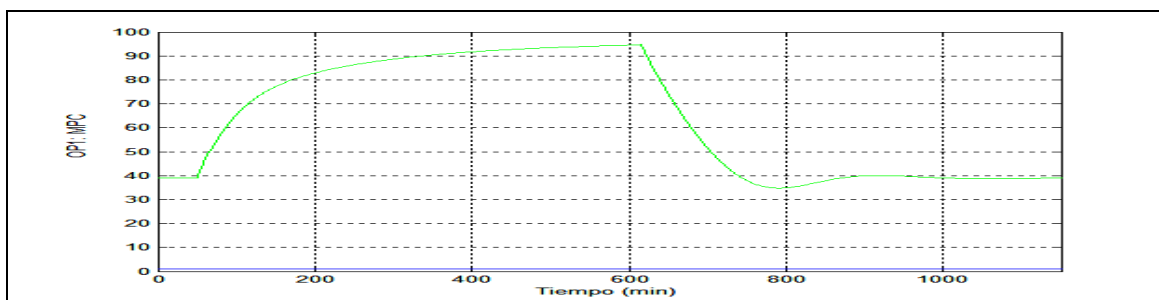


Figura 5.20: Sinal de controle à válvula de refluxo (OP1)

Também a vazão do destilado se mantém constante em seu novo ponto de operação, ou seja, 11 L/H, como queda registrada na Figura 5.21.

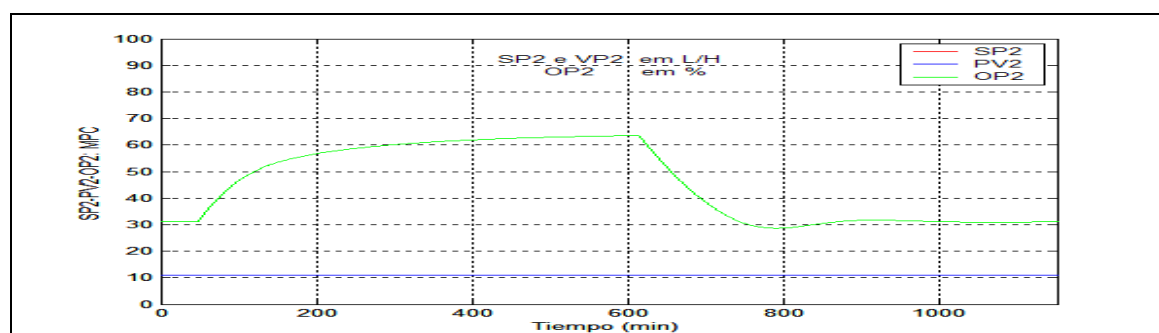


Figura 5.21: Referência, variável de processo e sinal de controle à válvula de refrigerante (SP2, PV2, OP2): Vazão do Destilado

Como uma maneira de conferir a característica não-linear do processo se obtém as funções de transferência neste novo ponto de operação (equações 5.4 e 5.5). Observando estas equações (tempos em minutos) e comparando-as com as equações 5.1 e 5.2 se comprova a diferença entre os ganhos dos modelos.

$$G_{11}(s) = \frac{0.0014e^{-9.18s}}{35.56s + 1} \quad G_{12}(s) = \frac{-0.0017e^{-10.87s}}{36.32s + 1} \quad (5.4)$$

$$G_{21}(s) = \frac{-0.725e^{-1.29s}}{3.94s + 1} \quad G_{22}(s) = \frac{1.26e^{-2.36s}}{3.29s + 1} \quad (5.5)$$

5.3 Controle Supervisório

Mediante a comunicação com Matlab é possível aplicar o controle supervisorio sobre o processo, suprido as limitações dos controladores preditivos do software HYSYS. No que segue deste capítulo se implementa controle supervisorio sobre os controladores PID que configuram a estratégia R-V.

Na Figura 5.22 mostra-se o processo com a estratégia R-V sobre o qual se aplica controle supervisorio, baseado no GPC. Os sinais do controle de GPC multivariáveis são aplicados sobre o SP dos controladores de composição do destilado (XIC-100) e de vazão do destilado (FIC-101).

Como no caso do DMC é preciso obter os modelos matemáticos do sistema a controlar. As funções de transferência a determinar têm com entradas as referências dos controladores e como saídas as variáveis controladas do processo a controlar, que neste caso correspondem novamente à composição e vazão do destilado.

Conceitos sobre o controle preditivo generalizado e algoritmos utilizados para sua aplicação no controle da planta simulada podem-se encontrar nos anexos 2 e 3 respectivamente.

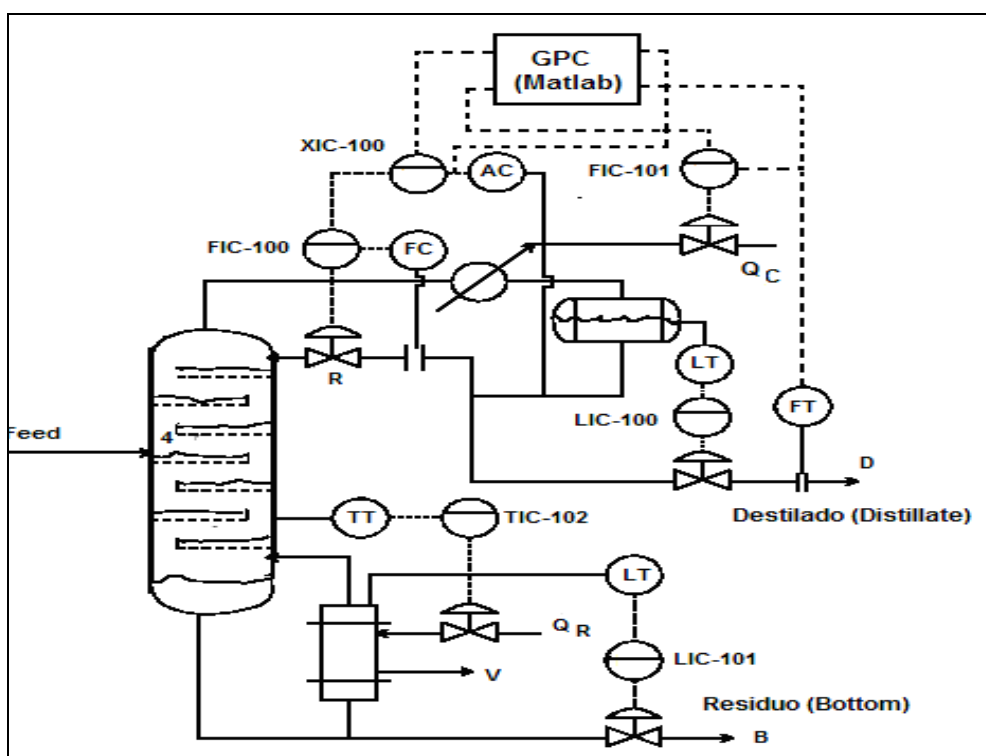


Figura 5.22: Diagrama de Processo e Instrumentação, Controle Supervisorio

Através do *Toolbox* de Identificação do Matlab se obtém as seguintes funções da transferência amostradas para o sistema de 2x2. Para a obtenção destes modelos se considera um tempo de amostragem de 2 minutos e *Hold's* de ordem zero.

$$G_{11}(z) = \frac{0.05 z^{-1} + 0.02227 z^{-2} - 0.005336 z^{-3} - 0.01802 z^{-4}}{1 - 1.155 z^{-1} - 0.2593 z^{-2} + 0.4633 z^{-3}} \quad (5.6)$$

$$G_{12}(z) = 0$$

$$G_{21}(z) = \frac{-594.2 z^{-1} + 594.2 z^{-2}}{1 - 1.386 z^{-1} + 0.5921 z^{-2} - 0.1465 z^{-3} - 0.03577 z^{-4}} \quad (5.7)$$

$$G_{22}(z) = \frac{0.046 z^{-1} - 0.03599 z^{-2}}{1 - 1.574 z^{-1} + 0.5834 z^{-2}}$$

As curvas de reação correspondentes se mostram nas Figuras 5.23, 5.24, 5.25 e 5.26 junto com as curvas obtidas com os modelos identificados. Considere-se que as referências dos controladores XIC-100 e FIC-101 são os sinais de controle (OP) do GPC. Deve-se esclarecer que a Figura 5.24 mostra o comportamento da vazão do destilado (PV2) frente à mudança no sinal do controle OP1 (ver Figura 5.23), com o sinal do controle OP2 em seu ponto de operação (25 L/H).

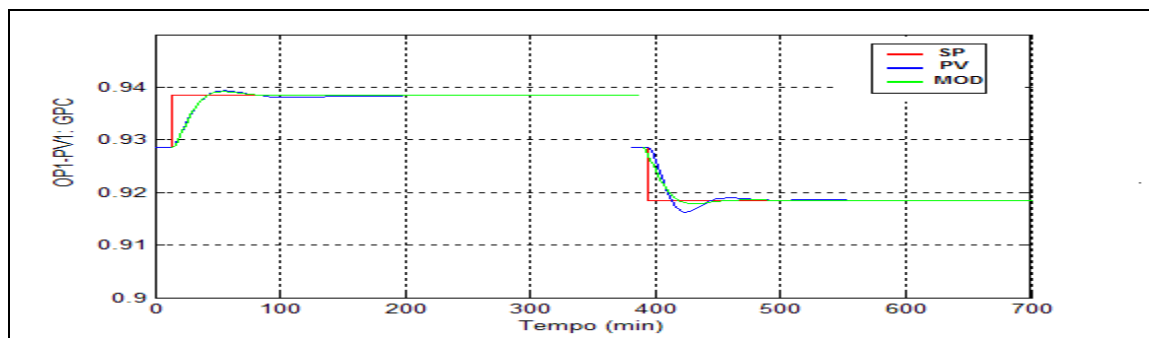


Figura 5.23: Sinal do controle e variável de processo OP1 e PV1 do GPC

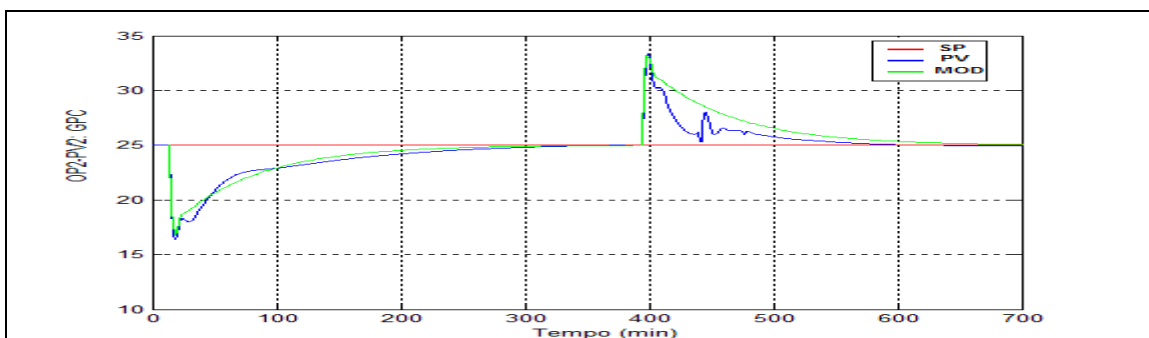


Figura 5.24 Sinal do controle e variável de processo OP2 e PV2 do GPC

Na Figura 5.25 se apresenta, por motivos de escala, a composição do destilado (PV2) em resposta a um degrau unitário de referência de vazão de destilado aplicado (± 1 L/H). Observe-se que este pequeno degrau na referência do controlador da vazão do destilado (OP2) não afeta a composição do destilado. No entanto, pode-se observar, durante os testes, certa interação na composição do destilado para variações maiores na referência do controlador da vazão do destilado.

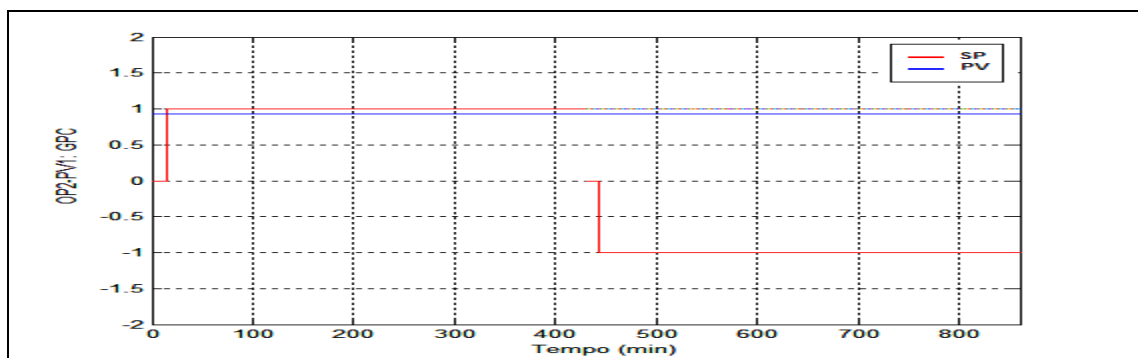


Figura 5.25: Sinal de controle e variável de processo OP2 e PV1

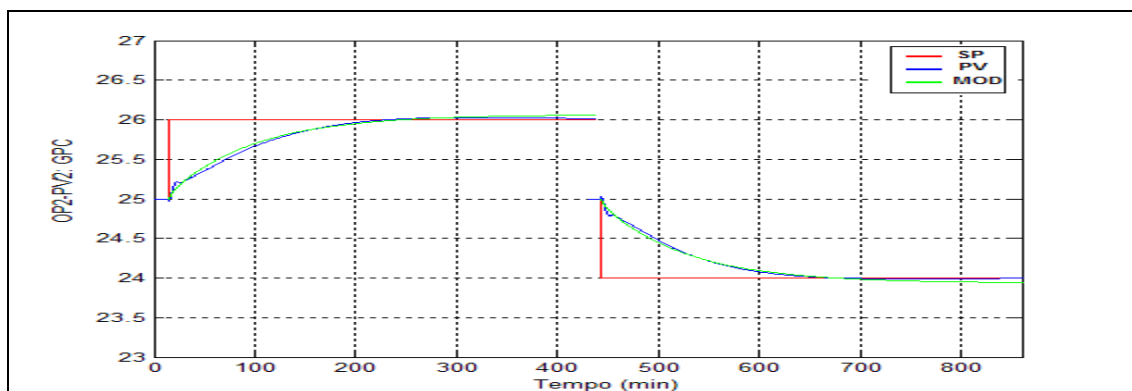


Figura 5.26: Sinal de controle e variável de processo OP2 e PV2 do GPC

5.3.1 Resultados das Simulações

No que segue, são apresentados resultados de comportamento das variáveis do processo, associadas ao controlador GPC, para mudanças de referência de composição de destilado e mudanças na composição de alimentação.

Mudança na Referência de Composição

As Figuras 5.27 a 5.29 estão relacionadas à mudança no SP da composição do destilado, tipo degrau, de $\pm 1\%$, em torno ao ponto de operação.

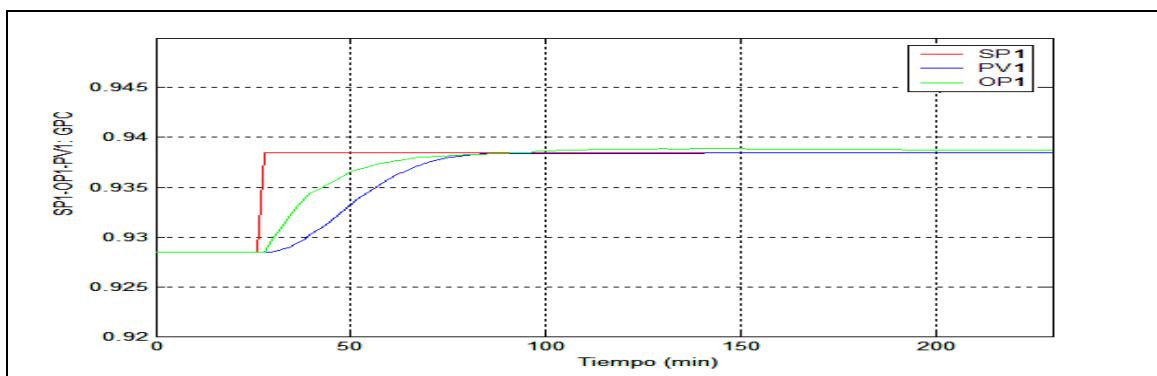


Figura 5.27: Referência (SP1), controle (OP1) e variável de processo (PV1)

O comportamento da composição do destilado (PV1) apresenta um tempo de estabelecimento de aproximadamente 40 minutos, segundo se aprecia na Figura 5.27. Observe-se como evolui o sinal do controle OP1. Este sinal, correspondente ao *set-point* da malha que controla localmente a composição do destilado, em conjunto com o sinal de controle OP2, mostrado na Figura 5.28, guiam à composição do destilado a seu novo ponto de operação e restabelecem a vazão do destilado ao seu SP.

A segunda variável controlada pelo GPC, correspondente à vazão do destilado (PV2), apresenta um desvio máximo de 20 % com relação à referência conforme se aprecia na Figura 5.28. É preciso esclarecer que privilegiamos, na sintonia do controlador preditivo, o tempo de estabelecimento da composição do destilado com relação à máxima percentagem de desvio da vazão do destilado.

Observando a Figura 5.28, com mais detalhe, é possível conferir que o sinal de controle OP1 se mantém praticamente constante a partir dos 50 minutos com tendência a diminuir ao começar a recuperar a vazão do destilado seu valor de referência; entretanto a vazão do destilado apresenta um tempo de recuperação de aproximadamente 170 minutos. Para melhor compreender este comportamento, deve-se levar em consideração que a trajetória da vazão do destilado depende dos sinais do controle OP1 e OP2, além disso, a constante de tempo desta variável controlada é perto de 200 minutos, como se pode observar na Figura 5.26.

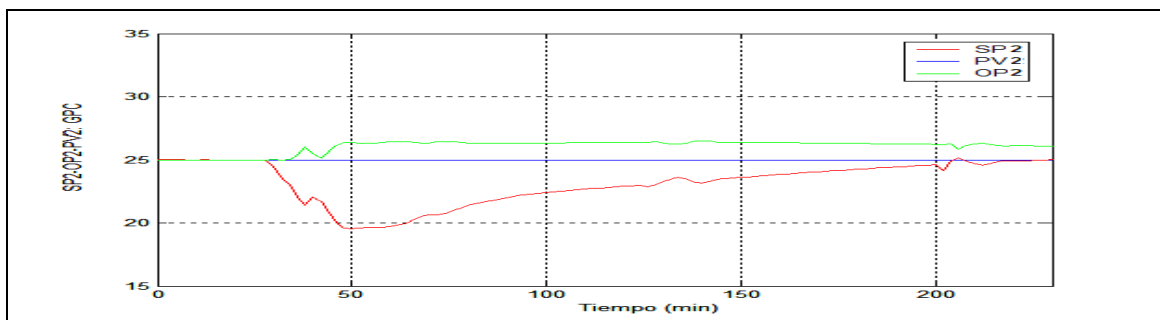


Figura 5.28: Referência, variável de processo e sinal do controle à válvula de refrigerante (SP2, PV2, OP2): Vazão do Destilado

Mudança na composição de alimentação

As Figuras 5.29 a 5.31 estão relacionadas à mudança na composição da alimentação. A Figura 5.29 ilustra a mudança na alimentação.

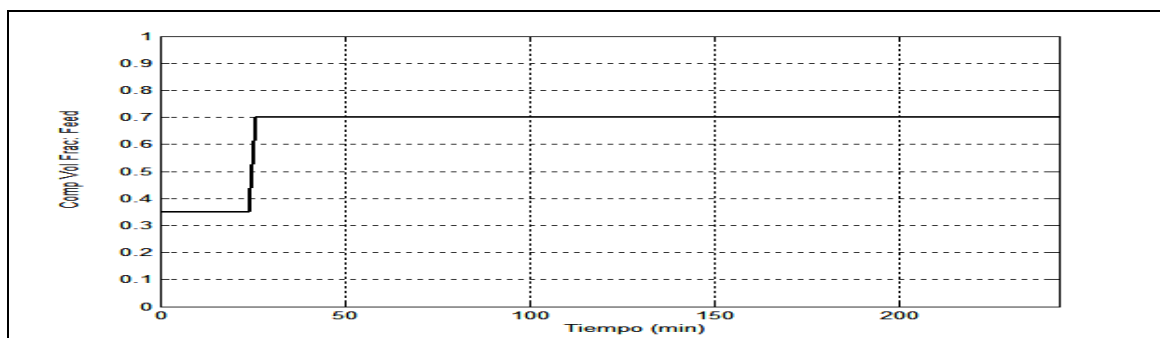


Figura 5.29: Degrau na Composição da Alimentação

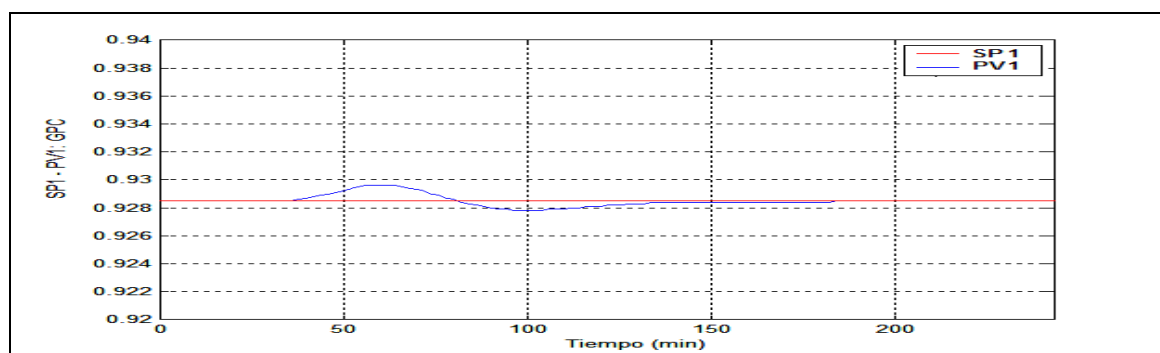


Figura 5.30: Resposta da Composição do destilado a distúrbio na alimentação

A Figura 5.30 representa o comportamento da composição do destilado para uma mudança na composição de alimentação; observa-se que esta perturbação é rejeitada num tempo próximo aos 90 minutos. O desvio máximo da composição do destilado (PV1), da sua referência, é

de 0.17 %. Em relação à vazão do destilado, esta variável tem um desvio máximo de 12 % de sua referência com um tempo de recuperação aproximado de 80 minutos, segundo se pode conferir na Figura 5.31.

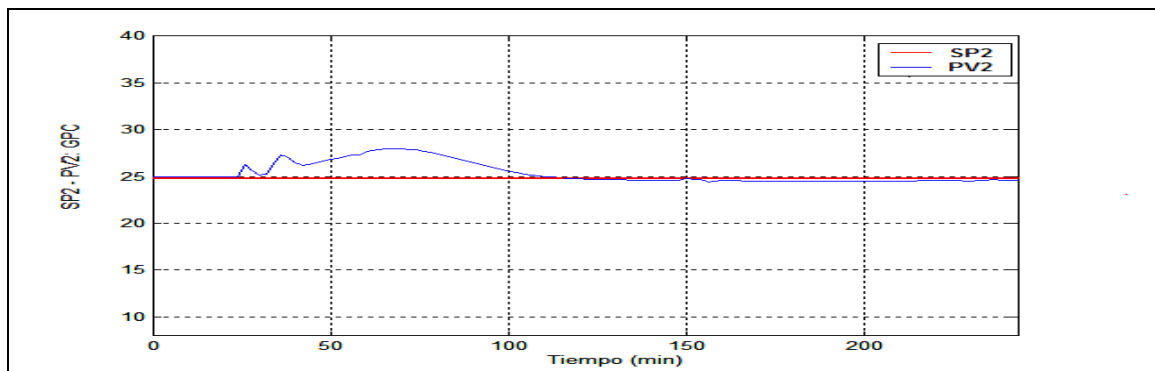


Figura 5.31: Referência e variável de processo (SP2, PV2): Vazão de Destilado

5.4 Resumo e comparação dos dados dos testes

A Tabela 5.2 sintetiza os parâmetros dinâmicos das experiências realizadas sobre a planta de destilação simulada e controlada com PID, DMC e GPC, em relação à aplicação de um degrau positivo na referência de composição de destilado.

Parâmetro	Sobressinal (%)	$t_{5\%}$ (min)	Desvio (%)	t recuperação (min)
Estratégia	Composição	Composição	Vazão do Destilado	Vazão do Destilado
R-V com PID	20	90	40	180
R-V com DMC	0	90	0	0
R-V com GPC	0	40	20	170

Tabela 5.2: Resumo de parâmetros dinâmicos para mudança na referência de composição

A Tabela 5.3 sintetiza os parâmetros dinâmicos das experiências realizadas sobre a planta de destilação simulada e controlada com DMC e GPC, em relação à aplicação de um distúrbio na composição da alimentação.

Parâmetro Estratégia	Desvio (%) Composição	t recuperação (min) Composição	Desvio (%) Vazão de Dest.	t recuperação (min) Vazão de Dest.
R-V com PID	0.22	70	20	200
R-V com DMC	0.91	180	0	0
R-V com GPC	0.17	80	12	80

Tabela 5.3: Resumo de parâmetros dinâmico para o distúrbio na alimentação

Analisando os resultados das provas realizadas com controladores preditivos baseados em modelo e controladores PID descentralizados, se observa de acordo aos dados registrados na Tabela 5.2, o melhor comportamento dos controladores preditivos sobre os controladores PID descentralizados diante de uma mudança no SP da composição. Por outro lado o DMC se observa superior a GPC supervisorio em todos os parâmetros, menos no tempo de estabelecimento que no caso de GPC é menor a 50 % do tempo de estabelecimento obtido com DMC para a composição do destilado.

Para o distúrbio na composição da alimentação e de acordo com os dados da Tabela 5.3 o controle com PID, com relação ao controle com DMC, apresenta-se superior do ponto de vista da composição do destilado. Entretanto, o controle com DMC anula completamente o efeito do distúrbio sobre a vazão de destilado. Já o controlador GPC supervisorio quando comparado aos controladores PID, apresenta-se superior em todos os parâmetros, com uma pequena desvantagem no tempo de estabelecimento. No entanto, em comparação ao controle com DMC, o GPC tem resultados muito melhores relativos à composição, mais não no que diz respeito ao comportamento da vazão do destilado.

5.5 Conclusões

Antes de apresentar as conclusões deste capítulo é preciso ressaltar que este trabalho não tem como objetivo comparar, em forma conclusiva, os controladores preditivos com os controladores PID descentralizados no que diz respeito ao seu desempenho no controle de colunas de destilação mediante a estratégia R-V. Sem dúvida são necessários mais testes e uma análise estatística dos dados para obter conclusões mais gerais. Além disso, seria mais justo para com os controladores PID, comparar o desempenho dos controladores preditivos multivariáveis com uma estrutura de controladores PID centralizadas com matrizes de desacoplo. As conclusões a seguir são apenas válidas para as condições e ajustes realizados nos testes e tem um caráter meramente ilustrativo.

De acordo com os testes e comparações dos resultados feitos sobre o comportamento das variáveis de processo controladas mediante controladores preditivos e controladores PID, pode-se concluir que os melhores resultados, do ponto de vista da composição do destilado, são obtidos com o controlador preditivo GPC, principalmente no tempo de estabelecimento da composição do destilado diante uma mudança em sua referência. No entanto o controlador DMC elimina completamente o acoplamento com a vazão de destilado.

Percebe-se, além do mais, que no caso dos controladores preditivos é possível melhorar ainda mais seu desempenho com modelos mais exatos (caso DMC) ou técnicas preditivas não-lineares.

A seguir, no capítulo 6, apresentam-se as conclusões finais deste trabalho.

Capítulo 6

Conclusões, Comentários e Perspectivas

A maioria das estratégias apresentadas na literatura sobre o controle do processo de destilação utiliza controladores PID descentralizados ou controladores preditivos num primeiro nível de controle, considerando para as simulações e testes o uso de modelos fenomenológicos complexos ou plantas piloto. Neste trabalho foi desenvolvido um simulador de fácil configuração que permite a aplicação de controle preditivo a nível supervisorio para o controle da coluna de destilação. Também foram estudadas e comparadas estratégias de uso industrial para o controle do processo de destilação e o uso do controle preditivo linear baseado em modelo para o controle da composição e vazão de destilado, numa estratégia multivariável.

As contribuições deste trabalho são as seguintes:

- ◆ Desenvolvimento de um simulador protótipo do processo de destilação inspirado nos parâmetros e aspectos construtivos da planta piloto de destilação construída no ENQ-UFSC. Este simulador permite principalmente:
 - Estudar e compreender o processo de destilação;
 - Operar o processo simulado em modo estático e dinâmico;
 - Configurar e provar distintas estratégias de controle de uso industrial e outras;
 - Aplicar controle supervisorio on-line com o simulador mediante algoritmos em Matlab;
 - Monitorar e registrar comportamentos e dados das variáveis de interesse

- ◆ Em relação ao controle preditivo baseado em modelo os resultados mostram que esta técnica de controle avançado é adequada para atenuar os problemas de acoplamento e melhorar os tempos de resposta da composição do destilado ainda em presença de não linearidades nas vizinhanças do ponto da operação.

No caso de configurar a estratégia selecionada mediante DMC do HYSYS para o controle da coluna, os resultados mostram que o acoplamento sobre a malha de vazão do destilado se elimina completamente com tempos de estabelecimento, para a composição, similares ao controle com PID descentralizado, mas sem sobressinais.

Aplicando GPC diretamente (controle supervisorio) sobre as malhas de controle, baseados em controladores PID, os resultados mostram que ainda não eliminando completamente o acoplamento sobre a malha de vazão do destilado, se conseguem tempos de estabelecimento para a composição do destilado bastante menores em comparação à aplicação do DMC e controle descentralizado com PID. No caso de distúrbios na composição da alimentação, os resultados mostram também ser melhores. Este resultado é destacável já que na indústria se prefere, por razões de segurança no manejo da planta, manter o processo controlada com controladores PID num primeiro nível de controle. Poder diminuir o tempo de transferência de um ponto de operação a outro, atenuar os desvios do ponto de operação, reduzir o tempo de recuperação da composição diante dos distúrbios, mantendo a segurança, traz benefícios importantes para a empresa.

Outros resultados do desenvolvimento deste trabalho, e que vale a pena ressaltar, são os seguintes:

- Constata-se que a estratégia mais conveniente para o controle singular da composição do destilado da coluna corresponde à estratégia R-V.
- Mostra-se a conveniência de ajustar os parâmetros do controle de níveis da coluna, controle de inventário, com ganhos moderados e tempos de integração elevados para evitar sobre atuação e saturações nos atuadores.

Comentários e Perspectivas

O bom desempenho de controle preditivo aplicado diretamente sobre os atuadores, que ainda pode ser melhorado com modelos mais exatos e com o uso de controle preditivo não-linear, pode na atualidade ser aproveitado mais facilmente com o uso das novas tecnologias em instrumentação e sistemas de controle distribuídos. Esses sistemas incorporam, em blocos funcionais, controladores MPC multivariáveis como é o caso do sistema de controle industrial Delta V [18] que traz incorporado controladores MPC baseados em *Foundation Fieldbus*. Isto permite o uso do MPC no primeiro nível de controle da coluna de destilação. Além do mais, está se investigando atualmente, nesta Universidade, sobre o desenvolvimento de um MPC em nível de chip [19].

O ajuste dos controladores preditivos, talvez o maior problema presente nestes controladores, não é uma tarefa fácil e requer muitos ensaios. As simulações para determinar os parâmetros de sintonia em base aos modelos da planta não são efetivas quando o sistema é não-

linear pela aproximação inerente à modelagem. Não obstante, já estão surgindo na literatura alguns trabalhos sobre sintonia destes controladores [21].

A estratégia de controle da vazão de destilado manipulando a vazão do refrigerante não se utiliza em plantas de destilação industriais. Neste trabalho se apresenta como uma alternativa de controle que deve analisar-se cuidadosamente antes de aplicá-la na prática pelos efeitos que resultam sobre os perfis de temperatura e pressão na coluna.

A primeira tarefa a seguir, a partir deste simulador, é fazer os ajustes necessários incorporando também os parâmetros reais da planta piloto para conferir o comportamento estático da planta para algum ponto de operação determinado. Isto requer bastante esforço e tempo num trabalho em conjunto com os especialistas do processo. Deve-se deixar claro que não foi possível realizar esta tarefa principalmente porque a planta se encontrava na fase de testes e redesenho de dispositivos, além da instalação e configuração da instrumentação durante grande parte do desenvolvimento deste simulador.

Outro aspecto que se deve investigar no futuro é a aplicação de técnicas de controle não-linear que poderiam resultar em melhorias substanciais na operação do processo de destilação, principalmente se o objetivo for obter destilado de alta pureza.

Também é necessário continuar investigando as características do software HYSYS para incorporar ao simulador outras configurações da coluna que permitam aproximar-se mais às características da planta piloto real.

Referências Bibliográficas

- [1] ENAGANDULA, S.; RIGGS, J. B. Distillation control selection based on product variability prediction. In: IFAC SYMPOSIUM THE ADVANCED CONTROL OF CHEMICAL PROCESSES (June 2000: Pisa, Italy). Proceedings. Pisa, 2000, p. 665-670.
- [2] MARANGONI, C. *Controle Distribuído de uma Coluna de Destilação de Derivados de Petróleo*. Florianópolis, 2003. Qualificação (Doutorando em Engenharia Química) -ENQ, UFSC.
- [3] F.G. SHINSKEY. *Distillation Control: for productivity and energy conservation*. 2n Edition, New York, NY, USA: McGraw-Hill, 1984.
- [4] HUANG, H.; RIGGS J. B. Comparison of PI and MPC for control of a gas recovery unit. *Journal of Process Control*, 12 (2002) 163-173.
- [5] ALPAZ, M.; KARACAN, S.; CABBAR, Y. et al. Application of model predictive control and dynamics analysis to a pilot distillation column and experimental verification. *Chemical Engineering Journal*, 88 (2002) 163-174.
- [6] ABOU-JEYAB, R. A.; GUPTA, Y. P.; GERVAIS, P. A. et al. Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm. *Journal of Process Control*, 11 (2001) 509-517.
- [7] KARACAN, S. Application of a non-linear long range predictive control to a packed distillation column. *Chemical Engineering and Processing*, 42 (2003) 943-953.
- [8] FONTES, A. DE B.; MAITELLI, A. L.; SALAZAR, A. O. Controlador preditivo bilinear aplicado a uma coluna de destilação: Algoritmos e Resultados. <http://petroleo.dca.ufm.br/bpcas>: Agosto 2005
- [9] SMARANDA, C.; ALMADUNA, R. F.; DE PRADA, C. Control predictivo no lineal aplicado a columnas de destilación de etanol. XXIV Jornadas de Automática. León, 10-12 de septiembre de 2003. <http://www.cea-ifac.es/actividades/jornadas/XXIV/documentos/incon/186.pdf>
- [10] MAHFOUL, M.; KANDIAH, S.; LINKENS, D. A. Fuzzy model-based predictive control using na ARX structure with feedforward. *Fuzzy Sets and Systems*, 125 (2002) 39-59.

- [11] MAITI, S. N.; SARAF, D. N. Adaptive matrix control of a distillation column with closed-loop online identification. *Journal of Process Control*, 5 (1995) 315-327.
- [12] PASETI, G. *Instrumentação, Controle e Supervisão de uma coluna de destilação piloto utilizando tecnologia Foundation Fieldbus*. Florianópolis, 2005. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) - Universidade Federal Santa Catarina - Santa Catarina.
- [13] RICARDO DE ARAÚJO KALID. Controle de Colunas de Destilação. Technical report, Laboratório de Controle e Otimização de Processos Industriais - LACOI - UFBA. <http://www.lacoi.ufba.br/matonline.php>: Abril 2005
- [14] CHEN, D.; SEBORG D. E. Relative Gain Array Analysis for Uncertain Process Models. *AIChE Journal*, February, 38 (2002) 467-475.
- [15] XIONG, Q.; CAI, W-J.; HE, M-J. A practical loop pairing criterion for multivariable processes. *Journal of Process Control*, 15 (2005) 741-747.
- [16] ALVES, R. *Meios distribuídos para simuladores de processos*. Florianópolis, 2005. Tese (Doutorado em Informática) - Universidade Federal Santa Catarina - Santa Catarina.
- [17] HYSYS v3.1(Build 4815). Hyprotech Ltda. Pámela Smith et al. Cambridge, USA. 2002. 170 MB. English. Using COMT Version: 2.1.2. Windows NT 5.1 <http://hysys.che.ufl.edu/getting.started.html>: Abril 2005.
- [18] FERREIRO, R.; MEIZOSA, M.; PIÑÓN, A. et al. Control MPC bajo Foundation Fieldbus. XXIII Jornadas de Automática. La Laguna, 9-11 de septiembre de 2002. www.ceafac.es/actividades/jornadasXXIII.htm: Junho 2005.
- [19] CORTEZ, A. Projeto de fim de Curso: *Desenvolvimento de CPBM com tecnologia DSP*. Florianópolis, 2004. Departamento de Automação e Sistemas, UFSC.
- [20] Ampliación de operaciones de separación. 1. Métodos aproximados. www.ua.es/personal/amparo.gomez/materialesaos/TEMA1.pdf: Setembro 2005.
- [21] SHRIDHAR R.; COOPER, D. J. A novel tuning strategy for multivariable model predictive control. *ISA Transactions*, v. 36, 4 (1998) 273-280.
- [22] NORMEY RICO, J. E.; 1999. *Predicción para Control*. Escuela Superior de Ingenieros de la Universidad de Sevilla.

- [23] SÁEZ, D. *Tópicos en Control Avanzado*. Universidad de Quilmes. Versión 2. Marzo 2002. dsaez@ing.uchile.cl: Setembro 2005
- [24] BARCZA, M. V. Processos Unitários Orgânicos. Technical report. <http://www.dequi.fuenquil.br/barcza/Introducao.pdf>: Setembro 2005
- [25] FERREIRA, A.; RADLER DE AQUINO NETO, F. A Destilação Simulada na Indústria do Petróleo. *Química Nova*, 28 (2005) 478–482.
- [26] CONTROL STATION ver 2.5. Cooper, D. J. Connecticut, USA. 1987. English. Windows. <http://www.ControlStation.com>
- [27] DESHPANDE, P. B. *Distillation Dynamics and Control*. ISA, 1985.
- [28] FOUST, A.; WENZEL, L.; CURTISMAUS, C. et al. Princípio das Operações Unitárias. Editora Guanabara Dois, 2 edition, 1982.
- [29] HYPROTECH 2002. *Dynamic Modeling*. <http://hysys.che.ufl.edu/tutorials>, www.hyprotech.com: Abril 2002.
- [30] HYPROTECH 2002. *Tutorials & Applications*. <http://hysys.che.ufl.edu/tutorials>, www.hyprotech.com: Abril 2002.
- [31] WHEATLEY, B. Example of External HYSYS Controllers in a DDE Server. IFACE Group - rev 2, 1998.
- [32] BRISTOL, H. On a new measure of interactions for multivariable process control. *IEEE Trans. Automat. Control*, 2 (1966) 133-134.
- [33] CAMACHO, E.; BORDON, C. *Model Predictive Control*. Springer-Verlag. London, 1999.

Anexo 1

Planta Piloto

Introdução

Nas dependências do Laboratório de Controle de Processos (LCP) da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), foi construída e instrumentada uma coluna de destilação em escala piloto, para a execução de experimentos e avaliações de estratégias de controle. A informação exposta neste Anexo foi extraída da dissertação do Giovani Pasetti [12].

Características Construtivas

A unidade experimental possui características semelhantes a algumas colunas de destilação de refino de petróleo, inclusive em relação a tecnologia de equipamentos e *softwares* empregados em aplicações industriais. A unidade permite o máximo de flexibilidade quanto as variáveis de operação e misturas a serem destiladas, possibilitando o estudo, implementação e a operação de diversas malhas de controle. A mistura utilizada para os experimentos foi água e álcool, em variadas concentrações. A Figura A1.1 ilustra a planta construída.



Figura A1.1: Planta Piloto

O sistema é constituído por uma coluna de destilação fracionada, que opera em condições atmosféricas.

A mesma é dividida em módulos de aço inox que possibilitam 13 estágios de equilíbrio. Cada um dos módulos possui 0.15 mt de altura e 0.20 mt de diâmetro (Figura A1.2 e Figura A1.3). Internamente é constituído por um prato perfurado, um transmissor de temperatura, uma resistência elétrica, utilizada para o aquecimento distribuído, além de uma saída lateral para coleta de amostras.



Figura A1.2: Vista em perfil de dois módulos acoplados **Figura A1.3:** Vista superior do módulo

Cada prato perfurado, ilustrados na Figura A1.4, possui 60 furos, com 0.006 mt de diâmetro cada, distribuídos em passos triangulares. A altura e o comprimento do vertedouro são de 0.03 e 0.10 mt respectivamente. Os pratos são dispostos de forma a obter um fluxo cruzado dentro da coluna.



Figura A1.4: Prato perfurado existente dentro de cada módulo

Transmissores de temperatura são instalados na lateral de cada módulo e resistências com uma potência de 3.5 *KW* cada uma, ficam distribuídas dentro dos pratos com o objetivo de aquecer o líquido existente sobre os mesmos para aplicações especiais de aquecimento distribuído.

Todo material utilizado para o experimento é armazenado em um tanque pulmão, com

capacidade total de 500 L. A corrente de alimentação, proveniente deste tanque, é injetada no quarto prato da coluna, onde inicia-se a separação dos componentes. Parte da mistura é retirada como produto de topo, e outra parte é retirada como produto de base. Ambos os componentes são enviados de volta ao tanque pulmão, possibilitando assim, um processo contínuo e fechado.

O sistema de aquecimento é formado por dois trocadores de calor. Um deles é utilizado como refuldador, fornecendo a energia para vaporizar a mistura na base da coluna. O outro é utilizado para aquecer a corrente de alimentação. Para este trocador, foi implementado um sistema que permite a introdução de fluido quente (vapor) ou frio (água), possibilitando o aquecimento ou resfriamento da corrente de alimentação.

Para alimentar os trocadores de calor é utilizado o vapor proveniente de uma caldeira a gás.

Para a obtenção do produto destilado no topo da coluna, é utilizado um sistema de resfriamento. Esse é constituído por um condensador, que utiliza água como fluido refrigerante. Essa água é enviada para um tanque de resfriamento intermediário com capacidade de 250 L. Posteriormente, é bombeada para uma torre de resfriamento, onde é efetivamente resfriada. Alcançando a temperatura ambiente, a água é reutilizada novamente pelo sistema que trabalha continuamente.

Com a retirada do calor, o vapor condensa gerando uma corrente líquida. Essa corrente é enviada para um tanque acumulador, que possui um volume aproximado de 10 L. O tanque é responsável pelo acúmulo do condensado, que garante a razão de refluxo necessária ao processo de separação, além de servir como ponto de saída do produto de topo.

A circulação dos fluidos no sistema é garantida por cinco bombas hidráulicas. Duas delas pertencem ao sistema de refrigeração, bombeando a água do tanque de resfriamento para a torre de resfriamento e desta para o condensador. Outra bomba é responsável por bombear o produto do tanque pulmão para o trocador de calor da alimentação e conseqüentemente para dentro da coluna.

Da mesma forma, uma bomba de mesma potência é responsável pela retirada da mistura no fundo da coluna. Parte desta é enviada para o refuldador e retorna à coluna vaporizada; a outra parte é enviada para o tanque pulmão como produto de base. Outra bomba é responsável pelo refluxo, retirando o condensado do acumulador e transferindo-o para o último prato no topo da coluna. O produto de topo é retirado do acumulador por uma saída individual, e enviado ao tanque

pulmão por gravidade.

Instrumentação da Unidade Experimental

A instrumentação da unidade experimental do LCP é fundamentada na tecnologia *Foundation Fieldbus*. São instrumentos inteligentes, capazes de executar distribuídamente e de forma dedicada, todo o controle da coluna de destilação. No total são 15 instrumentos da linha *System 302*, sendo estes 6 posicionadores para as válvulas de controle (FY302), 2 transmissores de nível (LD302), 3 transmissores de vazão (LD302), 2 transmissores de pressão manométrica (LD302) e 2 conversores de corrente (LI302). Todos os instrumentos são alimentados pelo próprio barramento de dados com uma tensão de 24V. Além disso, existe um dispositivo de ligação (DFI302), que completa a rede *Foundation Fieldbus*.

Outros equipamentos tais como um PLC, controladores de potência, resistências, transmissores de temperatura, válvulas solenóides, inversores de frequência, bombas hidráulicas, contadores, sensor de nível óptico, bóia eletromecânica e botão de emergência, complementam a instrumentação da planta. A Figura A1.5 ilustra diagrama de processo e instrumentação da planta piloto.

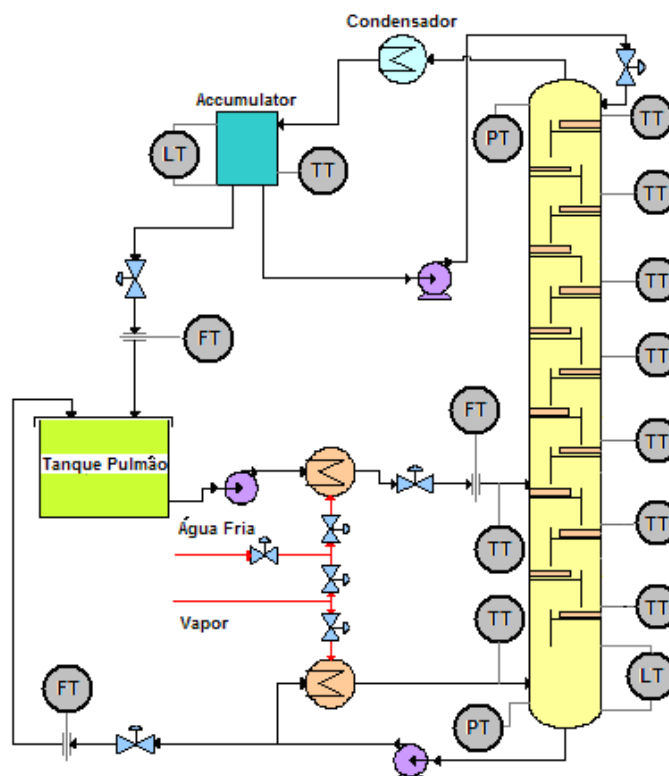


Figura A1.5: Diagrama de processo e instrumentação da Planta Piloto

Anexo 2

Controle Preditivo Baseado em Modelo

Introdução

Cerca de 80% dos processos controlados na indústria são multivariáveis. Além disso, atrasos e interações entre variáveis, representam mais de 60% dos problemas de controle nos processos [12]. Visando solucioná-los e melhorar os sistemas de controle surgiram diversas técnicas. Dentre essas se destaca o Controle Preditivo Baseado em Modelo ou Model Based Predictive Control (MBPC), aplicado tanto no controle de sistemas multivariáveis como no controle de sistemas com atraso [22].

O termo MBPC não designa uma estratégia de controle específica, mas uma ampla faixa de métodos de controle que utilizam um modelo do processo para obter o sinal de controle através da minimização de uma função objetivo. As diferenças existentes entre esses métodos estão na forma do modelo de predição, no tipo da função objetivo e no método para a obtenção da lei de controle. O controle preditivo baseado em modelo é uma das técnicas de controle moderno mais potente e provavelmente a que teve mais êxito na indústria devido às vantagens sobre outros métodos que se mencionam a seguir [33]:

1. Resulta particularmente atrativo para pessoal sem um conhecimento profundo de controle, posto que os conceitos resultam muito intuitivos, uma vez que a sintonização é relativamente fácil.
2. Pode ser usado para controlar uma grande variedade de processos, desde aqueles com dinâmica relativamente simples até outros mais complexos incluindo sistemas com grandes atrasos, de fase não mínima ou instáveis.
3. Permite tratar com facilidade o caso multivariável.
4. Possui intrinsecamente compensação do atraso.
5. Resulta conceitualmente simples a extensão ao tratamento de restrições, que podem ser incluídas de forma sistemática durante o projeto.
6. É muito útil quando se conhecem as referências futuras (robótica ou processos em *batch*).
7. É uma metodologia completamente aberta apoiada em alguns princípios básicos que permite futuras extensões.

Na atualidade existem numerosas aplicações de controladores preditivos funcionando com êxito não só na indústria, mais também em aplicações que vão desde manipulações com robôs até aplicações clínicas delicadas como fornecimento de anestesia. O bom funcionamento destas aplicações mostra a capacidade do MPC para conseguir sistemas de controle de elevadas prestações capazes de operar sem intervenção durante longos períodos de tempo [33].

Logicamente, também tem desvantagens. Uma delas é a carga de cálculo necessária para a resolução de alguns algoritmos. Mas possivelmente o maior inconveniente venha marcado pela necessidade de dispor de um modelo apropriado do processo. O algoritmo está baseado no conhecimento prévio do modelo e as prestações obtidas dependerão das discrepâncias existentes entre o processo real e o modelo usado.

Diferentes métodos de desenho destes controladores conduzem a controladores lineares que possuem virtualmente a mesma estrutura e apresentam suficientes graus de liberdade. As idéias que aparecem em maior ou menor medida em toda a família de controladores preditivos são basicamente:

1. Uso explícito de um modelo para prever a saída do processo em futuros instantes de tempo (horizonte).
2. Cálculo dos sinais de controle minimizando certa função objetivo.
3. Estratégia deslizante, de forma que em cada instante o horizonte se vai deslocando para o futuro, o que implica aplicar o primeiro sinal de controle em cada instante e desprezar o resto, repetindo o cálculo em cada instante de amostragem.

Os distintos algoritmos do MPC diferem entre si quase exclusivamente no modelo usado para representar o processo e os ruídos e na função de custo a minimizar. Embora as diferenças possam parecer pequenas *a priori* podem provocar distintos comportamentos, sendo críticas para o êxito de um determinado algoritmo em uma determinada aplicação [33].

Estratégia do MBPC

A metodologia de todos os controladores pertencentes à família do MPC se caracteriza pela estratégia representada na Figura A2.1.

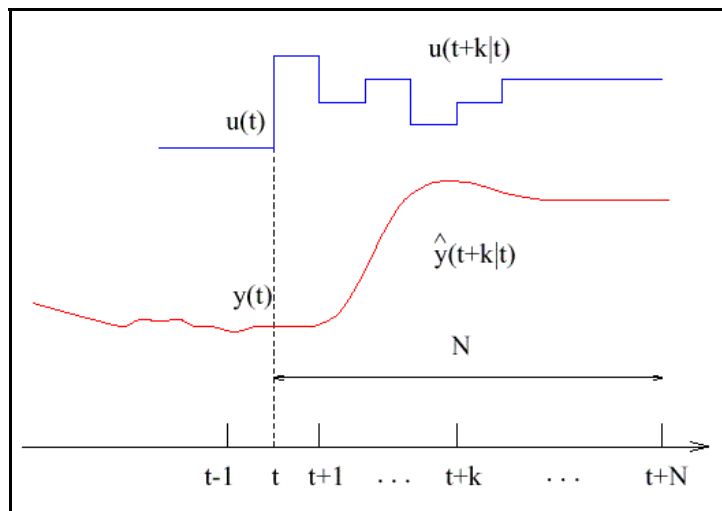


Figura A2.1: Estratégia do MBPC

Em cada instante t e fazendo uso do modelo do processo se predizem as futuras saídas para um determinado horizonte N , chamado horizonte de predição. Estas saídas preditas, $\hat{y}(t+k|t)$ (A Notação indica o valor predito da variável no instante $t+k$ calculado no instante t), para $k \in \{1 \dots N\}$ dependem dos valores conhecidos até o instante t (entradas e saídas passadas) e dos sinais de controle em $t+k$ calculadas em t , $u(t+k|t)$, para $k \in \{0 \dots N-1\}$ que se desejam enviar ao sistema e que são as que querem calcular.

O conjunto de sinais de controle futuros se calcula otimizando um determinado critério para manter o processo o mais próximo possível à trajetória de referência $w(t+k)$ (que pode ser diretamente o SP ou uma suave aproximação a este). Este critério normalmente considera uma função quadrática dos erros entre a saída predita e a trajetória de referência, incluindo em muitos casos o esforço de controle. Se o critério for quadrático, o modelo linear e não existirem restrições pode-se obter uma solução explícita; em outro caso deve-se usar um método iterativo de otimização. Adicionalmente se faz alguma hipótese sobre a estrutura da lei de controle futura, como por exemplo, que vai ser constante a partir de certo instante.

O sinal de controle $u(t|t)$ é enviado ao processo enquanto que os seguintes sinais de controle calculados são desprezados, posto que no seguinte instante de amostragem já se conhece $y(t+1)$ e se repete o passo anterior com este novo valor e todas as seqüências atualizadas. Calcula-se, portanto $u(t+1|t+1)$ (que em princípio será diferente ao $\hat{u}(t+1|t)$) fazendo uso do conceito de horizonte deslizando.

Controle Preditivo Generalizado (GPC)

Uma das técnicas de controle preditivo mais destacadas a nível acadêmico é o Controle Preditivo Generalizado. A técnica GPC se apóia no uso de modelos derivados de funções de transferência (matrizes de transferência no caso multivariável). O uso de formulações deste tipo frente a uma descrição interna tem certas vantagens intuitivas ao apoiar-se só em informação mensuráveis de entrada e saída e que os elementos que a compõem (pólos e zeros) têm um significado e uma interpretação física claros.

O algoritmo GPC calcula as predições da saída da planta usando um Preditor ótimo que permite encontrar o valor esperado da saída como função dos controles futuros a partir de um modelo CARIMA (*Controlled AutoRegressive Integrated Moving Average*).

$$A(z^{-1})y(t) = z^{-d}B(z^{-1})u(t-1) + C(z^{-1})\frac{e(t)}{\Delta} \quad (\text{A2.1})$$

onde $u(t)$ e $y(t)$ são a entrada e a saída respectivamente, d o atraso em períodos de amostragem, $e(t)$ é um ruído branco de media nula e $\Delta=(1- z^{-1})$. A, B e C são polinômios no operador de deslocamento para trás z^{-1} :

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= 1 + a_1z^{-1} + a_2z^{-2} + \dots + a_nz^{-na} \\ B(z^{-1}) &= b_0 + b_1z^{-1} + b_2z^{-2} + \dots + b_nz^{-nb} \\ C(z^{-1}) &= 1 + c_1z^{-1} + c_2z^{-2} + \dots + c_nz^{-nc} \end{aligned} \quad (\text{A2.2})$$

Como função objetivo GPC utiliza a seguinte:

$$J(N_1, N_2, N_u) = \left\{ \sum_{j=N_1}^{N_2} \delta(j) [\hat{y}(t+j|t) - w(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \right\} \quad (\text{A2.3})$$

Utilizando a proposta recursiva baseada na equação diofantina citada em [33] y desenvolvida por Clarke se obtém que :

$$\hat{y}(t+j|t) = G_j(z^{-1})\Delta u(t+j-d+1) + F_j(z^{-1})y(t) \quad (\text{A2.4})$$

onde $\hat{y}(t+j|t)$ é um vetor que contém as saídas futuras do sistema e $\Delta u(t+j-d+1)$ são incrementos de controle futuros.

A equação (A2.4) pode ser escrita como:

$$\hat{y} = Gu + f \quad (\text{A2.5})$$

onde f é a resposta livre obtida fazendo zero o controle futuro e G é a matriz que se pode calcular como a resposta da planta quando se aplica um degrau unitário na variável manipulada.

Considerando $\delta(j) = 1$ e $\lambda(j)$ constantes, a expressão da função objetivo pode ser escrita como:

$$J = (Gu + f - w)^T (Gu + f - w) + \lambda u^T u \quad (\text{A2.6})$$

e em forma quadrática:

$$J = 0.5 * u^T H u + b^T u + f_0 \quad (\text{A2.7})$$

onde,

$$\begin{aligned} H &= 2 * (G^T G + \lambda I) \\ b^T &= 2 * (f - w)^T G \\ f_0 &= (f - w)^T (f - w) \end{aligned} \quad (\text{A2.8})$$

O mínimo de J pode ser calculado, quando não há restrições, igualando o gradiente de J a zero. Como o algoritmo é de horizonte deslizante, unicamente o primeiro sinal será aplicado, a lei de controle fica:

$$\Delta u = K(w - f) \quad (\text{A2.9})$$

sendo K a primeira linha da matriz $(G^T G + \lambda I)^{-1} G^T$.

Derivação do GPC multivariável

Neste caso o processo será representado pelo seguinte modelo multivariável [23]:

$$A(z^{-1})y(t) = B(z^{-1})u(t-1) + \frac{C(z^{-1})}{\Delta} e(t) \quad (\text{A2.10})$$

Com

- e(t): vetor de saída nx1 (n variáveis controladas)
- u(t): vetor de entrada mx1 (m variáveis manipuladas)
- e(t): vetor de perturbação nx1 e

$$\Delta = 1 - z^{-1} \quad (\text{A2.11})$$

e A, B, C matrizes polinomiais:

$$A(z^{-1}) = I_{n \times n} + A_1 z^{-1} + \dots + A_{na} z^{-na} \quad (\text{A2.12})$$

com $A(z^{-1})$ de dimensão nxn

$$B(z^{-1}) = B_0 + B_1 z^{-1} + \dots + B_{nb} z^{-nb} \quad (\text{A2.13})$$

com $B(z^{-1})$ de dimensão nxm

$$C(z^{-1}) = I_{n \times n} + C_1 z^{-1} + \dots + C_{nc} z^{-nc} \quad (\text{A2.14})$$

com $C(z^{-1})$ de dimensão nxn

A Função objetivo neste caso é:

$$J(N_1, N_2, N_u) = \sum_{j=N_1}^{N_2} \|\hat{y}(t+j/t) - w(t+j)\|_R^2 + \sum_{j=1}^{N_3} \|\Delta u(t+j-1)\|_Q^2 \quad (\text{A2.15})$$

com Q e R matrizes positivas definidas.

No caso de ruído branco

$$C(z^{-1}) = I \quad (\text{A2.16})$$

A equação diofantina é:

$$I = E_j(z^{-1})A\Delta + z^{-j}F_j(z^{-1}) \quad (\text{A2.17})$$

Então, a predição da saída é:

$$\hat{y}(t+j/t) = F_j y(t) + E_j B \Delta u(t+j-1) \quad (\text{A2.18})$$

Define-se:

$$E_j B = \bar{G}_j(z^{-1}) + z^{-j} \bar{G}_{jp}(z^{-1}) \quad (A2.19)$$

Então,

$$\hat{y}(t+j/t) = \bar{G}_j \Delta u(t+j-1) + \bar{G}_{jp} \Delta u(t-1) + F_j y(t) \quad (A2.20)$$

Portanto,

$$\hat{y}(t+j/t) = \bar{G}_j \Delta u(t+j-1) + \bar{f}_j \quad (A2.21)$$

As predições da saída sobre o horizonte de predição são [23]:

$$\begin{aligned} \hat{y}(t+1/t) &= \bar{G}_1 \Delta u(t) + \bar{f}_1 \\ \hat{y}(t+2/t) &= \bar{G}_2 \Delta u(t+1) + \bar{f}_2 \\ &\vdots \\ \hat{y}(t+N/t) &= \bar{G}_N \Delta u(t+N-1) + \bar{f}_N \end{aligned} \quad (A2.22)$$

Então, tem-se:

$$\begin{bmatrix} \hat{y}(t+1/t) \\ \hat{y}(t+2/t) \\ \vdots \\ \hat{y}(t+N/t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_0 & 0 & \cdots & 0 \\ G_1 & G_0 & & \\ \vdots & & \ddots & \\ G_{N-1} & G_{N-2} & \cdots & G_0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u(t) \\ \Delta u(t+1) \\ \vdots \\ \Delta u(t+N-1) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \bar{f}_1 \\ \bar{f}_2 \\ \vdots \\ \bar{f}_N \end{bmatrix} \quad (A2.23)$$

com

$$\bar{G}_j(z^{-1}) = \sum_{i=0}^{j-1} G_i z^{-i} \quad (A2.24)$$

Matricialmente,

$$\hat{y} = \bar{G} \Delta u + \bar{f} \quad (A2.25)$$

Onde \bar{f} é o vector de resposta livre e \bar{G} a matriz de resposta ao degrau. No caso da matriz G em sistemas MIMO se representa como \bar{G} e possui tantas linhas como saídas tenha o sistema e tantas colunas como entradas. Nela cada elemento é uma submatriz $G_{i,j}$ e representa os coeficientes da resposta i -ésima do sistema em malha aberta frente a um degrau na entrada j -ésima.

Além disso, em forma matricial, a função objetivo está dada por:

$$J = (\bar{G} \Delta u + \bar{f} - \bar{w})^T \bar{R} (\bar{G} \Delta u + \bar{f} - \bar{w}) + \Delta \bar{u}^T \bar{Q} \Delta \bar{u} \quad (A2.26)$$

O vetor de ação de controle resultante é:

$$\Delta \bar{u} = (\bar{G}^T \bar{R} \bar{G} + \bar{Q})^{-1} \bar{G}^T \bar{R} (\bar{w} - \bar{f}) \quad (\text{A2.27})$$

Finalmente, a ação de controle, segundo o horizonte deslizando (com K matriz de ganho),
é

$$\Delta u(t) = K(\bar{w} - \bar{f}) \quad (\text{A2.28})$$

Em geral, na prática, N_1 , N_2 e N_u são diferentes e as matrizes têm dimensões diferentes das calculadas aqui [33].

Anexo 3

Algoritmos GPC

Neste anexo se apresentam os quatro algoritmos em Matlab que constituem o programa para o controle de composição e vazão de destilado, do processo simulado, mediante o controle preditivo generalizado (GPC): GPC_Start, GPC_Exec, GPC_Stop e GPC_Reset.

% GPC_Start

```
clear all;  
clc;
```

```
% PARÂMETROS DE AJUSTE
```

```
N1=[1 1]; % Horizonte de Predição mínimo  
N2=[40 80]; % Horizonte de Predição máximo  
Nu=[3 3]; % Horizonte do Controle
```

```
lambda=[200 5000]; % Ponderação do erro
```

```
k=0;
```

```
% Limites do PV's
```

```
Usup=[1 40];  
Uinf=[0.7 0];
```

```
% MATRIZ MODELO DO SISTEMA MULTIVARIÁVEL
```

```
Ar={ [1 -1.155 -0.2593 0.4633] [1];  
      [1 -1.386 0.5921 -0.1465 -0.03577] [1 -1.574 0.5834]};
```

```
Br={ [0.05 0.02227 -0.005336 -0.01802] [0];  
      [-594.2 594.2] [0.046 -0.03599]};
```

```
% ENTRADAS E SAÍDAS
```

```
in=size(Ar,2);  
out=size(Ar,1);
```

```
% CRIA A MATRIZ A
```

```
for i=1:out  
    Atemp=1;  
    for j=1:in  
        if sum(Br{i,j})~=0  
            Atemp=conv(Atemp,Ar{i,j}); % Múltiplo comum  
        end  
    end  
end
```

```

A {i,i}=Atemp;
end

% CRIA A MATRIZ B
for i=1:out
    for j=1:in
        if sum(Br {i,j})~=0
            Btemp=conv(deconv(A {i,i},Ar {i,j}),Br {i,j}); % B=(A/Ar)*Br
            B {i,j}=Btemp;
        end
    end
end

% CÁLCULO DE z(1-Ã)
for i=1:out
    Ad=[A {i,i} 0]; % Insere um zero na direita de A
    Ae=[0 A {i,i}]; % Insere um zero na esquerda de A
    Atil {i,i}=Ad-Ae;
    Az {i,i}=-Atil {i,i}(:,2:length(Atil {i,i}));
end

% % CONDIÇÕES INICIAIS
count=0;
once=0;

na=0; % Maior tamanho da matriz A
nb=0; % Maior tamanho da matriz B
for i=1:out
    if length(A {i,i}(:))>na
        na=length(A {i,i}(:)); % Maior tamanho dos vetores da matriz A
    end
    for j=1:in
        if length(B {i,j}(:))>nb
            nb=length(B {i,j}(:)); % Maior tamanho dos vetores da matriz B
        end
    end
end

if nb<2 % nb não pode ser menor que 2
    nb=2;
end

% Valores iniciais
PV=[0.9285 25];
SP=[0.9285 25];
Re=[0.9285 25];

% vetores de saída do sistema
for i=1:out
    for j=1:na
        y(i,j)=PV(i);
    end
end
end

```

```

% vetores de entrada de controle
for i=1:in
    for j=1:nb
        u(i,j)=SP(i);
    end
end

% CÁLCULO DE G (degrau)
s2=0;
for i=1:out
    s1=s2+1;
    s2=s2+N2(i)-N1(i)+1;
    s4=0;
    for j=1:in
        for q=1:N2(i)
            g1=0;
            g2=0;
            for k=1:q-1
                if k<=length(A{i,i})-1
                    g1=g1-A{i,i}(k+1)*g{i,j}(q-k);
                end
            end
            for k=1:q
                if k<=length(B{i,j})
                    g2=g2+B{i,j}(k);
                end
            end
            g{i,j}(q)=g1+g2;
        end

        for r=N1(i):N2(i)
            for c=1:r
                if c<=Nu(j)
                    Gx{i,j}(r-N1(i)+1,c)=g{i,j}(r+1-c);
                end
            end
        end
        s3=s4+1;
        s4=s4+Nu(j);
        G(s1:s2,s3:s4)=Gx{i,j};
    end
end

% CÁLCULO DE K
Qx=lambda(1)*ones(1,Nu(1));
for i=2:in
    Qx=[Qx lambda(i)*ones(1,Nu(i))];
end
Q=diag(Qx);
Kx=(inv(G'*G+Q))*G';
s=1;
for j=1:in
    K(j,:)=Kx(s,:);
    s=s+Nu(j);
end

```

```

% CÁLCULO DE H
H=2*(G'*G+Q);

% CONDIÇÕES INICIAIS (RESTRICÇÕES)
% matriz T
s2=0;
for i=1:in
    s1=s2+1;
    s2=s2+Nu(i);
    Tx=ones(Nu(i));
    Tx=tril(Tx);
    T(s1:s2,s1:s2)=Tx;
end

% GPC_Exec

options=optimset('TolCon',1e-9,'LargeScale','off','display','off'); % Opções quadprog

% MATRIZ DE REFERÊNCIA W
s=0;
for i=1:out
    for j=1:N2(i)-(N1(i)-1)
        wx(s+j)=Re(i);
    end
    s=s+j;
end
w=wx';

for i=1:out
    for p=1:na-1
        y(i,p)=y(i,p+1);          % Rotaciona as saídas anteriores para a esquerda
    end
end

y(1,na)=PV(1);                  % Composição do destilado
y(2,na)=PV(2);                  % Vazão do destilado

% RESPOSTA LIVRE
s2=0;
for i=1:out
    s1=s2+1;
    s2=s2+N2(i)-N1(i)+1;
    for j=1:N2(i)
        f1=0;
        f2=0;
        for h=1:length(A{i,i})
            if j-h <= 0
                f1=f1+Az{i,i}(h)*y(i,na+j-h);          % Saídas anteriores do sistema
            else
                f1=f1+Az{i,i}(h)*ftemp(i,j-h);        % Respostas livres anteriores
            end
        end
    end
end

```

```

    for q=1:in
        for h=1:length(B{i,q})
            if j-h < 0
                f2=f2+B{i,q}(h)*(u(q,nb+j-h+1)-u(q,nb+j-h)); % Controles anteriores
            end
        end
        end
        end
        ftemp(i,j)=f1+f2;
    end
    f(s1:s2,1)=ftemp(i,N1(i):N2(i));
end

% RESTRIÇÕES NA AMPLITUDE DE CONTROLE
s=1;
for i=1:in
    uant(s:Nu(i)+s-1,1)=u(i,nb)*ones(Nu(i),1);
    umax(s:Nu(i)+s-1,1)=Usup(i)*ones(Nu(i),1);
    umin(s:Nu(i)+s-1,1)=Uinf(i)*ones(Nu(i),1);
    s=s+Nu(i);
end
R=[T;-T];
C=[umax-uant; -umin+uant];

% LEI DE CONTROLE
for i=1:in
    for p=1:nb-1
        u(i,p)=u(i,p+1); % Rotaciona controles anteriores para a esquerda
    end
end

bT=2*(f-w)*G;
[delta_u,J,flag]=quadprog(H,bT',R,C,[],[],[],[],[],options);

s=1;
for i=1:in
    delta_ux(i,1)=delta_u(s); % Extrai os primeiros valores de cada controle
    s=s+Nu(i);
end

if flag>0
    u(:,nb)=u(:,nb-1)+delta_ux; % Resposta consistente
else
    u(:,nb)=u(:,nb-1)+K*(w-f); % Resposta inconsistente
    flag % Indica se a resposta foi inconsistente
end

for i=1:in
    SP(i)=u(i,nb); % Separa cada ação de controle
end

```

% GPC_Stop

Clear;

% GPC_Reset

GPC_Stop

GPC_Start