

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE
PROCESSOS**

**IMPLEMENTAÇÃO DE UMA ESTRUTURA DE
CONTROLE INDIRETO DA CONCENTRAÇÃO DE
ETANOL EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO
HÍBRIDA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Cindi de Oliveira Gehlen

Santa Maria, RS, Brasil

2013

**IMPLEMENTAÇÃO DE UMA ESTRUTURA DE CONTROLE
INDIRETO DA CONCENTRAÇÃO DE ETANOL EM UMA
COLUNA DE DESTILAÇÃO HÍBRIDA**

Cindi de Oliveira Gehlen

Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do grau de **Mestre em Engenharia de Processos.**

Orientador: Prof. Dr. Ronaldo Hoffmann
Co-Orientadora: Prof^a. Dr^a. Nina Paula Gonçalves Salau

Santa Maria, RS, Brasil

2013

**Universidade Federal de Santa Maria
Centro de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos**

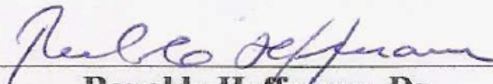
A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação de Mestrado,

**IMPLEMENTAÇÃO DE UMA ESTRUTURA DE CONTROLE
INDIRETO DA CONCENTRAÇÃO DE ETANOL EM UMA COLUNA
DE DESTILAÇÃO HÍBRIDA**

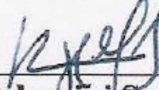
elaborada por
Cindi de Oliveira Gehlen

como requisito parcial para obtenção do grau de
Mestre em Engenharia de Processos

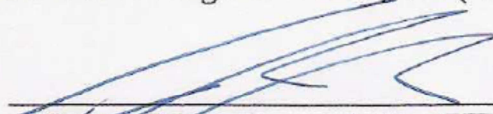
COMISSÃO EXAMINADORA:



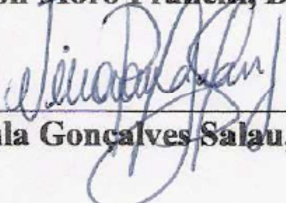
Ronaldo Hoffmann, Dr.
(Presidente/Orientador)



Rafael de Pelegri Soares, Dr. (UFRGS)



Cláiton Moro Franchi, Dr. (UFSM)



Nina Paula Gonçalves Salau, Dra. (UFSM)

Santa Maria, 31 de janeiro de 2013.

“O silêncio não é se aguentar para não explodir, o silêncio é o respeito, pela própria inteligência.”

(Augusto Cury)

Agradecimentos

Aos meus pais, Gelson Gehlen e Salete Gehlen por sempre apoiarem as minhas escolhas, pela compreensão, paciência e amor incondicional. As minhas irmãs Jéssica Gehlen e Ana Júlia Gehlen, por estarem sempre ao meu lado e alegrarem meus dias.

Ao professor e amigo Ronaldo Hoffmann, pela oportunidade oferecida e conhecimento compartilhado.

A amiga e professora Nina G. Salau, por todo o suporte no desenvolvimento do trabalho, orientação e dedicação ao projeto proposto.

Ao professor Claiton Moro Franchi pelo apoio na automação do equipamento de destilação, fundamental para o desenvolvimento do trabalho.

Aos colegas Vanessa Baldo, Andressa Apio, Gustavo Koch e a todos que, de alguma forma, participaram do desenvolvimento desse trabalho.

Aos colegas e amigos Glênio Ribeiro, Daniele Colpo e Felipe Ketzer por tornarem os dias mais divertidos e pela amizade construída durante esses anos.

Ao amigo, namorado e companheiro Carlos Eduardo Ochôa pela compreensão, carinho, tolerância, amor e paciência.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	12
1.1 Objetivo Geral	14
1.1.1 Objetivos Específicos	14
1.2 Estrutura da Dissertação	15
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	16
2.1 Etanol Combustível	16
2.2 Produção de Etanol	18
2.2.1 Produção Mundial de Etanol	18
2.2.2 Produção de etanol no Brasil	22
2.2.3 Produção de etanol no Rio Grande do Sul – Pequena escala	24
2.2.4 Principais matérias-primas	25
2.3 Controle de processos	27
2.3.1 Controle em colunas de destilação	28
2.4 Inferência – Analisadores virtuais	31
2.5 Modelagem Empírica - Identificação	32
3. PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL E DESTILAÇÃO	34
3.1 Etapas da produção de etanol	34
3.2 Destilação	38
3.3 Coluna de Destilação Híbrida.....	39
3.4 Instrumentação e Sistema de Aquisição de Dados	41
3.5 Condições Operacionais do Sistema de Destilação	43
4. IDENTIFICAÇÃO DO MODELO DO PROCESSO	45
4.1 Inferência da Concentração	45
4.1.1 Modelos Termodinâmicos	45
4.1.2 Modelo de inferência – Analisador Virtual	48
4.2 Modelo Identificado do Processo	52
5. CONTROLE PID E PROJETO DO CONTROLADOR	59
5.1 Controle PID.....	59
5.2 Algoritmo de Controle.....	60
5.3 Métodos de Sintonia	61
5.3.1 Método de Ziegler & Nichols.....	62
5.3.2 Método de Cohen & Coon.....	63
5.3.3 Método ITAE.....	63
5.3.4 Método IMC	64
5.4 Simulação do Controlador e Obtenção dos Parâmetros de Sintonia	65
5.5 Qualidade do controlador	68
5.5.1 Critérios de Desempenho.....	68
5.5.2 Critérios de Robustez	69
5.6 Análise do desempenho do controlador.....	71
6. VALIDAÇÃO DO CONTROLADOR PID.....	74
7. CONCLUSÃO.....	81

7.1 Sugestão de Trabalhos Futuros.....	83
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	85
APÊNDICE A – Identificação de modelos Lineares.....	93
APÊNDICE B – Testes realizados para a modelagem.....	98
APÊNDICE C – Identificação do modelo do processo, simulação e validação do controlador para temperatura ambiente superior a 30°C	100
APÊNDICE D – Resultados obtidos para a simulação do desempenho dos controladores PID projetados com diferentes métodos de sintonia.....	107

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 – Produção mundial de etanol de 1975 a 2005	21
Figura 2.2 – Produção mundial de biocombustíveis de 2000 a 2011	21
Figura 2.3 – Produção de etanol no Brasil.....	23
Figura 3.1 – Fluxograma com as etapas principais da produção de etanol com três tipos de matérias-primas diferentes.....	36
Figura 3.2 – Razão entre a energia necessária para destilação do etanol e o poder calorífico inferior do produto.....	37
Figura 3.3 – Utilização de energia nos vários estágios de produção do etanol de milho..	37
Figura 3.4 – Esquema destilação contínua	38
Figura 3.5 – Esquema do protótipo e imagem do equipamento instalado no Laboratório de Eng. de Processos	40
Figura 3.6 – Esquema P&ID para a instrumentação da coluna de destilação híbrida.....	42
Figura 3.7 – Interface gráfica do sistema SCADA.....	43
Figura 4.1– a) Dados experimentais da temperatura no topo da coluna de destilação e b) dados calculados da concentração com as relações termodinâmicas.....	49
Figura 4.2 – Concentração medida de etanol no produto destilado e concentração calculada pelas relações termodinâmicas	50
Figura 4.3 – Ajuste do modelo BJ de terceira ordem sem tempo morto para inferência da concentração do produto de topo.....	51
Figura 4.4 – Resposta da temperatura de topo (a) em malha aberta frente a uma perturbação na potência da manta de aquecimento (b). A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C	56
Figura 4.5– Modelos discretos ajustados aos dados da temperatura de topo do processo de destilação: a) ARMAX de ordem 2 com tempo morto igual a 1 (ARMAX2221); b) OE de ordem 2 com tempo morto igual a 1 (OE221).....	58
Figura 4.6– Respostas dos modelos discretos para a temperatura de topo frente a uma perturbação do tipo degrau unitário a) ARMAX de ordem 2 com tempo morto (ARMAX2221); b) OE de ordem 2 com tempo morto igual a 1 (OE221).....	58
Figura 5.1 – Resposta do controlador para uma mudança no <i>set-point</i> da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com os métodos de sintonia: a) Ziegler&Nichols; b) Cohen-Coon; c) IMC; d) ITAE-Regulatório. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C.....	67
Figura 5.2 – Diagrama de Nyquist ilustrando a determinação dos critérios de robustez MS, RF e MG.....	71
Figura 6.1 – Diagrama de blocos da estrutura de controle implementada no processo de destilação	75
Figura 6.2 – Performance do controlador PID na validação considerando o <i>set-point</i> de temperatura do produto de topo em 77°C (350,15K) ; a) temperatura do produto de topo (variável controlada); b) resposta do controlador para a potência da manta de aquecimento (variável manipulada); c) perturbação na potência fixa da resistência blindada (distúrbio)	77
Figura 6.3 – Performance do controlador PID na validação considerando o <i>set-point</i> de temperatura do produto de topo em 77,4°C; a) temperatura do produto de topo (variável controlada); b) resposta do controlador para a potência da manta de aquecimento (variável manipulada); c) perturbação na potência fixa da resistência blindada (distúrbio)	79

Figura 6.4 – Concentração de etanol no destilado durante a etapa de validação do controlador PID considerando o <i>set-point</i> de temperatura do produto de topo em 77,4°C	80
Figura A.1– Estrutura ARX.....	94
Figura A.2– Estrutura ARMAX	95
Figura A.3 – Estrutura OE.....	96
Figura A.4– Estrutura BJ	97
Figura B.1 – Resultado dos testes realizados em malha aberta para a obtenção do modelo do processo a) Perturbações na potência de aquecimento da manta (variável manipulada), b) Resposta da temperatura do produto de topo (variável controlada).....	99
Figura B.2– Concentração de etanol em amostras coletadas durante os testes para a obtenção do modelo do processo	99
Figura C.1 – Resposta da temperatura de topo (a) em malha aberta frente a uma perturbação na potência da manta de aquecimento (b). A temperatura ambiente se manteve em torno de 30°C.....	100
Figura C.2 – Modelo discreto ajustado aos dados da temperatura de topo do processo de destilação: BJ de ordem 2 com tempo morto igual a 1.....	101
Figura C.3 – Resposta do controlador para uma mudança no <i>set-point</i> da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com os métodos de sintonia: a) Ziegler&Nichols; b) Cohen-Coon; c) IMC; d) ITAE-Regulatório. A temperatura ambiente se manteve em torno de 30°C.....	102
Figura C.4 – Performance do controlador PID durante a sua validação considerando o <i>set-point</i> de temperatura do produto de topo em 76,75°C (Temperatura ambiente 30°C); a) temperatura do produto de topo (variável controlada); b) perturbação na potência fixa da resistência blindada (distúrbio).....	105
Figura C.5 – Concentração de etanol no produto de topo na validação do controlador PID mantendo o <i>set-point</i> da temperatura do produto de topo em 76,75°C (Temperatura ambiente em torno 30°C).....	106
Figura D.1 – Resposta do controlador para uma mudança no <i>set-point</i> da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia de Ziegler&Nichols. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C	107
Figura D.2 – Resposta do controlador para uma mudança no <i>set-point</i> da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia de Cohen-Coon. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C	107
Figura D.3 – Resposta do controlador para uma mudança no <i>set-point</i> da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia IMC. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C	108
Figura D.4 – Resposta do controlador para uma mudança no <i>set-point</i> da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia ITAE. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C	108

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1 – Algumas propriedades do etanol combustível.....	17
Tabela 2.2 – Produção mundial de etanol por região em 2011	20
Tabela 2.3 – Produção mundial de etanol por país em 2011	20
Tabela 2.4 – Comparação dos rendimentos de produção de etanol e eficiência de conversão	26
Tabela 3.1 – Condições operacionais para o ponto ótimo de operação.....	44
Tabela 4.1 – Constante de Antoine para etanol e água (T em °C)	46
Tabela 4.2 – Polinômios do modelo BJ de terceira ordem sem tempo morto.....	50
Tabela 4.3– Polinômios dos modelos ARMAX e OE.....	57
Tabela 5.1 – Regras de sintonia de controladores PID paralelo.....	65
Tabela 5.2 – Resultados dos parâmetros de sintonia, tempo de assentamento e sobre-elevação para cada método de sintonia.....	66
Tabela 5.3 – Índices de desempenho do controlador PID proposto para cada método de sintonia	72
Tabela 5.4 – Índices de robustez do controlador PID proposto para cada método de sintonia	72
Tabela 6.1 – Parâmetros de sintonia do controlador projetado com o método IMC utilizados na validação no processo de destilação	75
Tabela C.1– Polinômios do modelo BJ ajustado aos dados do processo	101
Tabela C.2 – Índices de desempenho do controlador PID proposto para cada método de sintonia (Temperatura ambiente 30°C)	103
Tabela C.3 – Índices de robustez e desempenho obtidos para o controlador PID projetado com diferentes métodos de sintonia (Temperatura ambiente de 30°C).....	104
Tabela C.4 – Parâmetros de sintonia do controlador PID obtidos com o método IMC (Temperatura ambiente de 30°C)	104

RESUMO

Dissertação de Mestrado
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção
Universidade Federal de Santa Maria

IMPLEMENTAÇÃO DE UMA ESTRUTURA DE CONTROLE INDIRETO DA CONCENTRAÇÃO DE ETANOL EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO HÍBRIDA

AUTORA: CINDI DE OLIVEIRA GEHLEN

ORIENTADOR: RONALDO HOFFMANN

Data e Local de Defesa: Santa Maria, 31 de janeiro de 2013.

A operação unitária de destilação exige uma grande quantidade de energia na separação de etanol. É de extremo interesse minimizar a energia gasta no processo e, nesta tarefa, o controle desempenha um papel importante. Neste trabalho, um controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é proposto para assegurar a concentração de etanol combustível no valor desejado, isto é, próximo de 92° INPM, assim como economizar energia através do mínimo consumo energético no refeedor. É bem conhecido que os analisadores de concentração apresentam um alto custo e tem um tempo de resposta elevado. Devido a estas limitações foi desenvolvido um modelo de inferência no qual a concentração do produto é inferida através da combinação entre a temperatura do produto e relações termodinâmicas, proporcionando o monitoramento e, posteriormente, o controle indireto desta variável. Além disso, a inferência da concentração permite definir o valor de referência da temperatura do produto que assegure a produção de etanol na concentração desejada. A estrutura de controle escolhida leva em consideração o valor de referência da temperatura do produto, como ponto de ajuste do controlador SISO (*Single Input Single Output*) e, deste modo, a concentração de etanol no produto é controlada indiretamente pelo controle direto da temperatura do produto. O projeto do controlador depende de um bom modelo dinâmico entre a variável manipulada (potência do refeedor) e a variável controlada (temperatura do produto). Esta relação foi obtida por meio da identificação de dados do processo com modelos paramétricos discretos, sendo que o *Output Error* e o *ARMAX* os modelos que apresentaram o melhor desempenho. Vários métodos de sintonia foram comparados para o projeto do controlador. Entre estes métodos, o *Internal Model Control* (IMC) apresentou a melhor relação entre a robustez e o desempenho para ser utilizado no processo de destilação em estudo. A seguir, o controlador proposto foi validado no processo e os resultados mostraram o seu bom desempenho na obtenção da composição do produto no valor desejado. Pode-se concluir que o controlador PID proposto apresentou o desempenho esperado, dentro das limitações da instrumentação disponível e das particularidades do processo.

Palavras-chave: Controlador PID, Inferência, Identificação, Destilação.

ABSTRACT

Thesis for the degree of Master of Science
Post-Graduation Program in Process Engineering
Federal University of Santa Maria

IMPLEMENTATION OF A INDIRECT CONTROL STRUTURE OF THE ETHANOL COMPOSITION CONTROL IN A HYBRID DISTILLATION COLUMN

AUTHOR: CINDI DE OLIVEIRA GEHLEN

ADVISOR: RONALDO HOFFMANN

Date and Local of defense: Santa Maria, January, 31, of 2013.

The unit operation of distillation demands the largest amount of energy in the ethanol separation. It is of utmost interest to minimize the energy expended in the process, playing the control an important role on this task. Here a Proportional-Integral-Derivative (PID) controller is proposed to ensure the fuel ethanol composition at desired value, i. e., above 92,5°INPM as the same time as save energy through the minimal use of reboiler power. It is well known that the composition analyzers are expensive and have a high response time. Due to such limitation, we have developed an inference model in which the product composition is inferred from the product temperature and thermodynamics relations, enabling the monitoring and the indirect control a posteriori of this variable. In addition, the inference of composition allows defining the reference value of product temperature which ensures the fuel ethanol production at desired composition. The chosen control structure takes into account the reference value of product temperature as set-point of a SISO (Single Input Single Output) controller, i. e., the product ethanol composition is indirectly controlled by the direct control of product temperature. The control design depends on a good dynamic model between the manipulated variable (reboiler power) and the controlled variable (product temperature). Such relationship was obtained by process data identification with discrete parametric models, being Output Error and ARMAX the models with the best performance. Several tuning methods were compared for the controller design. Among these methods, the Internal Model Control (IMC) has presented the best relationship between robustness and performance to be used in the distillation process of this study. Finally, the proposed controller was validated in the process and the results have shown its good performance to obtain the product composition at desired value. Thus, we can conclude that the proposed controller, through the simple PID control strategy, performed as expected within the limitations of available instrumentation and the process particularities.

Key Words: PID controller, Inference, Identification, Distillation.

1. INTRODUÇÃO

O aumento da demanda de etanol combustível nos últimos anos, assim como a sua falta no mercado, desperta o interesse na busca por novas matérias-primas e áreas de cultivo. Buscando por novas áreas de cultivo, o governo federal lançou em 2009 um zoneamento agrícola para o plantio de cana-de-açúcar, o qual mapeou áreas no centro e noroeste do Rio Grande do Sul com áreas que apresentam condições climáticas adequadas para o cultivo de algumas variedades de cana-de-açúcar o que, conseqüentemente, desperta o interesse e gera investimentos no desenvolvimento da indústria sucroalcooleira no Estado. No entanto, a estrutura de produção de etanol no RS é baseada na pequena escala, nas chamadas microdestilarias, diferente do cenário nacional, onde a produção se dá de forma centralizada e em grandes destilarias. A produção em pequena escala apresenta um gargalo tecnológico no sentido da inviabilidade econômica das microdestilarias, originada das ineficiências do processo produtivo (HOFFMANN, 1985; MAYER *et al.*, 2008a; MAYER *et al.*, 2008b).

Uma das etapas industriais da produção de etanol que carece de melhorias, além de ser a responsável pela maior parte do gasto de energia é a destilação da mistura alcoólica (vinho). No trabalho de Mayer (2010), uma coluna de destilação híbrida para a separação de misturas hidroalcoólicas adequada ao processo de produção contínuo em pequena escala, foi proposta, construída e avaliada operacionalmente. O presente trabalho é desenvolvido com base nesse equipamento, que se mostrou adequado à separação de misturas hidroalcoólicas de forma eficiente.

Como abordado anteriormente, a etapa de destilação do vinho fermentado é a etapa industrial responsável pela maioria do consumo energético no processo de produção de etanol combustível. A redução da energia gasta no equipamento de destilação é de grande interesse

econômico e ambiental, o controle de processos, aplicado de forma correta no processo de destilação, tem um papel importante na economia de energia. Além disso, é de fundamental importância, a manutenção da concentração do produto destilado nas especificações indicadas para o seu consumo e comercialização. De acordo com a Resolução da Agência Nacional do Petróleo (ANP) nº 7, de 09 de fevereiro de 2011, o teor alcoólico para o álcool combustível hidratado deve ficar entre 92,5 e 93,8°INPM (ANP, 2011). No presente trabalho, um controlador Proporcional Integral e Derivativo (PID) é proposto para garantir a manutenção da concentração do produto destilado dentro da faixa de concentração máxima produzida no equipamento de destilação de bancada, assim como usar o mínimo de energia no refeedor, de forma a diminuir o consumo energético na destilação.

A manutenção do produto destilado na especificação exigida requer o monitoramento da concentração de etanol. Tal monitoramento pode ser realizado através de analisadores de concentração, que apresentam algumas limitações como o alto custo de investimento e manutenção, além do tempo morto associado ao processo de amostragem e análise. Uma maneira de substituir esses analisadores é a utilização de um modelo de inferência (analisador virtual). Portanto, a primeira etapa para a montagem da estrutura de controle foi o desenvolvimento desse modelo, que proporciona a inferência *online* e em tempo real da concentração do produto destilado. Essa medição é realizada de forma indireta utilizando a medição direta de temperatura do vapor no topo da coluna de destilação em conjunto com relações termodinâmicas para inferir tal concentração. Além do monitoramento de concentração de etanol no destilado, o modelo de inferência possibilitou a determinação do valor de referência da temperatura do vapor no topo da coluna de destilação, que assegure a produção de etanol na concentração desejada.

Levando em conta o valor de referência obtido com o modelo de inferência, a estrutura de controle proposta foi do tipo *Single Input Single Output* (SISO), ou seja, o controle contará com uma entrada e uma saída. A variável a ser controlada diretamente será a temperatura do vapor no topo da coluna de destilação, com a concentração de etanol sendo controlada de forma indireta, e a variável manipulada será a potência da manta de aquecimento do refeedor.

A indisponibilidade de instrumentação, além de particularidades do equipamento de destilação impossibilitaram a implementação de um controle multivariável para esse processo. Além disso, o equipamento de destilação não possui isolamento térmico, prejudicando o processo e afetando o seu comportamento quando a temperatura ambiente é muito baixa. Por

isso, foi necessária a atualização do modelo do processo e também da sintonia do controlador para condições diferentes de temperatura ambiente. Dois modelos foram identificados no presente trabalho, um deles para temperatura ambiente próxima a $25\pm 2^{\circ}\text{C}$ e outro para temperatura ambiente superior a 30°C .

1.1 Objetivo Geral

O principal objetivo do trabalho é a implementação de uma estratégia de controle que garanta a manutenção da qualidade do produto destilado, através do controle indireto da concentração de etanol no produto de topo pela manipulação do aquecimento no refeedor. Tal estrutura de controle será desenvolvida para uma coluna de destilação híbrida que tem regime de operação contínuo.

1.1.1 Objetivos Específicos

- Propor um modelo de inferência, capaz de atuar como um analisador virtual para monitorar a concentração de etanol do produto destilado, proporcionando o controle indireto dessa variável;
- Determinar um valor de referência para temperatura do vapor no topo da coluna de destilação que garanta a produção de etanol na concentração desejada;
- Identificar um modelo do processo que relacione a temperatura do vapor no topo da coluna com a potência de aquecimento do refeedor, determinando o ganho e as dinâmicas dominantes no processo;
- Propor um controlador PID, utilizando métodos de sintonia para o ajuste dos seus parâmetros;
- Validar o controlador PID projetado no processo de destilação.

1.2 Estrutura da Dissertação

Esta dissertação apresenta-se dividida em sete capítulos, conforme descritos a seguir:

O Capítulo 1 trata da introdução ao tema a ser discutido na dissertação, contendo também os objetivos e a estrutura da mesma. No Capítulo 2 é feita uma revisão bibliográfica sobre os principais tópicos, necessária para o desenvolvimento e entendimento do trabalho. A revisão aborda a produção de etanol de forma geral e o controle da coluna de destilação, incluindo itens sobre inferência, identificação e controle de processos.

O Capítulo 3 faz uma breve introdução ao processo de produção de etanol e revisa alguns princípios sobre destilação de uma maneira geral. Nesse capítulo é feita a descrição do equipamento de destilação empregado e da instrumentação disponível, além das condições operacionais do equipamento.

O modelo de inferência através do qual a concentração do produto de topo é inferida através da combinação entre a temperatura do produto e relações termodinâmicas é apresentado no Capítulo 4. Este modelo proporciona o monitoramento e o posterior controle indireto da concentração do produto de topo. No Capítulo 5 é descrito o algoritmo PID utilizado e são mostrados os resultados da simulação do desempenho do controlador PID, projetado com diferentes métodos de sintonia, assim como os valores obtidos para critérios de desempenho e robustez.

A validação do controle PID na planta, utilizando os parâmetros de sintonia obtidos por simulação do método de sintonia que apresentou os melhores índices de desempenho e robustez, é apresentada no Capítulo 6.

No Capítulo 7 são feitas as considerações finais do trabalho, ou seja, um resumo dos principais resultados obtidos. Além disso, são listadas as possibilidades de trabalhos futuros ligados ao aperfeiçoamento da estrutura de controle para a coluna de destilação híbrida em desenvolvimento.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A revisão bibliográfica apresenta de uma forma geral alguns aspectos sobre a produção de etanol no mundo e no país, além de revisar os principais assuntos que deram base para o desenvolvimento deste trabalho como controle de processos, inferência e modelagem por identificação.

2.1 Etanol Combustível

O etanol ou álcool etílico se referem a um tipo de álcool constituído por dois átomos de carbono, uma hidroxila e cinco átomos de hidrogênio. Ao contrário da gasolina, o etanol é uma substância pura, composto por um único tipo de molécula: C_2H_5OH . No Brasil, cerca de 80% da produção de etanol tem como destino o uso carburante, 5% são destinados ao uso alimentar, perfumaria e alcoolquímica e 15% para exportação.

O etanol é utilizado como combustível desde o nascimento dos automóveis, na tentativa de adaptar os motores recém-inventados para a sua utilização. O etanol é considerado um dos mais importantes combustíveis renováveis devido aos benefícios econômicos e ambientais do seu uso, sendo uma boa alternativa para substituir o petróleo (BAI *et al.*, 2008). A queima de etanol reduz as emissões de carbono em mais de 80% quando comparado à queima da gasolina e elimina a liberação do dióxido de enxofre, causador de chuva ácida (LASHINKY & SCHWRTZ, 2006).

O etanol apresenta um alto número de octanagem (108), limites mais amplos de inflamabilidade, maiores velocidade de chama e maior calor de vaporização. Estas propriedades permitem uma maior taxa de compressão e menor tempo de queima, o que leva a vantagens de eficiências teóricas sobre a gasolina, isto é, maior rendimento termodinâmico quando usado em um motor de combustão interna. Os combustíveis com alta octanagem são preferidos em motores de combustão interna com ignição comandada. Um combustível oxigenado como o etanol fornece um valor razoável de antidetonante (BALAT & BALAT, 2009).

O bioetanol (etanol proveniente de matérias-primas lignocelulósicas) é um combustível oxigenado que contém 35% de oxigênio, o que reduz os particulados e os óxidos de nitrogênio (NO_x) provenientes da combustão. A utilização de misturas de etanol combustível por automóveis pode reduzir de forma significativa o uso de petróleo e as emissões de gases de efeito estufa. O bioetanol tem valor como composto oxigenado na queima limpa de gasolina para reduzir as emissões dos escapamentos dos veículos (DERMIBAS, 2005). Quando adicionado à gasolina, o etanol aumenta a octanagem do combustível, melhorando a sua combustão e reduzindo as emissões de escape, geralmente atribuídas à combustão incompleta em veículos automotivos (MALÇA & FREIRE, 2006).

Algumas desvantagens do bioetanol são sua menor densidade energética em relação à gasolina (bioetanol tem 66% da energia que a gasolina possui), sua maior corrosividade, baixa luminosidade de chama, menor pressão de vapor, miscibilidade com a água, toxidez para ecossistemas (MACLEAN & LAVE, 2003) e quando misturado na gasolina aumenta a emissão de escape de acetaldeído e a pressão de vapor. Algumas propriedades do etanol combustível são mostradas na Tabela 2.1

Tabela 2.1 – Algumas propriedades do etanol combustível

Propriedades	Etanol
Número de octanagem	108
Temperatura de autoignição (K)	606
Calor latente de vaporização (MJ/kg)	0,91
Poder calorífico inferior (MJ/kg)	26,7

Fonte: Balat & Balat (2009)

Na produção de etanol é necessário diferenciar o etanol anidro do etanol hidratado. A diferença está no teor de água contida no etanol: o etanol anidro tem um teor de água de 0,5% em volume, o etanol hidratado possui cerca de 5% de água, em volume. Para a produção industrial de etanol hidratado é necessário somente uma etapa de separação, a destilação. Já para a produção de etanol anidro é necessário utilizar uma etapa adicional para retirar a maior parte de água presente (UNICA, 2007).

O etanol anidro é usado na produção da denominada gasolina C, que é a única gasolina que pode ser comercializada no território nacional para abastecimento de veículos automotores. As distribuidoras de combustíveis adquirem o etanol anidro das destilarias e a gasolina A (“pura”) das refinarias, fazendo uma mistura desses dois na proporção que pode variar entre 20 e 25% de anidro. Isso significa que as distribuidoras de combustíveis são, de fato, formuladoras de gasolina C: adquirem no mercado dois produtos (gasolina A e álcool anidro, que não podem ser vendidos separadamente ao consumidor final) e produzem um novo, a gasolina C, própria para consumo pelos veículos. O etanol hidratado é usado diretamente no abastecimento de veículos automotores. É o álcool adquirido pelo consumidor no posto de abastecimento, para os veículos a etanol ou para os veículos com motor *Flex-Fuel*.

2.2 Produção de Etanol

2.2.1 Produção Mundial de Etanol

No início deste século houve um grande incentivo na utilização de biocombustíveis em substituição à gasolina. Diversos países como Brasil, Estados Unidos, Canadá, Japão, Índia, China e da comunidade Europeia têm interesse em desenvolver os seus mercados internos de biocombustíveis. Segundo Mussatto *et al.* (2010) tais interesses são motivados principalmente pelo aumento dos preços do petróleo e o reconhecimento do rápido esgotamento de suas reservas mundiais, preocupações com as emissões, requisitos do Protocolo de Kyoto e do Plano de Ações de Bali sobre emissões de carbono e disponibilização de soluções alternativas para os produtores agrícolas.

O uso do bioetanol como combustível foi difundido na Europa e nos Estados Unidos até o início de 1900. Após a Segunda Guerra Mundial sua produção tornou-se muito cara em

relação aos combustíveis derivados de petróleo, sendo que o potencial de etanol foi amplamente ignorado até a crise do petróleo na década de 1970. Desde então, a produção de etanol tem aumentado em todo o mundo, seu mercado cresceu de menos de um bilhão de litros em 1975 para mais de 39 bilhões de litros em 2006, devendo chegar a 100 bilhões de litros em 2015 (LICHT, 2006). Diversos países, incluindo Brasil e Estados Unidos, há muito tempo promovem a produção de etanol para uso interno. As misturas de etanol/gasolina foram promovidas nos Estados Unidos como prática de direção ambiental, inicialmente como um intensificador de octanagem para substituir o chumbo.

Na União Europeia a produção de biocombustíveis não teve início, nem se expandiu em uma escala significativa, até os anos 1990. Durante esta década a Política Agrícola Comum (CAP – *Common Agricultural Policy*), apoiou-se a produção de biocombustíveis através da garantia de preços mínimos, pagamentos por hectares e pagamentos compensatórios por retiradas de terras que poderiam, contudo, ser utilizadas na produção de matéria-prima biocombustível. Além disso, em 2003, a reforma CAP introduziu um prêmio de culturas para o cultivo de culturas energéticas (LAMMERS, 2011).

Mais de 87% da produção mundial de etanol combustível está concentrada nos Estados Unidos e Brasil. Embora o Brasil tenha sido o maior produtor e consumidor por décadas, em 2005 foi ultrapassado pela produção dos Estados Unidos (HEINIMÖ & JUNGINGER, 2009). Desde 2008, os EUA abrangem mais de 50% e o Brasil pouco mais de 30% da produção mundial de etanol combustível, uma situação revertida apenas dez anos atrás. A participação da União Europeia na matriz global de produção de álcool combustível aumentou desde a introdução das políticas de biocombustíveis da UE, mas só atingiu 5% da produção mundial em 2009 (LAMMERS, 2011).

Em 2008 os EUA importaram 556 milhões de litros de etanol, no valor de US\$ 1,25 bilhões, para ajudar a atender as suas necessidades de combustível. Em 2010, no entanto, os EUA tornou-se o produtor mundial de etanol de baixo custo de produção, fabricando 13,2 bilhões de galões, o suficiente não só para atender a própria demanda de 12 bilhões de galões de etanol combustível, como também gerou US\$825 milhões em receitas de exportação. A legislação federal nos EUA está entre os fatores que tem impulsionado o crescimento da produção, como a Lei de Independência Energética e Segurança de 2007 (RFS2) que exige 15 bilhões de galões de etanol de milho a ser misturado em combustíveis de transporte até 2015. O aumento da demanda levou a um rápido crescimento no número de usinas nos EUA, que de 50 plantas em 17 estados produtores, produzindo aproximadamente 1,4 bilhões de galões em

1998, passou para 204 instalações em 29 estados, que produziram mais de 13,2 bilhões de galões em 2010 (USDA, 2011).

A produção mundial de etanol por regiões em 2011 é mostrada na Tabela 2.2, e na Tabela 2.3 é apresentada a produção individual dos principais países produtores de etanol.

Tabela 2.2 – Produção mundial de etanol por região em 2011

Região	Produção		
	MGal	ML	% do total
América do Norte e Central	14401,3	54581,1	64,4
América do Sul	5771,9	21875,5	25,8
Europa	1167,6	4425,4	5,2
Ásia	889,7	3372,0	4,0
Oceania	87,2	330,5	0,4
África	38,3	145,2	0,2
Total	22356,1	84729,6	100,0

Fonte: RFA – Renewable Fuel Association (2011)

Tabela 2.3 – Produção mundial de etanol por país em 2011

País/Contínente	Produção	
	MGal	ML
Estados Unidos	13900	52681,0
Brasil	5573,2	21122,6
Europa	1167,6	4425,4
China	554,8	2102,5
Canadá	462,3	1752,1
Austrália	87,2	330,5

Fonte: RFA – Renewable Fuel Association (2011)

A produção mundial de etanol vem crescendo desde a década de 1970, o que pode ser visualizado no gráfico da Figura 2.1 e Figura 2.2, assim como a produção mundial de biocombustíveis que vem crescendo desde o início do século XXI, como mostrado na Figura 2.2. Essa produção crescente e o aumento do seu consumo mundial justificam o interesse pelo estudo de novas matérias-primas para sua produção, assim como o desenvolvimento de tecnologias para esse processo produtivo.

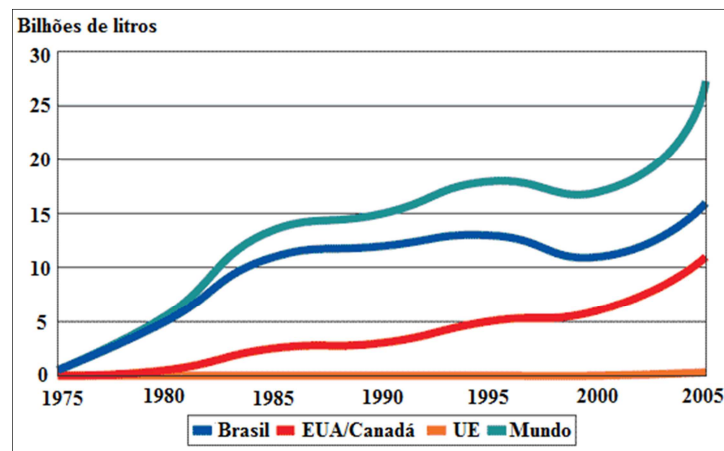


Figura 2.1 – Produção mundial de etanol de 1975 a 2005

Fonte: biodiselbr.com

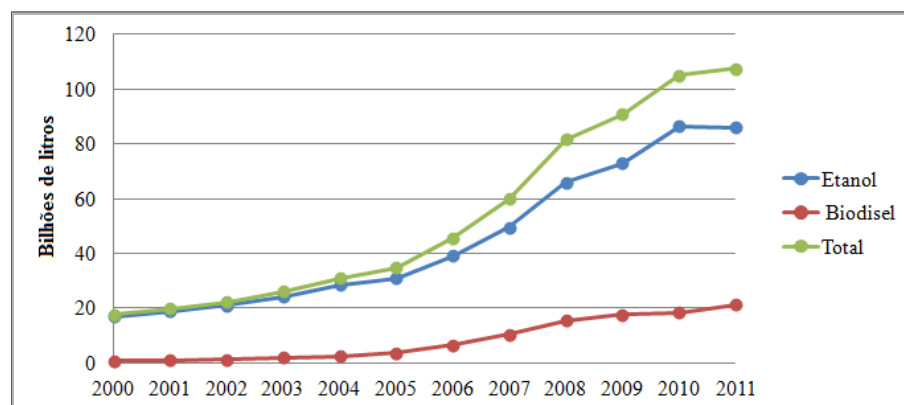


Figura 2.2 – Produção mundial de biocombustíveis de 2000 a 2011

Fonte: REN21 (2012)

2.2.2 Produção de etanol no Brasil

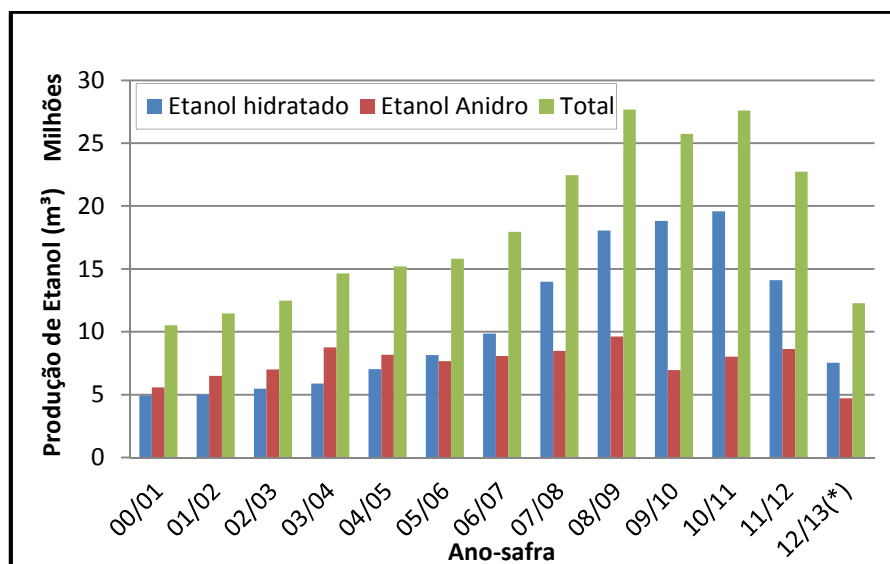
O Brasil possuía um programa pioneiro de produção de álcool para automóveis desde 1927, quando foi instalada a primeira “bomba de álcool”, que perdurou até os primeiros anos da década de 1930 (BRAY *et al.*, 2000; BALAT & BALAT, 2009). O mercado de etanol combustível só ressurgiu com o Programa Nacional de Álcool (ProÁlcool) criado no Brasil em 1975, por razões econômicas como a crise mundial de petróleo e os problemas no mercado internacional de açúcar, devido à superprodução. Este programa foi baseado na utilização da cana-de-açúcar como matéria-prima, e pretendia orientar o uso de etanol em larga escala em substituição à gasolina (GOLDEMBERG *et al.*, 2008).

Apesar de seu sucesso considerável (ou seja, a redução das importações de petróleo, a estabilização do mercado de açúcar e o aumento da competitividade do Brasil, o ProÁlcool não foi isento de controvérsias, em parte, devido ao apoio financeiro dado pelo governo. As críticas aumentaram ainda mais em meados da década de 1980 com a queda internacional do preço do petróleo e do grande excedente de gasolina. Na década de 1990, o governo reduziu o seu apoio devido a uma crise de dívida, que combinada com outros fatores, levou a escassez de etanol, causando sérias dificuldades aos consumidores e até o final desta década todos os subsídios para o setor de açúcar e etanol foram removidos (WALTER *et al.*, 2008).

O colapso do mercado de carros movidos a etanol resultou na redução da produção de etanol no Brasil. Em 2001, a produção de etanol entrou em uma nova fase de expansão, relacionados a três fatores principais: o aumento do preço do petróleo, a recuperação do mercado brasileiro e a demanda internacional (ALMEIDA *et al.*, 2008). Ainda, segundo Sorda *et al.* (2010), o aumento dos preços de petróleo que caracterizou o período de 2003-2008 trouxe de volta o etanol para o seu sucesso inicial, tornando-se mais uma vez uma barata e procurada alternativa ao petróleo. A tecnologia dos motores bicomcombustível, que permite a utilização de gasolina e/ou etanol, contribui para esse ressurgimento. Segundo Almeida *et al.* (2008) de 2003 até 2008 aproximadamente 2,8 milhões de veículos bicomcombustíveis foram vendidos no Brasil, e corresponderam a 80% das vendas de automóveis em 2006. De acordo com a Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores (ANFAVEA) em 2011, entre todos os automóveis e comerciais leves licenciados no Brasil, 83,1% eram veículos bicomcombustíveis e entre janeiro e agosto de 2012 essa porcentagem foi de 86,7%.

A produção de açúcar e etanol no Brasil representa um importante setor econômico. O PIB sucroenergético representou, 9,9% do PIB da agricultura em 2010 e 7% do PIB agropecuário nacional (CNI, 2012). Em 2009 o setor empregou cerca de 4,5 milhões de pessoas (BIOSEV, 2012). A produção de cana-de-açúcar é desenvolvida em 22 dos 27 estados da Federação, e em 2010 ocupou uma área cultivada de 9.147.238 hectares. Deste total, 4,957 milhões de hectares foi transformado em etanol, o que representou apenas 0,5% do território nacional, e 1,46% da área total agricultável do país. Essa área foi capaz de gerar bioetanol suficiente para atender aos mercados interno e externo, e substituir 44,6% da gasolina consumida no país em 2010 (DATAGRO, 2011).

Foram produzidos na safra 2010/2011 cerca 27,6 de milhões de m³ de etanol, enquanto na safra de 2011/2012 foram produzidos 22,7 milhões de m³. Essa queda na produção pode ser justificada segundo Tolmasquim (2012), por problemas climáticos e conseqüentemente a falta de matéria-prima, além do aumento nos custos dos insumos. A produção de etanol no país da safra 2000/2001 até a safra 2011/2012, dividida entre etanol hidratado, etanol anidro e o total podem ser observados no gráfico da Figura 2.3, o qual foi elaborado com dados do Ministério da Agricultura (2012).



* Valores atualizados em setembro de 2012

Figura 2.3 – Produção de etanol no Brasil

Fonte: Ministério da Agricultura, 2012

Atualmente, existem 441 unidades fabris que produzem açúcar e etanol em todo o país, das quais 153 são destinadas a produzir exclusivamente etanol, 20 unidades que produzem somente açúcar, e outras 268 usinas mistas, que fabricam tanto açúcar quanto etanol. Na região Centro-Sul, estão instaladas 354 usinas, com capacidade estimada para moer 620 milhões de toneladas de cana. O estado que concentra maior número de usinas é o de São Paulo, com 190 unidades (CNI, 2012).

O cultivo de cana-de-açúcar no Brasil, e conseqüentemente a produção de etanol, é centralizada nas regiões Nordeste e Centro-Sul, sendo a última responsável por 90% da produção total de cana-de-açúcar. Com a necessidade da expansão da produção de cana-de-açúcar e de etanol, em 2009 foi lançado pelo Governo Federal o Zoneamento Agroecológico da Cana-de-Açúcar. Esta regulamentação indica as áreas aptas para o cultivo, levando em conta aspectos como clima e disponibilidade de água, e exclui qualquer expansão sobre áreas de vegetação nativa e em biomas sensíveis, como Amazônia e Pantanal. Nesse mapeamento uma área equivalente a 7,5% do território brasileiro é considerada apta para o cultivo da cana (CNI, 2012).

2.2.3 Produção de etanol no Rio Grande do Sul – Pequena escala

O Rio Grande do Sul produziu em 2011 cerca de sete milhões de litros de etanol combustível, enquanto o seu consumo foi de 802 milhões de litros (UNICA, 2012). A produção de somente 0,87% do volume total do etanol consumido gera um grande custo relacionado à importação de etanol da região centro-sul do país e com isso, o preço de etanol combustível no Estado chega a ser 42% maior que o preço realizado no centro do país.

Desde 2009, com a aprovação do zoneamento agrícola para o cultivo de cana-de-açúcar no Rio Grande do Sul, vem sendo despertado o interesse de investimentos nesse setor. As regiões noroeste e central do estado apresentam as maiores áreas mapeadas e são caracterizadas pelas pequenas propriedades, ao contrário do panorama atual da agroindústria canavieira nacional. Essa estrutura baseada na pequena propriedade e agricultura familiar sugere a produção de etanol em pequena escala, nas chamadas microdestilarias, produzindo até 5000 litros de etanol por dia.

Alguns fatores, principalmente econômicos, atuam contrariamente à pequena escala de produção. Primeiramente, devido à concorrência com as grandes unidades produtoras existentes em outras regiões do país e, além disso, o baixo rendimento do processo responsável por aumentar ainda mais os custos de produção. Outro problema é a comercialização do etanol obtido nessas microdestilarias, tendo em vista que a maioria dos destiladores existentes não possui capacidade para produzir etanol nas especificações estabelecidas pela ANP.

Assim, uma possibilidade de melhoramento no processo produtivo dessas destilarias é o aprimoramento da tecnologia de separação, aumentando o seu rendimento e ampliando o aproveitamento energético do destilador.

2.2.4 Principais matérias-primas

O etanol pode ser produzido por diferentes matérias-primas, as quais são classificadas em três categorias de matérias-primas agrícolas: açúcares simples, amido e celulose (DERMIBAS, 2005). A matéria-prima utilizada na produção de etanol define a complexidade do processo produtivo, sendo que a gama de tecnologias projetadas e implementadas vai da simples conversão de açúcares por fermentação, até a conversão em vários estágios de biomassa lignocelulósica em etanol (SÁNCHEZ, 2008). Em alguns países tropicais como Brasil e Índia o etanol combustível é obtido a partir da cana-de-açúcar, nos EUA a principal matéria-prima é o amido de milho e em alguns países europeus é usado o melaço de beterraba (ALZATE & TORO, 2006). Em curto prazo, a produção de etanol como combustível veicular é quase totalmente dependente de amido e açúcares proveniente de culturas alimentares existentes (SMITH, 2008).

No Brasil a principal matéria-prima para a produção de etanol é a cana-de-açúcar, na forma de um caldo de cana ou melaço (subproduto de usinas de açúcar). Cerca de 79% do etanol do país é produzido a partir de caldo fresco de cana-de-açúcar e o percentual remanescente do melaço da cana (WILKIE *et al*, 2000). Outra fonte de açúcares fermentescíveis para a fermentação alcoólica é o melaço de beterraba. O micro-organismo mais utilizado para esse tipo de fermentação é *Saccharomyces cerevisiae*, devido a sua capacidade de hidrolisar a sacarose da cana em glicose e frutose, duas hexoses facilmente assimiláveis.

O amido é outra matéria-prima para a produção de etanol que tem um alto rendimento, porém é necessário a sua hidrólise para a produção por fermentação. O amido é tradicionalmente hidrolisado por ácidos, mas a especificidade das enzimas, as suas condições reacionais suaves e a ausência de reações secundárias fizeram as amilases os catalisadores geralmente usados nesse processo. Entre as matérias-primas amiláceas estão: o milho, utilizado na produção de etanol nos EUA, o trigo, utilizado na França e a mandioca, que é um tubérculo que despertou maior interesse devido a sua disponibilidade em países tropicais. Outras matérias-primas amiláceas são o centeio, a cevada (WANG *et al.*, 1997) e o sorgo (ZHAN *et al.*, 2003); e para esses cereais, alguns pré-tratamentos são necessários. Dados da FAO (2008) apontam que em termos mundiais a mandioca apresenta maior eficiência na conversão de álcool em relação às culturas de beterraba e cana-de-açúcar, como se observa na Tabela 2.4.

O arroz vem sendo estudado como uma potencial matéria-prima amilácea na produção de etanol. Duas empresas agroindustriais no Rio Grande do Sul iniciaram a produção de etanol de arroz em escala experimental. A Embrapa Clima Temperado, com sede em Pelotas (RS), está desenvolvendo um grão propício para a produção de etanol, com o dobro do tamanho da média. A nova linhagem de arroz foi apresentada na abertura oficial da colheita de 2012 (fevereiro) e poderá chegar ao mercado em 2013 ou 2014 (COSTA, 2012). O arroz possui excedente de produção no estado, devido à competitividade com o produto do Uruguai e esta matéria-prima tem a vantagem da estocagem, ou seja, ela pode ser utilizada na entressafra de produção de cana-de-açúcar.

Tabela 2.4 – Comparação dos rendimentos de produção de etanol e eficiência de conversão

Produto	Rendimento (tonelada/hectare)	Eficiência na conversão (litros/tonelada)	Rendimento do Biocombustível (litros/hectare)
Beterraba	46	110	5060
Cana-de-açúcar	65	70	4550
Mandioca	12	180	2070
Milho	4,9	400	1960
Arroz	4,2	430	1806
Trigo	2,8	340	952
Sorgo	1,3	380	494

Fonte: FAO, 2008

Matérias-primas lignocelulósicas são de grande importância na produção de etanol, sendo considerado que a biomassa lignocelulósica compreende cerca de 50% da biomassa no mundo e a sua produção anual foi estimada em 10-50 bilhões de toneladas (CLAASSEN *et al.*, 1999). Em geral, potenciais materiais lignocelulósicos para a produção de etanol combustível podem ser divididos em seis grupos principais: resíduos de culturas (bagaço de cana, palha de milho, palha de trigo, palha de arroz, casca de arroz, bagaço de sorgo doce), madeira, coníferas (pinheiros), resíduos de celulose (papel de jornal, papel de lixo de escritório, papel reciclado), biomassa herbácea (feno de alfafa, gramíneas, capim-amarelo) e resíduos sólidos urbanos. O principal fator limitante para o uso de material lignocelulósico para a produção de etanol é o maior grau de complexidade inerente ao tratamento desta matéria-prima (SÁNCHEZ & CORDONA, 2008).

2.3 Controle de processos

O primeiro trabalho significativo de controle automático foi de James Watt, que construiu um controlador centrífugo para o controle de velocidade de uma máquina a vapor no século XVIII. Outros trabalhos importantes nos primeiros estágios de desenvolvimento da teoria de controle se devem a Minorsky, Hazen e Nyquist, dentre outros (OGATA, 1997).

O controle automático tem como finalidade a manutenção de certa variável ou condição em um dado valor. Para controlar um processo a variável controlada é mantida em uma das três seguintes condições:

1. Sempre igual ao ponto de ajuste, que é o valor desejado;
2. Próximo ao ponto de ajuste;
3. Oscilando constantemente sobre o ponto de ajuste.

O termo controle de processos costuma ser utilizado para se referir a sistemas que têm por objetivo manter certas variáveis de uma planta industrial entre os seus limites operacionais desejáveis (CAMPOS & TEIXEIRA, 2010).

Quando um sistema utiliza a diferença entre a saída e uma entrada de referência como meio de controle, é denominado de sistema de controle com realimentação. Esses sistemas com realimentação podem ser chamados também de sistemas de controle em malha fechada.

Nesse tipo de sistema, o sinal do erro atuante, que é a diferença entre o sinal de entrada e o sinal de realimentação, realimenta o controlador, de modo a minimizar o erro e a acertar a saída do sistema no valor desejado.

Um modo de operação de sistemas de controle é a operação em malha aberta, quando o sinal de saída não exerce nenhuma ação de controle no sistema, ou seja, o sinal de saída não é medido nem realimentado para comparação com a entrada. Dessa forma, cada entrada de referência corresponde a uma condição fixa de operação, e, portanto, o sistema de controle em malha aberta só poderá ser usado na prática se a relação entre entrada e saída for conhecida e se não houver nenhum distúrbio interno ou externo.

O controle do processo está ligado à variáveis como a qualidade e com a quantidade dos produtos. A maioria dos produtos industriais é fabricada para satisfazer determinadas propriedades físicas e químicas, quanto melhor a qualidade do produto, menor é a tolerância na variação das suas propriedades.

O controle automático, portanto, possibilita a existência de processos extremamente complexos, impossíveis de existirem apenas com o controle manual, tendo em vista o grande número de variáveis que precisam ser medidas e controladas em um processo industrial típico (RIBEIRO, 2001).

2.3.1 Controle em colunas de destilação

Diversas formas de abordagem são possíveis no projeto de um controlador para um processo de destilação. Buckley *et al.* (1985) apresenta uma abordagem útil em praticamente todos os tipos de processos, a qual leva em consideração três aspectos principais: 1) controle do balanço de massa; 2) controle da qualidade do produto; 3) satisfação das restrições.

O sistema de controle de uma coluna de destilação deve agir de forma com que a média da soma das correntes que saem do processo seja igual à taxa de alimentação média dessa coluna. Os ajustes das correntes do processo devem ser realizados de forma gradual, evitando perturbações. De maneira geral, o balanço de massa é controlado através de controle de nível de líquido e de pressão.

Para uma destilação binária, na maioria dos casos precisamos manter uma concentração desejada nas duas extremidades da coluna de destilação, no fundo e no topo. Um custo mínimo de operação é obtido quando os produtos são controlados numa pureza

mínima aceitável, tendo em vista que o gasto energético para a separação se comporta de forma não linear. Os controles de balanço de massa e da concentração dos produtos devem funcionar de forma satisfatória diante de distúrbios na vazão da alimentação, concentração da alimentação, condição térmica da alimentação, pressão do vapor alimentado, temperatura de entrada da água de arrefecimento e temperatura ambiente.

Algumas restrições devem ser observadas para um funcionamento eficaz e satisfatório de uma coluna de destilação. Algumas dessas restrições são listadas por Buckley *et al.* (1985):

- a coluna não deve inundar;
- a queda de pressão na coluna deve ser suficientemente alta para manter a operação da coluna de forma eficaz, evitando o gotejamento;
- a diferença de temperatura no refeedor não deve ultrapassar uma diferença de temperatura crítica;
- a taxa de alimentação da coluna não deve ser tão alta ao ponto de sobrecarregar a capacidade de transferência de calor no refeedor ou no condensador;
- a vazão de vapor não pode ser tão grande que irá causar uma diminuição na qualidade do produto no topo da coluna;
- a pressão da coluna não deve exceder um valor máximo admissível.

Outra abordagem em relação ao controle de colunas de destilação é mostrada por Campos & Teixeira (2010), que aborda dois tipos de variáveis a serem controladas. As variáveis que estão relacionadas ao balanço de massa do sistema, como a pressão e os níveis no vaso de topo e no fundo da torre são chamadas de variáveis associadas ao controle inventário. As chamadas variáveis associadas ao balanço de energia são as relacionadas com a qualidade dos produtos como as temperaturas.

As principais variáveis que devem ser controladas em um processo de destilação são: pressão, níveis e a qualidade dos produtos através de temperatura e concentração.

A pressão é uma variável de extrema importância na operação de um sistema de destilação. O mais importante para a operacionalidade do processo é evitar variações bruscas na pressão, pois uma queda brusca de pressão pode gerar uma evaporação instantânea dos componentes leves dos pratos, podendo gerar inundação, devido ao aumento da vazão de vapor no interior da coluna. Além disso, esta queda de pressão pode gerar o aparecimento de componentes pesados nas correntes de produtos de topo. Em outro sentido, um aumento

brusco da pressão pode causar o aparecimento de componentes leves nas correntes líquidas do fundo da coluna.

Os controles de níveis dos vasos de topo e do fundo da coluna são importantes, assim como a pressão, para a boa operação da coluna. O controle de nível garante que não haverá acúmulo de massa no sistema, evitando que os vasos de topo e fundo sofram inundação.

Colunas de destilação são utilizadas para a separação da corrente de alimentação nos diversos produtos que a compõe, de forma a garantir a qualidade ou concentração desejada para os mesmos. Então, uma forma de controlar a qualidade dos produtos de topo é não permitir um percentual de pesados nessa corrente maior que certo valor, assim como para o produto de fundo a qualidade é mantida evitando um percentual de leves nesta corrente maior que um determinado valor.

Para monitorar a concentração, que é o principal indicador de qualidade dos produtos, quando possível é indicado a utilização de analisadores no topo e no fundo. Apesar dos avanços nos analisadores *online* de concentração, a sua medição direta durante a operação da coluna de destilação não é economicamente interessante, implicando em altos custos de investimento e manutenção (VENKATESWARLU & KUMAR, 2006).

Diversas estratégias de controle para os processos de destilação são abordados na literatura para diferentes tipos de separação. Barcelo-Ricó *et al* (2011) apresenta uma metodologia de projeto de um controlador Fuzzy aplicado a uma coluna destilação contínua; Biswas *et al.* (2009) propõe uma estratégia de controle adaptativo não linear para uma coluna de destilação binária de alta pureza.; Gil *et al.* (2012) estudaram o projeto e controle para um processo de destilação extrativa para produzir etanol anidro, são alguns dos trabalhos recentes publicados da literatura que abordam o controle de colunas de destilação.

Uma observação importante é que as colunas de destilação representam um problema em relação ao consumo energético do processo de separação, sendo responsáveis por um alto consumo de energia. Em função desse alto consumo, novas unidades têm sido projetadas utilizando técnicas de recuperação de calor que acabam gerando dificuldades no controle, devido a maior interação entre as variáveis do processo (CAMPOS & TEIXEIRA, 2010).

2.4 Inferência – Analisadores virtuais

Modelos matemáticos de processos, concebidos com base em dados experimentais, por meio de identificação, podem ajudar na redução da necessidade de dispositivos de medição e no desenvolvimento de políticas de controle. Esses modelos matemáticos desenvolvidos com os objetivos citados acima são conhecidos como analisadores virtuais, *softsensor* ou modelos de inferências.

Existem variáveis de processo, tais como temperaturas, pressões e vazões, que podem ser medidas de forma contínua através de medidores específicos como termopares, manômetros e placas de orifício. No entanto, algumas variáveis só podem ser quantificadas através de métodos mais elaborados, como análises laboratoriais. Entre essas variáveis, estão as composições das correntes de topo e de fundo em colunas de destilação.

A concentração pode ser medida por analisadores em linha ou analisadores de bancada, sendo que esses dois tipos de analisadores apresentam desvantagens. Os analisadores de laboratório apresentam como desvantagens o alto custo e o tempo de análises que pode ser elevado conforme a aplicação, implicando numa periodicidade baixa de análises, impossibilitando o acompanhamento contínuo das variáveis. Os analisadores que podem ser instalados em linha têm normalmente um tempo morto associado com o processo de amostragem e análise, que são da ordem de 5 segundos, dificultando o controle direto da concentração (CAMPOS & TEIXEIRA, 2010). Uma solução para esse problema é a utilização de medidas secundárias em conjunto com um modelo matemático do processo para inferir a qualidade do produto (SINGH *et al.*, 2005). Essas medidas secundárias devem ter relação direta com as propriedades que se deseja inferir, e o analisador virtual atua nesse sentido podendo ser considerado como um algoritmo. Através de um modelo empírico ou fenomenológico, um analisador virtual calcula as propriedades a serem determinadas, utilizando como entrada do algoritmo os dados das variáveis do processo que estejam altamente correlacionadas com essas propriedades (CONZ, 2005).

A utilização de modelos de inferências é bastante ampla, sendo que suas aplicações variam desde a determinação de propriedades físico-químicas, como na inferência de ponto de fusão de polímeros (OGAWA *et al.*, 1999), até a determinação da concentração de poluentes na atmosfera, como a determinação da concentração de ozônio na atmosfera (ABDUL-WABAH *et al.*, 2005). Desde o final da década de 1960, quando surgiram os primeiros estudos de modelos de inferência de propriedades, uma das áreas que mais se destacou no

emprego de analisadores virtuais foi a destilação. Estimadores inferenciais de concentração para colunas de destilação binárias e multicomponentes foram desenvolvidas por Baratti *et al.* (1995) e Baratti *et al.* (1998), respectivamente. Raghavan *et al.* (2011) utilizou redes neurais para estimar composições desconhecidas em uma coluna de destilação reativa, através de medições disponíveis de temperatura. Osorio *et al.* (2008) desenvolveram um *softsensor* para estimar a concentração de etanol no destilado *online* baseado em quatro medições de temperatura no destilador.

2.5 Modelagem Empírica - Identificação

Modelos matemáticos, que podem ser utilizados para descrever um processo, são classificados com base na forma como foram obtidos: modelos teóricos, modelos empíricos e semi-empíricos. Modelos teóricos, também chamados de modelos fenomenológicos são de grande valia para o trabalho de qualquer profissional envolvido com processos, pois suas extrapolações para pontos de operação, normalmente não utilizados, são muito mais confiáveis do que modelos empíricos. No entanto, estes modelos têm tendência de serem dispendiosos e envolverem um grande gasto de tempo no seu desenvolvimento (SEBORG *et al.*, 2004). Modelos empíricos são obtidos pelo ajuste de dados coletados diretamente do processo e tem um desenvolvimento mais fácil em relação aos modelos fenomenológicos. Um modelo empírico pode ser utilizado, se o processo é muito complexo para a obtenção de um modelo fundamental (BEQUETTE, 1998). Alguns processos não podem ser modelados com bases em conhecimentos físicos, pois as funções dos sistemas ou sua construção é desconhecida, ou ainda quando a resolução das relações físicas do processo se torna muito complicada (LJUNG & GLAD, 1994).

Os modelos empíricos podem ser obtidos através da utilização de técnicas de identificação de modelos discretos, tendo em vista que os dados de processo geralmente são apresentados na forma de amostragem periódica. A identificação paramétrica pode ser realizada utilizando as estruturas de normalização do modelo. Ljung (1999) classifica esses modelos como uma família de modelos de função de transferência, descritos em tempo discretos, pois os dados são coletados em forma de amostra. Algumas estruturas básicas de modelos discretos utilizados na identificação de modelos dinâmicos são: *AutoRegressive eXogeneous input* (ARX), *AutoRegressive Moving Average with eXogeneous input*

(ARMAX), *Output Error* (OE) e *Box-Jenkins* (BJ). Essas estruturas levam em consideração distúrbios não medidos, que podem ter origem nos instrumentos de medição ou em variáveis não medidas que afetam o sistema, como a temperatura ambiente.

3. PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL E DESTILAÇÃO

Este capítulo faz uma breve introdução ao processo de produção de etanol e revisa alguns princípios sobre destilação de uma maneira geral. Além disso, descreve o equipamento de destilação para o qual foram propostos o modelo de inferência da concentração e a estrutura de controle PID, assim como a instrumentação e o sistema de aquisição de dados disponível. A metodologia e os procedimentos experimentais realizados em cada teste serão abordados no Capítulo 4, onde é descrita a inferência da concentração de etanol e a identificação de um modelo do processo e no Capítulo 5, onde são apresentados os resultados da validação do controlador proposto.

3.1 Etapas da produção de etanol

A produção de etanol é geralmente realizada em três etapas: (1) obtenção de uma solução de açúcares fermentescíveis, (2) fermentação de açúcares em etanol, (3) separação e purificação do etanol, geralmente por destilação-retificação-desidratação (DERMIBAS, 2005).

A etapa antes da fermentação, para a obtenção de açúcares fermentescíveis, é a principal diferença entre os processos produtivos de etanol a partir de açúcares simples, amido ou material celulósico. Os fluxogramas da Figura 3.1 definem as etapas do processo de produção de etanol a partir dos três tipos de matérias-primas, indicando a diferença entre os processos na obtenção da solução de açúcares fermentescíveis.

As culturas que tem como base açúcares simples, como a cana-de-açúcar e a beterraba, só necessitam de um processo de moagem, tornando-se um processo relativamente simples de transformação de açúcar em etanol (MUSSATTO, 2010).

Em processos que utilizam materiais amiláceos, como o milho, a mandioca, a batata, o arroz e a cevada, a sacarificação é necessária antes da fermentação. Nessa etapa o amido é gelatinizado por cozimento e submetido à hidrólise enzimática para formar monômeros de glicose, que podem ser fermentados pelos mesmos micro-organismos. Então, a produção de etanol a partir de amido envolve a moagem e a hidrólise do amido que tem de ser completamente decomposto em glicose pela combinação de duas enzimas, a α -amilase e a amiloglicosidase antes de ser fermentado por levedura para produzir etanol (PRASAD *et al.*, 2007; CARDONA & SÁNCHEZ, 2007).

Para a produção de etanol a partir de biomassa lignocelulósica, as etapas básicas do processo são: 1) Pré-tratamento para tornar a celulose e a hemicelulose mais acessíveis para as etapas seguintes. O pré-tratamento geralmente envolve uma etapa mecânica para reduzir o tamanho e um pré-tratamento químico para tornar a biomassa mais digerível; 2) Hidrólise ácida ou enzimática para quebrar polissacarídeos em açúcares simples; 3) Fermentação dos açúcares em etanol usando micro-organismos; 4) Separação e concentração do etanol produzido por destilação-retificação-desidratação (SÁNCHEZ & CORDONA, 2008).

Após a fermentação, o processo de separação por destilação é utilizado independente do tipo de matéria-prima. A corrente de alimentação da destilação, o mosto fermentado obtido como produto da fermentação dos açúcares, pode variar a concentração de etanol de acordo com a matéria-prima utilizada, mas o processo de separação inicial é a destilação. Para a obtenção de etanol hidratado somente a destilação é suficiente para a obtenção do etanol com mais de 95°GL de etanol. A produção do etanol anidro necessita da etapa de desidratação após a destilação, para retirada da água que ainda permanece no produto final da destilação. O presente trabalho tem enfoque no processo de destilação para obtenção de etanol combustível hidratado, por isso somente a etapa de destilação será descrita no item 3.2.

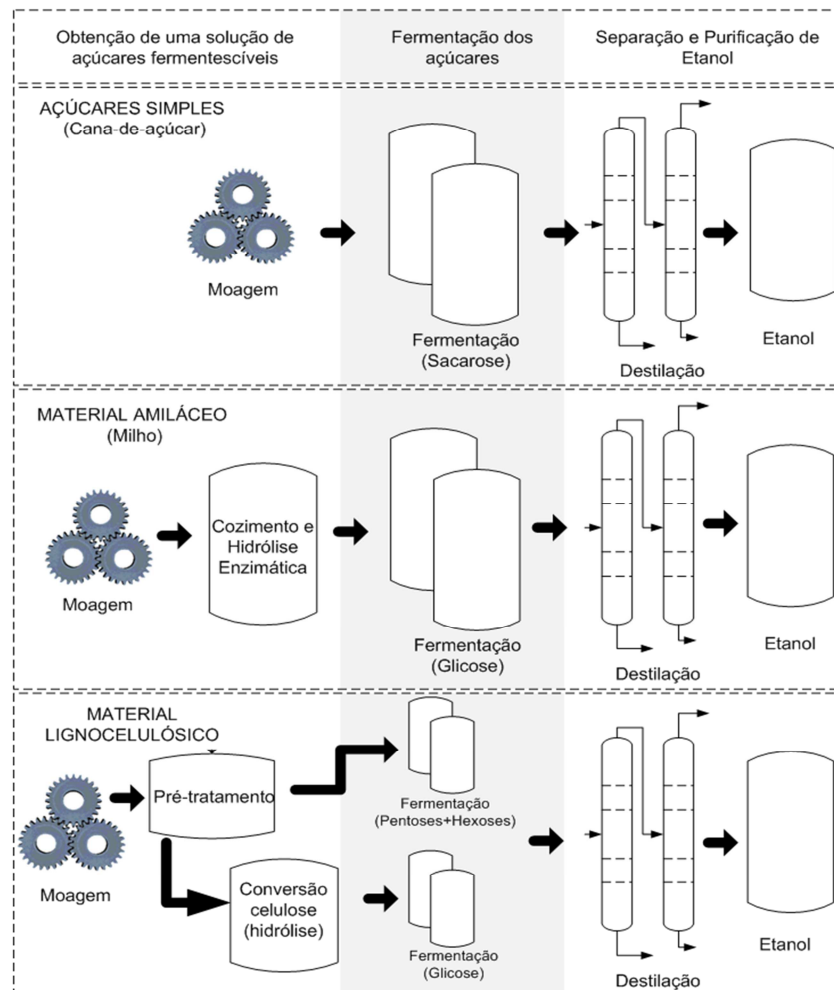


Figura 3.1 – Fluxograma com as etapas principais da produção de etanol com três tipos de matérias-primas diferentes

Fonte: Adaptado de Mussato (2010)

A última etapa do processo produtivo, que envolve a destilação e a desidratação, é a responsável pela maior parte dos custos de produção, sendo que a obtenção do etanol anidro gera um custo duas vezes maior que a obtenção do etanol hidratado 95°GL, devido à etapa de desidratação necessária na obtenção do etanol anidro. De acordo com Saxena *et al.* (2012), na obtenção de etanol hidratado com grau de pureza acima de 80% v/v o custo energético da destilação torna-se exponencial, conforme mostrado no gráfico da Figura 3.2.

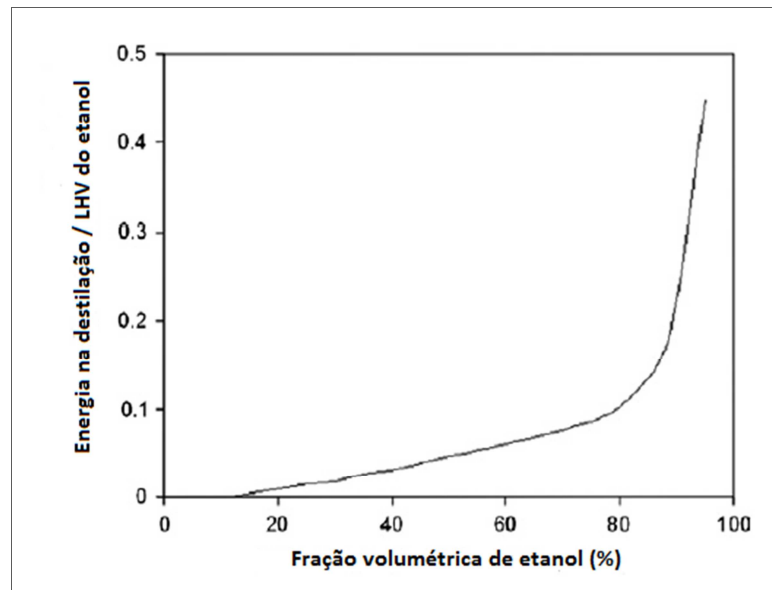


Figura 3.2 – Razão entre a energia necessária para destilação do etanol e o poder calorífico inferior do produto

Fonte: Saxena *et al.* (2012)

Na Figura 3.3, é ilustrado um balanço de energia para produção de etanol a partir do milho, incluindo coprodutos como óleo e amido de milho, e é mostrado que o custo energético da destilação corresponde a 23% do custo energético total do processo, sendo que para a obtenção do etanol anidro ainda tem que ser somado a porcentagem referente ao processo de desidratação 37%.

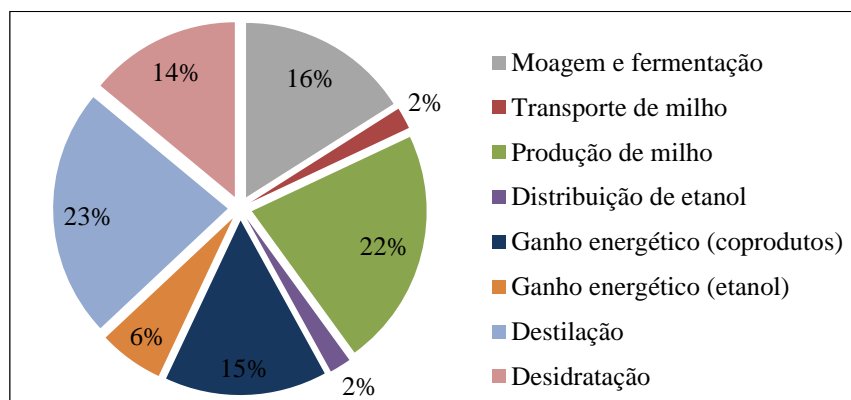


Figura 3.3 – Utilização de energia nos vários estágios de produção do etanol de milho.

Fonte: Saxena *et al.* (2012) e Martinez-Frias *et al.* (2007)

3.2 Destilação

A destilação consiste em um processo de separação física de uma mistura em dois ou mais componentes que possuem diferentes pontos de ebulição por, preferencialmente, vaporizar o componente mais volátil para fora da mistura (KISTER, 1992). Essa operação utiliza a fase líquida e a fase vapor essencialmente à mesma temperatura e pressão para as zonas coexistentes. Vários dispositivos, tais como recheios aleatórios ou estruturados e pratos ou bandejas são usados para manter as duas fases em contato íntimo (PERRY, 1999).

As colunas de destilação podem ser divididas segundo dois critérios: o regime de operação e a estrutura interna. O regime de operação é classificado em contínuo, semibatelada e batelada. No presente trabalho é descrito somente a operação contínua, devido ao equipamento utilizado no estudo ter esse regime de operação. A estrutura interna de colunas de destilação é responsável pelo contato entre a fase vapor e a fase líquida de forma a maximizar a área interfacial e facilitar a transferência de calor e massa, e os dispositivos que proporcionam esse contato são pratos ou recheios.

Destilação contínua é um dos processos de separação mais largamente utilizados na indústria de processos químicos. A Figura 3.4 mostra um esquema de uma coluna de destilação contínua.

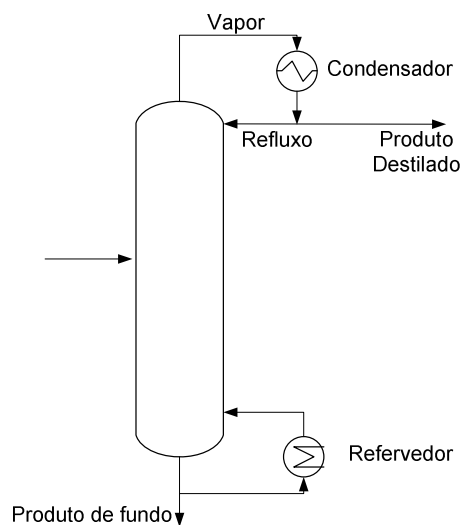


Figura 3.4 – Esquema destilação contínua

Na operação de uma coluna de destilação contínua, a alimentação entra ininterruptamente em qualquer estágio intermediário e vapor é produzido em um refeedor no fundo da coluna. A alimentação é separada em destilado e produto de fundo, os quais são removidos de forma contínua do processo. O vapor, enquanto se move ascendentemente no interior da coluna é progressivamente enriquecido no componente mais volátil e é condensado no condensador. Uma parte do condensado é retirada como produto, enquanto o restante é realimentado na coluna como um refluxo, o refluxo enquanto desce na coluna se enriquece no componente menos volátil (RAMANATHAN *et al.*, 2001).

Nas colunas de pratos a passagem do vapor na fase líquida forma gotas ou bolhas que são responsáveis pela transferência de massa. O contato se inicia quando o líquido descendente chega ao prato através de um vertedouro (*downcomer*), uma espécie de canal por onde o líquido é conduzido do prato superior para o prato inferior.

Em colunas recheadas, o líquido flui através da superfície do recheio e o vapor flui nos espaços vazios internos e entre as peças do recheio. Existem diversos tipos de recheio, geralmente divididos em três classes: recheios randômicos, aleatórios ou amontoados, recheios estruturados ou sistematicamente dispostos e grades.

3.3 Coluna de Destilação Híbrida

O protótipo utilizado no presente trabalho foi proposto por Mayer (2010), e está instalado no Laboratório de Engenharia de Processos, da Universidade Federal de Santa Maria. O equipamento funciona em regime de operação contínua, e é composto por um destilador em escala de bancada feito de vidro de borossilicato com uma altura efetiva de 190 cm, 4 cm de diâmetro interno e está dividida em três módulos. Dois módulos são preenchidos com anéis de *Raschig* (seção de retificação) e o terceiro módulo, uma coluna do tipo *Vigreux* e compõe a seção de esgotamento. As alturas dos módulos são, respectivamente, 56 cm, 78 cm e 56 cm, do fundo para o topo. A Figura 3.5 mostra um desenho esquemático do protótipo e uma imagem do equipamento instalado.

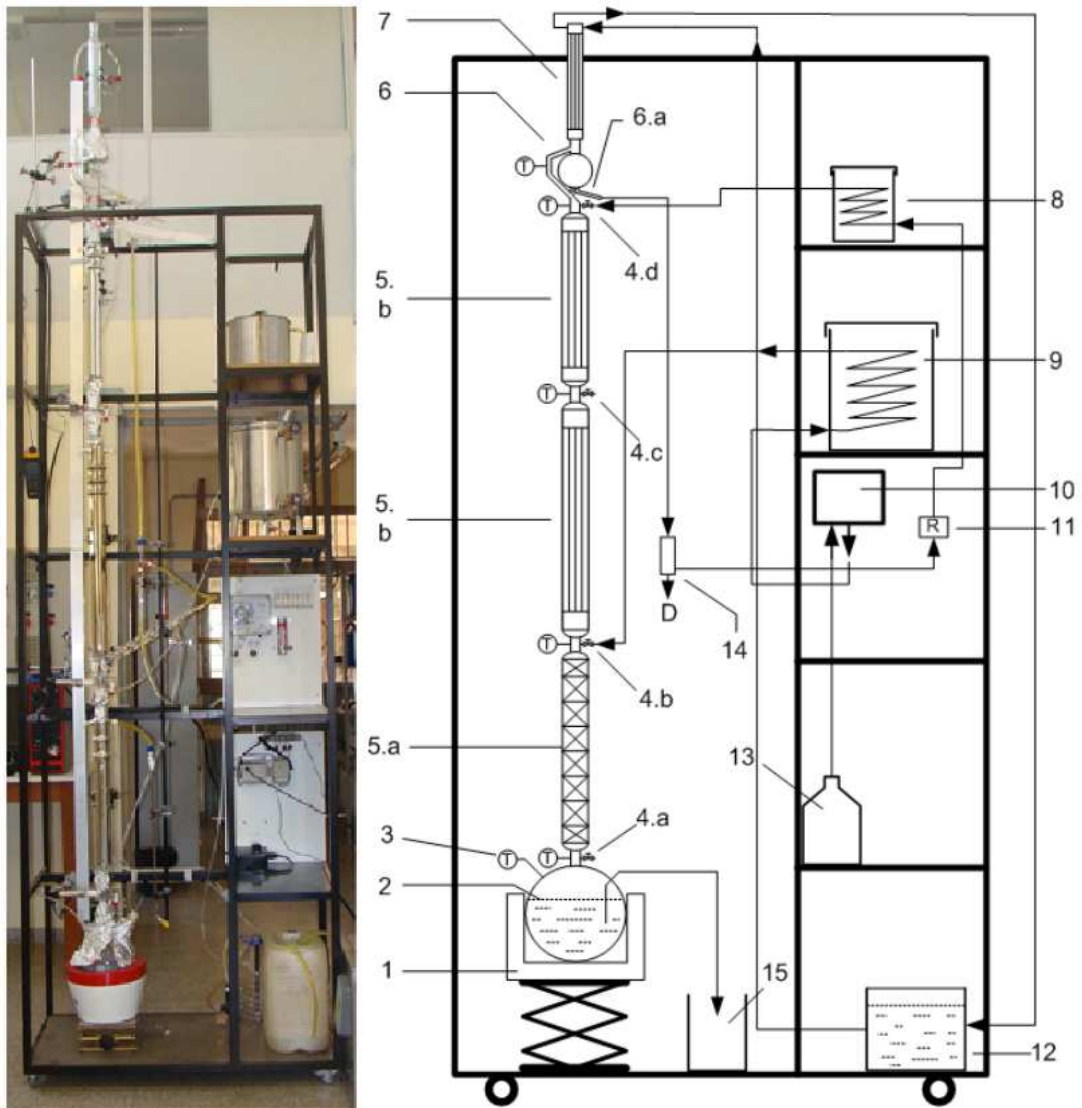


Figura 3.5 – Esquema do protótipo e imagem do equipamento instalado no Laboratório de Eng. de Processos

Legenda: 1 – Manta de aquecimento com suporte de altura ajustável; 2 – Refervedor; 3 – Sensor de Temperatura; 4 – Torneiras para retirada de amostra (4.a, b, c e d), entrada da alimentação (4.b) e retorno da vazão de refluxo (4.d); 5.a – Coluna de destilação do tipo *Vigreux*; 5.b – Coluna de destilação de recheios (anéis de *Raschig*); 6 – Topo do destilador com condensador; 6.a – Registro de duas vias; 7 – Condensador; 8 – Tanque de pré-aquecimento do refluxo; 9 – tanque de pré-aquecimento da alimentação; 10 – bomba peristáltica da alimentação; 11 – medidor de refluxo; 12 – banho termostatizado para resfriamento e recirculação da água de condensação; 13 – tanque de armazenagem da alimentação; 14 – registro de controle de saída de destilado; 15 – tanque para coleta de produto de fundo.

O sistema de aquecimento do refervedor é composto por dois dispositivos, uma manta de aquecimento com potência de 690 W, indicado pelo número 1 na Figura 3.5, e uma resistência blindada de 300 W que está submersa no refervedor. A resistência blindada é

necessária para auxiliar o aquecimento e possibilitar uma vazão de vapor suficiente para a boa operação do equipamento e é mantida sempre com a sua potência máxima durante a operação do processo.

3.4 Instrumentação e Sistema de Aquisição de Dados

A instrumentação disponível para o monitoramento e controle do processo é composta por:

- Cinco sensores de temperatura (marca Novus – PT100 – Classe B) instalados na junção de cada módulo, na saída de vapor no topo da coluna e na junção do módulo de *Vigreux* com o balão do fundo (refervedor);
- Um Controlador Lógico Programável (CLP) (marca Allen-Bradley – modelo micrologix 1400 B), com 4 cartões analógicos de entrada e 1 cartão de saída;
- Um Módulo de Potência 20A da Alfatronic, modelo AFT-MPT-20A, que está ligado na manta de aquecimento do refervedor e ao CLP.

Para a análise da concentração de etanol de amostras de destilado e produto de fundo foi utilizado um densímetro digital da marca Anton Paar, modelo Laboratory Density Meter DMA 4500M. Um esquema P&ID da instrumentação disponível instalada no equipamento de destilação em questão é mostrado na Figura 3.6.

O sistema de aquisição de dados é realizado via servidor OPC que permite a transferência de dados entre o CLP, o supervisor Elipse SCADA e o *software* MATLAB®. Através do SCADA podemos monitorar e armazenar os valores enviados pelos sensores de temperatura, além de definir o valor da potência enviada pela placa de controle de potência para a manta de aquecimento. Na Figura 3.7, é apresentada a interface gráfica do sistema SCADA, onde se pode visualizar em tempo real os valores das temperaturas, parâmetros do controlador, concentração inferida através de analisador virtual (abordada no Capítulo 4) e a potência da manta de aquecimento. As temperaturas também podem ser monitoradas através de gráficos, e os dados são armazenados a cada 10 segundos e salvos em arquivos de texto, PDF e Excel.

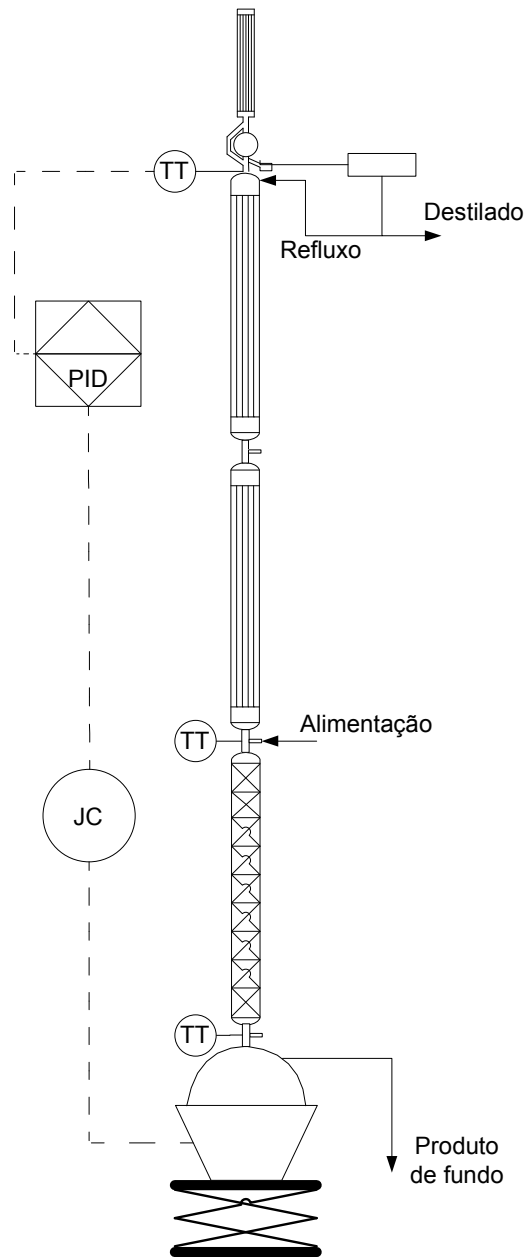


Figura 3.6 – Esquema P&ID para a instrumentação da coluna de destilação híbrida

Para a obtenção de um analisador virtual para inferência de concentração, modelo do processo por identificação e simulação do controlador para a obtenção dos parâmetros de sintonia foi utilizado o *software* MATLAB®.

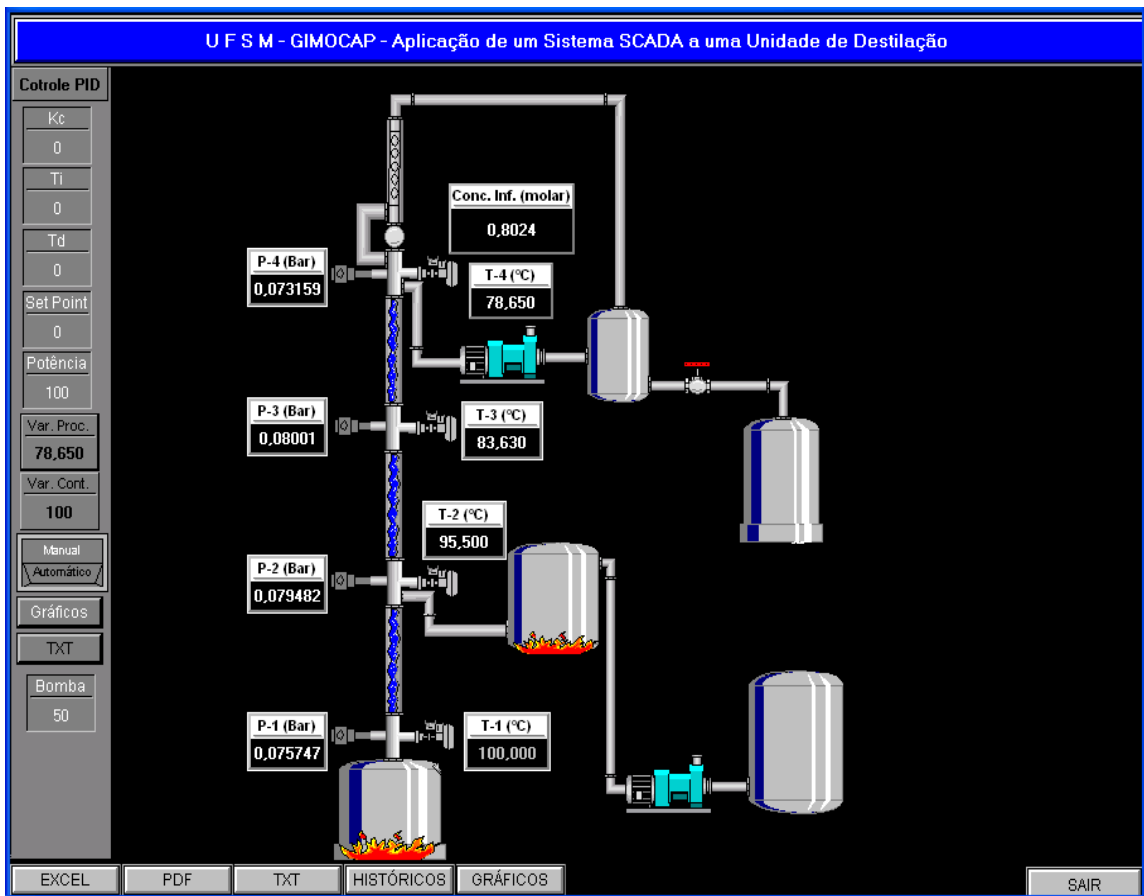


Figura 3.7 – Interface gráfica do sistema SCADA.

3.5 Condições Operacionais do Sistema de Destilação

No trabalho realizado por Mayer (2010) foram avaliadas várias condições de operação do equipamento de destilação em questão. Dentre os diversos testes realizados e as condições testadas foi encontrado um ponto ótimo de operação, considerando os limites de concentração estabelecidos por Mayer e o fator energético do processo. As condições operacionais do ponto ótimo foram o ponto de partida do presente trabalho e foram utilizadas em todos os testes experimentais realizados para o projeto da estrutura de controle. Essas condições são apresentadas na Tabela 3.1. A concentração de etanol na alimentação do processo de destilação simula a concentração média obtida em um mosto fermentado obtido a partir da cana-de-açúcar. Além dessas condições operacionais, foi definida a potência da manta de aquecimento sendo 241W, que juntamente com a resistência blindada de 300 W, totaliza uma potência de 541W.

Tabela 3.1 – Condições operacionais para o ponto ótimo de operação

Parâmetros	Valor
Concentração da alimentação (% mol/mol)	2,42
Vazão de alimentação (mol/h)	137,12
Vazão de destilado (mol/h)	3,69
Vazão de produto de fundo (mol/h)	133,48
Razão de Refluxo	2,293

4. IDENTIFICAÇÃO DO MODELO DO PROCESSO

4.1 Inferência da Concentração

A concentração do etanol combustível é o principal indicador de qualidade do produto destilado, sendo que a sua concentração deve obedecer aos limites estabelecidos pela ANP para ser comercializado como etanol combustível. Para manter essa variável dentro das especificações e projetar um controlador que garanta a sua manutenção no valor desejado é necessário o armazenamento e monitoramento dessa variável. No Capítulo 2, Seção 2.4 foram relatadas as principais desvantagens da utilização de analisadores de concentração para fins de controle, entre elas o alto custo desse equipamento e o tempo de resposta. Nessa mesma seção foi discutida uma forma de contornar a falta desses analisadores através de modelos de inferência (analisadores virtuais). Aqui, será discutido e apresentado o modelo de inferência proposto para inferir a concentração de etanol no produto de topo, utilizando dados de temperatura do processo e relações termodinâmicas que relacionam temperatura e concentração.

4.1.1 Modelos Termodinâmicos

Existem correlações termodinâmicas que relacionam de forma direta concentração, pressão e temperatura do ponto de bolha de misturas. Essas correlações possibilitam a

utilização de medidas de temperatura e pressão, obtidas no topo da coluna de destilação em estudo, para a inferência da concentração de etanol no produto.

Se a pressão total e a pressão de vapor dos componentes são suficientemente baixas pode ser usada a relação dada pela Equação 4.1:

$$P_T \cdot y_i = x_i \cdot P^o(T) \cdot \gamma_i(x, T) \quad (4.1)$$

onde, P_T é a pressão total, P^o a pressão de vapor do componente puro, T é a temperatura de bolha, x_i e y_i são as composições da fase líquida e da fase vapor, respectivamente e γ_i é o coeficiente de atividade representando os desvios do comportamento ideal (Sandler, 2006).

A pressão total de operação do sistema de destilação em questão é próxima à pressão atmosférica, justificando o uso da relação de equilíbrio líquido-vapor da Equação 4.1 no modelo termodinâmico. A Equação 4.2, equação de Antoine, foi utilizada para calcular a pressão de vapor do etanol e da água na mistura, através dos dados de temperatura medidos (SMITH *et al.*, 1996).

$$\ln P^{SAT} = A - \frac{B}{T + C} \quad (4.2)$$

onde A , B e C são constantes características de cada substância, e os valores dessas constantes para água e etanol são dadas na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Constante de Antoine para etanol e água (T em °C)

Componente	A	B	C
Etanol	7,58670	1281,590	193,768
Água	8,07131	1730,630	233,426

Fonte: PERRY (1999)

Os coeficientes de atividade de cada componente foram calculados através das equações de Van Laar, dada pelas Equações 4.3 e 4.4:

$$\ln \gamma_1 = A_{12}' \left(1 + \frac{A_{12}' x_1}{A_{21}' x_2} \right)^{-2} \quad (4.3)$$

$$\ln \gamma_2 = A_{21}' \left(1 + \frac{A_{21}' x_2}{A_{12}' x_1} \right)^{-2} \quad (4.4)$$

onde γ_1 é o coeficiente de atividade do etanol, γ_2 é o coeficiente de atividade da água, x_1 é a fração molar de etanol na fase líquida e x_2 é fração de água na fase líquida, A_{12}' e A_{21}' são os parâmetros da equação de Van Laar para a mistura. Os parâmetros para a mistura etanol-água da equação de Van Laar utilizados foram $A_{12}' = 1,6768$ e $A_{21}' = 0,9297$ (PERRY, 1999).

As relações líquido-vapor dadas pelas Equações 4.5 e 4.6 foram utilizadas para o cálculo da concentração de etanol e água no produto destilado.

$$P_T = x_1 \gamma_1 P_1^{Sat} + x_2 \gamma_2 P_2^{Sat} \quad (4.5)$$

$$y_1 = \frac{x_1 \gamma_1 P_1^{Sat}}{P_T} \quad (4.6)$$

P_T é a pressão total do sistema, considerada igual à pressão atmosférica (760 mmHg); x_1 e x_2 são as frações molares na fase líquida de etanol e água, respectivamente; y_1 é a fração molar na fase vapor de etanol; P_1^{Sat} e P_2^{Sat} é a pressão de vapor do etanol e da água, respectivamente; γ_1 e γ_2 os coeficientes de atividade do etanol e da água respectivamente.

Tanto as equações de equilíbrio líquido-vapor (Equação 4.5 e 4.6) quanto às equações de Van Laar (Equação 4.3 e 4.4) tem como variáveis as frações molares de cada componente na fase líquida. Por isso, foi necessária a utilização do *fsolve* do MATLAB® para resolver essas equações de forma iterativa e fornecer o resultado da concentração de etanol no produto destilado. As variáveis fornecidas para o cálculo da concentração foram a temperatura e a pressão.

A concentração de etanol no destilado foi considerada como a fração de etanol no vapor do topo da coluna de destilação, considerando que o produto de topo é resultado da condensação do vapor produzido no último estágio da coluna de destilação.

4.1.2 Modelo de inferência – Analisador Virtual

Os modelos empíricos apresentam limitações quanto à capacidade de extrapolação, ou seja, esse modelo é válido nas condições em que os dados utilizados para sua obtenção foram coletados. No entanto, o caso de estudo se trata da inferência da concentração de uma mistura azeotrópica, o que não exige extrapolações em condições fora da faixa dos dados usados na obtenção do modelo empírico. Com o objetivo de facilitar a implementação de um modelo de inferência de concentração, um único modelo linear identificado foi utilizado ao invés de quatro modelos termodinâmicos.

Em um primeiro momento foi realizado um teste mantendo a coluna estabilizada nas condições de operação definidas no Capítulo 3 e coletados dados de temperatura durante o processo. Além disso, foram coletadas amostras de destilado durante a operação do equipamento em regime permanente, para analisar a concentração do produto destilado no analisador de bancada disponível.

Os dados de temperatura coletados foram utilizados como dados de entrada para o cálculo da concentração de etanol no produto destilado, que foi realizado com as equações termodinâmicas descritas no subitem 4.1.1. Essas equações foram implementadas em MATLAB® para que de forma iterativa calculem a concentração de etanol no destilado. Na Figura 4.1 – a, os dados de temperatura medidos no processo são mostrados e os dados da concentração de etanol no destilado em fração mássica calculada pelas relações termodinâmicas são mostrados na Figura 4.1 – b. Os dados de temperatura foram previamente filtrados utilizando o filtro digital *Butterworth* (LJUNG, 1999) com ordem 2 e frequência de corte de 0,1 para suavizar o ruído de medição presente.

As amostras de destilado coletadas durante o teste tiveram a concentração de etanol medida em um analisador de bancada *offline*. Os resultados dessas análises foram utilizados para validar os valores de concentração calculados pelas relações termodinâmicas, comparando o valor medido no analisador com os valores calculados pelas relações termodinâmicas. Os resultados para essa validação são mostradas na Figura 4.2, onde pode ser verificado uma representação satisfatória da concentração medida em relação a concentração calculada. O erro apresentado é considerado dentro da faixa de interesse da produção de etanol e apresenta boa representatividade dinâmica.

Na Figura 4.2 pode ser observado um atraso nas amostras coletadas de destilados em relação à concentração calculada. Esse atraso se deve as amostras de destilado ser coletadas após um reservatório que separa a corrente do produto da corrente de refluxo, sendo que a concentração da amostra de destilado terá uma concentração média, sendo uma mistura da concentração dos últimos minutos.

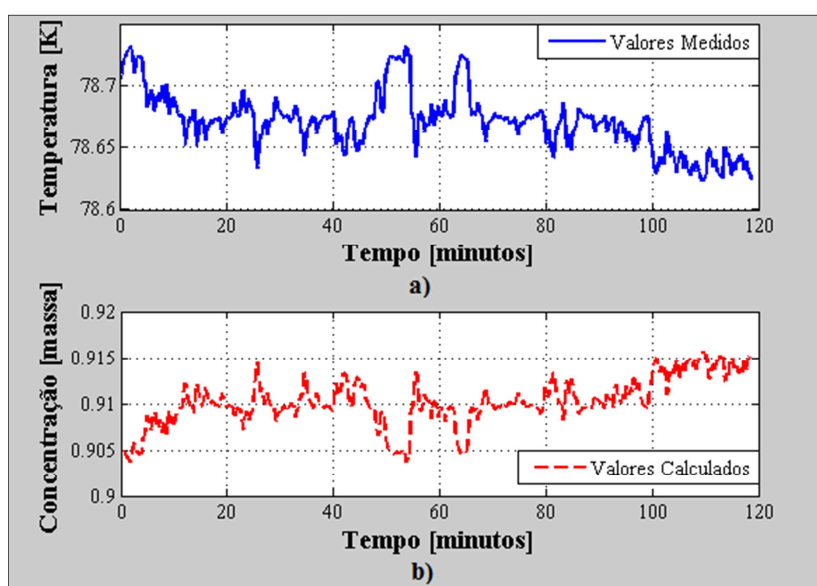


Figura 4.1– a) Dados experimentais da temperatura no topo da coluna de destilação e b) dados calculados da concentração com as relações termodinâmicas

Confirmada a boa representação da concentração de etanol medida pela concentração de etanol calculada usando as relações termodinâmicas, partiu-se para a determinação de um único modelo linear capaz de calcular a concentração de etanol no produto destilado através de dados de temperatura. Para a obtenção desse modelo foi utilizado o *toolbox* de identificação do MATLAB®, onde foram fornecidos os dados de temperatura medidos e os dados de concentração de etanol calculados, testando qual o modelo paramétrico que melhor se ajusta a esses dados. Uma revisão sobre a identificação de modelos lineares utilizando modelos paramétricos é abordada no Apêndice A. O melhor ajuste para esses dados, resultando em um único modelo linear que relaciona temperatura e concentração, foi obtido com o modelo discreto Box-Jenkins (BJ), quando considerados polinômios de ordem três e sem tempo morto.

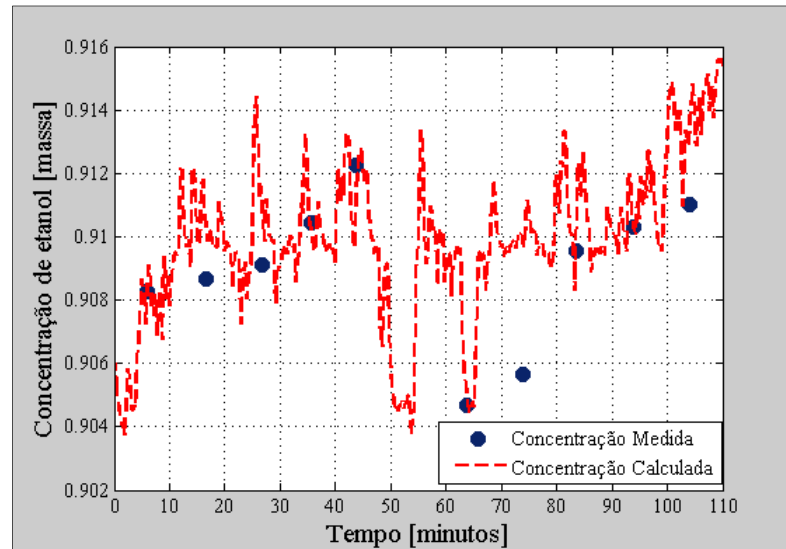


Figura 4.2 – Concentração medida de etanol no produto destilado e concentração calculada pelas relações termodinâmicas

Os dados de temperatura medidos *online* apresentam apenas ruído branco, e por isso o modelo BJ apresentou o melhor desempenho, pois possui o filtro de ruído branco na variável de entrada. Os polinômios do modelo BJ, que tem a estrutura mostrada na Equação A.12, estão listados na Tabela 4.2. Os resultados do ajuste do modelo BJ estão ilustrados no gráfico da Figura 4.3 e o ajuste calculado foi de 94,48%.

Tabela 4.2 – Polinômios do modelo BJ de terceira ordem sem tempo morto

Polinômio do modelo BJ	Resultados
Polinômio $B(q)$	$B(q) = -0,1112 + 0,01867q^{-1} + 0,09254q^{-2}$
Polinômio $C(q)$	$C(q) = 1 + 0,08826q^{-1} + 0,9544q^{-2} - 0,04264q^{-3}$
Polinômio $D(q)$	$D(q) = 1 - 0,8781q^{-1} - 0,9958q^{-2} + 0,8762q^{-3}$
Polinômio $F(q)$	$F(q) = 1 - 0,1637q^{-1} - 0,7998q^{-2} - 0,03648q^{-3}$

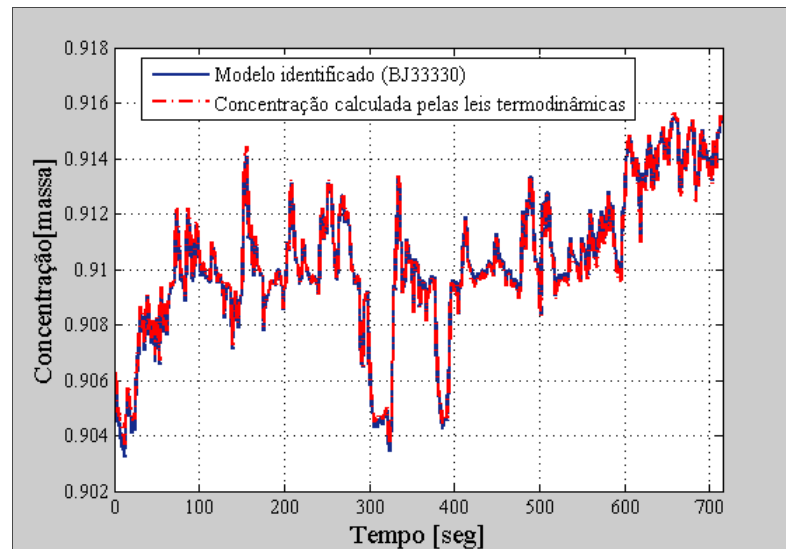


Figura 4.3 – Ajuste do modelo BJ de terceira ordem sem tempo morto para inferência da concentração do produto de topo

Com o modelo BJ encontramos uma função de transferência que relaciona a variação da temperatura de topo com a variação na concentração de etanol no produto destilado. A Equação 4.7 é, então, a função de transferência para a inferência da concentração de etanol a partir da temperatura, onde $\Delta Y(s)$ é a variação na concentração e $\Delta U(s)$ é a variação na temperatura.

$$\frac{\Delta Y(s)}{\Delta U(s)} = \frac{-0.1112s^5 - 0.07212s^4 - 0.035s^3 - 0.007779s^2 - 0.002087s + 3.65 \times 10^{-12}}{s^5 + 0.6622s^4 + 0.3215s^3 + 0.07015s^2 + 0.01918s - 2.858 \times 10^{-11}} \quad (4.7)$$

Essa função de transferência foi implementada na forma de matriz espaço de estado em *Simulink* (MATLAB®) para funcionar como um *softsensor*. Esse analisador virtual é capaz de ler o sinal de temperatura medida no processo, calcular o valor da concentração através da função de transferência e mostrar esse valor inferido na interface gráfica do supervisor. Essa comunicação entre o sinal de temperatura enviado pelo CLP, o MATLAB® e o sistema supervisor é realizada via servidor OPC.

Analisando mais profundamente a função de transferência, pode ser observado que se o denominador for multiplicado por -0,1112, que é a constante que multiplica o primeiro termo do numerador, teremos um denominador praticamente idêntico ao numerador. Essa

análise leva a conclusão que a concentração varia de forma constante com a variação da temperatura, pois as equações termodinâmicas não são equações dinâmicas, ou seja, a função de transferência também não deve apresentar dinâmica. Assim, os termos polinomiais que aparecem na função de transferência são desnecessários. A relação existente entre a variação da concentração e a variação da temperatura é dada pela Equação 4.8.

$$\frac{\Delta Y(s)}{\Delta U(s)} = -0.1112 \quad (4.7)$$

O analisador virtual não só possibilitou a inferência da concentração, como a definição do *set-point* de temperatura. Esse *set-point* foi definido com base na concentração máxima do etanol combustível que o equipamento de destilação produz e a temperatura que garante a produção de etanol nessa concentração é de 77,4°C. Esse valor é inferior à temperatura do ponto de bolha do azeótropo etanol-água que é de 78,5°C, isso ocorre devido à queda de pressão que no topo da coluna de destilação, onde é feita a medição. Essa queda de pressão é devido à presença do recheio na seção de retificação, além do estrangulamento no encaixe entre a coluna e o condensador. A pressão no topo da coluna é mantida em torno de 0,95 atm, ou seja, menor que a pressão atmosférica justificando esse *set-point* de temperatura mais baixo que o ponto de bolha do azeótropo. As temperaturas usadas para a obtenção do modelo de inferência estão acima de 78,6°C por que foram corrigidas através da equação de Antoine para uma pressão igual à pressão atmosférica, para possibilitar o cálculo da concentração utilizando as relações termodinâmicas. Os dados originais apresentam uma média de 77,4°C, que é o *set-point* de temperatura do produto de topo. No modelo de inferência implementado em *Simulink* a correção da temperatura para a o seu valor correspondente à pressão atmosférica é corrigido antes de entrar na matriz espaço de estado, possibilitando a inferência da concentração de etanol.

4.2 Modelo Identificado do Processo

Para a realização de um bom projeto de controle é necessário que sejam conhecidos os ganhos e as dinâmicas dominantes do processo. Estas informações podem ser obtidas do modelo do processo a ser controlado, o qual pode ser obtido de diferentes formas, tais como:

modelagem fenomenológica (baseada em equações), modelagem empírica ou modelagem semi-empírica. No Capítulo 2 (Seção 2.5) as diferenças entre essas três técnicas de modelagem foram definidas. Os modelos empíricos podem ser usados quando o processo a ser modelado é muito complexo para a realização de uma modelagem fenomenológica. Quando a função do sistema ou a sua construção é desconhecida, também é indicado o uso de modelos empíricos, pois essas características tornam a modelagem baseada em equações mais trabalhosa, ocasionando um elevado dispêndio de tempo na modelagem.

No presente caso de estudo, o processo de destilação a ser controlado é bastante complexo para a modelagem fenomenológica. A complexidade está relacionada às características construtivas do equipamento, em especial a seção de esgotamento da coluna de destilação que tem sua parte interna preenchida por *Vigreux* e ainda o isolamento térmico é ineficiente, dificultando o cálculo do balanço de energia do processo. Além disso, para fins de controle, os modelos identificados são suficientes para a determinação dos ganhos e da dinâmica do processo. Então, a modelagem do processo de destilação, que tem fundamental importância no projeto de controle, foi realizada empiricamente, utilizando modelos discretos para a identificação de um modelo que represente o comportamento do processo.

A primeira etapa para a modelagem do processo de destilação e para o projeto do controlador foi a determinação das variáveis de interesse no processo e o quanto cada uma dessas variáveis afeta a qualidade do produto destilado. A concentração de etanol no produto é a variável que devemos manter nas condições desejadas para garantir a qualidade do destilado, e esse é principal objetivo da estrutura de controle no processo de destilação. O controle dessa variável de forma direta só é possível através do seu monitoramento *online* e em tempo real, no entanto, como já discutido na seção 4.1, uma série de desvantagens estão associadas ao monitoramento direto dessa variável. Por isso, foi desenvolvido o analisador virtual abordado na seção 4.1, que utiliza como variável secundária a temperatura para inferir a concentração e possibilitar o seu monitoramento em tempo real.

A inferência da concentração de etanol é realizada a partir da temperatura medida diretamente no processo e isso é possível devido às relações termodinâmicas existentes entre essas variáveis. Portanto, se a temperatura é controlada de forma direta, a concentração pode ser controlada indiretamente. Diante da relação existente entre concentração e temperatura, na estrutura de controle proposta a variável controlada diretamente será a temperatura do produto de topo, que proporciona o controle indireto da concentração de etanol no produto destilado.

A quantidade de calor fornecida no refulvedor e a razão de refluxo de destilado são as variáveis que mais afetam a concentração e a temperatura do produto de topo na destilação. Assim, essas são as principais variáveis que podem ser manipuladas para controlar a temperatura de topo de forma direta e a concentração de etanol no destilado indiretamente. Considerando a possibilidade de manipular essas duas variáveis, um projeto de controle multivariável pode ser proposto para controlar a temperatura de topo e a concentração de etanol no produto. Além disso, é possível também controlar a concentração do produto de fundo da coluna de destilação, sendo necessário para isso um sensor de temperatura no refulvedor e um medidor de vazão do produto de fundo.

Uma série de limitações financeiras e operacionais dificulta o projeto e instalação de uma malha de controle multivariável no equipamento de destilação em questão. Devido à escala de construção do destilador, as vazões de destilado, de refluxo e de produto de fundo são muito pequenas, na ordem de mL/h. As condições construtivas do equipamento de destilação de bancada dificultam a medição dessas variáveis envolve um grande custo de instrumentação por se tratar de vazões muito pequenas. Devido às limitações financeiras e à indisponibilidade da instrumentação necessária para medir e manipular essas vazões, não foi possível o desenvolvimento de um controle multivariável para esse processo de destilação. Além disso, o monitoramento da concentração do produto de fundo também não é possível, devido às características construtivas que impossibilitam a instalação de um sensor de temperatura ou de concentração nesse ponto do equipamento.

Frente às limitações de instrumentação disponíveis no processo de destilação a variável mais facilmente manipulada é o calor fornecido ao refulvedor, pois a instrumentação necessária tem baixo custo em relação aos instrumentos de medição de vazão e estão disponíveis no equipamento de destilação híbrida. O aquecimento no refulvedor é feito através de uma manta de aquecimento e uma resistência blindada como descrito no Capítulo 3, ou seja, é realizado através de energia elétrica. Para manipular o aquecimento uma placa de controle de potência ligada à manta de aquecimento e ao CLP está disponível no processo, possibilitando a proposta de um controle do tipo *Single Input Single Output* (SISO). Assim, o controle proposto terá como variável manipulada a potência da manta de aquecimento e como variável controlada diretamente a temperatura do produto de topo e indiretamente a concentração de etanol no destilado.

Para a montagem e sintonia do controlador é necessário conhecer os ganhos e as dinâmicas dominantes no processo de destilação, os quais podem ser obtidos através de um

modelo empírico do processo. A obtenção desse modelo está baseada na relação existente entre a potência fornecida no aquecimento do refulvedor e a temperatura do produto de topo, sendo necessário extrair essas informações do processo. Modificando a potência da manta de aquecimento através de perturbações do tipo degrau, foram realizados vários testes no processo, armazenando sempre os dados da temperatura de topo para avaliar o seu comportamento frente às perturbações. Diversos testes foram realizados, sendo que a temperatura ambiente apresentou diferentes estados para cada teste, interferindo nos resultados devido à ineficiência do isolamento térmico do equipamento de destilação. Duas condições principais de temperatura ambiente foram apresentadas durante os testes e, por isso, os resultados foram divididos nas seguintes condições de temperatura ambiente: em torno de $25 \pm 2^\circ\text{C}$ e acima de 30°C .

Os resultados de todos os testes realizados em condições de temperatura acima de 30°C são apresentados no Apêndice B e parte dos resultados desses testes foi utilizada na modelagem do processo, sintonia e validação do controlador para essas condições, e estão apresentados no Apêndice C. Nesse e nos próximos capítulos serão apresentados os resultados para as condições de temperatura próximas a 25°C . Em todos os testes realizados foram utilizadas as mesmas condições operacionais definidas no Capítulo 3.

Em todos os testes para obtenção de dados para a modelagem após o processo entrar em regime foi mantida a condição de potência de operação ideal indicada no Capítulo 3 (541 W) e o controlador foi mantido em malha aberta. Após um determinado período de tempo foram feitas perturbações na potência de aquecimento da manta conforme o desejado, com o objetivo de avaliar o comportamento da temperatura de topo.

A perturbação que possibilitou a obtenção do modelo do processo para temperatura ambiente próxima a 25°C é mostrada na Figura 4.4 – b). Nessa figura é mostrado o resultado de um teste onde, após manter a potência de aquecimento no valor ideal de operação (541 W) por uma hora, foi diminuída a potência total de aquecimento para 472,5 W. Diante dessa perturbação na potência, a temperatura do produto de topo apresentou o comportamento mostrado na Figura 4.4 – a), sendo que os dados temperatura apresentados foram previamente filtrados utilizando o filtro digital *Butterworth* (LJUNG, 1999) com ordem 2 e frequência de corte de 0,1.

A construção do modelo empírico foi realizada através da utilização do toolbox de identificação do MATLAB®. Os dados de potência foram fornecidos como entrada para o modelo e os dados de temperatura de topo como dados de saída. Nessa ferramenta do

MATLAB® estão disponíveis vários modelos discretos que podem ajustar os dados fornecidos. Todos os modelos discretos disponíveis (ARX, ARMAX, OE, BJ), com diversas ordens para os polinômios e diferentes valores de tempo morto foram testados para ajustar os dados do processo. Os melhores ajustes para os dados obtidos no processo de destilação foram obtidos com os modelos OE e ARMAX. O modelo BJ também apresentou um bom ajuste, mas sua resposta frente às perturbações do tipo degrau não se apresentou estável.

Os modelos OE e ARMAX apresentaram o melhor ajuste quando foi utilizado polinômios de segunda ordem com tempo morto igual a 1. Foram testadas ordens superiores a dois para os polinômios dos modelos e o ajuste foi melhor, no entanto as respostas frente às perturbações gerou instabilidade, o que não é desejável no modelo. O ajuste para os dois métodos apresentou o mesmo valor, 59,59%, mostrando uma equivalência entre os mesmos. Os polinômios resultantes para os dois modelos discretos são listados na Tabela 4.3.

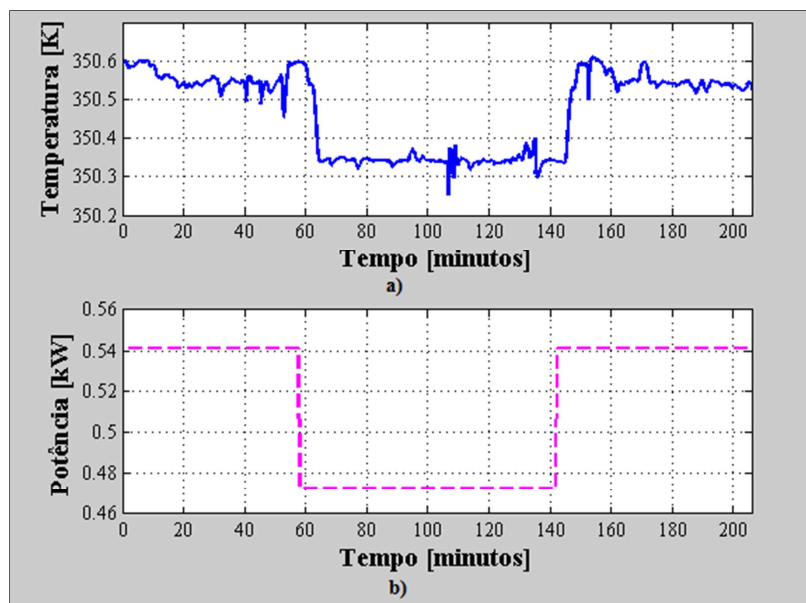


Figura 4.4 – Resposta da temperatura de topo (a) em malha aberta frente a uma perturbação na potência da manta de aquecimento (b). A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C

Tabela 4.3– Polinômios dos modelos ARMAX e OE

Modelo Paramétrico	Polinômio
ARMAX (2221)	$A(q) = 1 - 1,806q^{-1} + 0,8059q^{-2}$
	$B(q) = 0,5314q^{-1} - 0,5314q^{-2}$
	$C(q) = 1 - 0,4004q^{-1} - 0,2906q^{-2}$
OE (221)	$B(q) = 0,5314q^{-1} - 0,5314q^{-2}$
	$F(q) = 1 - 1,806q^{-1} + 0,8059q^{-2}$

Os ajustes dos modelos ARMAX e OE aos dados do processo são mostrados na Figura 4.5 e as respostas desses modelos ajustados frente a uma perturbação degrau unitário são mostradas na Figura 4.6. Visualmente pode ser verificado que os dois modelos apresentam os mesmo ajustes e analisando a Tabela 4.3 confirmamos a equivalência desses modelos através da observação dos polinômios B e C do modelo ARMAX e B e F do modelo OE.

O comportamento dos modelos frente a uma perturbação degrau foi obtido para avaliar a estabilidade do modelo e a sua representatividade. Na Figura 4.6 pode ser observado que os dois modelos discretos tiveram uma resposta ao degrau idêntica e comportamento estável após essa perturbação. A estabilidade ao degrau e o ajuste alcançado garantem que os modelos discretos ARMAX e OE com polinômios de segunda ordem e tempo morto igual a um são capazes de representar de forma satisfatória a relação entre a temperatura de topo da coluna de destilação e a potência da manta de aquecimento.

Os modelos discretos ARMAX e OE foram convertidos em modelos contínuos para facilitar a comparação entre os dois e avaliar se os mesmo são equivalentes. Os dois modelos discretos apresentaram como resultado funções de transferência iguais, confirmando que os dois modelos são iguais e apresentam o mesmo ajuste. Então a função de transferência do processo de destilação que será utilizada no projeto do controlador é dada pela Equação 4.8.

$$\frac{\Delta Y(s)}{\Delta U(s)} = \frac{0,05908 s - 3,295 \times 10^{-7}}{s^2 + 0,02158s - 3,216 \times 10^{-11}} \quad (4.8)$$

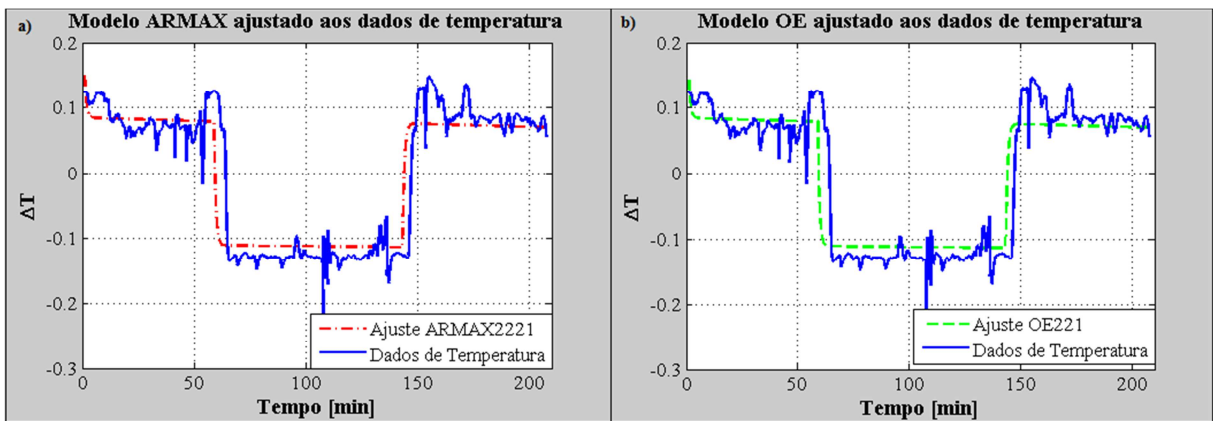


Figura 4.5– Modelos discretos ajustados aos dados da temperatura de topo do processo de destilação: a) ARMAX de ordem 2 com tempo morto igual a 1 (ARMAX2221); b) OE de ordem 2 com tempo morto igual a 1 (OE221)

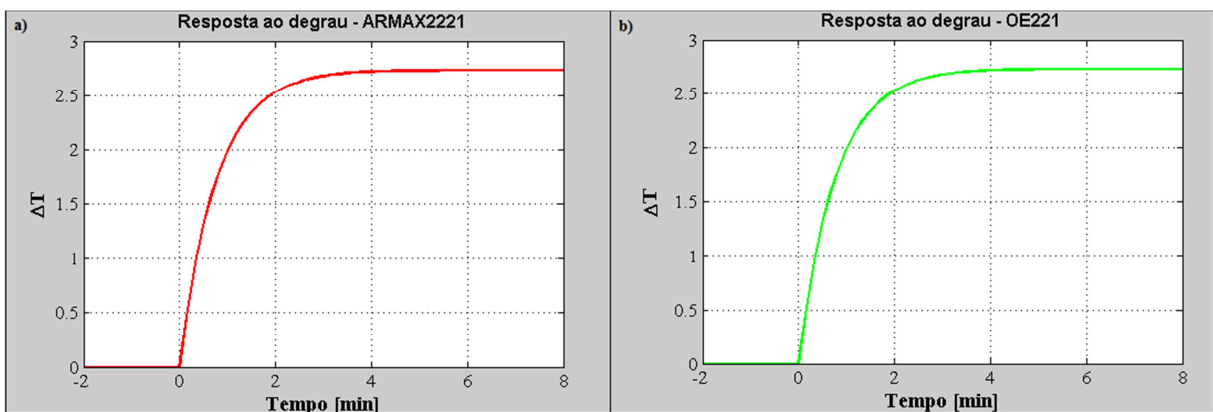


Figura 4.6– Respostas dos modelos discretos para a temperatura de topo frente a uma perturbação do tipo degrau unitário a) ARMAX de ordem 2 com tempo morto (ARMAX2221); b) OE de ordem 2 com tempo morto igual a 1 (OE221)

A conversão dos modelos discretos em um modelo contínuo para a obtenção da função de transferência do processo, também possibilitou a determinação do ganho estacionário do processo que é de 2,723.

5. CONTROLE PID E PROJETO DO CONTROLADOR

5.1 Controle PID

Apesar de todos os avanços em controladores ao longo dos últimos 50 anos, o controlador PID ainda é o controlador mais comum (ÅSTRÖM & HÄGGLUND, 2001). O controlador proporcional-integral-derivativo (PID) é, de longe, o controlador mais comumente utilizado, sendo que cerca de 90 a 95% de todos os problemas de controle são resolvidos por este tipo de controlador (ÅSTRÖM & HÄGGLUND, 1999). Uma pesquisa com mais de 11000 controladores em indústrias de refino, produtos químicos e de papel e celulose mostrou que 97% dos controladores regulatórios são do tipo PID (DESBOROUGH e MILLER, 2002). Este controlador é implementado de diferentes maneiras: como um controlador independente, como parte de um pacote CDD (Controle Digital Direto) ou como parte de um sistema de controle de processos distribuído hierárquico (ÅSTRÖM & HÄGGLUND, 1995).

O controlador PID combina a ação de controle proporcional, ação de controle integral e ação de controle derivativo. A ação de controle proporcional é simplesmente proporcional ao erro de controle, que é dado pela diferença entre o valor desejado (*set-point*) e o valor da variável de processo a ser controlada. Esta ação de controle, quando utilizada individualmente pode gerar um erro estacionário, isto é, pode encontrar um ponto de equilíbrio em que existe um desvio entre o valor desejado e a variável a ser controlada (CAMPO & TEIXEIRA, 2010). A ação de controle integral está diretamente relacionada com a precisão do sistema, e é responsável pelo erro zero no estado estacionário. Uma desvantagem da ação de controle integral é o efeito desestabilizador. A ação de controle derivativa compensa o efeito

perturbador da ação integral, porque tende a aumentar a estabilidade relativa do sistema e ao mesmo tempo torna a resposta do sistema mais rápida, devido ao seu efeito de antecipação.

Há diversas formas de algoritmo PID que podem ser implementadas. O algoritmo PID paralelo clássico é dado pela Equação 5.1, onde o ganho proporcional multiplica os termos integral e derivativo.

$$u(t) = K_c \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{d}{dt} e(t) \right) \quad (5.1)$$

Onde K_c é o ganho proporcional, τ_I é o tempo integral, τ_D é o tempo derivativo, $u(t)$ é a saída do controlador e $e(t)$ é o desvio e o erro da variável do processo dado por $e(t) = y_{SP} - y(t)$ onde y_{SP} é o *set-point* e $y(t)$ é a saída do sistema. Na Equação 5.1 o primeiro termo no lado direito da equação é a parte proporcional, função apenas do erro do sistema. O segundo termo é a parte integral e calcula a contribuição devido ao erro acumulado até o momento e o terceiro termo é a parte derivativa que contribui para a ação de controle total de acordo com a velocidade de modificação do erro.

Aplicando a transformada de Laplace na Equação 5.1, nós encontramos a função de transferência do controlador PID na forma clássica como mostrado na Equação 5.2.

$$G_C(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \quad (5.2)$$

5.2 Algoritmo de Controle

Na indústria de processos, 95% das malhas de controle são realizadas por controlador *feedback* do tipo PID. Essa estrutura além de ser de fácil entendimento, é relativamente robusta e de fácil implementação. Essas vantagens levaram a escolha do controle PID do tipo SISO, como estrutura de controle para o processo de destilação híbrida em estudo. A escolha do sistema SISO se deve as limitações de instrumentação do processo, já comentadas no Capítulo 4.

A função básica de controle PID foi apresentada na Seção 5.1 desse capítulo, dada em forma de função de transferência pela Equação 5.2. Essa estrutura PID é conhecida como PID paralelo clássico.

Nos sistemas de controle reais a função de transferência do controlador PID básico sofre algumas modificações por motivos práticos. A parcela derivativa da função básica do controlador PID apresenta dois problemas práticos: a ampliação de ruídos, quando estes estão presentes, e quando alterado o *set-point* através de um degrau, ocorre o surgimento de impulsos na variável manipulada devido à diferenciação do degrau. Para evitar esses problemas, a parcela derivativa da função básica $\tau_D s$ é substituída por:

$$\frac{\tau_D s}{1 + \gamma \tau_D s}$$

onde o valor de γ é em torno de 0,1. Essa expressão é um filtro de primeira ordem, que gera uma contribuição com dinâmica de primeira ordem em vez de um distúrbio, quando ocorre um degrau no *set-point*. Além disso, o filtro atenua a presença de ruído, principalmente o ruído branco de medição.

Outra modificação na função PID básica, que evita que o controlador provoque o surgimento de impulsos na variável manipulada devido a degraus no *set-point*, é a aplicação da parcela derivativa apenas na saída do sistema, $y(t)$, e não no erro, $e(t) = y_{SP} - y(t)$.

A função do controlador PID com essas modificações resulta na Equação 5.3, que é o algoritmo PID padrão da *International Society of Automation* (ISA). Essa é a função que foi utilizada na estrutura de controle proposta para o processo de destilação em questão.

$$u(t) = K_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \left(\frac{\tau_D s}{1 + \gamma \tau_D s} \right) \frac{d}{dt} y(t) \right] \quad (5.3)$$

5.3 Métodos de Sintonia

A presença de alguns parâmetros que possam influenciar o desempenho do sistema é desejada quando se tem a intenção de projetar um controlador. Estes parâmetros são normalmente definidos por especificações e um bom método de ajuste desses parâmetros leva

em conta essas especificações de forma equilibrada. Existem diversos métodos de ajuste de controladores, mas em muitos casos, o ajuste ainda é feito de forma manual, de maneira que os parâmetros são ajustados independentemente por tentativa e erro, ou através de um procedimento básico para cada caso específico. Nesses procedimentos de ajuste de forma manual, a ação derivativa geralmente não é utilizada, e o desempenho do mesmo só é adequado para sistemas simples que não queiram controle rigoroso.

Ao tratarmos de sistemas complexos ou quando se necessita de um maior desempenho é necessário utilizar de métodos sistemáticos para o ajuste dos parâmetros de um controlador PID. Nos últimos setenta anos foram propostos diversos métodos de ajustes de controladores. Ziegler & Nichols (1942), desenvolveram um método que, com base em dados experimentais do processo, o operador pudesse determinar um conjunto de parâmetros iniciais K_p , τ_I e τ_D de controladores PID. Uma série de métodos de ajuste de controladores PID é encontrada em livros como Åström & Hägglung (1995) e O'dwyer (2003).

Entre os métodos propostos até hoje, os mais difundidos são os que apresentam regras de ajuste baseadas em um modelo aproximado do processo, normalmente representado por uma função de transferência de primeira ordem com tempo morto. Estes métodos são conhecidos como métodos baseados em K , τ (tau) e θ (teta). A função de primeira ordem com tempo morto apresenta uma grande simplicidade e proporciona qualidade satisfatória na aproximação de sistemas reais compostos por dinâmica de primeira ordem em série. Então, essa classe de métodos tem sido desenvolvida especialmente para o ajuste de controladores PID com ganho K , tempo morto θ e constante de tempo τ . Embora não recomendado a aplicação desses métodos em sistemas subamortecido, essa classe de métodos representa um bom compromisso entre tempo investido no projeto do controlador e desempenho alcançado no projeto para uma ampla classe de problemas.

5.3.1 Método de Ziegler & Nichols

Os métodos Ziegler-Nichols foram introduzidos em 1942 e hoje são considerados clássicos. Estes métodos são ainda largamente usados, quer em sua forma original ou em suas formas modificadas (ÅSTRÖM AND HÄGGLUND, 1995). Ziegler & Nichols (1942) propuseram dois métodos para obter um modelo dinâmico de um processo SISO. No primeiro método é determinado o ganho ultimate K_U e o período ultimate P_U aumentando o ganho

proporcional de um controlador proporcional no circuito fechado, até se obter uma resposta oscilatória com amplitude constante. O segundo método é baseado no registro da resposta de um sistema em malha fechada a um degrau, o qual é equivalente a um ajuste de uma função de primeira ordem com tempo morto (SMITH & CORRIPIO, 1985). O método Ziegler-Nichols visa atingir uma resposta em malha fechada com razão de decaimento de $\frac{1}{4}$ para um sistema de primeira-ordem com tempo morto. O trabalho original de Ziegler & Nichols não especifica para qual algoritmo PID foi proposto este método, gerando divergências na literatura. Um estudo detalhado foi realizado por Hellem (2001), onde foram realizadas várias simulações que reproduzem as condições especificadas no artigo original para diferentes algoritmos PID. Os resultados mostraram que o algoritmo paralelo é o mais compatível com os ajustes propostos por Ziegler & Nichols. As regras de Ziegler-Nichols baseadas em uma função de primeira ordem com tempo morto são mostradas da Tabela 5.1.

5.3.2 Método de Cohen & Coon

Em 1953 foi proposto pelo engenheiro G. H. Cohen e pelo matemático G. A. Coon outro método baseado na razão de decaimento de $\frac{1}{4}$ em resposta a um distúrbio na carga, como o método Ziegler-Nichols (COHEN & COON, 1953). O método Cohen-Coon considera o processo com maior tempo morto, ou seja, com fator de incontrolabilidade (θ/τ) maior que 0,3. As regras de ajuste desse método são geralmente bastante agressivas, dando um bom desempenho para a rejeição de distúrbios, mas podendo apresentar respostas muito oscilatórias para mudanças no valor da variável de referência e ainda gerar um controlador pouco robusto. As regras do método de Cohen-Coon para sintonia de controladores PID são mostradas na Tabela 5.1.

5.3.3 Método ITAE

A integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE) é um critério de desempenho que combina da melhor maneira as propriedades de desempenho e robustez. Em 1960 um grupo de pesquisadores da Universidade do estado da Louisiana desenvolveu uma metodologia para a minimização dos critérios de desempenho baseado na integral do erro

absoluto (IAE, do inglês *Integral Absolute Error*), na integral do erro quadrático (ISE, do inglês *Integral Square Error*) e integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE, do inglês *Integral Time weighted Absolute Error*). Para a resolução de um problema de otimização foram obtidos regras ótimas de sintonia de parâmetros de controladores PID para diferentes conjuntos de parâmetros de um modelo de primeira ordem com tempo morto. Os resultados ótimos para características regulatórias foram apresentados por Lopez, *et al.* (1967), enquanto os resultados ótimos para características servo foram apresentadas por Rovira *et al.* (1969). Um terceiro trabalho foi realizado por Lopez *et al.* (1969), onde um estudo mais detalhado dos resultados ótimos para controladores digitais discretos foi feito, e recomendou o uso dos resultados ótimos para o critério ITAE, por apresentar melhor desempenho do que outros critérios. Assim, as regras baseadas no critério ITAE para características servo e regulatórias para controladores PID são apresentadas na Tabela 5.1.

5.3.4 Método IMC

O IMC pretende obter o controlador adequado utilizando o modelo do processo e uma especificação de desempenho para este. O controlador tem um modelo interno do processo, que pode ser usado tanto na concepção do controlador como durante a operação. Assim, este método requer um modelo do processo, que pode ser obtido por identificação experimental. O método IMC foi proposto por Rivera *et al.* (1986) para a sintonia de controladores PID e esse trabalho examina aspectos de desempenho, robustez e alguns fatores limitantes no desempenho do sistema de controle. Para um processo com dinâmica de primeira ordem com tempo morto, o trabalho propõe as regras de ajuste dos parâmetros do controlador PID, dado como uma função de um parâmetro ajustável λ , o qual determina a velocidade da resposta. Quanto menor o valor de λ , mais rápida a resposta e melhor o desempenho, no entanto, a resposta será mais sensível às incertezas. As regras IMC para sintonia de controladores PID são apresentadas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Regras de sintonia de controladores PID paralelo

Método	K_p	τ_I	τ_D
Ziegler & Nichols	$\frac{1,2}{K} \left(\frac{\tau}{\theta} \right)$	$2 \times \theta$	$0,5 \times \theta$
Cohen & Coon	$\frac{1}{K} \left[\frac{4}{3} + \frac{1}{4} \left(\frac{\theta}{\tau} \right) \right] \frac{\tau}{\theta}$	$\left[\frac{32 + 6 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)}{13 + 8 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)} \right] \times \theta$	$\left[\frac{4}{11 + 2 \left(\frac{\theta}{\tau} \right)} \right] \times \theta$
ITAE-regulatório	$\frac{1,357}{K} \left(\frac{\tau}{\theta} \right)^{0,947}$	$\frac{\tau}{0,842} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{0,738}$	$0,381 \tau \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{0,995}$
ITAE-servo	$\frac{0,965}{K} \left(\frac{\tau}{\theta} \right)^{0,85}$	$\frac{\tau}{0,796 - 0,1465 \cdot \frac{\theta}{\tau}}$	$0,308 \tau \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{0,929}$
IMC	$\frac{2\tau + \theta}{2K(\lambda + \theta)}$	$\tau + \frac{\theta}{2}$	$\frac{\tau\theta}{2\tau + \theta}$

5.4 Simulação do Controlador e Obtenção dos Parâmetros de Sintonia

O modelo do processo encontrado por identificação no Capítulo 4 e o algoritmo PID definido foram utilizados para simular o controlador e avaliar seu comportamento. Esse projeto do controlador é necessário para garantir uma simulação estável ao modelo do processo em estudo e garantir que essa simulação represente de forma coerente a realidade do controle no processo.

Quatro métodos de sintonia para controladores PID, revisados na Seção 5.3, foram implementados em MATLAB®. Com esses métodos foram realizadas simulações da sintonia do controlador e avaliado o comportamento do controlador PID sintonizado por cada método frente às perturbações degrau unitário no *set-point* e distúrbio na carga. Os métodos de sintonia testados foram: Ziegler & Nichols (ZN), Cohen & Coon (CC), IMC e ITAE-Regulatório.

A simulação dos métodos de sintonia gerou os parâmetros do controlador determinados com cada método. Os parâmetros do controlador projetado para cada método de sintonia são mostrados na Tabela 5.2, juntamente com o tempo de assentamento e a sobre-elevação (*overshoot*) apresentados frente a uma mudança no *set-point* de temperatura.

Tabela 5.2 – Resultados dos parâmetros de sintonia, tempo de assentamento e sobre-elevação para cada método de sintonia

Método de Sintonia	Kp	Ti	Td	Tempo de Assentamento (seg)	Sobre-elevação (%)
ZN	1,8679	2,1339	0,5335	2,3010	48,4194
CC	0,1583	1,8095	0,3077	11,8052	12,1286
IMC	0,8949	5,0613	0,4812	5,2663	3,4965
ITAE - Regulatório	1,9395	1,8628	0,4133	2,3886	68,1513

Na Figura 5.1 é mostrado o resultado do comportamento do controlador projetado frente a uma mudança degrau unitário no *set-point* e um distúrbio na carga após 100 segundos. Nos gráficos dessa figura as variáveis desvio ΔT e ΔP_w são, a variável controlada no processo (temperatura de topo) e a variável manipulada (potência de aquecimento), respectivamente. Nesses gráficos é observado que todos os métodos de sintonia apresentaram comportamento estável após as perturbações, o que afirma a capacidade do controlador proposto de manter a temperatura de topo do processo de destilação controlada. No entanto, cada método apresentou resultados diferentes na ação do controlador e na resposta da temperatura.

O método Ziegler-Nichols (Figura 5.1 – a) gerou uma sintonia que faz com que o controlador tenha uma ação brusca diante da mudança no *set-point* e essa ação levou a uma sobre-elevação (*overshoot*) de 48,42%. A ação do controlador sintonizado pelo método ITAE-Regulatório (Figura 5.1– d) apresentou um comportamento parecido com o método ZN. Essa sintonia gerou uma resposta do controlador com uma sobre-elevação frente à mudança no *set-point* ainda mais alta que o método ZN, atingindo 68,15% de sobre-elevação. A ação brusca do controlador projetado com as sintonias dos métodos ZN e ITAE-Regulatório pode gerar a instabilidade do controlador projetado mais facilmente, o que não é desejado. A resposta do controlador projetado com a sintonia do método CC à mudança no *set-point* é mostrada na Figura 5.1 – b. A ação do controlador para essa sintonia foi mais suave e lenta em comparação com os métodos ZN e ITAE-Regulatório, apresentando um maior tempo de assentamento. A sobre-elevação gerada por essa sintonia foi bastante inferior à encontrada com os métodos ZN e ITAE-Regulatório, resultando em 12,12% de sobre-elevação. Então, comparado aos métodos ZN e ITAE-Regulatório, o comportamento do controlador para a sintonia do método

CC mostrou uma maior estabilidade quando realizada a mudança no *set-point* e o distúrbio na carga.

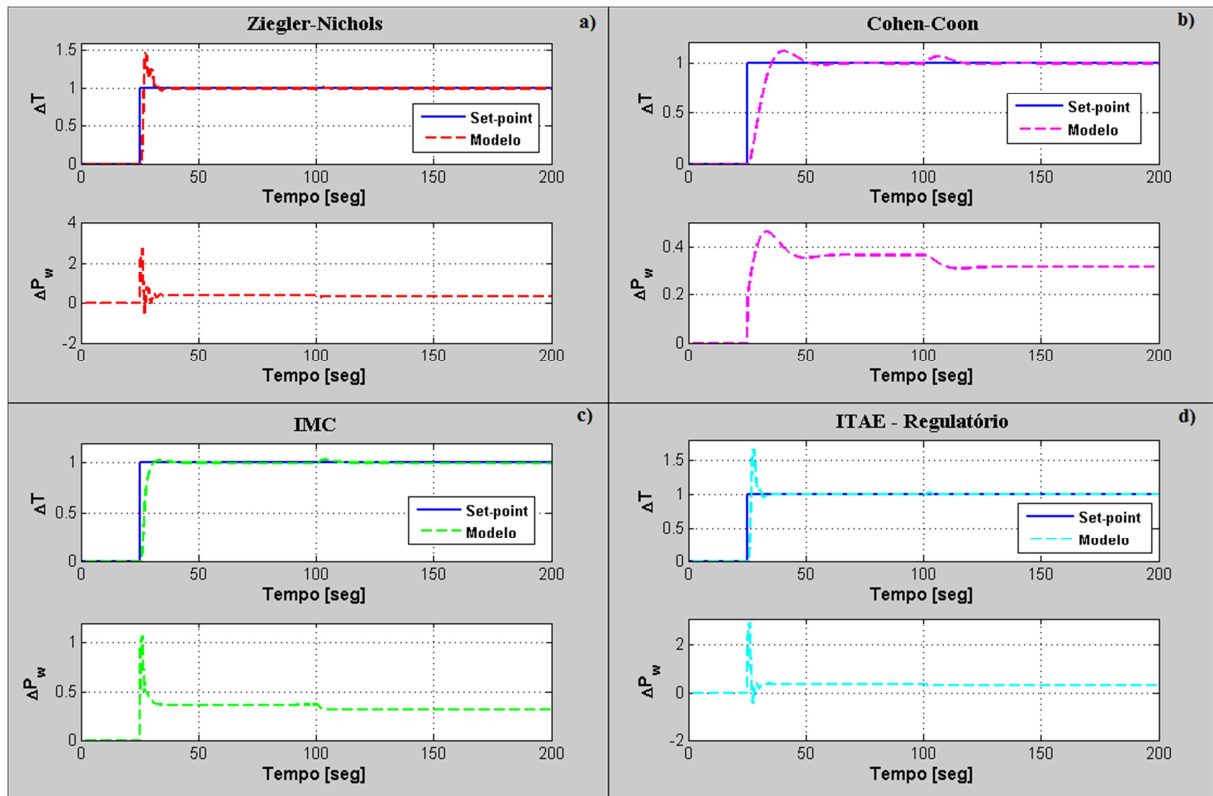


Figura 5.1 – Resposta do controlador para uma mudança no *set-point* da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com os métodos de sintonia: a) Ziegler&Nichols; b) Cohen-Coon; c) IMC; d) ITAE-Regulatório. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C

O controlador projetado apresentou as melhores respostas frente à mudança no *set-point* e ao distúrbio na carga quando utilizados os parâmetros de sintonia obtidos pelo método IMC. Essa resposta pode ser visualizada na Figura 5.1– c, mostrando um comportamento suave do controlador após as duas perturbações realizadas. A sintonia do método IMC foi a que gerou uma resposta do controlador com menor sobre-elevação entre os métodos testados, 3,5%, além de um baixo tempo de assentamento.

A análise gráfica dos resultados apresentados na Figura 5.1 indica que o comportamento mais satisfatório para o projeto do controlador PID foi obtido com a sintonia do método IMC. Porém, as conclusões baseadas na visualização gráfica dos resultados da simulação não são suficientes para uma análise fiel do comportamento do controlador e afirmar qual a melhor sintonia do controle PID em questão. Para uma melhor avaliação é necessário o cálculo de índices de desempenho e robustez do controlador para cada sintonia, o que será abordado na próxima seção desse capítulo. No Apêndice D são mostrados os resultados da simulação da Figura 5.1 em tamanho maior para uma melhor visualização do comportamento do controlador para a sintonia de cada método testado.

5.5 Qualidade do controlador

O controlador projetado, quando em funcionamento, deve gerar respostas dentro de valores desejados para alguns índices de qualidade. Alguns indicadores clássicos foram utilizados para avaliar a resposta produzida pelo controlador proposto para a coluna de destilação híbrida. Esses indicadores se dividem em duas classes: critérios de desempenho e critérios de robustez.

5.5.1 Critérios de Desempenho

Um bom projeto de controle deve combinar boas características de robustez com bom desempenho. O desempenho pode ser determinado a partir da visualização gráfica dos resultados gerados por simulações de distúrbios específicos, como a mudança do *set-point* e perturbações de carga. No entanto, a visualização gráfica e a comparação de simulações são muito subjetivas, o que torna necessário a definição de índices capazes de monitorar o desempenho do sistema de controle facilmente. Os critérios de desempenho baseados na integral do erro são bastante simples e versáteis, pois consideram todo o comportamento dinâmico do processo e não características isoladas.

No presente estudo utilizamos três critérios de desempenho baseados na integral do erro; integral do erro absoluto (IAE), integral do erro quadrático (ISE) e integral do erro

absoluto ponderado no tempo (ITAE); para avaliar o desempenho do controlador para cada método de sintonia testado.

A integral do erro absoluto (IAE), dada pela Equação 5.4, é a integral do valor absoluto do sinal de erro no tempo. É equivalente a soma das áreas acima e abaixo do valor de referência (MARLIN, 1995).

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (5.4)$$

A integral do erro quadrático (ISE) é a integral do quadrado do sinal de erro no tempo, dada pela Equação 5.5. Esse indicador penaliza mais valores maiores do sinal de erro (MARLIN, 1995).

$$ISE = \int_0^{\infty} [e(t)]^2 dt \quad (5.5)$$

A integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE), definido pela Equação 5.4, é a integral do tempo multiplicado pelo valor absoluto do sinal de erro no tempo e penaliza erros que se mantêm no tempo (MARLIN, 1995).

$$ITAE = \int_0^{\infty} t \cdot |e(t)| dt \quad (5.6)$$

Existem outros indicadores de desempenho que podem ser utilizados para a determinação do desempenho do controlador. Nesse trabalho, os três índices dados pelas Equações 5.4, 5.5 e 5.6 são utilizados para avaliar o desempenho do controlador PID projetado para o processo de destilação a ser controlado.

5.5.2 Critérios de Robustez

Durante o projeto de um controlador as não linearidades dos processos industriais e dinâmicas rápidas são normalmente desconsideradas. Esses fatores fazem com que os

modelos lineares invariantes do tempo sejam uma aproximação da realidade, que é suficiente para o projeto do controlador, se certa margem de segurança seja garantida durante o projeto.

Algumas medidas dessa margem de segurança são a margem de ganho (MG), a reserva de fase (RF) e a máxima sensibilidade (M_S). Esses índices são determinados através do diagrama de Nyquist, como mostrado na Figura 5.2. Um sistema será estável em malha fechada se no gráfico de Nyquist para o sistema (controlador+processo) não circular o ponto crítico (-1,0). Os critérios de Nyquist indicam quanto um sistema em malha fechada será estável ou não, mas não indica quão perto da instabilidade o sistema está. É possível analisar parte do diagrama de Nyquist para determinar o quanto o sistema (controlador + processo) suportaria uma variação no ganho estático, antes da malha ser instabilizada. Essa medida é conhecida como margem de ganho (MG) (STEFANI, 1999), e tem como valor limite recomendado por Trierweiller & Posser (2002) de $MG > 1,7$.

O diagrama de Nyquist nos dá também a mudança fase necessária para levar o sistema ao limite de estabilidade. Esse fator é chamado de reserva de fase (RF) (STEFANI, 1999). O valor limite recomendado é de $RF > 30^\circ$ (BOLTON, 1995).

A máxima sensibilidade (M_S) é equivalente ao inverso da menor distância da curva do sistema no diagrama de Nyquist ao ponto crítico -1. O valor limite recomendado é $M_S < 2,2$ (ÅSTRÖM & HÄGGLUND, 1995).

Valores abaixo de 30° para a reserva de fase e 1,7 para a margem de ganho indicam projetos sensíveis a incertezas e, portanto, são chamados de não robustos. A reserva de fase e a margem de ganho são consideradas boas medidas da robustez do projeto, porém não são suficientes para uma análise completa. Reserva de fase e margem de ganho dentro das faixas recomendadas não garantem que o diagrama de Nyquist do sistema não passe muito perto do ponto -1, que indica elevada tendência à instabilidade. Assim, a medida de robustez mais conclusiva é a M_S que deverá estar entre 1,3 e 2 (ÅSTRÖM & HÄGGLUND, 1995). Valores de M_S mais próximos de 1,3 é recomendado para projetos mais robustos, enquanto valores mais próximos de 2 são recomendado para projetos com maior desempenho.

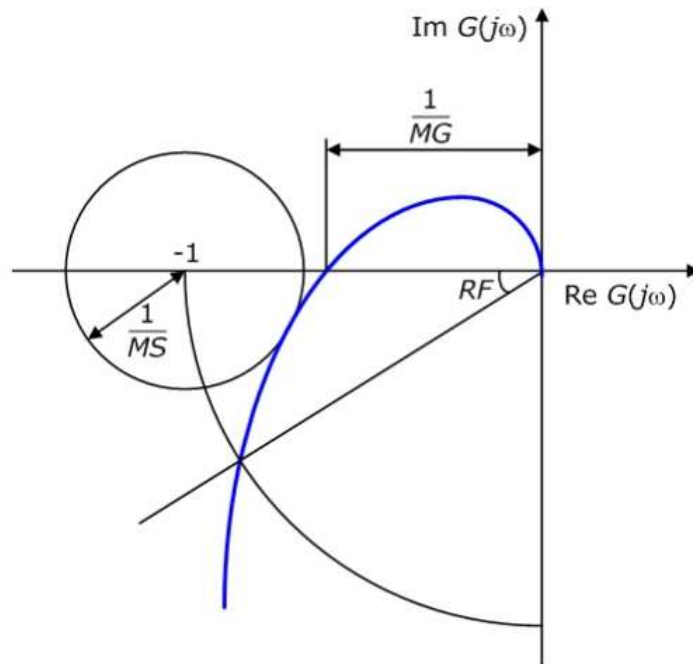


Figura 5.2 – Diagrama de Nyquist ilustrando a determinação dos critérios de robustez MS, RF e MG

5.6 Análise do desempenho do controlador

Os critérios de desempenho e robustez são resultados da simulação de cada método de sintonia para o controle PID proposto. Os resultados para os índices de desempenho do controlador proposto estão listados na Tabela 5.3 e para os índices de robustez estão listados na Tabela 5.4.

Os índices de desempenho baseados na integral do erro devem ter o menor valor possível para garantir o bom funcionamento do controlador. Na Tabela 5.3 pode ser verificado que o controlador sintonizado pelo método CC é o que apresenta os maiores valores para esses critérios, sendo o que apresentou o pior desempenho entre os métodos testados.

Os índices de robustez devem ficar dentro dos limites definidos na Seção 5.5.2. Analisando os resultados mostrados na Tabela 5.4, podemos observar que a margem de ganho (MG), obtida para o controlador sintonizado com os métodos ZN e ITAE, apresentou valores inferiores a 1,7, indicando uma não estabilidade do controlador frente às perturbações e confirmando, junto com o resultado visualizado na Figura 5.1, que esses dois métodos apresentaram respostas muito bruscas e consequentemente, uma sobre-elevação muito alta.

Tabela 5.3 – Índices de desempenho do controlador PID proposto para cada método de sintonia

Método de Sintonia	IAE	ISE	ITAE
ZN	2,6013	1,5960	75,9149
CC	7,2026	3,9125	282,5708
IMC	2,8677	1,7130	156,4529
ITAE	2,6426	1,7925	75,5147

A reserva de fase (RF) deve ter valores superiores a 30° para que o sistema seja robusto e não seja tão sensível a incertezas. Para a sintonia dos métodos avaliados, todos apresentaram valores acima de 30° para a reserva de fase, sendo que o método ITAE apresentou um valor muito próximo de 30° , ficando no limite da estabilidade. Assim, a sintonia proposta pelo método ITAE obteve resultados fora dos limites ou muito próximos destes para dois índices de robustez, MG e RF, tornando a sintonia obtida por esse método não adequada para o controlador proposto.

Tabela 5.4 – Índices de robustez do controlador PID proposto para cada método de sintonia

Método de Sintonia	MG	RF	M_S
ZN	1,3785	45,3083°	3,2354
CC	19,5235	57,4258°	1,2983
IMC	2,9308	76,0310°	1,4897
ITAE	1,5104	34,5603°	2,8819

A máxima sensibilidade (M_S) deve ter valores entre 1,3 e 2, sendo que valores mais próximos de 1,3 representam um maior desempenho e valores próximos a 2 representam uma maior robustez. A M_S para o controlador sintonizado pelo método CC foi inferior a 1,3 e para a sintonia dos métodos ZN e ITAE apresentou valor superior a 2. A resposta do controlador para a sintonia dos métodos CC, ZN e ITAE apresentam valores de M_S fora dos limites indicados, além de apresentarem outros índices de robustez e desempenho fora dos padrões desejados.

O controlador sintonizado com método IMC apresentou todos os valores para os índices de robustez dentro dos limites desejados, além de apresentar valores satisfatórios para os índices de desempenho. A margem de ganho obtida com essa sintonia apresentou um valor significativamente superior a 1,7, assim como a sua reserva de fase que foi superior a 30° . A máxima sensibilidade obtida para o controlador sintonizado com o IMC foi de 1,48, ou seja, entre os valores de 1,3 e 2 garantindo uma boa associação entre desempenho e robustez.

O controlador PID projetado para a coluna de destilação híbrida apresentou os melhores resultados quando sintonizado com os parâmetros determinados pelo método IMC. Essa sintonia apresentou valores dos índices de qualidade que garantem o comprometimento e balanceamento entre desempenho e robustez. Assim, os parâmetros de sintonia obtidos com esse método foram utilizados para a validação do controlador PID no processo de destilação, e os resultados da validação serão discutidos no próximo capítulo (Capítulo 6).

6. VALIDAÇÃO DO CONTROLADOR PID

Os parâmetros de sintonia do controlador PID proposto para a coluna de destilação híbrida foram obtidos no Capítulo 5 através da simulação de quatro métodos de sintonia. Conforme discutido nesse capítulo, o método de sintonia que apresentou os índices de qualidade mais adequados foi o IMC.

Para garantir que esses parâmetros de sintonia funcionam na prática, apresentando um comportamento satisfatório, é necessário validar esse controlador no processo em questão. A simulação do controlador realizada utilizou o modelo identificado do processo mostrado no Capítulo 4. Por isso, foram realizados experimentos para validar a representatividade do modelo obtido e o comportamento do controlador no processo de destilação. Na validação foram utilizados os parâmetros de sintonia do PID obtidos por simulação com o método IMC e estes parâmetros foram implementados no PID aplicado ao CLP instalado no processo. Na Figura 6.1 é mostrado o diagrama de blocos da estrutura de controle instalada no processo.

No Capítulo 3, o aquecimento do equipamento de destilação está descrito, sendo esse dividido entre dois dispositivos: uma manta de aquecimento ligada a uma placa de controle de potência e uma resistência blindada ligada a um reostato. A manta é a parte controlada do aquecimento, ou seja, é ela que, através da placa de controle de potência, recebe o sinal do controlador. A resistência blindada é a parte que normalmente é mantida fixa no aquecimento e não é manipulada.

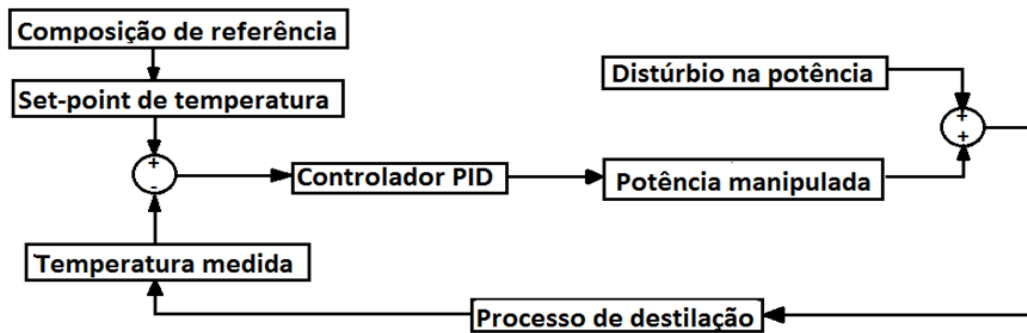


Figura 6.1 – Diagrama de blocos da estrutura de controle implementada no processo de destilação

Nos testes experimentais, realizados para a validação do controlador, inicialmente o controlador PID foi sintonizado com os parâmetros calculados por simulação mostrados na Tabela 6.1, e o processo foi mantido em regime permanente com o controlador em malha fechada. Após um determinado tempo, foi feita uma perturbação na resistência blindada através do reostato. Assim, o controlador foi forçado a compensar a potência de aquecimento retirada na resistência. Essa compensação é realizada através do envio do sinal do controlador para a placa de controle de potência, fazendo com que a potência da manta de aquecimento aumente, levando a temperatura de topo ao *set-point*, assim como a concentração de etanol no destilado.

Tabela 6.1 – Parâmetros de sintonia do controlador projetado com o método IMC utilizados na validação no processo de destilação

	K_C	τ_I	τ_D
IMC	0,8949	5,0613	0,4812

O *software* do controlador foi inicialmente configurado para trabalhar com valores de *set-point* inteiros, não sendo possível definir o valor de 77,4°C como referência. Além disso, o controlador estava programado para somar o sinal de saída do controlador ao valor fixo de 240 W de potência da manta (valor de operação para essa variável, definido do Capítulo 3) quando o valor da temperatura de topo fosse inferior ao *set-point*. Quando o valor de

temperatura de topo fosse superior ao *set-point*, esse valor era subtraído do sinal de saída do controlador. Nessas condições, foi realizado um primeiro teste de validação, definindo como *set-point* de temperatura o valor inteiro de 77°C. O controlador foi mantido em malha fechada desde quando o processo entrou em regime e a potência da resistência blindada foi mantida no máximo (300 W). Depois de 40 minutos, com o controlador em malha fechada e o processo em regime, foi feita uma perturbação na potência da resistência blindada, passando de 300 W para aproximadamente 113 W. O resultado da resposta do controlador e da temperatura de topo frente à perturbação realizada no aquecimento pode ser visualizado na Figura 6.2.

Na Figura 6.2 podemos visualizar que a temperatura praticamente é mantida em 77,4°C (350,55K), isso ocorre devido ao azeótropo formado no topo da coluna de destilação. No entanto, observando a parte final do gráfico que indica a resposta do controlador, é visível que o controle se torna oscilatório. Observando a resposta da temperatura nesse mesmo trecho, pode-se notar que o valor da temperatura sobe um pouco em relação à temperatura mantida até pouco antes do controlador começar a oscilar. Devido ao *set-point* estar definido em um valor abaixo da temperatura do que podemos considerar o azeótropo, a variável controlada assim como a variável manipulada apresentou um comportamento oscilatório. Esse comportamento é devido a impossibilidade física de manter a temperatura no *set-point* definido, que está abaixo dos 77,4°C (350,55K) que é considerada a temperatura do azeótropo. Além da definição equivocada desse valor do *set-point* o algoritmo de controle (adição e subtração do sinal de saída do controlador do valor fixo da potência) também auxiliou no comportamento oscilatório do controlador.

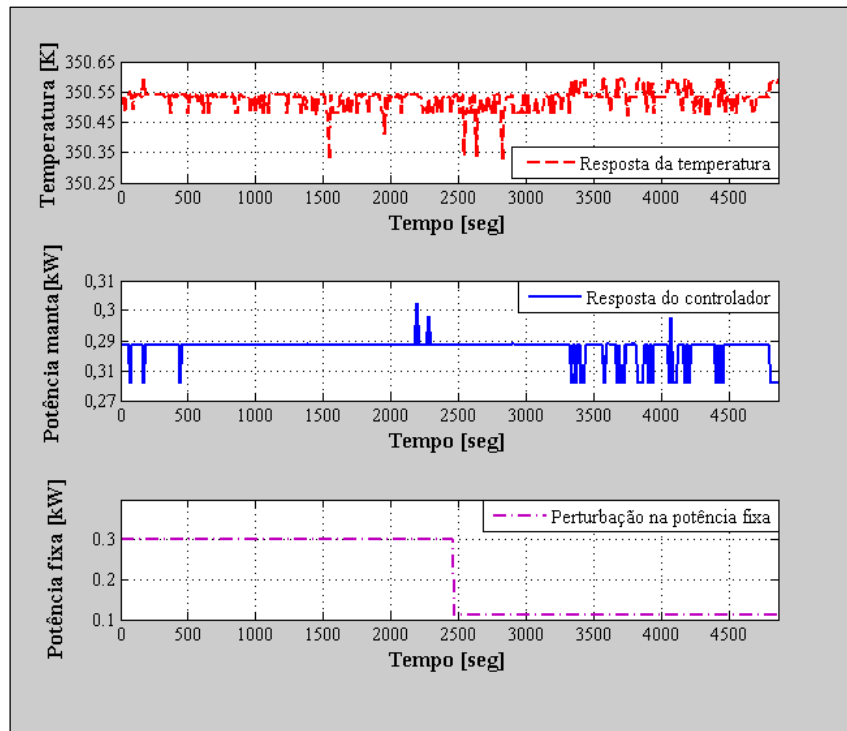


Figura 6.2 – Performance do controlador PID na validação considerando o *set-point* de temperatura do produto de topo em 77°C (350,15K) ; a) temperatura do produto de topo (variável controlada); b) resposta do controlador para a potência da manta de aquecimento (variável manipulada); c) perturbação na potência fixa da resistência blindada (distúrbio)

Avaliando esses resultados e os resultados de todos os testes realizados ao longo do desenvolvimento do trabalho, pode ser afirmado que não se deseja operar com temperaturas de topo inferiores a 77,4°C, para garantir a produção de etanol com concentração próxima à do azeótropo. Ou seja, não se deseja trabalhar com potências de aquecimento inferiores a potência definida como potência total de operação (540 W), evitando que a vazão de vapor seja muito baixa e não tenhamos produto de topo. Além disso, não se deseja que a potência de aquecimento seja tão alta a ponto de causar a inundação da coluna de destilação, causada por uma vazão de vapor muito alta. Diante dessas limitações para o bom funcionamento do processo de destilação, foram feitas modificações na programação do *software* do controlador para que se possa definir um *set-point* com precisão maior. Foi excluído, também, o bloco que subtrai o sinal do controlador quando a temperatura de topo for superior a 77,4°C, pois isso geralmente ocorre quando há inundação no interior da coluna, o que não é desejado.

Após as modificações no algoritmo de controle foi possível definir o *set-point* como $77,4^{\circ}\text{C}$ ($350,55\text{K}$), valor determinado pela obtenção do modelo de inferência da concentração. Um novo teste de validação foi realizado para esse valor de referência, utilizando os mesmo parâmetros de sintonia (obtidos com o método IMC).

A mesma metodologia do teste anterior foi utilizada, mantendo o controlador em malha fechada com a coluna operando em regime constante e com a potência da resistência blindada no máximo (300 W) e após 40 minutos foi diminuída a potência da resistência pra 150 W e observado o comportamento do controlador e da temperatura de topo. A Figura 6.3 mostra o resultado para essa segunda validação, ilustrando o comportamento da temperatura de topo, a resposta do controlador e a perturbação feita na potência fixa.

Os resultados para o novo teste de validação mostram que a ação de controle foi estável e não oscilatória, indicando que esse algoritmo de controle para o processo de destilação funciona de forma mais satisfatória que o do primeiro teste. A temperatura de topo, após a perturbação na potência da resistência blindada cai e após um determinado tempo volta ao valor do *set-point* de $77,4^{\circ}\text{C}$ e ação de controle é, praticamente, estabilizada em um novo valor, de forma a compensar a potência retirada da resistência aumentando a potência da manta.

Durante esse teste de validação, foram coletadas amostras de destilado para conferir a concentração do mesmo, com o objetivo de verificar se a concentração, assim como a temperatura, se manteve no valor desejado. Na Figura 6.4 é mostrado um gráfico com as concentrações medidas de cada amostra coletada. Pode ser observado que a concentração de etanol no destilado se manteve praticamente constante durante todo o teste, mesmo após a perturbação na resistência. No entanto, é visível que próximo do tempo de 3000 segundos, tempo onde a temperatura cai e o controlador começa atuar, a concentração é a mais baixa entre todas as amostras medidas, ou seja, apresenta uma leve queda. A diminuição da concentração do destilado não é muito significativa, pois às amostras de destilado são coletadas após um reservatório que separa o produto do refluxo, sendo a concentração uma média da concentração durante um determinado tempo. Então, visualizando o gráfico da Figura 6.4, podemos confirmar que a concentração é mantida no valor desejado, valor máximo de concentração atingida no processo de destilação em questão.

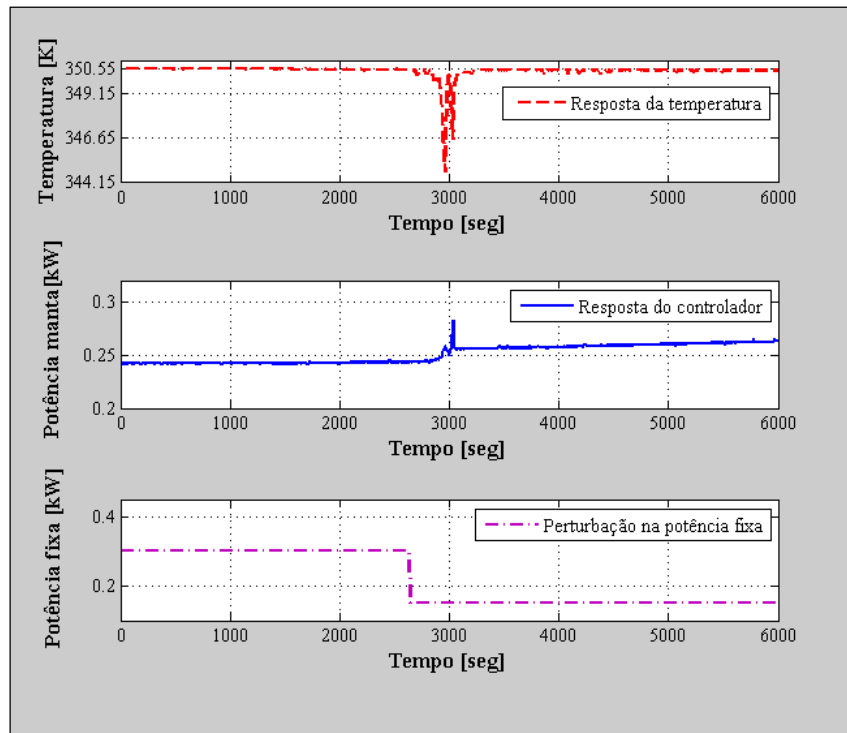


Figura 6.3 – Performance do controlador PID na validação considerando o *set-point* de temperatura do produto de topo em $77,4^{\circ}\text{C}$; a) temperatura do produto de topo (variável controlada); b) resposta do controlador para a potência da manta de aquecimento (variável manipulada); c) perturbação na potência fixa da resistência blindada (distúrbio)

O controlador projetado para o processo de destilação apresentou resultados para a validação que afirmam a boa representatividade do modelo identificado do processo e a coerência dos parâmetros de sintonia obtidos por simulação como método IMC. O objetivo do controlador PID projetado foi concluído, ou seja, a concentração de etanol no produto destilado e a temperatura do produto de topo foram controlador de forma, indireta e direta, respectivamente, através da manipulação do aquecimento no refeedor.

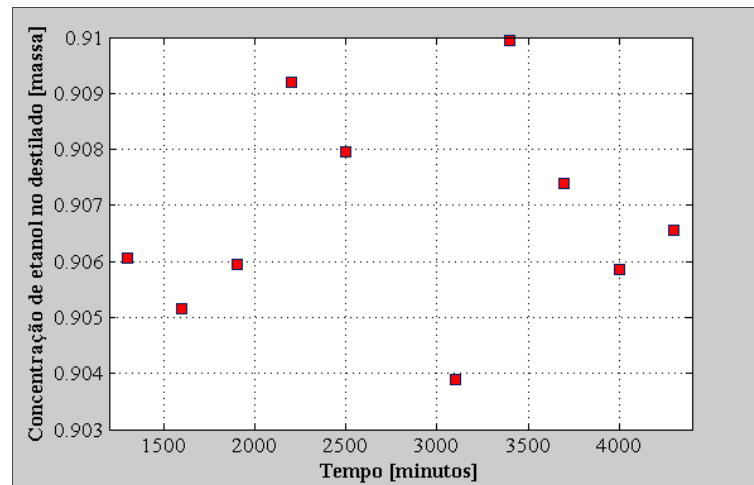


Figura 6.4 – Concentração de etanol no destilado durante a etapa de validação do controlador PID considerando o *set-point* de temperatura do produto de topo em 77,4°C

7. CONCLUSÃO

A primeira etapa do desenvolvimento da estrutura de controle foi a obtenção de um modelo de inferência. Para a determinação desse modelo foram utilizadas relações termodinâmicas em conjunto com dados coletados no processo. O modelo de inferência desenvolvido se mostrou capaz de determinar a concentração do produto destilado através de medidas de temperatura do produto de topo da coluna de destilação. Esse modelo foi implementado como um analisador virtual, possibilitando o monitoramento *online* e em tempo real da concentração de etanol no produto destilado, sem a necessidade de analisadores de concentração de alto custo. Além disso, o modelo de inferência possibilitou a definição de um *set-point* de temperatura que garanta a produção de etanol numa concentração máxima obtida no equipamento de destilação em questão. Assim, o modelo de inferência foi utilizado para o controle indireto da concentração de etanol no produto destilado.

Para o projeto de controle foi necessário construir um modelo empírico do processo, capaz de representar a relação existente entre as variáveis controlada e manipulada. Esse modelo foi obtido com dados de temperatura do produto de topo (variável controlada diretamente) e da potência de aquecimento no refeedor (variável manipulada) quando realizada uma perturbação degrau na potência. Foi utilizada a técnica de identificação com modelos paramétricos na obtenção do modelo empírico, sendo que, entre todos os modelos discretos testados, o resultado mais satisfatório foi encontrado com os modelos OE e ARMAX, ambos com polinômios de segunda ordem e tempo morto igual a um. Esses dois modelos discretos foram convertidos em modelos contínuos, ou seja, foram encontradas as funções de transferência do processo para cada um desses modelos. O modelo OE e o modelo

ARMAX resultaram em uma mesma função de transferência, confirmando uma equivalência entre os dois na representação do processo de destilação.

O projeto do controlador PID foi realizado através da simulação do controlador para avaliar o seu comportamento. Para isso, foi realizada uma perturbação do tipo degrau unitário no *set-point* de temperatura e analisada a ação do controlador. Na simulação foram comparados quatro métodos de sintonia para controladores PID: Ziegler & Nichols, Cohen & Coon, IMC e ITAE-Regulatório. A função de transferência encontrada com os dados do processo foi utilizada para representá-lo na simulação, juntamente com a equação PID padrão da ISA, definida como algoritmo no projeto do controlador. A simulação mostrou que as sintonias obtidas com todos os métodos geraram uma resposta estável do controlador frente às perturbações degrau unitário no *set-point* e a um distúrbio na carga. Esse comportamento indica a eficiência do controlador proposto, afirmando a sua capacidade de manter a temperatura do produto de topo no *set-point* através da manipulação da potência de aquecimento fornecida ao refeedor.

A visualização gráfica do comportamento do controlador na simulação, apesar de indicar a estabilidade com a sintonia todos os métodos comparados, não é suficiente para determinar qual a sintonia mais adequada para o processo de destilação. A determinação dos índices de qualidade é de fundamental importância na comparação entre as sintonias de cada método. Assim, uma análise minuciosa foi realizada através da avaliação dos critérios de desempenho e robustez obtidos para cada método de sintonia.

O controlador sintonizado pelo método CC apresentou os piores índices de desempenho, além de uma máxima sensibilidade inferior a 1,3, ou seja, fora da faixa que garante a estabilidade do sistema (controlador+processo) em malha fechada. Os métodos ZN e ITAE-Regulatório também apresentaram valores de máxima sensibilidade fora da faixa de estabilidade. Além disso, o método ITAE-Regulatório apresentou valores de margem de ganho abaixo do limite recomendado (1,7), e reserva de fase muito próxima ao valor mínimo (30°). Esses valores indicam que o controlador projetado com a sintonia do método ITAE-Regulatório pode ser sensível a incertezas, ou seja, não robusto. O controlador sintonizado pelo método IMC foi o único que apresentou valores para máxima sensibilidade na faixa de estabilidade, além de apresentar valores de margem de ganho e reserva de fase bastante superior aos mínimos indicados.

Devido aos índices de desempenho e robustez apresentados pelo controlador projetado, quando utilizado a sintonia do método IMC, os parâmetros de sintonia

determinados por esse método foram utilizados na validação do controlador proposto. Na validação foi, inicialmente, sintonizado o controlador PID instalado no processo com os parâmetros de sintonia obtido com o método IMC. Uma perturbação do tipo degrau foi realizada na parte fixa do aquecimento (resistência blindada) diminuindo a potência de aquecimento deste dispositivo. O controlador foi, então, forçado a atuar de forma a compensar o calor retirado da resistência, aumentando o sinal enviado a placa de controle de potência ligada à manta de aquecimento. Conforme apresentado no Capítulo 6, o controlador atuou de forma a controlar a temperatura de topo da coluna de destilação diretamente e a concentração de etanol no produto destilado manipulando a potência da manta de aquecimento. Esses resultados confirmam a eficácia do controlador projetado, garantindo o funcionamento do controle no equipamento de destilação híbrida. Ainda é necessário ressaltar a importância do bom ajuste do *software* de controle, sendo imprescindível para o bom funcionamento do controlador projetado que a precisão do *set-point* de temperatura e o algoritmo de controle.

O objetivo principal de controlar a temperatura de topo da coluna de destilação de forma direta e a concentração do produto destilado de forma indireta, manipulando a potência da manta de aquecimento foi alcançado. O modelo de inferência foi determinante na definição do *set-point* de temperatura, além de possibilitar o monitoramento *online* e em tempo real da concentração através da sua implementação no processo, dispensando a aquisição de um analisador de concentração com alto custo de investimento e com tempo morto de medição elevado.

7.1 Sugestão de Trabalhos Futuros

Como discutido no Capítulo 4, o controlador projetado se limitou as condições do processo e a instrumentação disponível. Assim, uma estrutura multivariável para o processo em questão, que utilize como variáveis manipuladas, além da potência de aquecimento, a razão de refluxo para controlar a concentração do produto de topo e também a concentração do produto de fundo é uma possibilidade de continuação do presente trabalho.

Outra possibilidade de continuação e aprimoramento do presente trabalho é o desenvolvimento de um modelo fenomenológico do processo de destilação e a sua validação, trabalho que já está sendo desenvolvido. A implementação em um microcontrolador do modelo de inferência da concentração de etanol no produto destilado ou para qualquer ponto

do equipamento de destilação, também é uma proposta promissora que está em fase inicial de desenvolvimento.

O equipamento de destilação não tem um isolamento térmico eficiente, como já comentado do desenvolvimento do presente trabalho, o que interfere de maneira significativa no comportamento do processo. Um trabalho que pode ser realizado é a contabilização da perda de calor ocasionada por essa falta de isolamento. Os testes realizados para o projeto do controlador não possibilitaram tempo hábil para a realização desse cálculo. O tempo de duração do teste não implicou em variações significativas na temperatura ambiente durante um mesmo teste, somente comparando testes realizados em dias com temperaturas ambientes muito baixas com testes realizados em temperaturas mais amenas. Essa diferença de temperatura ambiente implicou na determinação de modelos do processo para duas condições diferente de temperaturas, sendo importante no aprimoramento da estrutura de controle a contabilização da interferência da temperatura ambiente no processo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDUL-WAHAB, S. A.; BAKHEIT, C. S.; AL-ALAWI, S. M. **Principal component and multiple regression analysis in modeling of ground-level ozone and factors affecting its concentration.** *Environmental Modeling & Software*, 20, p. 1263-1271, 2005.
- ANFAVEA – **Publicação mensal da Associação Nacional dos Fabricantes de Veículo Automotores. Setembro de 2012.**
- ANP – AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. Resolução ANP nº 7, de 09 de fevereiro de 2011. Disponível em <http://www.anp.gov.br>. Acessado em: Junho de 2012.
- ALMEIDA, E.F.; BOMTEMPO, J.V.; DE SOUZA E SILVA, C.M. **The performance of Brazilian biofuels: an economic, environmental and social analysis.** Published in *Biofuels —Linking Support to Performance by the OECD/ITF*, p. 151–188, 2008.
- ALZATE, C.A.C.; TORO, O.J.S. **Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass.** *Energy*, 31, p. 2447-2459, 2006.
- ÅSTRÖM, K. J., HÄGGLUND, T. PID Control. In: LEVINE, W. S. **The Control Handbook.** Vol. 1, Jaico Publishing House. 1999.
- ÅSTRÖM, K. J., HÄGGLUND, T. **PID Controllers: Theory, Design, and Tuning.** Instrument Society of America. 1995.
- ÅSTRÖM, K. J., HÄGGLUND, T. The future of PID control. *Control Engineering Practice*, 9, p. 1163-1175, 2001.
- BAI, F.W.; ANDERSON, W.A.; MOO-YOUNG, M. **Ethanol fermentation technologies from sugar and starch feedstocks.** *Biotechnology Advances*, 26, p. 89-105, 2008.
- BALAT, M.; BALAT, H. **Recent trends in global production and utilization of bio-ethanol fuel.** *Applied Energy*, 86, p. 2273–2282, 2009.

- BARATTI, R.; BERTUCCO, A.; DA ROLD, A. **Development of a composition estimator for binary distillation columns application to a pilot plant.** Chemical Engineering Science, Vol. 50, nº10, p. 1541-1550, 1995.
- BARATTI, R. *et al.* **A composition estimator for multicomponent distillation columns – development and experimental test on ternary mixtures.** Chemical Engineering Science, Vol. 53, nº20, p. 3601-3612, 1998.
- BARCELO-RICÓ, F.; *et al.* **Modeling and control of a continuous distillation tower through fuzzy techniques.** Chemical Engineering Research and Design, 89, p. 107-115, 2011.
- BEQUETTE, B. W. **Process Dynamics – Modeling, Analysis and Simulation.** Prentice Hall PTR. 1998.
- BIOSEV – A Louis Dreyfus Commodities Company. 2012 Disponível em: http://www.mzweb.com.br/biosev/web/conteudo_pt.asp?idioma=0&conta=28&tipo=30884#. Acessado em: Outubro de 2012.
- BISWAS, P.P.; RAY, S.; SAMANTA, A.N. **Nonlinear control of high purity distillation column under input saturation and parametric uncertainty.** Journal of Process Control, 19, p. 75-84, 2009.
- BOLTON, W. **Engenharia de Controle.** Makron Books do Brasil. São Paulo, 1995.
- BOX, G. E. O. & JENKINS, G. M. **Times series analysis, forecasting and control.** Ed. Holden Day, San Francisco, 1970.
- BRAY, S. C.; FERREIRA, E. R.; RUAS, D. G. G. **As políticas da agroindústria canavieira e o proálcool no Brasil.** Marília: Unesp-Marília-Publicações; 2000.
- BUKLEY, P. S; LUYBEN, W. L.; SHUNTA, J. P. **Design of distillation column control systems.** Instrument Society of America, 1985.
- CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles Típicos de equipamentos e processos industriais.** Editora Blucher. 396 p., 2010.

- CLAASSEN, P.A.M; *et al.* **Utilization of biomass for the supply of energy carriers.** Applied Microbiology and Biotechnology, 52, p. 741-755, 1999.
- CNI – Confederação Nacional da Indústria. **Indústria Sucoenergética: Bioetanol - o futuro renovável.** Brasília, 2012.
- COHEN, G. H.; COON, G. A. **Theoretical Consideration of Retarded Control.** Trans. A.S.M.E., 76, p. 827-834, 1953.
- CONZ, V. **Desenvolvimento de analisadores virtuais aplicados a colunas de destilação industriais.** Dissertação de mestrado – PPGEQ/UFRGS. Porto Alegre, 2005.
- CORDONA, C. A; SÁNCHEZ, J. **Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities.** Review. Bioresource Technology, 98, p. 2415-57, 2007.
- COSTA, G. **Etanol de arroz cria alternativa de biocombustível e pode melhorar preço para produtores no RS.** 2012. Reportagem publicada pela EBC – Empresa Brasil de Comunicação. Disponível em: <http://agenciabrasil.ebc.com.br/noticia/2012-03-11/etanol-de-arroz-cria-alternativa-de-biocombustivel-e-pode-melhorar-preco-para-produtores-no-rs>. Acessado em: Outubro de 2012.
- DATAGRO. **Informativo Datagro.** São Paulo, n. 11P, dezembro, 2011.
- DERMIBAS; A. **Bio-ethanol from Cellulosic Materials: A Renewable Motor Fuel from Biomass.** Energy Sources, 27, p.327-337, 2005.
- DESBOROUGH, L. D. AND MILLER, R. M. **Increasing Customer Value of Industrial Control Performance Monitoring.** Honeywell's Experience. Proc. CPC VI, Tucson, 2001.
- FAO – Food and Agriculture Organization of the United Nations. **The state of food and agriculture - Biofuels: prospects, risks and opportunities.** 2008.
- GIL, I.D.; GÓMEZ, J.M.; RODRÍGUEZ, G. **Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer.** Computers and Chemical Engineering, 39, p. 129-142, 2012.

- GOLDEMBERG, J.; NIGRO, F. E. B.; COELHO, S. T. **Bioenergia no estado de São Paulo: Situação atual, perspectivas, barreiras e propostas.** São Paulo: Imprensa Oficial do Estado de São Paulo; 2008.
- HEINIMÖ J. & JUNGINGER M. **Production and trading of biomass for energy - an overview of the global status.** Biomass and Bioenergy, 33, p. 1310-1321, 2009.
- HELLEM, S. M. **Evaluation of simple methods for tuning of PID-controllers.** Technical report, 4th year project. Department of Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim. 2001.
- HOFFMANN, R. **Análise do desempenho de uma micro-destilaria anexa para a região das encostas basáltica do Rio Grande do Sul.** Dissertação de Mestrado PPGEEMM, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 1985.
- KISTER, H. Z., **Distillation Design.** New York: Ed. McGraw-Hill, 1992. 710p.
- LAMMERS, P.; *et al.* **International bioenergy trade - A review of past developments in the liquid biofuel market.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, 15, p. 2655-2676, 2011.
- LASHINKY, A.; SCHWARTZ N.D. **How to beat the high cost of gasoline.** 2006. Disponível em: http://money.cnn.com/magazines/fortune/fortune_archive/2006/02/06/8367959/index.htm Acessado em: Julho de 2012.
- LICHT, F. O. **World ethanol markets: the outlook to 2015.** Tunbridge Wells, Agra Europe Special report, UK; 2006.
- LJUNG, L. **System Identification – Theory for the User.** 2nd Ed. Prentice Hall PTR. 1999.
- LJUNG, L. & GLAD, T. **Modeling of Dynamics System.** Prentice Hall PTR. 1994.
- LOPEZ, A. M.; MILLER, J. A.; SMITH, C. L.; MURRIL, P. W. **Tuning controllers with error-integral criteria.** Instrumentation Technology, 14, p. 57-62, 1987.
- LOPEZ, A. M.; MURRIL, P.; SMITH, C. L. **Tuning PI and PID Digital Controllers.** Instruments and Control Systems, 42, p. 89-95, 1969.

- MALÇA, J. & FREIRE, F. **Renewability and life-cycle energy efficiency of bioethanol and bio-ethyl tertiary butyl ether (bioETBE): assessing the implications of allocation.** Energy, 31, p. 3362–3380, 2006.
- MACLEAN, H.L.; LAVE, L.B. **Evaluating automobile fuel/propulsion system technologies.** Progress in Energy and Combustion Science, 29, p. 1–69, 2003.
- MARLIN, T. E. **Process Control.** New York: McGraw-Hill, 1995.
- MARTINEZ-FRIAS, J.; ACEVES, S. M., FLOWERS, D.L. **Improving Ethanol Life Cycle Energy Efficiency by Direct Utilization of Wet Ethanol in HCCI Engines.** Lawrence Livermore National Laboratory, 2007.
- MAYER, F. D.; JAHN, S. L.; SERAFINI, S. T. **Avaliação da Viabilidade da Produção de Álcool a Partir de Cana-de-açúcar e Mandioca em Pequenas Unidades Camponesas de Produção: 1º Relatório Parcial.** Projeto n° 19979/UFSM. Santa Maria, janeiro, 2008.
- MAYER, F. D.; JAHN, S. L.; SERAFINI, S. T.; COLUSSO, G. **Avaliação da Viabilidade da Produção de Álcool a Partir de Cana-de-açúcar e Mandioca em Pequenas Unidades Camponesas de Produção: 2º Relatório Parcial.** Projeto n° 19979/UFSM. Santa Maria, dezembro, 2008.
- MAYER, F. D. **Desenvolvimento da tecnologia de destilação apropriada à produção de álcool combustível em pequena escala.** Dissertação de Mestrado PPGEPro, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2010.
- Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. **Produção brasileira de etanol.** 2012. Disponível em: <http://www.agricultura.gov.br/desenvolvimento-sustentavel/agroenergia/estatistica> Acessado em: Outubro de 2012.
- MUSSATO, S.I.; *et al.* **Technological trends, global market, and challenges of bio-ethanol production.** Biotechnology Advances, 28, p. 817-830, 2010.
- O'DWYER, A. **Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules.** London: World Scientific, 2003.
- OGATA, K. **Modern Control Engineering.** 3ª Ed. Prentice Hall, Inc. 1997.

OGAWA, M.; *et al.* **Quality inferential control of an industrial high density polyethylene process.** Journal of process control, 9, p. 51-59, 1999.

OSORIO, D.; *et al.* **Soft-sensor for on-line estimation concentrations in wine stills.** Journal of Food Engineering, 87, p. 571-577, 2008.

PERRY, R. H. **Manual do Engenheiro Químico.** 7th ed. Nova York: McGraw-Hill, 1999.

PRASAD, S.; SINGH, A.; JOSHI, H. C. **Ethanol as an alternative fuel from agricultural, industrial and urban residues.** Review. Resources, Conservation and Recycling, 50, p. 1-39, 2007.

RAMANATHAN, S. P. *et al.* **Optimization of continuous distillation columns using stochastic optimization approaches.** Trans ICheme, 79, Part A, p. 310-322, 2001.

RAGHAVAN, S. R. V; RADHAKRISHNAN, T. K.; SRINIVASAN, K. **Soft sensor based composition estimation and controller designs for an ideal reactive distillation column.** ISA Transactions, 50, p. 61-70, 2011.

REN21 – Renewable Energy Policy Network for the 21st century. **Renewables 2012 – Global Status Report.** 2012.

RFA- Renewable Fuels Association. **World Fuel Ethanol Production.** 2011. Disponível em: <http://www.ethanolrfa.org/pages/statistics>. Acessado em: Outubro de 2012.

RIBEIRO, M. A. **Controle de processos – Teoria e aplicações.** 7^a Ed. Tek Treinamento e Consultoria. 2001.

RIVERA, D. E., MORARI, M., SKOGESTAD, S. **Internal Model Control. 4. PID Controller Design.** Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 25, p. 252-265, 1986.

ROVIRA, A. A., MURRIL, P. W., SMITH, C. L. **Tuning Controllers for setpoint changes.** Instruments and Control Systems, 42, p. 67-69, 1969.

SANDLER, S.I. **Biochemical, and Engineering Thermodynamics.** 4th Edition. Wiley, New York, 2006.

- SAXENA, S. *et al.* **Wet ethanol in HCCI engines with exhaust heat recovery to improve the energy balance of ethanol fuels.** Applied Energy, 98, p. 448-457, 2012.
- SÁNCHEZ, O. J.; CORDONA, C. A. **Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks.** Bioresource Technology, 99, p. 5270-5295, 2008.
- SEBORG, D. E, EDGAR, T. F., MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamics and Control.** John Wiley & Sons, Inc. 2004.
- SINGH, V.; GUPTA, I.; GUPTA, H. O. **ANN based estimator for distillation – inferential control.** Chemical Engineering and Processing, 44, p. 785-795, 2005.
- SMITH, A.M. **Prospects for increasing starch and sucrose yields for bioethanol production.** Plant Journal, 54, p. 546-558, 2008.
- SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and practice of automatic process control.** New York: John Wiley & Sons. 1985.
- SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOT, M. M. **Introduction to chemical engineering thermodynamics.** McGraw-Hill, 1996
- SORDA, G.; BANSE, M.; KEMFERT, C. **An overview of biofuels policies across the world.** Energy Policy, 38, p. 6977-6988, 2010.
- STEFANI, T. R. (1999). **In: The Control Handbook.** (Ed: William S. Levine), Jaico Publishing House.
- TOLMASQUIM, M. **Tolmasquim: produção de etanol se normalizará em 2 anos.** 2012. Disponível em: <http://economia.estadao.com.br/noticias/economia+geral,tolmasquim-producao-de-etanol-se-normalizara-em-2-anos,115969,0.htm>. Acessado em: Outubro de 2012.
- TRIERWEILER, J. O. & POSSER, M. S. **PID-Toolbox: Uma ferramenta para o ensino e ajuste de controladores PIDs.** Apostila, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2002.
- ÚNICA – União da Indústria de Cana-de-Açúcar. 2012. Disponível em: <http://www.unicadata.com.br/> Acessado em: Outubro de 2012.

ÚNICA – União da Indústria de Cana-de-Açúcar. **Produção e uso do etanol combustível no Brasil – Respostas as questões mais frequentes.** 2007.

USDA – United States Department of Agriculture. 2011. International Agricultural Trade Reports. Disponível em: <http://www.fas.usda.gov/info/IATR/> Acessado em: Outubro de 2012.

VENKATESWARLU, CH., KUMBAR, B.J. **Composition estimation of multicomponent reactive batch distillation with optimal sensor configuration.** Chemical Engineering Science, 6, p. 5560-5574, 2006.

WALTER, A.; *et al.* **Perspectives on fuel ethanol consumption and trade.** Biomass and Bioenergy, 32, p. 730-748, 2008.

WANG, S.; *et al.* **Effect of sequential abrasion on starch composition of five cereals for ethanol fermentation.** Food Research International, 30 (8), p. 603–609, 1997.

WILKIE, A.C.; Riedesel, K.J.; Owens, J.M. **Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks.** Biomass and Bioenergy, 19, p. 63-102, 2000.

ZHAN, X.; *et al.* **Ethanol and lactic acid production as affected by sorghum genotype and location.** Industrial Crops and Products, 18, p. 245-255, 2003.

ZIEGLER, J. G. & NICHOLS, N. B. **Optimum setting for automatic controllers.** *Tran. ASME*, p. 64, 759-768. 1942.

APÊNDICE A – Identificação de modelos Lineares

Os modelos paramétricos para sistemas lineares na forma de função de transferência podem ser representados pela razão de dois polinômios como mostrado na Equação A.1.

$$G(\xi, \theta) = \frac{B(\xi, \theta_b)}{A(\xi, \theta_a)} = \frac{b_0 + b_1\xi + \dots + b_m\xi^m}{a_0 + a_1\xi + \dots + a_n\xi^n} \quad (\text{A.1})$$

onde ξ representa um operador linear qualquer, θ_a e θ_b representam os vetores de parâmetros dos polinômios A e B , sendo que, para sistemas próprios $n \geq m$. O vetor θ é formado pela concatenação dos vetores θ_a e θ_b . A relação entre entrada e saída de um sistema é dada por:

$$\hat{y}(t, \theta) = G(\xi, \theta)u(t) \quad (\text{A.2})$$

Para levar em conta os distúrbios não medidos, normalmente é feita a introdução no modelo de um termo adicional da seguinte forma:

$$e(t) = H(\xi, \theta)w(t) \quad (\text{A.3})$$

onde $e(t)$ é o distúrbio no processo e $w(t)$ é um sinal tipo ruído branco.

Adicionando esse termo na Equação A.2 temos que a predição da saída do modelo é dada por:

$$\hat{y}(t, \theta) = G(\xi, \theta)u(t) + H(\xi, \theta)w(t) \quad (\text{A.4})$$

O operador ξ pode ser considerado igual ao operador deslocamento q , o qual apresenta o efeito $q^k f(t) = f(t + kT)$, sendo T o intervalo de amostragem dos dados. A partir dessa consideração a Equação A.4 fica da forma da Equação A.5, que é a forma geral de representação de modelos lineares SISO no espaço de tempo discreto:

$$\hat{y}(t, \theta) = G(q, \theta)u(t) + H(q, \theta)w(t) \quad (\text{A.5})$$

A forma mais comum e usada na identificação de modelos discretos é a estrutura ARX. Essa estrutura supõe que os dados de saída do sistema a ser identificados são corrompidos apenas por ruído branco. O ruído branco é um sinal que possui a mesma magnitude para todas as frequências. A forma da estrutura ARX é dada pela Equação A.6 ou A.7:

$$y(t) + a_1 y(t-1) + \dots + a_{na} y(t-na) = b_1 u(t-nk) + \dots + b_{nb} u(t-nk-nb+1) + w(t) \quad (\text{A.6})$$

ou

$$A(q)y(t) = B(q)u(t) + w(t) \quad (\text{A.7})$$

onde na é a ordem do polinômio A ; nb é a ordem do polinômio B ; nk é o tempo morto do sistema (no mínimo 1) e q é o operador deslocamento para trás. A estrutura ARX por diagramas de blocos da Figura A.1. A estrutura ARX apresenta como desvantagem a falta de flexibilidade para modelar as propriedades do termo de distúrbio, e por isso é útil quando o sistema a ser modelado apresenta pouco distúrbio externo.

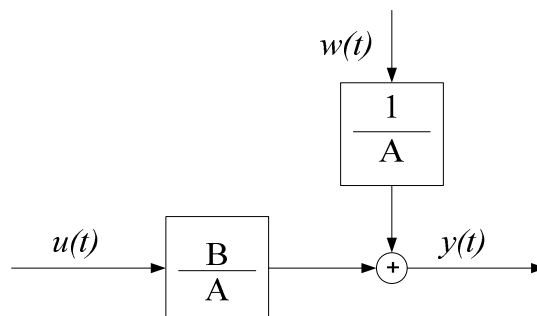


Figura A.1– Estrutura ARX

De forma a compensar a dificuldade que os distúrbios não medidos nos dados de saída geram na identificação de modelos lineares, algumas estruturas de modelos discretos criam um modelo para o distúrbio cuja entrada é um sinal tipo ruído branco. Uma maneira simples

de fazer isso é admitir que o distúrbio não medido é uma média móvel ponderada de um sinal tipo ruído branco. Essa estrutura é representada pela Equação A.8 e também pela Equação A.9:

$$y(t) + a_1 y(t-1) + \dots + a_{na} y(t-na) = b_1 u(t-nk) + \dots + b_{nb} u(t-nk-nb+1) + w(t) + c_1 w(t-1) + c_{nc} w(t-nc) \quad (\text{A.8})$$

ou

$$A(q)y(t) = Bu(t) + C(q)w(t) \quad (\text{A.9})$$

Devido ao termo de média móvel, *moving average* (MA), $C(q)w(t)$ a estrutura de modelo dada pelas Equações A.8 e A.9 é chamada de ARMAX. Essa estrutura considera os distúrbios não medidos como sendo distúrbios na carga do processo, o que em muitos casos é o que acontece em processos reais. O diagrama de blocos da Figura A.2 representa a estrutura ARMAX.

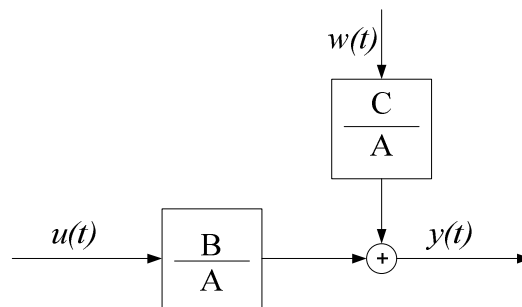


Figura A.2– Estrutura ARMAX

As estruturas ARX e ARMAX fazem parte de uma família de estruturas que são conhecidas como *equation error* e a principal característica dessa família é que o modelo principal e o modelo do distúrbio estão correlacionados pelo polinômio A . Outra família de estrutura que modela esses dois termos de forma independente é conhecida como *output error*, sendo que do ponto de vista físico esse tipo de modelagem é mais interessante.

De forma semelhante à estrutura do ARX, o OE considera que os dados de saída são corrompidos apenas por um sinal tipo ruído branco. A diferença está na passagem do ruído branco por um filtro na estrutura ARX, o que não acontece na estrutura OE, onde o ruído branco é somado diretamente na saída do processo. A expressão que representa a estrutura OE é dada pela equação A.10 ou A.11.

$$\begin{aligned} z(t) + f_1 z(t-1) + \dots + f_v z(t-v) &= b_1 u(t-1) + \dots + b_m u(t-m) \\ y(t) &= z(t) + w(t) \end{aligned} \quad (\text{A.10})$$

ou

$$y(t) = \frac{B(q)}{F(q)} u(t) + w(t) \quad (\text{A.11})$$

A estrutura OE pode ser representada pelo diagrama de blocos mostrado na Figura A.3.

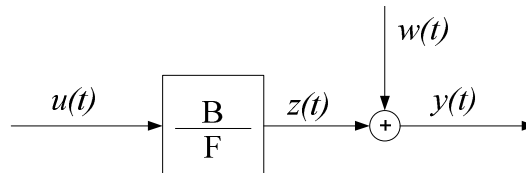


Figura A.3 – Estrutura OE

A modelagem do erro de predição é um avanço natural da estrutura OE. Isso pode ser feito através da introdução de um termo do tipo ARMA, autorregressão e média móvel, para modelar o erro de predição $e(t)$ em função de um sinal tipo ruído branco $w(t)$. Com isso, chegamos a seguinte estrutura de modelos:

$$y(t) = \frac{B(q)}{F(q)} u(t) + \frac{C(q)}{D(q)} w(t) \quad (\text{A.12})$$

As parametrizações de forma independente dos modelos do processo e do distúrbio tornam essa estrutura a mais natural do ponto de vista físico. A estrutura foi sugerida por Box e Jenkins (1970) e, por isso recebeu esse nome. A representação em forma de diagrama de blocos da estrutura BJ é mostrada na Figura A.4.

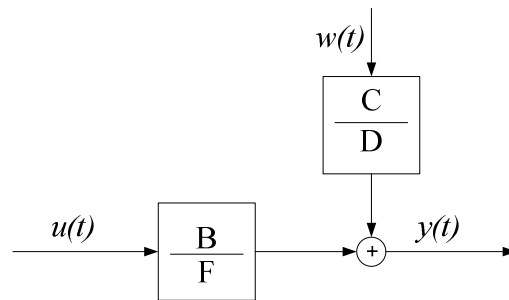


Figura A.4– Estrutura BJ

Estas estruturas de modelos discretos foram usadas no presente trabalho na identificação de um modelo de inferência da concentração de etanol no produto destilado e também na identificação de um modelo do processo. Nas próximas seções desse capítulo, serão abordadas essas duas etapas do trabalho.

APÊNDICE B – Testes realizados para a modelagem

Diversos de testes foram realizados para chegar a um modelo que represente o processo de destilação em questão no presente trabalho. Devido a uma série de dificuldades com instrumentação e até mesmo com o sistema de aquecimento alguns testes foram descartados e aqui vamos apresentar os testes mais importantes na definição do modelo do processo utilizado no projeto do controle. Uma observação importante é que a manta de aquecimento utilizada nos testes que terão os resultados expostos neste apêndice tem uma potência de 600 W, e a mesma teve de ser substituída por uma nova manta que tem potência de 690 W. Essa substituição foi realizada por que a manta de 600 W foi queimada. A potência ideal de operação, no entanto, continuou a mesma em todos os testes.

Os testes realizados em malha aberta para a obtenção do modelo do processo com temperatura ambiente superior a 30°C apresentaram dados com a mesma dinâmica que os dados utilizados para a obtenção do modelo final para temperatura ambiente de 25° mostrado no Capítulo 4, como pode ser observado no gráfico da Figura B.1. Esses dados foram obtidos juntando os conjuntos de dados de todos os testes realizados com temperatura ambiente próxima a 30°C. Os resultados mostrados no Capítulo 4 são provenientes de testes realizados com uma temperatura ambiente de 25°C.

Na Figura B.1- a são mostrados as perturbações realizadas na potência de aquecimento e na Figura B.1- b é mostrado o comportamento da temperatura diante essa perturbação. Pode ser observado que a temperatura de topo não passou de 76,75°C (349,9K) na maior parte do tempo, e a concentração de amostras de destilado coletadas estão apresentadas na Figura B.2.

A queda de pressão no topo da coluna de destilação foi ainda maior nesses testes, sendo que a pressão do topo chegou a um valor de 0,94 atm. Essa queda de pressão fez com que a temperatura de topo ideal para a produção de etanol fosse de 76,75°C, nas condições de operação mencionadas no Capítulo 3 e com temperatura ambiente superior a 30°C.

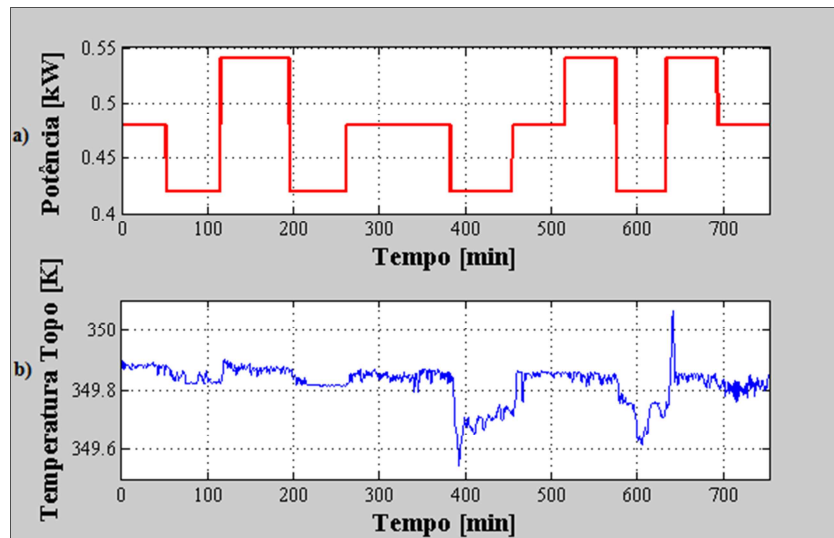


Figura B.1 – Resultado dos testes realizados em malha aberta para a obtenção do modelo do processo a) Perturbações na potência de aquecimento da manta (variável manipulada), b) Resposta da temperatura do produto de topo (variável controlada)

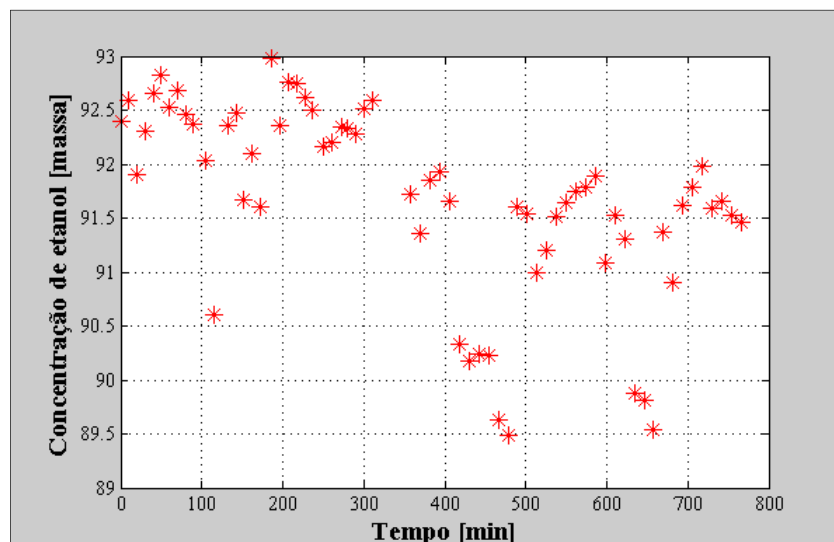


Figura B.2– Concentração de etanol em amostras coletadas durante os testes para a obtenção do modelo do processo

APÊNDICE C – Identificação do modelo do processo, simulação e validação do controlador para temperatura ambiente superior a 30°C

Nos capítulos 4, 5 e 6 foram apresentados o modelo do processo, a simulação do controlador PID proposto e a validação do controlador, respectivamente. Esses resultados foram encontrados para uma temperatura ambiente em torno de 25°C durante a operação do equipamento de destilação. Além dos resultados apresentados nesses capítulos, o apêndice B apresenta os resultados dos outros testes realizados com temperatura ambiente acima de 30°C.

Como o equipamento de destilação envolvido não possui um isolamento térmico satisfatório, a condição ambiente de temperatura influencia de forma significativa a operação do processo. Por isso, os dados apresentados no apêndice B foram selecionados para a obtenção de um modelo que represente as condições operacionais do processo para temperatura ambiente acima de 30°C.

Para a obtenção desse modelo foi utilizado os dados apresentados na Figura C.1 que mostra a perturbação na potência e a resposta da temperatura de topo frente a essa perturbação. O *set-point* de temperatura nesse caso ficou definido em 76,75°C devido à queda de pressão no topo da coluna de destilação ser maior do que a apresentada nos testes em que a temperatura ambiente estava em torno de 25°C.

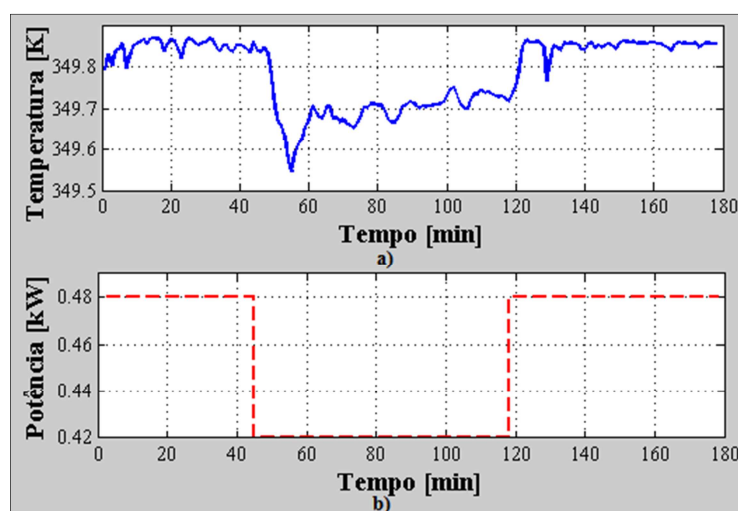


Figura C.1 – Resposta da temperatura de topo (a) em malha aberta frente a uma perturbação na potência da manta de aquecimento (b). A temperatura ambiente se manteve em torno de 30°C

Os dados da Figura C.1 foram, então, utilizados para identificar um modelo paramétrico que represente a dinâmica do processo. O *toolbox* de identificação do MATLAB® foi a ferramenta utilizada e os dados de potência foram fornecidos como entrada do modelo e os dados de temperatura como saída do modelo. O modelo discreto que melhor se ajustou a esses foi um modelo Box-Jenkins (BJ), quando utilizamos polinômios de ordem 2 e tempo morto igual a 1. Os polinômios desse modelo estão descritos na Tabela C.1 e o ajuste foi de 56,86%. Na Figura C.2 é apresentado o gráfico do modelo Box-Jenkins ajustado aos dados do processo.

Tabela C.1– Polinômios do modelo BJ ajustado aos dados do processo

Modelo Paramétrico	Polinômio
BJ (22221)	$B(q) = 2,427q^{-1} - 2,427q^{-2}$
	$C(q) = 1 + 0,5733q^{-1} + 0,288q^{-2}$
	$D(q) = 1 - 0,3984q^{-1} - 0,101q^{-2}$
	$F(q) = 1 - 1,01q^{-1} + 0,0102q^{-2}$

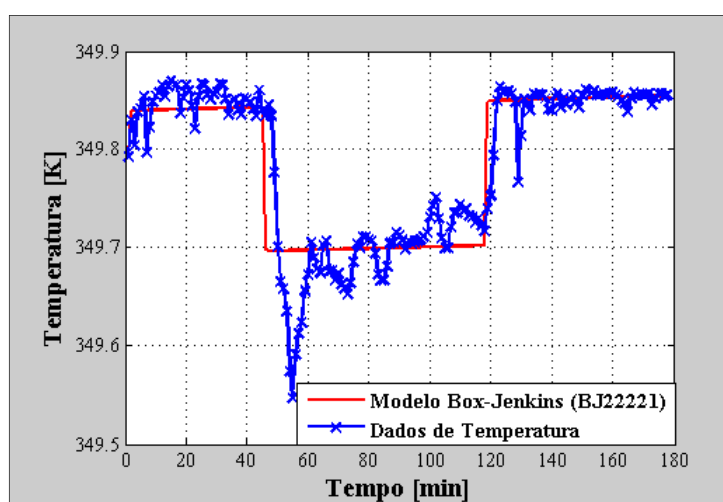


Figura C.2 – Modelo discreto ajustado aos dados da temperatura de topo do processo de destilação: BJ de ordem 2 com tempo morto igual a 1

Transformando o modelo discreto BJ em um modelo contínuo chegamos a uma nova função de transferência do processo para uma temperatura ambiente superior a 30°C, dada pela Equação C.1.

$$\frac{\Delta Y}{\Delta U} = \frac{1,124s + 8,368e^{-6}}{s^2 + 0,4585s - 6,81e^{-10}} \quad (\text{C.1})$$

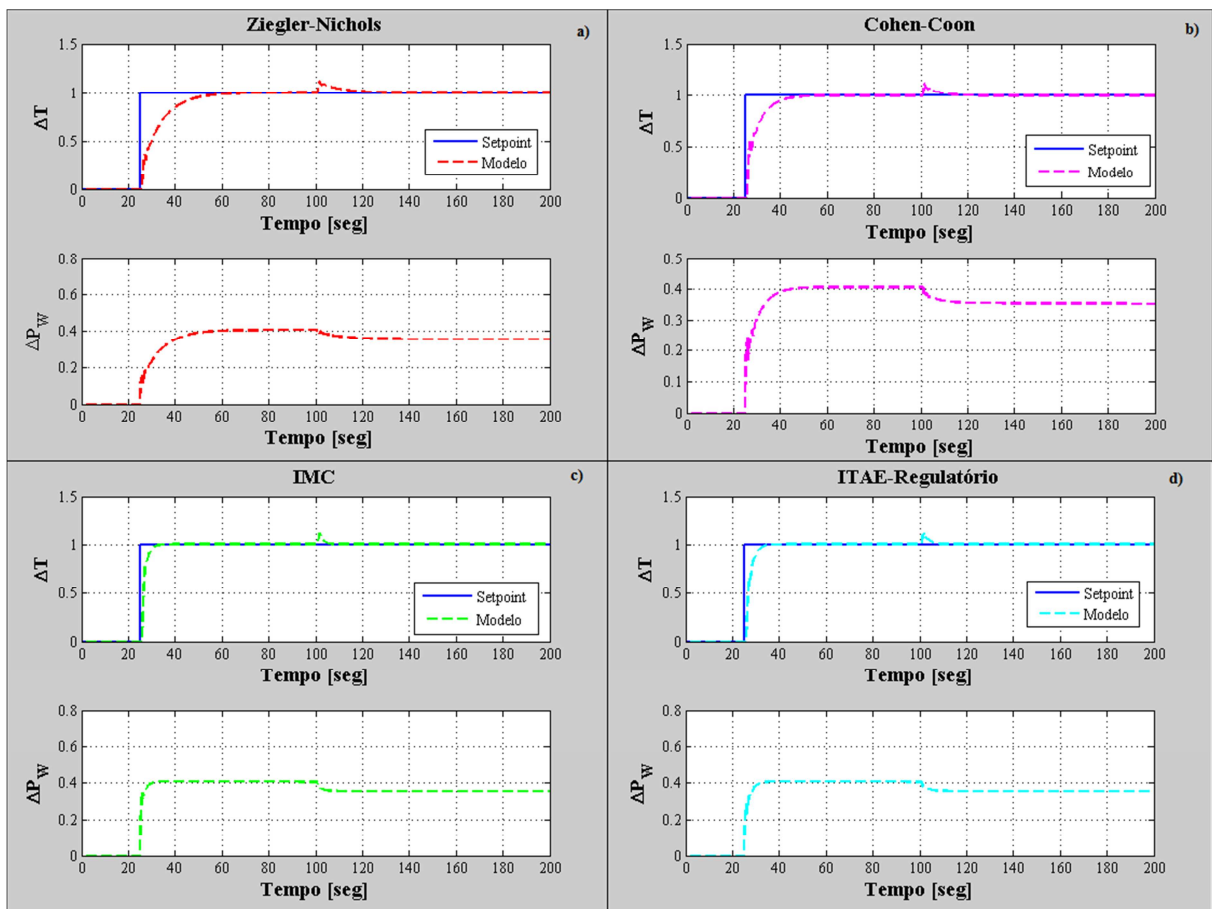


Figura C.3 – Resposta do controlador para uma mudança no *set-point* da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com os métodos de sintonia: a) Ziegler&Nichols; b) Cohen-Coon; c) IMC; d) ITAE-Regulatório. A temperatura ambiente se manteve em torno de 30°C

O modelo foi utilizado para fazer uma nova simulação da sintonia do controlador, obtendo novos parâmetros de sintonia com os mesmos métodos e algoritmo PID utilizados no Capítulo 5. Os resultados para cada método de sintonia estão apresentados nos gráficos da Figura C.3 e possibilitam a visualização gráfica da resposta do controlador com a sintonia de cada método. Nos gráficos dessa figura as variáveis desvio ΔT e ΔP_w são a variável controlada no processo (temperatura de topo) e a variável manipulada (potência de aquecimento), respectivamente. As respostas do controlador PID às perturbações foram estáveis para todos os métodos de sintonia testados. Além disso, pode-se observar que as respostas dos métodos ZN e CC foram mais lentas que as respostas dos métodos IMC e ITAE.

Essa visualização gráfica não é suficiente para definirmos qual a sintonia que apresentou o melhor resultado para o controle PID em condições de temperatura ambiente acima de 30°C. Índices de desempenho e robustez foram calculados para o controlador com esse novo modelo do processo, assim como foram calculados para o modelo obtido para temperatura ambiente de 25°C. Os resultados dos índices de desempenho estão listados na Tabela C.2 e para os índices de robustez na Tabela C.3.

Tabela C.2 – Índices de desempenho do controlador PID proposto para cada método de sintonia (Temperatura ambiente 30°C)

Método de Sintonia	IAE	ISE	ITAE
ZN	8,710	3,715	368,93
CC	5,264	2,295	206,61
IMC	2,279	1,428	81,337
ITAE	2,886	1,647	104,57

Os métodos IMC e ITAE apresentaram os menores valores para os critérios da integral do erro, indicando melhor desempenho em relação ao ZN e CC e confirmando as respostas mais rápidas.

Os critérios de robustez e desempenho para todos os métodos apresentaram resultados entre os limites definidos no Capítulo 5. A margem de ganho (MG) apresentou valores maiores que 1,7 e a reserva de fase (RF) valores maiores que 30°, confirmando as respostas

estáveis visualizadas nos gráficos na Figura C.3. A máxima sensibilidade (M_s) também apresentou resultados dentro dos limites de 1,3 e 2.

Tabela C.3 – Índices de robustez e desempenho obtidos para o controlador PID projetado com diferentes métodos de sintonia (Temperatura ambiente de 30°C)

Método de Sintonia	MG	RF	M_s
ZN	1,871	95,865°	1,699
CC	1,863	97,081°	1,725
IMC	3,049	74,9176°	1,472
ITAE	1,945	80,873°	1,56

O método IMC foi o que apresentou menores valores para os critérios de desempenho, além de ter respostas mais rápidas, que compensam a dinâmica lenta do processo, maior margem de ganho e aliar de forma satisfatória desempenho e robustez. Por isso, a sintonia obtida com esse método foi a escolhida para que fosse feita a validação do controlador PID a temperatura ambiente de 30°C. Os parâmetros de sintonia encontrados através da simulação para o método IMC são apresentados na Tabela C.4.

Tabela C.4 – Parâmetros de sintonia do controlador PID obtidos com o método IMC (Temperatura ambiente de 30°C)

Método de Sintonia	K_p	τ_I	τ_D
IMC	0,146	0,722	0,152

Então, para validar o controlador, foram implementados no PID instalado no processo os parâmetros de sintonia obtidos pela simulação do método IMC. Nessa validação foi feita uma perturbação na potência da resistência através de um reostato, modificando a potência total de 540 W para 510 W, fazendo o controlador atuar de forma que a manta compense a energia retirada. Como pode ser observado na Figura C.4, que mostra o resultado da

validação, a temperatura cai após a perturbação e depois de um tempo ela retorna ao SP, mostrando a atuação do controlador. O *set-point* de temperatura para essa validação foi de 76,75°C como já comentado no início desse apêndice.

Na Figura C.5 são apresentados os dados de concentração das amostras coletadas durante o teste de validação. Nesse gráfico podemos observar que o comportamento da concentração é o mesmo da temperatura. O atraso na queda da concentração em relação à temperatura é devido ao produto acumulado na tubulação da coluna, sendo a concentração da amostra coletada uma média da concentração num intervalo tempo.

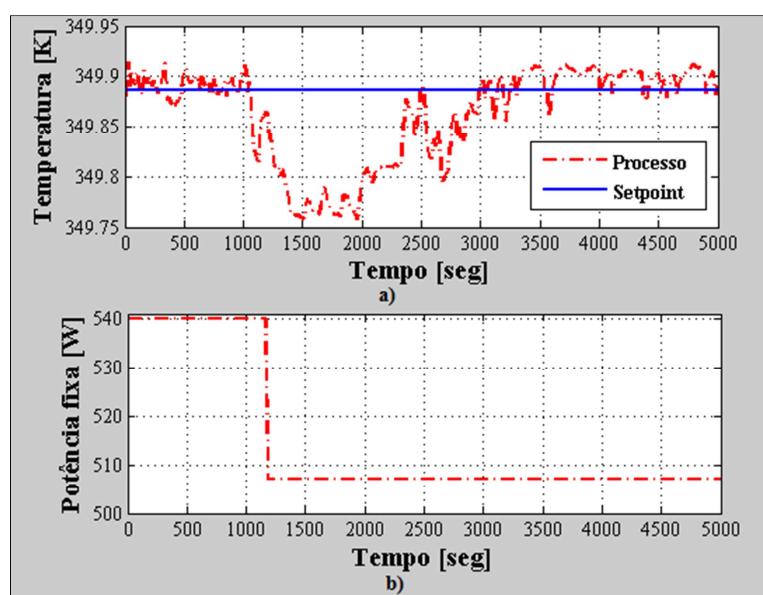


Figura C.4 – Performance do controlador PID durante a sua validação considerando o *set-point* de temperatura do produto de topo em 76,75°C (Temperatura ambiente 30°C); a) temperatura do produto de topo (variável controlada); b) perturbação na potência fixa da resistência blindada (distúrbio)

O controlador para temperatura ambiente mais elevada (acima de 30°C) também foi validado. De modo similar, esse controlador apresentou comportamento satisfatório, garantindo o controle da temperatura de topo de forma direta através da manipulação da potência de aquecimento do refeedor e o controle indireto da concentração de etanol no produto de topo.

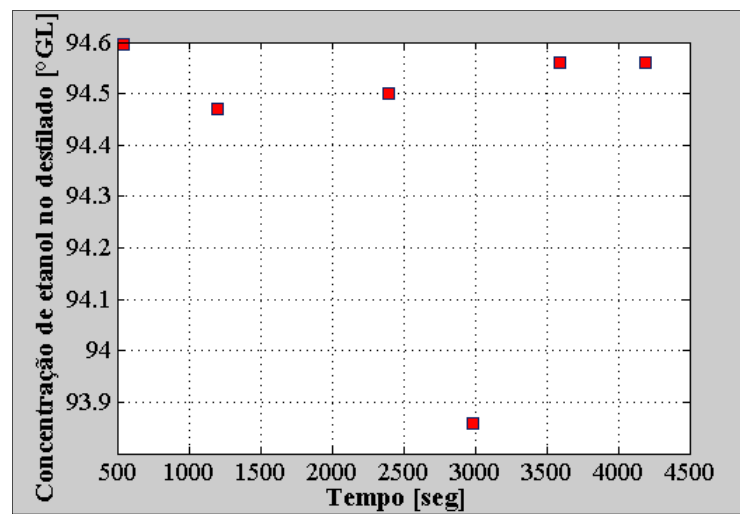


Figura C.5 – Concentração de etanol no produto de topo na validação do controlador PID mantendo o *set-point* da temperatura do produto de topo em 76,75°C (Temperatura ambiente em torno 30°C)

APÊNDICE D – Resultados obtidos para a simulação do desempenho dos controladores PID projetados com diferentes métodos de sintonia

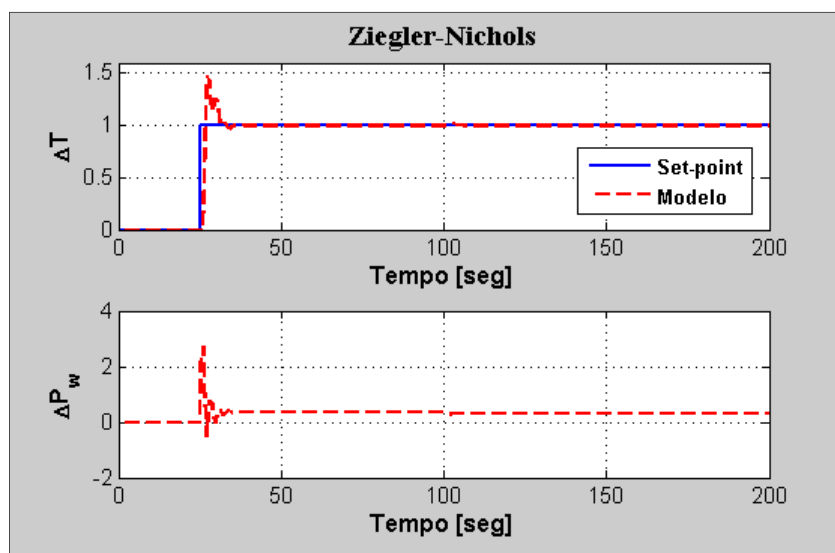


Figura D.1 – Resposta do controlador para uma mudança no *set-point* da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia de Ziegler&Nichols. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C

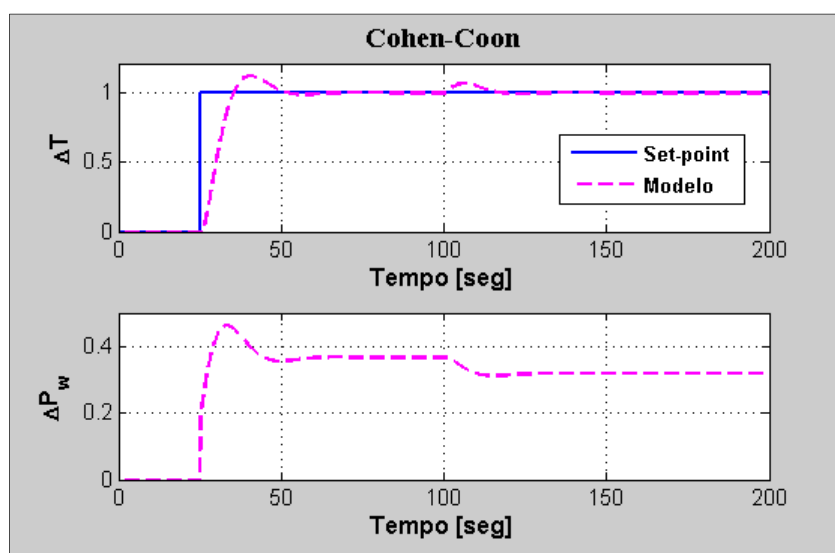


Figura D.2 – Resposta do controlador para uma mudança no *set-point* da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia de Cohen-Coon. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C

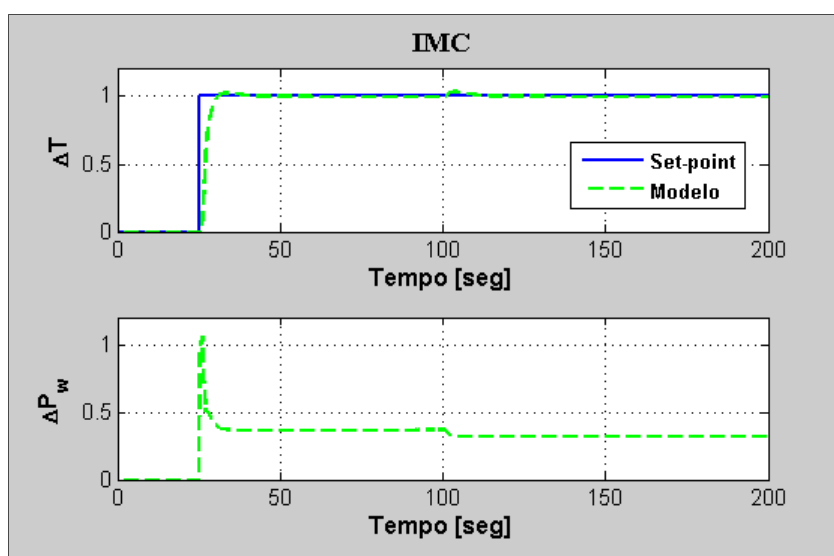


Figura D.3 – Resposta do controlador para uma mudança no *set-point* da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia IMC. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C

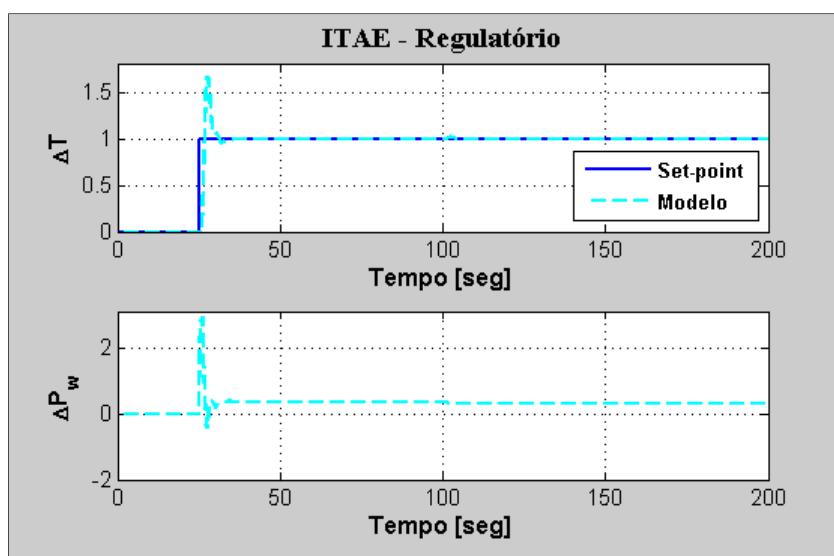


Figura D.4 – Resposta do controlador para uma mudança no *set-point* da temperatura de topo e frente a um distúrbio na potência fixa (carga) (ΔT - variável controlada e ΔP_w - variável manipulada), projetado com o método de sintonia ITAE. A temperatura ambiente se manteve em torno de 25°C