

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:
SISTEMAS DE PROCESSOS QUÍMICOS E INFORMÁTICA**

**DESENVOLVIMENTO E IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLADOR *FUZZY*
APLICADO À PRODUÇÃO DE BIODIESEL**

Autora: Marcelle Fernanda Carulo

Orientador: Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

Tese de Doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor (a) em Engenharia Química.

Campinas - São Paulo

01 de Setembro de 2008

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

C25d Carulo, Marcelle Fernanda
Desenvolvimento e implementação de controlador
fuzzy aplicado à produção de biodiesel / Marcelle
Fernanda Carulo.--Campinas, SP: [s.n.], 2008.

Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Lógica difusa. 2. Controladores PID. 3. Biodiesel.
4. Sistemas de controle digital. 5. Transesterificação. I.
Silva, Flávio Vasconcelos da. II. Universidade Estadual
de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III.
Título.

Título em Inglês: Development and implementation of fuzzy controller in
biodiesel production

Palavras-chave em Inglês: Fuzzy logic, PID controller, Digital system,
Biodiesel, Transesterification reaction.

Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática

Titulação: Doutor em Engenharia Química

Banca examinadora: Elias Basile Tambourgui, Guilherme Bezzon, Jones
Erni Schmitz, Cláudio Kiyoshi Umezu

Data da defesa: 01/09/2008

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

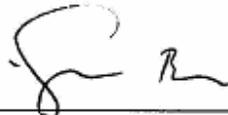
Tese de Doutorado defendida por Marcelle Fernanda Carulo e aprovada em 01 de Setembro de 2008 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



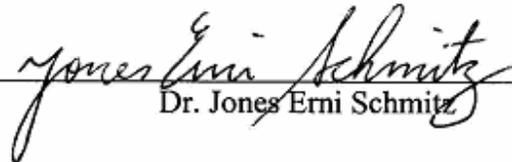
Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva



Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi



Prof. Dr. Guilherme Bezzon



Dr. Jones Erni Schmitz



Prof. Dr. Cláudio Kiyoshi Umezu

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia Química.



Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva
(ORIENTADOR)

Dedicatória

Para minha mãe *Veronice Ayala*

♪ ♪ ♪ POR MINHA BOA MÃE

Por minha boa mãe

e pelo seu amor,

Na terra sem igual,

Eu louvo - te, Oh! Senhor!

É grande o bem,

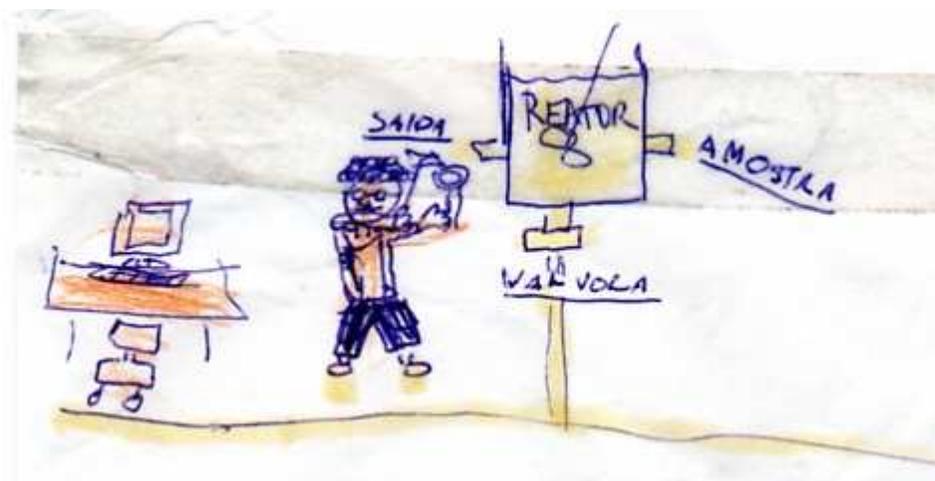
Que na alma tem,

Quem pode alguém chamar de mãe!

Agradecimento

Ao meu orientador *Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva*

devido à sua relevante contribuição!



*Meu filho Marcelo Carulo C. Mendonça
Meu pai José Carulo Sobrinho (em memória)*

***"Se te fatigas correndo com homens que vão a pé,
então como poderás competir com cavalos?"***

Jeremias 12:5

RESUMO

A crescente utilização do biodiesel como combustível renovável e, principalmente, as situações de operação transiente, de característica complexa e não-linear, motivaram a implementação de um controlador digital avançado neste processo. O controlador avançado foi implementado em computador através de um sistema de comunicação digital, visando manter a temperatura da mistura reacional em 50 °C. A temperatura é uma variável importante deste processo devido à influência direta na taxa de conversão do óleo em biodiesel. Óleo de soja foi utilizado como fonte de ácidos graxos, além do uso do álcool etílico anidro e ácido sulfúrico como reagentes. A reação química foi acompanhada durante 1 hora de batelada visando assegurar uma boa conversão do óleo (acima de 90%). Neste trabalho, além do controlador avançado também foi implementado o controlador PID. Os parâmetros de sintonia do controlador PID foram obtidos em malha aberta e auxiliaram a sintonia do controlador fuzzy. Durante a etapa de sintonia fina do controlador *fuzzy* foram alteradas as funções de pertinência, o universo de discurso e a base de regras. A implementação do controlador *fuzzy* apresentou-se como uma ferramenta apropriada para o controle da temperatura reacional devido às complexidades advindas das variações dos parâmetros deste processo. A análise comparativa do desempenho dos controladores *fuzzy* e PID aplicados à produção de biodiesel comprovaram isso. O uso do controlador *fuzzy* reduziu o consumo de energia elétrica durante a batelada em 10% quando comparado ao parâmetro obtido para o controlador PID e também reduziu o tempo necessário para atingir a máxima conversão do óleo em biodiesel em 15 min.

PALAVRAS-CHAVE: Lógica difusa; Controladores PID; Biodiesel; Sistemas de controle digital; Transesterificação.

ABSTRACT

The increasing use of biodiesel as a renewable fuel, and mainly because of their nonlinearity and time varying properties this work aimed the implementation and the development of an automation system based in *fuzzy* logic. In this work, the *fuzzy* controller is applied in the maintenance of the temperature of bulk at 50°C, using digital system. The control of the temperature in this process is important to guarantee the final quality of biodiesel. Soybean oil was used like source of fatty acids, ethanol and sulfuric acid were used like reagents. This reaction occurred during an hour to can achieved high conversion (above 90%). The PID controller tuning parameters were obtained via open-loop experiments. The tuning the *fuzzy* controller can be achieved by modifying the rules, the discourse universe and the pertinence functions. Due the complexity and the nonlinearity of this reaction, the results of this study showed the effectiveness of *fuzzy* controller. The *fuzzy* controller reduced the energy consumption (10% smaller) and the batch time (15 min smaller) when compared to a PID controller.

KEYWORDS: *Fuzzy* logic; PID controller; Biodiesel; Digital control system; Transesterification.

SUMÁRIO

DEDICATÓRIA	v
AGRADECIMENTO	vi
EPÍGRAFE	vii
RESUMO	viii
ABSTRACT	ix
NOMENCLATURA	xv
OBJETIVO	16
INTRODUÇÃO GERAL	16
CAPÍTULO 1 – <u>PRODUÇÃO DE BIODIESEL: PROJETO, MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA</u>	19
1.1 INTRODUÇÃO	19
1.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
1.2.1 – BIODIESEL	20
1.2.1.1- REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO	22
1.2.1.2 – ÁLCOOIS	25
1.2.1.3 – TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO	26
1.2.1.4 – MERCADO INTERNO	32
1.2.1.5 – BIODIESEL VERSUS HBIO-DIESEL	33
1.2.2 – ÓLEOS VEGETAIS	33
1.2.2.1 – SELEÇÃO DO ÓLEO VEGETAL	37
1.2.3 – AUTOMAÇÃO	38
1.2.4 – INSTRUMENTAÇÃO	39
1.2.4.1 – REDES INDUSTRIAIS DE COMUNICAÇÃO E CONTROLE	39
1.2.4.2 – BARRAMENTOS DE CAMPO	41
1.2.4.3 – HISTÓRICO DO <i>FIELD</i> BUS	41
1.2.4.4 – <i>FIELD</i> BUS	43
1.2.4.5 – NÍVEIS DE PROTOCOLO	47
1.2.4.6 – NÍVEL DE SOFTWARE	47
1.2.4.7 – TOPOLOGIAS DE REDE	49

1.3 MATERIAIS E MÉTODOS	50
1.3.1 – PROJETO DO SISTEMA DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL	50
1.3.2 – MONTAGEM DO SISTEMA DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL	54
1.3.3 – INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA DE PRODUÇÃO DE BIODIESEL	58
1.3.3.1 – IMPLEMENTAÇÃO DA REDE <i>FIELD BUS</i>	59
1.3.3.2 – SENSORES DE TEMPERATURA	67
1.3.3.3 – SENSOR DE PRESSÃO	70
1.3.3.4 – SENSOR DE VAZÃO	70
1.3.3.5 – ELEMENTO FINAL DE CONTROLE	71
1.3.3.6 – SOFTWARE CONFIGURADOR SYSCON	74
1.3.3.7 – SISTEMA SUPERVISÓRIO	75
1.4 CONCLUSÕES	76
1.5 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	77

CAPÍTULO 2 – SISTEMA DE MONITORAÇÃO ON-LINE DA CONVERSÃO DE ÓLEO VEGETAL EM BIODIESEL **83**

2.1 INTRODUÇÃO	83
2.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	84
2.2.1 – VISCOSIDADE	84
2.3 MÉTODOS	86
2.3.1 – ESTUDO REOLÓGICO DO ÓLEO VEGETAL	86
2.4 RESULTADOS OBTIDOS	87
2.4.1 – DETERMINAÇÃO DA VISCOSIDADE CINEMÁTICA	87
2.4.2 – ESTUDO REOLÓGICO DO ÓLEO VEGETAL	89
2.4.2.1 – ENSAIOS EXPERIMENTAIS COM ÓLEO DE MAMONA E SOJA	89
2.4.3 – VISCOSÍMETRO <i>ON-LINE</i>	92
2.4.4 – ENSAIOS PRELIMINARES REALIZADOS EM BANCADA	94
2.4.5 – ENSAIOS REALIZADOS NO PROTÓTIPO EXPERIMENTAL	95
2.4.6 – CÁLCULO DA CONVERSÃO DO ÓLEO DE SOJA EM BIODIESEL	95
2.5 CONCLUSÕES	99
2.6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	100

4.5.2.1 – METODO DE ZIEGLER- NICHOLS	130
4.5.2.2 – METODO DE ASTROM HAGGLUND	131
4.5.3 – ENSAIO COM O CONTROLADOR PID	132
4.6 CONCLUSÕES	134
4.7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	135

CAPÍTULO 5 – IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLADORES FUZZY EM UM REATOR PARA PRODUÇÃO DE BIODIESEL **137**

5.1 INTRODUÇÃO	138
5.2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	138
5.2.1 – LÓGICA FUZZY	138
5.2.2– INTERFACE DE FUZZYFICAÇÃO	142
5.2.3– BASE DE REGRAS	142
5.2.4 – MECANISMO DE INFERÊNCIA DE MANDANI	145
5.2.5 – CONFIGURAÇÃO DOS CONTROLADORES FUZZY	145
5.2.6 – HISTÓRICO DE APLICAÇÕES DOS SISTEMAS FUZZY	147
5.2.7 – APLICAÇÕES RECENTES DOS SISTEMAS FUZZY EM CONTROLE DE PROCESSOS	148
5.3 MÉTODOS	150
5.3.1 – PROJETO E SINTONIA DO CONTROLADOR FUZZY	150
5.3.2 – DEFINIÇÃO DAS FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA	152
5.3.3 – DETERMINAÇÃO DA BASE DE REGRAS	152
5.4 RESULTADOS OBTIDOS	153
5.4.1 – SINTONIA DO CONTROLADOR FUZZY-PI	153
5.4.2 – BASE DE REGRAS DO CONTROLADOR FUZZY-PI	154
5.4.2.1 – SINTONIA 1	154
5.4.2.2- SINTONIAS 2 E 3	157
5.4.3 – COMPORTAMENTO DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA	159
5.5 CONCLUSÕES	162
5.6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	162

CAPÍTULO 6 – ANÁLISE COMPARATIVA DE DESEMPENHO DE CONTROLADORES PID E FUZZY-PI **166**

6.1 INTRODUÇÃO	166
6.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	166
6.3 MÉTODOS	168
6.3.1 – ANÁLISE COMPARATIVA DO DESEMPENHO DOS CONTROLADORES	168
6.4 RESULTADOS OBTIDOS	169
6.4.1 – ANÁLISE COMPARATIVA DO DESEMPENHO DOS CONTROLADORES	169
6.4.2 – MONITORAÇÃO DA CONVERSÃO COM OS CONTROLADORES PID E FUZZY-PI	171
6.4.3 – ANÁLISE DOS PARÂMETROS DE DESEMPENHO	173
6.5 CONCLUSÕES	174
6.6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	175
CONCLUSÕES FINAIS	176
SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	178
APÊNDICE A	179
APÊNDICE B	183
APÊNDICE C	186
APÊNDICE D	193
APÊNDICE E	194

NOMENCLATURA

Siglas	LAN: Local área network
PID: Proporcional, Integral e derivativo	ISE: Integral do erro ao quadrado
K_c: ganho do controlador (mL/°C.s)	IAE: Integral absoluto do erro
K_u: constante crítica	ITAE: Integral absoluto do erro no tempo
T_u: Tempo crítico (s)	MISO: Multi Input – Single Output
TG: triglicerídeo	SDCD: Sistema digital de controle distribuído
DG: diglicerídeo	TCP/IP: protocolo de comunicação em rede
MG: monoglicerídeo	ISP: Interoperable systems project
HBio: mistura de petróleo e óleo	WorldFIP: Factory instrument protocol
HDT: Unidade de Tratamento Petrobras	IEC: Int. Electrochemical Commission
T: temperatura da mistura (°C)	FF: Fieldbus Foundation
ΔT: variação de temperatura da mistura (°C)	ISA: Instrument Society of America
SCADA: Sistema de controle e aquisição	ISO: International Standard Organization
AD/DA: Analógico-digital /digital-analógico	HSE: High Speed Ethernet
K_p: ganho do processo (°C.s/mL)	DFI: Interface de campo distribuída
GN: valor lingüístico "grande negativo"	TT: transmissor de temperatura
MN: valor lingüístico "médio negativo"	IF: Conversor de corrente elétrica- fieldbus
PN: valor lingüístico "pequeno negativo"	FI: Conversor fieldbus – corrente elétrica
cSt: CentiStokes	Gregas
PP: valor lingüístico "pequeno positivo"	τ_D: constante de tempo derivativo (s)
MP: valor lingüístico "médio positivo"	τ_i: constante de tempo integral (s)
GP: valor lingüístico "grande positivo"	μ: grau de pertinência
L: comprimento entre os tubos (mm)	ΔP: variação de pressão (bar)

Objetivo

O principal objetivo deste trabalho foi desenvolver, automatizar e controlar, mediante diferentes modos de controle (PID e *fuzzy*), um protótipo experimental de um sistema de transesterificação de óleo para produção de biodiesel, o qual permitiu avaliar a dinâmica do processo e monitorar a conversão do óleo em biodiesel, através da comunicação digital e supervisão em tempo real.

Introdução geral

A automação de um processo, ainda que rudimentar, gera benefícios de produtividade e possibilita a execução de outras tarefas. Durante muito tempo, a automação se limitou às ações repetitivas, puramente mecânicas, mas esse estágio foi superado e, no fim do século passado, as máquinas puderam se ocupar de tarefas que iam de delicadas cirurgias no cérebro até performances musicais, passando pela soldagem e pintura de automóveis (CAPOZZOLI, 2008).

No âmbito da biotecnologia, a automação industrial é impulsionada pelo alto valor agregado dos produtos finais, pois ela reduz os custos, garante a segurança operacional e ambiental, além de assegurar as restrições operacionais e as especificações de produção. Porém, para atingir estes objetivos, é necessário considerar as grandes dificuldades inerentes dos bioprocessos a fim de implementar um sistema de controle adequado.

Nos processos em batelada, as variáveis de estado não apresentam valor constante ao longo do tempo e, além dessa característica, quando se trata de reação com comportamento não-linear, a dificuldade na implementação de controladores de processo é ainda maior (ANTUNES *et al.*, 2005).

Neste trabalho, o processo escolhido para estudo de sistemas de controle avançados é a reação de transesterificação do óleo vegetal. A utilização de óleos vegetais para a produção de biodiesel tem crescido bastante devido à sua natureza renovável, podendo ser produzido em qualquer escala. Tanto uma produção em escala industrial quanto uma pequena produção utilizam a transesterificação de modo mais ou menos parecido. A grande diferença é que no primeiro caso o processo é contínuo, enquanto que a pequena produção é feita em batelada (PAHL, 2005).

A produção de biodiesel de forma descontínua, implica em parâmetros variáveis e baixo grau de automação, motivando o uso de especialistas na operação. A aplicação de sistemas especialistas para consolidar conhecimentos e apoiar a operação foi uma ferramenta muito útil ao sistema de controle.

A descrição detalhada de cada uma das etapas deste trabalho, até atingir a etapa de implementação do controlador *fuzzy*, está apresentada nos seis capítulos que compõem a tese.

O projeto de montagem e a automação do protótipo experimental de produção de biodiesel para a operação em batelada estão apresentados no capítulo 1. No capítulo 2 é apresentado o sistema de monitoração *on-line* da conversão durante a produção de biodiesel.

Os métodos propostos para realização dos ensaios experimentais visando o conhecimento da dinâmica do processo estão relatados no capítulo 3.

Os ensaios de sintonia e a implementação do controlador convencional estão apresentados no capítulo 4.

No capítulo 5 estão apresentados os ensaios de sintonia e de implementação do controlador *fuzzy*.

Finalmente, no capítulo 6 é apresentada a análise comparativa dos controladores *fuzzy* e PID. Seguem as conclusões finais e as sugestões para trabalhos futuros.

Os apêndices A, B e C detalham os resultados dos ensaios experimentais realizados, além de exibir a configuração dos blocos funcionais do SYSCON (sistema gerenciador do protocolo de comunicação digital *Fieldbus*), utilizados neste trabalho.

CAPÍTULO 1 – PRODUÇÃO DE BIODIESEL: PROJETO, MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA

1.1 Introdução

Neste trabalho, foi projetado e montado um sistema de produção de biodiesel a fim de estudar o sistema de controle baseado em lógica *fuzzy*.

As etapas de projeto e montagem do protótipo exigiram, inicialmente, uma revisão do “estado da arte” da produção de biodiesel visando a familiarização com os processos existentes.

Foram realizados experimentos em bancada com diversos catalisadores químicos e enzimáticos, e os mesmos estão relatados no Apêndice A.

Neste estudo foi escolhido catalisador químico, entretanto, o protótipo experimental poderá ser utilizado também com catalisador enzimático, após algumas alterações na montagem deste sistema. Os detalhes das diferentes montagens propostas estão apresentados no item 1.3.

Essas etapas também envolveram a realização das análises físico-químicas do óleo vegetal (determinação da acidez, da viscosidade e densidade) importantes para a definição da instrumentação e da tubulação utilizadas na montagem do sistema de monitoração da conversão. Os resultados destas análises estão apresentados no Apêndice B.

Os detalhes do sistema de monitoração da conversão implementado neste trabalho estão apresentados no capítulo 2.

1.2 Revisão bibliográfica

1.2.1 Biodiesel

As novas formas de energias sustentáveis não são apenas maneiras de se substituir os combustíveis fósseis, mas principalmente de se produzir um combustível capaz de reduzir a emissão de gases poluentes na atmosfera. Os impactos ambientais provocados pelo uso de combustíveis fósseis, com destaque para o efeito estufa provocado pela emissão de CO₂, servem de estímulo para se produzir uma nova fonte de energia para o setor de transportes (DEMIRBAS, 2008).

O biodiesel é um combustível alternativo com grande destaque em estudos atualmente devido à diversidade de metodologias de processo, óleos e catalisadores utilizados (ELLIS *et al.*, 2008; PHAN & PHAN, 2008; BEHZADI & FARID, 2008; MCNEFF *et al.*, 2008; JOELIANINGSIH *et al.*, 2008; LÓPEZ *et al.*, 2008; HERNÁNDEZ-MARTÍN & OTERO, 2008; DUBÉ *et al.*, 2007; VICENTE *et al.*, 2006). Este é formado por ésteres, substâncias com alto valor energético resultantes da transformação química de óleos vegetais ou gorduras animais através de vários processos químicos. Seu estudo iniciou-se um ano depois da crise energética de 1973, com representantes do Instituto Austríaco de Engenharia Agrícola (Bundesanstalt für Landtechnik, BLT). Primeiramente, eles iniciaram discussões preliminares sobre biocombustíveis alternativos para motores a diesel. Manfred Wörgetter foi quem iniciou os testes com óleos vegetais misturados com o diesel convencional em tratores, visando a redução do impacto de novas crises sobre a produção agrícola ou de alimentos.

Os resultados iniciais mostraram que a viscosidade do óleo vegetal precisava ser reduzida, pois o uso do óleo aumentaria consideravelmente os

custos de manutenção do motor. Uma solução prática para a maioria dos problemas de desempenho relacionados com o uso do óleo foi a redução da viscosidade do mesmo por modificação física ou química. Existem quatro abordagens para reduzir a viscosidade do óleo/gordura, sendo elas, a diluição em petrodiesel, conversão para biodiesel, pirólise e a formulação de microemulsões ou misturas de co-solventes.

Os resultados dos estudos da diluição do óleo em petrodiesel são variados e renderam problemas de motor similares aos encontrados com a combustão de óleos vegetais puros. Os resultados revelaram que as composições de óleo/petrodiesel não são adequadas para o abastecimento de longa duração de motores diesel de injeção direta (UTLU *et al.*, 2008).

A pirólise ou craqueamento envolve a clivagem de ligações químicas para formar moléculas menores. O triglicerídeo é decomposto através da passagem por catalisadores sólidos ácidos e básicos. O tipo de catalisador e o nível de insaturação influenciam a composição do produto (RANGANATHAN *et al.*, 2008).

Combustíveis de diesel híbrido são formulados pela mistura de álcoois de baixo peso molecular. A microemulsão é obtida através da solubilização das misturas de óleo/álcool ao adicionar substância anfifílica.

A microemulsão é uma dispersão equilibrada de microestruturas fluidas óticamente isotrópicas com um diâmetro médio menor do que $\frac{1}{4}$ do comprimento de onda da luz visível, que se forma espontaneamente sob a adição de componentes anfifílicos à mistura de líquidos que, de outra forma, seriam quase imiscíveis.

Dentre as modificações químicas, a mais utilizada é a reação de transesterificação. Martin Mittelbach, químico orgânico, investigou a possibilidade de modificar os óleos vegetais através desta reação, processo capaz de remover a glicerina do óleo vegetal, resultando em alquil-ésteres e

glicerina. O processo de transesterificação já era conhecido, porém, o uso de alquil-ésteres como combustível não era (PAHL, 2005).

Atualmente o biodiesel é foco de estudos, pois o seu uso é de interesse econômico, social e ambiental (DERMIBAS, 2008).

1.2.1.1 Reação de transesterificação

Para a produção de biodiesel, um dos meios mais utilizados é a reação de transesterificação. Ela consiste na separação da glicerina presente no óleo vegetal, a qual o torna mais denso e viscoso, e a sua eliminação gera um combustível composto por ésteres monoalquílicos de ácido graxos (o conhecido biodiesel) (DERMIBAS, 2008).

O biodiesel é perfeitamente miscível e físico-quimicamente semelhante ao óleo diesel de petróleo. Ele têm sido utilizado em motores do ciclo diesel automotivo ou estacionários (geradores de eletricidade e de calor), conforme proporções previamente definidas da mistura de diesel e biodiesel. Atualmente existem vários estudos sobre a utilização do biodiesel em motores durante um longo período de tempo.

A reação entre um triglicerídeo e um álcool de cadeia curta, produz o glicerol e o éster do álcool utilizado.

Trabalhos têm sido desenvolvidos na área de transesterificação de óleos utilizando catalisadores básicos, ácidos, enzimáticos e até mesmo álcool como fluido supercrítico (RANGANATHAN *et al.*, 2008; SUWANNARKARN *et al.*, 2008; LÓPEZ *et al.*, 2008; ARZAMENDI *et al.*, 2008; KOUZU *et al.*, 2008).

A Figura 1.1 mostra a equação da reação de transesterificação para um triglicerídeo simples, isto é, derivado de apenas um tipo de ácido graxo.

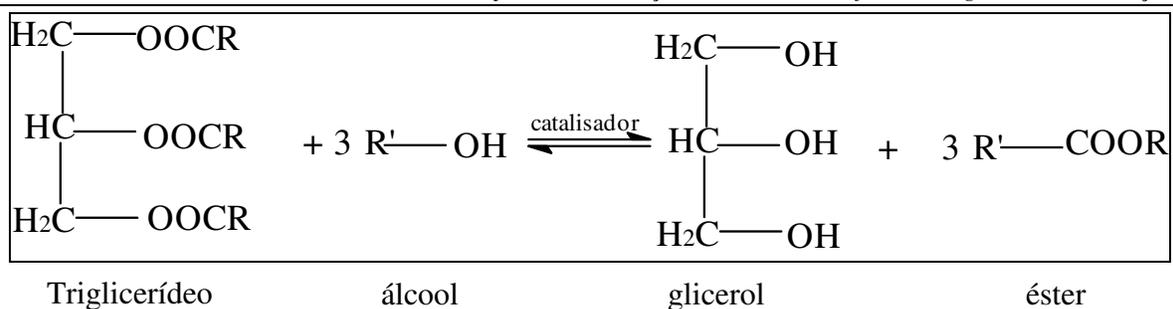


Figura 1.1: Equação da reação de transesterificação.

Porém, a reação de transesterificação não ocorre diretamente como mostra a Figura 1.1.

Primeiramente os triglicerídeos (TG) reagem para formarem os diglicerídeos (DG), os quais reagem com o álcool para formar monoglicerídeos (MG) que finalmente reagem para formar o glicerol (Figura 1.2).

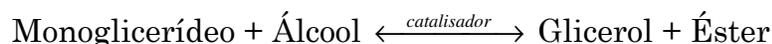
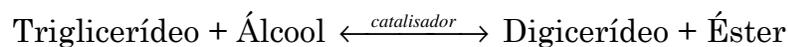


Figura 1.2: Etapas da transesterificação.

Gerpen *et al.* (1996) fez uma pesquisa utilizando óleo de soja para verificar como as concentrações de TG, DG e MG variavam com o tempo em uma reação de transesterificação.

Verificou-se que, utilizando 100% de excesso de álcool (duas vezes o teórico) o TG que não reagiu no final era praticamente 0%, porém DG e MG ainda estavam presentes em pequenas quantidades.

Na Figura 1.3 é apresentado um gráfico qualitativo da reação de transesterificação.

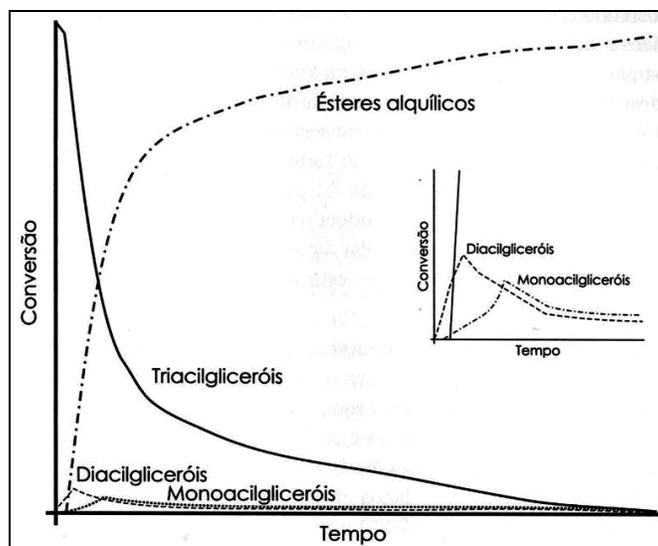


Figura 1.3: Gráfico qualitativo de conversão em uma reação progressiva de transesterificação, indicando as concentrações relativas do triglicerídeo, di- e monoglicerídeos intermediários bem como os ésteres alquílicos produzidos (Knothe *et al.*,2006)

Em princípio, a transesterificação é uma reação reversível, embora durante a produção de ésteres alquílicos através de óleos vegetais, a reação reversa não ocorra ou seja consideravelmente negligenciável porque o glicerol formado na reação não é miscível no produto, levando a um sistema bifásico (KNOTHE *et al.*,2006).

A reação de transesterificação é reversível, portanto o excesso de álcool utilizado é fundamental para que haja um rendimento maior.

A estequiometria da reação é 3:1 (álcool:triglicerídeo), porém para aumentar a geração de produto normalmente utiliza-se a relação de 6:1. Esse

excedente de álcool pode ser retirado por destilação ou evaporação e também ajuda na separação dos ésteres do glicerol (BARNWAL & SHARMA, 2004).

1.2.1.2 Álcoois

Na transesterificação apenas álcoois de cadeia curta, tais como o metanol e o etanol, podem ser usados.

Geralmente o metanol, proveniente de madeira, carvão ou gás natural, é o preferido porque é mais barato e a reação torna-se mais previsível. Por outro lado, ele dissolve borracha, se ingerido pode ser fatal, e deve ser manuseado com muito cuidado.

O etanol, embora seja mais caro e não produza uma reação consistente e estável, é menos tóxico e feito de uma fonte renovável (PAHL, 2005).

Apesar de muitas pesquisas com biodiesel etílico já terem sido realizadas em diversas partes do mundo, todos os países que utilizam o biodiesel, o faz via metílica.

Isso ocorre porque na maioria desses países a disponibilidade de etanol derivado de biomassa é bastante reduzida.

Assim, entre etanol e metanol fósseis, evidentemente, escolhe-se o mais barato (atualmente) e o mais reativo, ou seja, o metanol. Entretanto, devido à imensidão territorial, o cenário brasileiro é atípico.

É fato bastante reconhecido, a importância do álcool etílico (etanol) no mercado energético brasileiro (POUSA *et al.*, 2007; SANTOS, 2005).

Na Tabela 1.1 são apresentadas algumas das vantagens e desvantagens da utilização do etanol para a produção de biodiesel.

Tabela 1.1: Vantagens e desvantagens do uso do etanol para a produção de biodiesel

Vantagens	Desvantagens
Produção alcooleira no Brasil já consolidada e produz biodiesel com maior lubricidade quando comparado com o biodiesel metílico;	Os ésteres etílicos possuem maior afinidade à glicerina, dificultando a separação;
Menor risco de incêndios e não é tóxico como o metanol;	Os custos de produção do biodiesel etílico podem ser até 10% maiores que o metílico;
Se for feito a partir da biomassa, como é o caso do Brasil, produz um combustível 100% renovável.	Os equipamentos de processo da planta com rota metílica são cerca de um quarto do volume dos equipamentos para a rota etílica, para uma mesma produtividade e mesma qualidade.

Fonte: BRANDÃO *et al.* (2006).

1.2.1.3 Tecnologias de conversão

Os catalisadores utilizados na modificação química dos triglicerídeos podem ser ácidos, básicos ou enzimáticos. O ácido sulfúrico é um catalisador muito utilizado em reações com óleo residual devido à concentração alta de ácidos graxos livres presentes neste tipo de óleo, embora apresente algumas dificuldades na remoção dos produtos indesejáveis. Outro tipo de catalisador são as bases, tais como NaOH, as quais levam a uma velocidade da reação

maior quando comparadas aos ácidos (Ranganathan *et al.*, 2008). A alcoólise alcalina de óleos vegetais, porém, pode resultar na saponificação, produzindo um alto teor de sabão e glicerol além de moléculas de água, as quais podem deslocar o equilíbrio no sentido contrário da reação. A recuperação desses materiais tem um custo muito elevado (HAAS *et al.*, 2006).

O produto da reação pode ter indícios de mono e diglicerídeos, reagentes não consumidos, álcool e catalisador. A possibilidade de encontrar mais subprodutos indesejáveis junto ao biodiesel apenas atrapalha o desenvolvimento da pesquisa, pois podem ser difíceis de serem separados do produto (Ranganathan *et al.*, 2008; Fagundes *et al.*, 2005). Dessa maneira, as enzimas, tais como as lípases, são vistas como uma alternativa altamente promissora, já que apresentam uma alta eficiência e menor sensibilidade à presença de água (Medeiros *et al.*, 2005). No entanto, apresentam um custo bastante elevado e por causa disso, a sua aplicação nos processos requer um projeto diferenciado. É importantíssimo considerar a possibilidade de reutilização da mesma, além de evitar a sua deterioração com a elevação da temperatura e com o movimento das pás do agitador mecânico sobre os sítios ativos da lipase. A sua deterioração implica na redução de sua atividade enzimática. Trabalhos existentes também revelam que a adição do álcool a este processo, feita em até três etapas favorece a atividade enzimática (SHIMADA *et al.*, 2001).

A catálise enzimática sintetiza ésteres de um modo que a recuperação do glicerol formado é mais simples e apresenta rendimentos próximos de 95-98% com o uso de excesso de álcool (BARNWAL & SHARMA, 2004).

A utilização de enzimas na transformação de compostos orgânicos é conhecida há mais de cem anos, apesar deste potencial ter sido mais intensamente explorado a partir da segunda metade da última década. Durante este período um grande número de reações catalisadas por enzimas foram desenvolvidas e tornaram-se familiares aos químicos orgânicos. As

lipases são as enzimas que catalisam a hidrólise de acilgliceróis em ácidos graxos, diacil gliceróis, monoacilgliceróis e glicerol. As lipases termoestáveis são particularmente usadas na síntese de ésteres e amidas, sendo também empregadas com uma ampla escala de álcoois primários e secundários, bem como, ácidos carboxílicos. Essas características abrem margem para a utilização de lipases na produção de biodiesel a partir de óleos vegetais, que já é produzido em escala industrial, através de catalisadores ácidos ou básicos.

As enzimas imobilizadas apresentam melhores resultados que as livres: elas têm alta eficiência catalítica e seletividade, atuam em temperaturas brandas, em pressão atmosférica, são de fácil recuperação, apresentam baixos níveis de contaminação do produto e do ambiente e altos rendimentos (ISO *et al.*, 2001).

Há um grande interesse no estudo da transesterificação através da enzima imobilizada, pois esta pode ser recuperada e reutilizada (OLIVEIRA *et al.*, 2004).

Alves *et al.* (2006) realizaram experimentos para a produção de biodiesel a partir da etanolise enzimática do óleo de babaçu e testaram dois métodos de purificação da enzima o primeiro através da lavagem com água/acetona e o segundo com 2-butanol. As enzimas foram reutilizadas em outras reações para verificar a perda da atividade e seu grau de contaminação.

Na Figura 1.4 são apresentadas imagens do biocatalizador obtidas através de microscópio. Na Figura 1.4a é mostrado o estado da enzima antes do processo de transesterificação e na Figura 1.4b logo após a filtração sem purificação, onde se pode observar a possível impregnação de glicerina no suporte.

Nas Figuras 1.4c e 1.4d são mostrados o biocatalisador após purificação. Pode-se observar a diminuição da quantidade de glicerina na superfície.

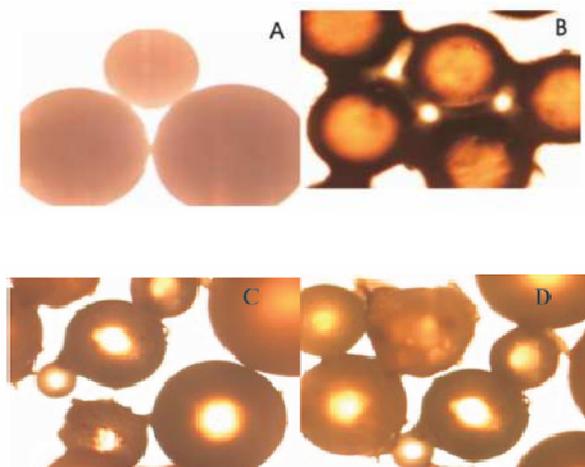


Figura 1.4: (a) Enzima imobilizada pura, (b) Enzima imobilizada antes da purificação, (c) Enzima purificada com 2 – propanol, (d) Enzima purificada com água/ acetona (ALVES *et al.*, 2006).

O desenvolvimento de técnicas de imobilização tem sido importante por proporcionar a reutilização das enzimas, facilitar a separação dos produtos e aumentar a estabilidade em solventes orgânicos.

O principal interesse em imobilizar uma enzima é obter um biocatalisador com atividade e estabilidade que não sejam afetadas durante o processo, em comparação à sua forma livre. Idealmente, a enzima imobilizada deverá exibir uma atividade catalítica superior (SAAD *et al.*, 2005).

A produção de biodiesel utilizando-se enzimas imobilizadas apresentou rendimentos podendo ser uma rota alternativa ao sistema tradicional de produção utilizando catalisadores homogêneos básicos. Ademais a enzima não apresentou grande perda de atividade podendo ser utilizada em diversos ciclos de produção.

O solvente utilizado na lavagem do suporte entre os ciclos de produção tem influência na atividade da enzima. Observou-se que o solvente 2- butanol

tem efeito menos deletério à enzima que o sistema água/acetona (ALVES *et al.*, 2006).

As lipases são produzidas intra e extracelularmente em diversos microorganismos, como em fungos e bactérias (HERNÁNDEZ-MARTÍN & OTERO, 2008). Muito utilizadas em sínteses orgânicas, não requerem co-fatores, atuam em uma faixa de pH relativamente grande e apresentam especificidade (MEDEIROS *et al.*, 2005).

As enzimas imobilizadas apresentam melhores resultados que as livres: elas têm alta eficiência catalítica e seletividade, atuam em temperaturas brandas, em pressão atmosférica, são de fácil recuperação, apresentam baixos níveis de contaminação do produto e do ambiente e altos rendimentos (ISO *et al.*, 2001). Há um grande interesse no estudo da transesterificação através da enzima imobilizada, pois esta pode ser recuperada e reutilizada (OLIVEIRA *et al.*, 2004).

As lipases são produzidas intra e extracelularmente em diversos microorganismos, como em fungos e bactérias (PAHL, 2005). Muito utilizadas em sínteses orgânicas, não requerem co-fatores, atuam em uma faixa de pH relativamente grande e apresentam especificidade (MEDEIROS *et al.*, 2005).

Além da conversão enzimática de óleos e gorduras em ésteres alquílicos, existem outras tecnologias alternativas de conversão, as quais também se encontram em estágio de desenvolvimento, com pouca ou nenhuma aplicação real na indústria de biodiesel até o momento. São elas: a transesterificação monofásica ácido-catalisada, a transesterificação por catálise heterogênea e transesterificação *in situ*.

Na Tabela 1.2 são apresentadas comparações entre a produção de biodiesel por via química e enzimática.

Tabela 1.2: Vantagens e desvantagens do processo químico e enzimático na produção de biodiesel.

Processos	Vantagens	Desvantagens
Químico	Simplicidade	Dificuldade de separação do catalisador
	Alto rendimento	Impossibilidade de reutilizar o catalisador
	Curto tempo de reação	Dificuldade de utilização do etanol hidratado e obtenção de produtos com alto grau de impureza
Enzimático	Facilidade de separação do catalisador	Longo tempo de reação
	Obtenção de produtos mais puros e permite o uso de etanol hidratado na reação	Alto custo das enzimas

Fonte: KNOTHE *et al.* (2006).

A transesterificação monofásica ácido-catalisada é conduzida em um meio contendo óleo, álcool, catalisador químico básico e um solvente orgânico como o tetrahidrofurano.

As vantagens deste processo são: rendimentos superiores a 98%, tempo de reação inferior a 10 min e baixa temperatura enquanto as suas

desvantagens são: necessidade de recuperação do THF, grande excesso molar de álcool não- reagido e manuseio de solventes inflamáveis.

A transesterificação por catálise heterogênea (óxido de zinco, zeólitas) comparada à catalise homogênea (ácidos e bases solúveis) oferece a vantagem de simplificar significativamente a limpeza dos produtos obtidos e de reduzir a quantidade de material a ser descartado.

Recentemente, a produção de alquil-ésteres de ácidos graxos pela transesterificação *in situ* em meio alcalino de flocos de soja comercialmente disponíveis foi demonstrada mediante leve agitação dos flocos com uma solução de hidróxido de sódio a 60°C (HAAS *et al.*, 2004).

Esse processo mostrou-se promissor devido à remoção e transesterificação de 95% dos lipídeos presentes nos flocos de soja.

1.2.1.4 Mercado interno

A mistura do biodiesel ao diesel, na proporção de 2%, tornou-se obrigatória desde 2008. Essa obrigatoriedade cria um mercado interno potencial de 800 milhões de litros/ano e, em 2013, essa proporção sofrerá um aumento para 5%.

Os principais benefícios esperados compreendem: redução anual da emissão de gases de efeito estufa de 2,8 milhões de toneladas de CO₂, anualmente e a geração de 150 mil empregos (POUSA *et al.*, 2007).

Vale ressaltar que, estudos têm sido realizados visando resultados concretos sobre a viabilidade técnica no aumento da proporção da mistura de biodiesel e diesel de petróleo.

1.2.1.5 Biodiesel *versus* H-BIO diesel

Enquanto o biodiesel é totalmente vegetal, o H-BIO é produto industrial da mistura de petróleo com óleos vegetais. Portanto, ele é um combustível diesel alternativo derivado de óleos vegetais. Essa mistura é feita durante o processo de refino, nas unidades de hidrotreatamento (HDT) das refinarias. Os dois projetos, H-BIO e Biodiesel são complementares. O H-BIO apresenta a vantagem de manter as mesmas características do diesel, porém, com teor de enxofre muito mais baixo e aumento do número de cetano, melhorando a combustão. Ele foi desenvolvido pela Cenpes - Petrobrás em 2006.

1.2.2 Óleos vegetais

Os óleos vegetais são substituintes de combustíveis derivados do petróleo e geram um grande interesse devido ao menor impacto ao meio ambiente, porém o seu uso direto não é possível principalmente devido à sua alta viscosidade (Knothe *et al.*, 2006). Dentre vários métodos para a produção do biodiesel, o que mais tem se destacado é a transesterificação catalisada, a qual separa a glicerina presente no óleo vegetal, tornando-o menos viscoso e denso (Barnwal & Sharma, 2004). Eles são constituídos por triglicerídeos.

Neste trabalho, utilizou-se o óleo de mamona nos ensaios preliminares, devido ao incentivo inicial do governo na produção do biodiesel. Muito produzido na Bahia, 90% dele é composto por triglicerídeos, em especial a ricinoleína (componente do ácido ricinoléico de fórmula molecular $C_{17}H_{32}OHCOOH$).

A composição em ácidos graxos do óleo de mamona está apresentada na Tabela 1.3.

Tabela 1.3: Composição em ácido graxo do óleo de mamona

Ácido Graxo	Composição (%)
Ricínoléico	90,2
Linoléico	4,4
Oléico	2,8
Esteárico	0,9
Palmítico	0,7
Dihidroxi-esteárico	0,5
Licosanóico	0,3
Linoléico	0,2

Fonte: FAGUNDES *et al.*, (2005).

Como se pode observar na Tabela 1.3, o óleo de mamona é composto principalmente pela triricínoleína, triglicerídeo derivado do ácido ricínoléico.

Na Figura 1.5 pode ser vista a fórmula estrutural do ácido ricínoléico.

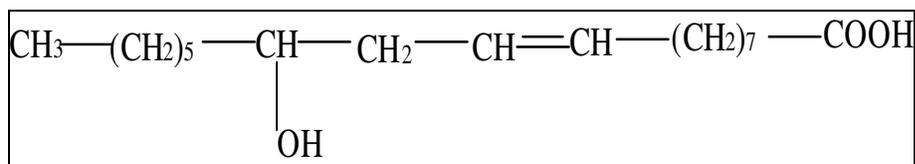


Figura 1.5: Fórmula estrutural do ácido ricínoléico.

Durante o desenvolvimento do trabalho, o óleo de mamona foi substituído pelo óleo de soja.

A composição em ácidos graxos do óleo de soja está apresentada na Tabela 1.4.

Tabela 1.4: Composição em ácidos graxos do óleo de soja.

<i>Ácido Graxo</i>	<i>Composição (%)</i>
linoléico	52,14
oléico	25,11
palmítico	10,88
linolênico	5,54
esteárico	3,53
translinolênico	1,05
behênico	0,49
Araquídico	0,37
linoelaídico	0,34
gadoléico	0,23
lignocérico	0,17
mirístico	0,08
palmitoléico	0,07

Fonte: BRANDÃO *et al.*, (2006).

Como se pode observar na Tabela 1.4, o óleo de soja é composto principalmente por trilinoleína, trioleína, triglicerídeos derivados dos ácidos linoléico e oléico.

Os triglicerídeos são substâncias formadas de produtos condensados entre glicerol e ácidos graxos, como ilustra a Figura 1.6 (HARTMAN, 1982).

O glicerol livre não é encontrado em gorduras e óleos vegetais, mas está presente na forma de triglicerídeos. Devido à hidrólise podem-se encontrar glicerídeos parciais, isto é, mono e diglicerídeos.

A equação de formação de triglicerídeos a partir do glicerol está apresentada na Figura 1.6.

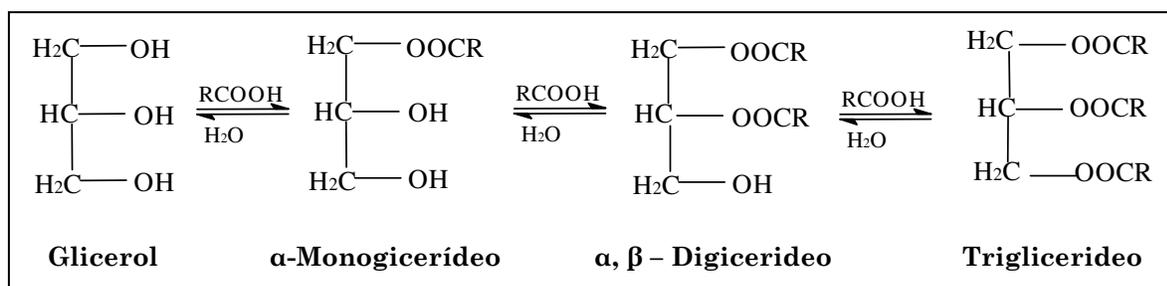


Figura 1.6: Equação da formação de triglicerídeos a partir do glicerol.

A ocorrência de mono e diglicerídeos nos óleos é muito pequena. Os óleos vegetais não são usados diretamente nos motores a diesel, pois possuem elevada massa molecular (em média 3 vezes maior que a do diesel de petróleo), alta viscosidade (30 a 40 cSt a 38°C, diesel: 1,6 a 6,0 cSt a 40°C), baixo número de cetano (32 a 40; diesel: 40 a 45), e uma menor capacidade calorífica (39 a 40 MJ/kg) que a do diesel (45 MJ/kg) (RIBEIRO, 2005).

A forma estrutural do diesel de petróleo e de um triglicerídeo proveniente do óleo vegetal está apresentada na Figura 1.7.

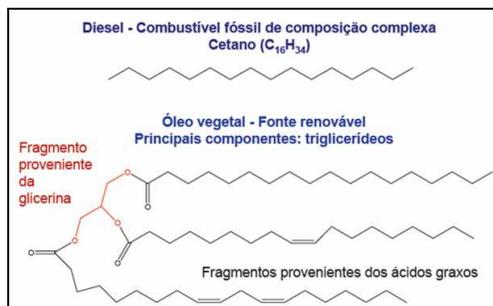


Figura 1.7: Forma estrutural do diesel de petróleo e de um triglicerídeo proveniente do óleo vegetal (RIBEIRO, 2005).

A grande massa molecular é que confere ao óleo uma alta viscosidade chegando a ser até 20 vezes maior que a do combustível diesel, o que pode ser resolvido através da modificação química do óleo. A conversão de triglicerídeos em ésteres através da transesterificação reduz o peso molecular em um terço, a viscosidade em um oitavo e aumenta a volatilidade em 10-11%. O biodiesel é compatível com o diesel derivado do petróleo e os dois podem ser misturados em qualquer proporção (UTLU *et al.*, 2008).

1.2.2.1 Seleção do óleo vegetal

A escolha do grão hegemônico para a produção do biodiesel deve considerar as aptidões geográficas do país.

Quanto às culturas, o mais natural é que um mosaico delas sirva de base para a produção de biomassa, pois os estudos realizados nesta área, apontam as vantagens comparativas e competitivas de uma cultura sobre a outra. O dendê plantado na Amazônia é uma opção para o Norte. A soja, que ainda tem de vencer alguns problemas tecnológicos, terá força no Centro-Oeste e Sudeste, juntamente com o girassol e o amendoim. A soja também já tem sido

cultivada no semi-árido do Piauí (Empresas apoiadas pelo governo, iniciaram a produção de biodiesel explorando a mamona e a substituíram pela soja recentemente).

Quanto à questão ambiental, uma alternativa para o aumento da demanda dos grãos, seria recuperar as áreas improdutivas do país, disponibilizado cerca de 50 milhões de hectares de pastagens para o plantio dessas culturas.

Várias oleaginosas podem ser utilizadas na produção do biodiesel, mas por causa da questão logística, a matéria-prima tem de estar sempre perto da indústria. Além do preço final do biodiesel, é importante considerar o balanço energético e de carbono de cada uma das oleaginosas. Vários estudos apontam a soja como a matéria-prima de escolha do Brasil, embora, para o biodiesel derivado da mamona, no Nordeste, e do dendê, no Norte do Brasil, os fabricantes tenham isenção total os tributos PIS/Pasep e do Cofins. Na categoria quantidade de óleo por planta, o girassol, a mamona, o algodão, o pinhão-manso, o amendoim e o dendê estão na frente da soja. Entre todos esses vegetais, pode-se tirar de 30% a 60% de óleo vegetal de cada grão (POUSA *et al.*, 2007).

1.2.3 Automação

A tendência atual na indústria de automação é a de supervisionar remotamente as plantas de processo através de IHM (Interface Homem-Máquina).

Os sistemas IHM atuais devem oferecer a interface com o operador, controle supervisionado e aquisição de dados, além de fornecer alarmes e informações pertinentes.

A interface com o usuário é possível através da construção de gráficos de monitoramento, em tempo real, do comportamento dinâmico das variáveis do sistema e da tela de supervisão (NEWMANN, 2007).

As informações são armazenadas em arquivo de dados durante toda a batelada, para aplicação nas estratégias de controle a serem implementadas.

No entanto, para alcançar esses objetivos, a indústria precisa selecionar adequadamente os seus instrumentos. Uma revisão do estado da arte sobre o futuro da automação de processos foi feita por JÄMSA-JOUNELA (2007).

A instrumentação está voltada para o controle do processo. Os instrumentos são utilizados para manter e controlar as variáveis do sistema em condições mais adequadas/precisas do que o controle realizado por um operador.

1.2.4 Instrumentação

1.2.4.1 Redes industriais de Comunicação e Controle

O desenvolvimento das redes industriais visa unir todos os dispositivos e equipamentos destinados ao controle (sensores e transmissores, atuadores, etc.). Em redes industriais co-existem todo tipo de equipamento, dispositivo e instrumento, os quais devem ser segregados hierarquicamente para se estabelecer as conexões mais adequadas a cada área (GOLLMER & POSTEN, 1995).

A arquitetura de rede foi padronizada em três níveis hierárquicos, responsáveis pela interconexão de diferentes tipos de equipamentos. No nível hierárquico mais alto, geralmente utilizando-se softwares gerenciais, ocorre o tráfego das informações a respeito do planejamento, estatísticas, previsões, etc.

O protocolo TCP/IP, com padrão ethernet é o mais utilizado neste nível. O tipo de rede empregado é a Rede de área local (LAN – Local Area Network). No nível intermediário ocorre o tráfego de informações visando o controle dos equipamentos (MAHALIK & YEN, 2008).

É nesse nível que se empregam alguns dos barramentos de campo. O nível inferior foi destinado à parte física da rede, onde localizam-se os sensores, atuadores, etc. Este nível é o mais próximo do processo. Neste nível ocorre a interface com o processo de produção, controle, automação e supervisão. A classificação das redes industriais é baseada neste três níveis hierárquicos, no entanto, existem três tipos de redes industriais: a rede *sensorbus*, *devicebus* e *fieldbus* (NEWMANN, 2007).

Na rede *sensorbus* o tráfego de informações é feito através de dados no formato de bits. A conexão de equipamentos simples e pequenos é direta, pois a comunicação deve ser rápida em níveis discretos. Estas redes não cobrem grandes distâncias, e o seu objetivo principal é o custo baixo de conexão.

Na rede *devicebus* o tráfego de informações é feito através de dados no formato de bytes, o que a capacita para gerenciar mais equipamentos e dados, quando comparada à rede *sensorbus*. A rede *devicebus* preenche o espaço entre redes *sensorbus* e *fieldbus* e cobre distâncias de até 500 m. Os equipamentos conectados à esta rede terão mais pontos discretos, alguns dados analógicos ou uma mistura de ambos.

Na rede *fieldbus* o tráfego de informações é feito através de dados no formato de pacotes de mensagens. A rede *fieldbus* interliga os equipamentos de I/O mais inteligentes e pode cobrir distâncias maiores. Os equipamentos acoplados à rede possuem inteligência para desempenhar funções específicas de controle tais como loops PID, controle de fluxo de informações e processos. Os tempos de transferência podem ser longos mas a rede deve ser capaz de comunicar-se por vários tipos de dados (discreto, analógico, parâmetros, programas e informações do usuário). Exemplos de redes *fieldbus* incluem

IEC/ISA SP50, *Fieldbus* Foundation, Profibus PA e HART (HÜSEMANN, 2008; BORDIM, 2006; THOMESSE, 1999; THOMESSE, 1998; SCHIMANSKI, 1996; GLANZER & CIANFRINI, 1996; SCHUMNY, 1998; SMAR, 1998).

1.2.4.2 Barramentos de campo

Através dos barramentos de campo, é possível se alimentar e transferir dados digitais entre vários instrumentos de campo e de sala de controle, em um único par de fios, simultaneamente, em tempo real, fazendo a aquisição de dados, o controle da malha, alterar parâmetros de controle, etc. Os instrumentos digitais de campo enviam sinais digitais pelo mesmo par de fios que os alimentam (substituição total do padrão 4 a 20 mA) (BEGA *et al.*, 2003).

1.2.4.3 Histórico do *Fieldbus*

Na década de 40, os processos de instrumentação utilizavam sinais de pressão da ordem de 3 a 15 psi para a monitoração de dispositivos de controle. Já na década de 60, foi introduzida a utilização de um padrão com sinal de 4 a 20 mA para instrumentação. Apesar deste padrão, muitos níveis de sinais, que não atendiam a especificação, foram utilizados para representar a saída de diversos dispositivos. A transição dos sinais pneumáticos para elétricos trouxe muitas vantagens aos sistemas industriais tais como: redução de ruído, maior facilidade de implantação e manutenção, aumento da confiabilidade, etc. O desenvolvimento de processadores digitais na década de 70 deu início ao uso de computadores para monitorar e controlar uma série de instrumentos a partir de um ponto central. A natureza específica das tarefas a serem controladas já apontava para a necessidade de que os instrumentos e os métodos de controle seguissem uma padronização (BORDIM, 2006; BEGA *et al.*, 2003).

Na década de 80, os sensores inteligentes começaram a ser desenvolvidos e utilizados em sistemas microcontrolados, que aliavam confiabilidade e rapidez com baixo custo.

Esta tendência gerou um movimento nos fóruns internacionais, ISA (Instrument Society of América), IEC (International Electrotechnical Commission), Profibus (German national standard) e FIP (French national standard), para formar o comitê IEC/ISA SP50 *Fieldbus*, cujo objetivo foi a criação e especificação de normas e padrões para instrumentação (SMAR, 1998).

Devido à diversidade de produtos e métodos de implementação, o processo de padronização se tornou lento, não permitindo uma solução direta e simples para ser padronizada.

Em 1992, dois grandes grupos lideravam o mercado para soluções de interligação de instrumentos de campo: ISP (*Interoperable systems project*) e WorldFIP (Factory instrument protocol). Ambas possuíam diferentes visões de implementação das redes *fieldbus*, mas garantiam que iriam alterar seus produtos assim que a norma SP50 estivesse formalizada.

Em setembro de 1994, WorldFIP e ISP, juntaram-se criando a *Fieldbus Foundation* (FF), com o objetivo de acelerar o processo de normalização das redes *fieldbus*.

Durante diversos anos, companhias ao redor do mundo engajaram-se em testar o padrão *Fieldbus* em pequenas plantas em funcionamento com o objetivo de verificar a aplicabilidade do *Fieldbus*. Esta foi a melhor maneira de visualizar a escala de aplicação do *Fieldbus*.

A busca pela padronização internacional das redes *Fieldbus* originou uma guerra mundial pela busca de um padrão. Como tal decisão estava longe de ser alcançada o comitê SP50 decidiu padronizar em apenas 4 níveis a rede *Fieldbus*. Atualmente diversas indústrias adotam a rede *Fieldbus*, seja

adaptando plantas existentes, ou mesmo projetando novas plantas inteiramente interligadas segundo os padrões (PANTONI & BRANDÃO, 2008).

1.2.4.4 *Fieldbus*

O *Fieldbus* é um protocolo desenvolvido para automação de Sistemas, elaborado pela *Fieldbus* Foundation e normalizado pela ISA-The International Society for Measurement and Control, geralmente utilizado com os softwares supervisórios (SCADA, etc.) que permitem a aquisição e visualização dos dados de sensores até o status de equipamentos (FADAEI & SALAHSHOOR, 2008).

É um sistema de comunicação que interconecta equipamento de medição e controle, tais como sensores, atuadores e controladores. O nível físico constitui-se dos padrões de ligações, fios, cabos, características elétricas, etc. necessários à formação de uma Rede *Fieldbus*. A norma que especifica esses padrões é a ANSI/ISA – S50.02 – “*Fieldbus* Standard for Use in Industrial Control Systems Part 2: Physical Layer Specification and Service Definition”. Alguns itens da especificação destacam-se pela sua importância, dentre eles:

- Transmissão de dados digital, serial – oferece a vantagem da ausência de conversores analógicos/digitais e digitais/analógicos, o que possibilita maior confiabilidade dos dados; por outro lado, limita a variabilidade dos dados transmitidos;
 - Comunicação bidirecional ;
 - Utilização do código manchester;
 - Modulação da tensão;
 - Velocidades de transmissão de 31,25 kbps e 100 Mbps;
 - Transmissão com ou sem energização.

As duas velocidades determinadas são específicas para cada nível. No nível de instrumentos, a velocidade é de 31,25 kbps, já no nível mais alto, é utilizada a velocidade de 100 Mbps.

Algumas especificações relativas ao funcionamento crítico e tolerância a falhas da rede também são determinadas da forma:

- Uma rede *Fieldbus* deve continuar operando durante a conexão ou desconexão de qualquer instrumento na mesma;
- Recomenda-se a utilização de meios físicos redundantes.

A alimentação dos equipamentos presentes na rede pode ser feita de duas maneiras, via condutores de sinal, onde o cabo de sinal fornece a energia necessária aos equipamentos; ou via condutores separados, onde o cabo de sinal transporta apenas dados, e uma rede separada energiza os equipamentos. A alimentação utilizando redes separadas é a mais comum, pois evita a presença de ruídos nas redes, oriundos de sobrecargas de alimentação dos equipamentos.

Em um nível básico na hierarquia das redes de planta, serve como rede local tipo LAN, para instrumentos usados em aplicações de controle de processos, e automação da manufatura, e tem uma capacidade intrínseca de distribuir a aplicação de controle ao longo da rede. Os dispositivos *Fieldbus* contêm blocos funcionais que, junto com sua descrição funcional, permitem que os mesmos desempenhem também a função de controlador (GOLLMER & POSTEN, 1995).

O *Fieldbus* baseia-se, a nível físico, no padrão Profibus – PA. O Profibus – PA foi concebido para a automação de processos. Permite que sensores, atuadores e controladores sejam conectados a um barramento comum, mesmo em áreas classificadas com segurança intrínseca. Permite transmissão de dados e de energia de alimentação em um mesmo meio físico, a dois fios, conforme a norma IEC-1158-2. Sua principal desvantagem é que necessita de controladores dedicados, não usando os próprios transmissores como

controladores, como a *Fieldbus Foundation* permite (SMAR, 1998). O *fieldbus* incorpora, na camada do usuário, os chamados blocos de descrições de dispositivos (*Device Description Blocks*) que permitem que os instrumentos, embora fabricados por diferentes fabricantes, possam ser interligados de maneira simples, harmônica e padronizada, compondo malhas abertas para a aquisição de dados, ou fechadas para controle, que funcionam de maneira autônoma, independente da sala de controle. É possível continuar a operação de uma unidade mesmo quando a CPU da interface homem-máquina na sala de controle esteja indisponível, embora por motivos de segurança isso seja evitado em algumas aplicações.

Quando se conecta à uma rede *fieldbus* um novo dispositivo, este automaticamente, “anuncia” sua presença na rede, disponibiliza muitas informações a respeito de suas características intrínsecas, e facilita ao operador sua configuração on-line, mesmo com o processo em operação.

A tecnologia *fieldbus* permite a armazenagem no dispositivo de campo e a comunicação de informações, tais como, a descrição, a data de calibração, tipo, modelo e número de série do dispositivo etc., para ajudar a identificá-lo. O movimento, posição de segurança, limites, sintonia, caracterização de vazão ou curva de compensação de temperatura, podem ser configurados remotamente.

Os dispositivos de campo podem conter a função mestre secundário, que lhes permite assumir a função do mestre, caso este não esteja disponível por qualquer razão, garantindo uma disponibilidade da rede contra a falha individual de seus nós. Diagnósticos avançados permitem ao usuário detectar condições anômalas de funcionamento, antecipando muitas vezes o conhecimento de algumas falhas em seus estágios incipientes, antes de se tornarem catastróficas.

A demanda pela tecnologia *fieldbus* é devido aos usuários finais da manufatura que queriam se afastar das limitações impostas pelas antigas

arquitecturas de controle centralizado na sala de controle, por controle realmente distribuído no campo.

Os usuários finais desejavam dispor de uma tecnologia que permitisse uma interoperabilidade real, entre instrumentos de fabricantes diferentes, um controle no campo e custos de instalação reduzidos. No entanto, ambos, fornecedores de controle e instrumentação e usuários, continuam buscando um único padrão internacional de barramento de campo.

Os custos de instalação, quando comparados ao sistema digital de controle distribuído (SDCD) convencional, apontam para uma redução de 40 a 60% na fiação, caixas de passagem, etc. Há uma economia apreciável também na engenharia dos desenhos de diagramas de malhas, funcionais, listas de cabos e de borneiras, etc. A mão de obra de instalação, bem como os testes funcionais da instalação são reduzidos, e o tempo necessário à calibração e partida também diminuem. A configuração dos blocos funcionais e das suas interconexões em malhas podem ser feitas off-line, antes mesmo da instalação física dos instrumentos feitos no campo, o que reduz consideravelmente o tempo gasto entre a sua instalação e a partida da unidade (BEGA *et al.*, 2003).

A principal novidade, para o usuário com o padrão *fieldbus*, foi que utilizando-se mais plenamente da capacidade dos microprocessadores existentes nestes instrumentos de campo, logo percebeu-se que um instrumento cuja finalidade inicial era transmitir o valor medido de uma variável de processo, poderia também processar o algoritmo de controle, e transmitir diretamente para a válvula de controle o sinal de saída do “controlador”. Este novo instrumento, ainda que denominado transmissor, é, na verdade, um transmissor-controlador, eliminando a necessidade de se adquirir e instalar um controlador na sala de controle, e a malha de controle passa a ser fechada no campo, enquanto a sala de controle pode ficar apenas com as funções de interface homem-máquina. Isto é uma das tendências mais modernas em instrumentação. O *fieldbus* tem essa capacidade e foi desenvolvido baseado no

Profibus – PA, e aproveitou muito do desenvolvimento deste, bem como da redução de custos de chips digitais, tanto de memórias como de processadores. A função “controle” pode residir no microprocessador existente no próprio transmissor, na válvula ou em qualquer outro dispositivo ligado à rede, como, por exemplo, num conversor 4 a 20 mA / *fieldbus*, num posicionador de válvula de controle, em outro transmissor de outra malha, e até mesmo num controlador. É difícil se imaginar um sistema de controle mais distribuído ou mais versátil (MAHALIK & YEN, 2008).

Vantagens adicionais incluem a possibilidade de um único transmissor enviar outras variáveis (os chamados transmissores multivariáveis), os sinais de diagnóstico avançado, tanto no dispositivo de campo como da rede de comunicação, os alarmes, as funções de calibração remota, tais como zero e alcance da faixa, as unidades de engenharia, o range, etc. associados ao dispositivo. Pela mesma rede pode-se configurar o dispositivo de campo, a partir da console de configuração, geralmente a mesma de operação, na qual se instalou o software de configuração da rede e dos dispositivos à ela conectados. Outra característica dos sistemas *Fieldbus* é que permitem baixos custos de implantação e manutenção, bem como a fácil expansão da rede.

O *Fieldbus* também apresenta vantagens de customização e de obtenção de informações de mais baixo nível devido à utilização de sistemas abertos; instrumentação de ponta, no caso de redes novas; transmissão apenas de forma digital; redundância na rede, etc. (NEWMANN, 2007; THOMESSE, 1999; BEGA *et al.*, 2003).

1.2.4.5 Níveis de protocolo

O *Fieldbus* foi desenvolvido baseado no padrão ISO/IO, porém não contém todos os seus níveis, apenas dois níveis principais: Nível Físico

(interligação entre os instrumentos e equipamentos) e Nível de Software (tratam das formas de comunicação entre os equipamentos) (FADAEI & SALAHSHOOR, 2008).

1.2.4.6 Nível de Software

Esse nível é transparente ao usuário, sendo tratado, geralmente, pelo software supervisor. Geralmente é dividido em camadas como segue:

Subnível de enlace – *Data link Layer*

A função deste nível é garantir a transmissão da mensagem, de forma íntegra, ao destinatário correto. Também neste nível é feito um controle de utilização da rede e roteamento de mensagens, definindo quem pode transmitir e quando.

Geralmente há a presença de um *buffer* de mensagens, de forma que um produtor coloca sua mensagem nesse *buffer*, e as outras estações podem acessá-los. Tal modo de operação permite um tipo de broadcasting, ou seja, com apenas uma transmissão, todos os destinatários podem receber os dados.

As redes industriais geralmente devem suportar aplicações com tempos críticos, de forma que o *Scheduler* coordena o tempo de cada transação, bem como obedece a ordens de prioridade para cada emissor/receptor de mensagens.

Subnível de aplicação – *Application layer*

Neste nível é definida a sintaxe das mensagens, bem como o modo de transmissão de cada mensagem (cíclica, imediata, apenas uma vez, ou somente quando requisitada). *Application layer* também faz o monitoramento contínuo do barramento, de maneira a detectar falhas, adição de novos elementos ou

ainda a remoção de outros. Essas atividades são necessárias devido à criticidade das operações.

Subnível do usuário – *User layer*

Define a maneira pela qual pode ser feito o acesso a informações dentro de equipamentos *Fieldbus*, e de que modo pode-se distribuir as informações para outros instrumentos da rede. Há um certo padrão de arquitetura para os equipamentos *Fieldbus*, constituídos por blocos funcionais.

Esses blocos executam as funções inerentes a cada processo e tarefas fundamentais tais como: aquisição de dados, controle (PID, principalmente), atuação, cálculos, etc. (BORDIM, 2006; BEGA *et al.*, 2003).

1.2.4.7 Topologias de rede

Geralmente são utilizadas quatro topologias básicas em sistemas *fieldbus*:

- **Barramento:** utiliza-se um barramento único onde os equipamentos são ligados de forma direta, ou indireta via barramentos secundários (*spurs*).
- **Ponto a ponto:** observa-se a ligação em série de todos os equipamentos. Neste caso é obrigatória a redundância de conexões, de forma a garantir que a remoção/inserção de um equipamento não venha a interromper a comunicação.
- **Árvore:** observa-se que alguns equipamentos denominados concentradores conectam diversos equipamentos, e interligam-se com outros concentradores. Esta topologia também é conhecida como “Pé de galinha”.

- *End-to-end*: utiliza-se quando a conexão é direta contendo apenas dois equipamentos.

Há também a possibilidade de utilizar topologias mistas, devido à maior segurança, otimização, espaçamentos e configuração (BORDIM, 2006).

1.3 Materiais e Métodos

1.3.1 Projeto do sistema de produção de biodiesel

Os componentes do circuito foram especificados com o objetivo principal de construir um protótipo versátil. Neste trabalho, foi utilizado catalisador químico na produção de biodiesel. Todavia, durante este projeto foi considerada a possibilidade de utilizar catalisador enzimático em trabalhos futuros.

Estudos e montagens iniciais com o leito enzimático confirmaram a necessidade de utilizar um sistema de aquecimento de água. Visando atender à versatilidade requerida deste protótipo, a linha de água foi construída utilizando-se tubulação especial “aquaterm”, resistente à alta temperatura (máxima de 80 °C).

A montagem da linha de água quente foi muito importante para o estudo de controle realizado neste trabalho pois, através dela, foi possível realizar ensaios experimentais utilizando a vazão de água quente como variável manipulada, além da potência de aquecimento da mistura reacional.

Nesta etapa, primeiramente foi construída a estrutura em metalon visando a fixação do biorreator, como pode ser observado na figura acima. Concluída a montagem da linha de água, alguns testes foram realizados para verificar a existência de vazamentos nas tubulações, equipamentos e a verificação do perfeito funcionamento da bomba. Em seguida, foi iniciado o

projeto de montagem da linha de recirculação de óleo. Considerando a versatilidade de aplicações do protótipo foram propostas várias montagens diferentes. Na Figura 1.8 é apresentado o protótipo experimental em sua fase de montagem inicial.



Figura 1.8: Etapa inicial de montagem do protótipo de transesterificação.

As montagens iniciais realizadas com o leito fixo, mostraram a alta complexidade do projeto enzimático. O protótipo foi construído a partir do estudo detalhado do trabalho desenvolvido por Watanabe *et al.* (2005). Um reator de leito fixo mostrou-se adequado para a produção de diacilgliceróis.

Estes reatores de leito fixo são os mais adequados para sistemas que possuem agitação mecânica, pois a tensão de corte provocada pela movimentação das pás é muito alta, prejudicando a ação catalítica das enzimas imobilizadas. No entanto a sua aplicação é limitada pelo tipo de substrato (viscoso, coloidal, partículas sólidas em suspensão) e a forma do biocatalisador imobilizado. É usado para reações de síntese de ésteres, mono- di- e triglicerídeos por lipases de *Rhizomucor meiheii* e resolução óptica de fenilalanina e quimotripsina.

Uma montagem bastante similar ao projeto de Watanabe, foi proposta neste trabalho. O protótipo experimental foi projetado visando três tipos de montagem diferentes, como pode ser observado nas Figuras 1.9 A, B e C. As duas montagens iniciais envolveram o projeto dos Reatores de Leito Fixo tipo 1 e tipo 2, com substituição da bomba de óleo. Os reatores são encamisados e a água quente tem a função de manter a temperatura da reação no valor pré-estabelecido.

No entanto, devido à dificuldades específicas de projeto (os filtros, as conexões, e o material utilizados na montagem do leito de enzima, não foram adequados), essas montagens iniciais (Figuras 1.9 a e b) não foram utilizadas neste trabalho. Uma alternativa encontrada na literatura é a utilização de reatores tipo cesta (*basket of reactor*), porém mais estudos precisam ser realizados e um projeto multidisciplinar precisa ser desenvolvido.

A Figura 1.9 c apresenta a foto do protótipo experimental utilizado neste trabalho.

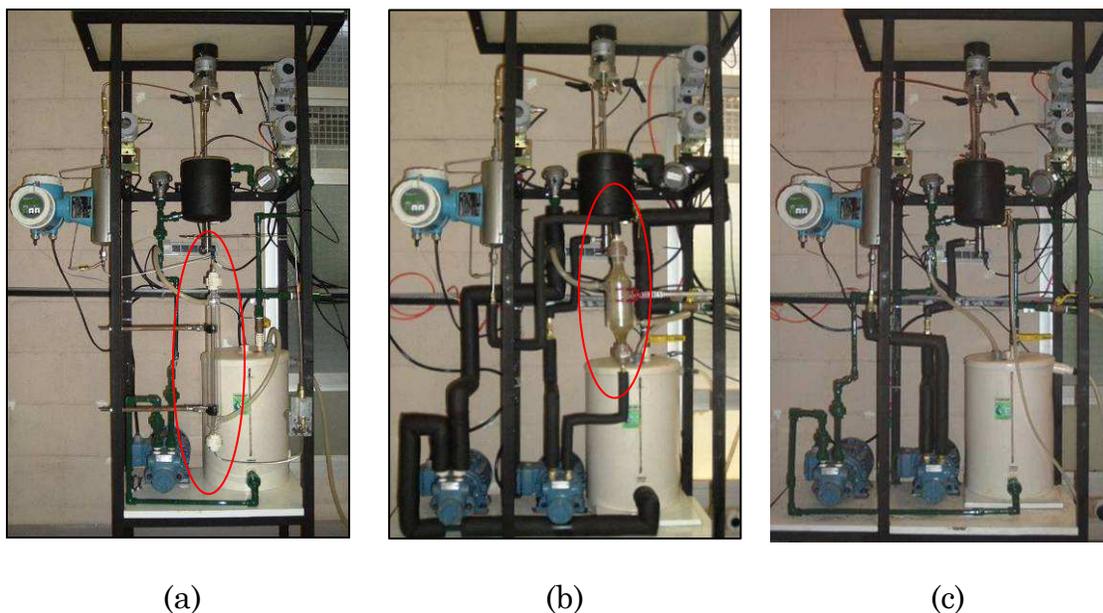


Figura 1.9: Protótipo de transesterificação. (a) com o leito fixo tipo 1. (b) com o leito fixo tipo 2. (c) sem leito fixo.

Os dois protótipos apresentados nas Figuras 1.9 a e b não foram utilizados neste trabalho e mais estudos devem ser realizados. Vale ressaltar que, o único protótipo experimental utilizado neste trabalho foi o da Figura 1.9 c com variação do sistema de aquecimento da mistura reacional a fim de ampliar o estudo de controle proposto.

Foram implementados dois sistemas distintos de aquecimento da mistura reacional.

Como se pode observar, dentro do reservatório de água há uma resistência elétrica para aquecer a água que circula através da camisa do reator.

Para manter a temperatura da mistura reacional no valor desejado, manipula-se a vazão de água quente que circula na camisa do reator.

Na Figura 1.10 está apresentado o primeiro sistema de aquecimento proposto para o estudo.

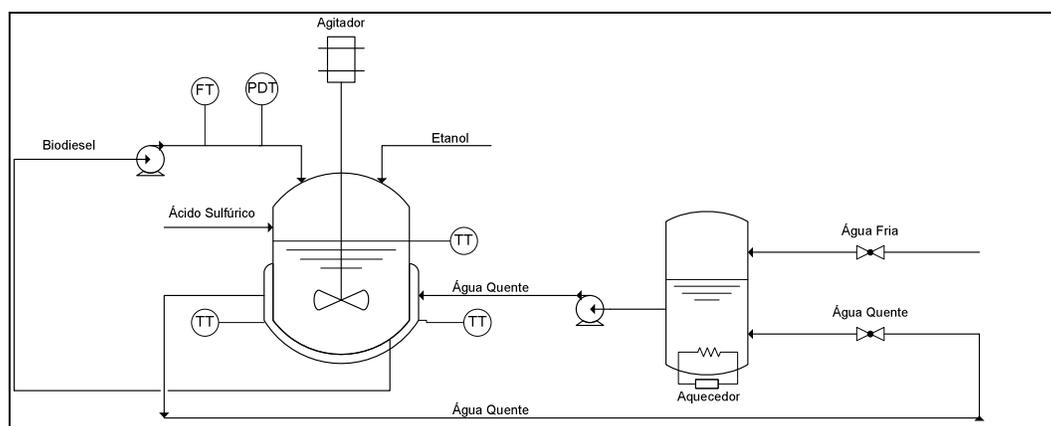


Figura 1.10: Fluxograma do sistema de transesterificação inicial com sistema de aquecimento.

Na Figura 1.11 está apresentado o segundo sistema de aquecimento proposto. Como se pode observar, dentro do reator há uma resistência elétrica,

de 500 W, para aquecer a mistura, enquanto água fria circula pela camisa do reator. A água utilizada para a refrigeração do sistema, após passar pela camisa do reator, é descartada.

Para manter a temperatura da mistura reacional no valor desejado, manipula-se o aquecimento interno, através de um variador de potência elétrica.

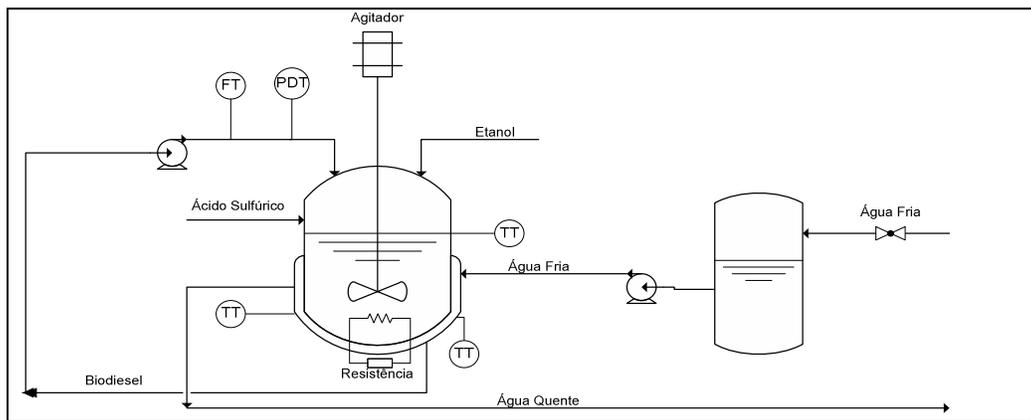


Figura 1.11: Fluxograma do sistema de transesterificação com sistema de refrigeração.

1.3.2 Montagem do sistema de produção de biodiesel

Segue-se a descrição detalhada da montagem final do protótipo e também a configuração da rede *fieldbus* realizada neste trabalho.

Na figura 1.12 está apresentado o fluxograma de engenharia da linha de biodiesel.

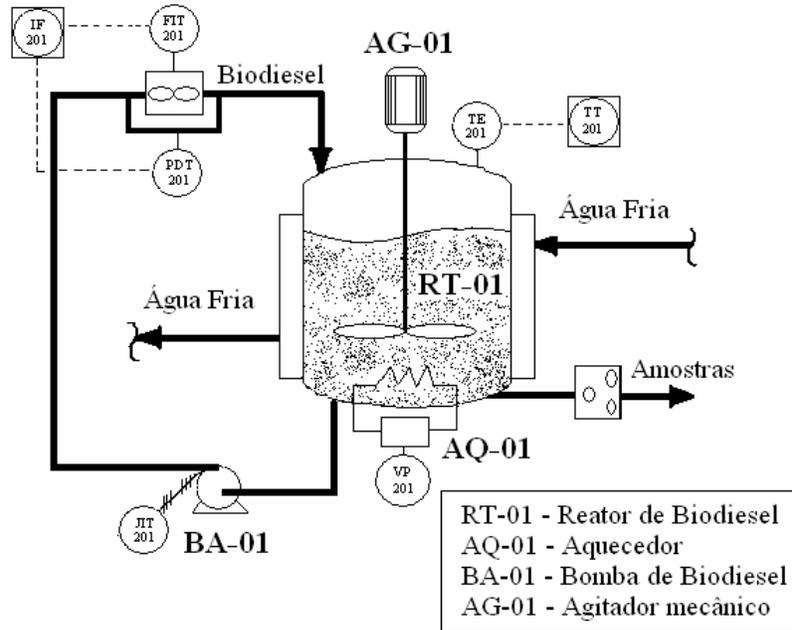


Figura 1.12 – Fluxograma de engenharia da linha de biodiesel

Na figura 1.13, está apresentado o fluxograma de engenharia da linha de água de resfriamento.

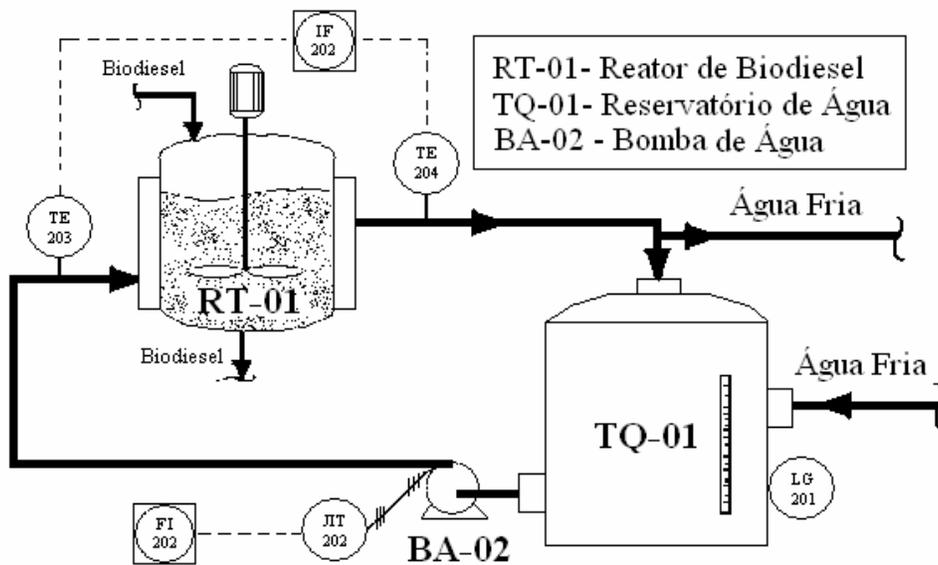


Figura 1.13 – Fluxograma de engenharia da linha de água de resfriamento

Segue-se uma descrição detalhada dos equipamentos, da estrutura e das tubulações utilizados na montagem do protótipo experimental.

- **Estrutura**

Primeiramente, confeccionou-se uma estrutura em Metalon (8 perfilados de aço tubular 30x30x1,50 mm) para a montagem do protótipo experimental, realizada no pavilhão de apoio da FEQ/UNICAMP.

- **Reator de biodiesel (RT-01)**

O reator foi construído em aço inox 304, encamisado, com sistema de entrada e saída de fluxo pela camisa do reator em NPT ½” e saída de fluxo do interior do reator por duas vias diferentes, sendo uma via construída em NPT ½” na lateral do reator para sistema de amostragem e uma via para esgotamento na base do reator em BSP ½”. O reator foi isolado termicamente com manta de borracha elastomérica de 19 mm, da marca Armaflex. Este reator foi fixado à estrutura de Metalon previamente construída. Os reagentes álcool etílico e óleo foram adicionados ao reator sob agitação constante.

- **Agitador mecânico (AG-01)**

Para a homogenização da mistura reacional no interior do biorreator, utilizou-se um agitador mecânico da marca Nova Ética, modelo M210-VERP-3K3 com 24 Vcc e 3300 rpm, com suporte para fixação na estrutura.

- **Aquecedor (AQ-01)**

O aquecedor é uma resistência elétrica de imersão fabricada com elementos tubulares blindados em aço inoxidável, 220 V e 500 W com ligação direta ao variador de potência.

- **Bombas de deslocamento positivo (BA-01 e BA-02) e reservatório de água (TQ-01)**

Para a circulação de água pela camisa do biorreator, utilizou-se uma bomba de deslocamento positivo (do tipo engrenagem), da marca RZR, modelo 500 FF NODULAR – S/ VA, série 2531, acionada por um motor WEG 1 HP 220V e um reservatório de água em PVC com capacidade de 20L de armazenamento. Para a circuito de biodiesel através dos instrumentos de medida de vazão (Coriolis) e de pressão, utilizou-se uma bomba de deslocamento positivo (do tipo engrenagem), da marca RZR, modelo 250 FF NODULAR – S/ VA, série 2531, acionada por um motor Weg 0,5 HP 220V.

Em bombas rotativas do tipo de engrenagens, o rotor provoca uma pressão reduzida à entrada, permitindo a entrada do líquido. Depois de uma determinada rotação do rotor, o líquido é ejetado pelo lado de descarga da bomba. Assim, a vazão é função do tamanho e da velocidade de rotação e é praticamente constante. Podem ser utilizadas para líquidos de quaisquer viscosidades.

- **Tubulações e acessórios**

Visando flexibilizar o uso do protótipo experimental para o estudo de controle, utilizaram-se tubulações e acessórios termoresistentes para a montagem da linha de água do sistema. A tubulação e acessórios, da marca Aquaterm (adequados para temperaturas em torno de 80 °C) foram utilizados com diâmetro de $\frac{1}{2}$ in.

Para a montagem da linha de biodiesel foi utilizada tubulação e acessórios de cobre com diâmetro nominal de $\frac{1}{2}$ in no trechos de sucção da bomba de biodiesel e de $\frac{1}{4}$ in nos demais trechos.

Para a montagem da linha de biodiesel adicional (específica para a instalação do viscosímetro on-line) foi utilizada tubulação de aço inox 304 com diâmetro nominal de 1/8 in.

- **Quadros de comando**

A montagem dos quadros de comando do sistema viabilizou o controle lógico e a operação manual do processo. O quadro de comando da linha de água e o quadro de comando da linha de biodiesel contêm os mesmos componentes: um inversor de frequência, disjuntores, fusíveis, trilho din, bornes, fonte elétrica de 24 V e tomadas.

O protótipo opera sob os modos remoto e manual. O modo remoto é gerenciado via tecnologia *Fieldbus*. No modo manual, cada uma das duas bombas podem ser acionadas individualmente através da ação direta sobre o painel.

- **Isolamento**

O isolamento térmico do reator e das tubulações de sucção e descarga da linha de biodiesel foi efetuado utilizando-se borracha elastomérica com espessura de 19 mm. Optou-se pelo uso deste isolante devido à baixa condutividade térmica conferida ao sistema e pela facilidade de manuseio. Atenção especial foi dedicada ao isolamento das tubulações, no intuito de se evitar, o máximo possível, os efeitos da redução da temperatura na medição dos valores de viscosidade do biodiesel.

1.3.3 Instrumentação do sistema de produção de biodiesel

A instrumentação do sistema de produção de biodiesel foi definida com o objetivo de se obter a maior quantidade possível de informações das variáveis

de processo e de controle do sistema, de maneira confiável e precisa, possibilitando um melhor monitoramento das condições de operação.

1.3.3.1 Implementação da rede *fieldbus*

A topologia tipo barramento foi utilizada na construção da rede *fieldbus*. Tem-se um barramento principal, constituído de um cabo blindado com um par de fios trançado, onde foram instaladas caixas de junção. Os dispositivos *fieldbus* foram conectados individualmente através de barramentos secundários constituídos do mesmo cabo blindado. Esta configuração foi adotada pela simplicidade e facilidade de construção e manutenção da rede *fieldbus*.

A configuração dos dispositivos da rede e a implementação da malhas de controle convencionais foram realizadas através do programa configurador SYSCON, podendo-se realizar alterações, manutenções e operações on-line. A configuração *fieldbus* dividiu-se em três partes principais: a configuração física, a configuração lógica e parametrização dos blocos de controle.

A configuração física determinou os dispositivos de campo e de sala de controle que foram conectados ao barramento principal e atribuiu blocos funcionais de acordo com a utilização de cada um.

Todos os dispositivos possuem blocos funcionais padrões (*resource block*, *transducer block* e *display block*) que devem ser devidamente configurados para um perfeito funcionamento, além dos blocos específicos para cada utilização (SMAR, 1998).

A rede *fieldbus* instalada (Figura 1.14) é composta por quatro dispositivos *Fieldbus Foundation* (FF).

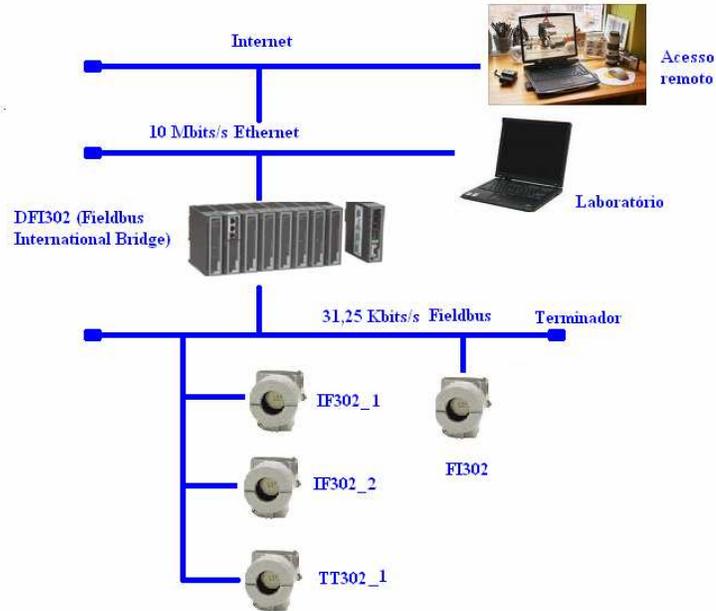


Figura 1.14 – Rede *Fieldbus* implementada para o sistema de produção de biodiesel.

Segue-se uma descrição dos quatro dispositivos *Fieldbus* Foundation (FF) implementados neste trabalho:

- **Interface de campo distribuída (DFI302).**

É um elemento chave na arquitetura distribuída dos sistemas de controle de campo; possui a habilidade de interligar redes com taxas de transmissão de dados diferentes: H1 (31,25 kbits/s) e HSE (*High Speed Ethernet*, 100 Mbits/s) (SMAR, 1998).

Possui multifunção modular, pode ser montado em um *backplane*, conectado em um trilho DIN. Inclui os módulos de fonte (DF50), módulo processador (DF51), fonte *fieldbus* (DF52) e impedância de linha (DF53). Ele pode ser colocado dentro da sala de controle ou em caixas seladas no campo.

Por ser expansível, é indicado para pequenas aplicações e/ou grandes e complexas plantas. A DFI302 combina poderosos recursos de comunicação, com acesso direto a entradas e saídas e controle avançado para aplicações contínuas e discretas.

Cada DFI pode acessar diretamente 256 pontos de Entrada/Saída. Explorando características do *fieldbus*, o sistema DFI se torna uma solução ilimitada para a indústria e automação.

- **Conversores de corrente – *fieldbus* (IF302).**

O IF 302 possui a função de converter as informações de campo transmitida por instrumentos analógicos de sinais 4-20 mA em protocolo Foundation *Fieldbus*.

Possui três canais de entradas independentes, promovendo a integração das informações de campo à rede.

A tecnologia digital utilizada no IF302 permite um único conversor receber três entradas e prover vários tipos de funções de transferência.

Possibilita uma interface fácil entre o campo e a sala de controle, e, ainda, inclui características especiais que reduzem consideravelmente os custos de instalação, operação e manutenção (SMAR, 1998).

- **Transmissor de temperatura – *fieldbus* (TT302).**

O TT302 é um transmissor apropriado para medições de temperatura usando termoresistências ou termopares, mas também aceita outros sensores que gerem resistência ou milivoltagem tais como pirômetros, células de carga, indicadores de posição, etc.

A tecnologia digital usada no TT302 permite a um simples modelo aceitar vários tipos de sensores, amplas faixas de medição, medição simples, diferencial ou backup e com um fácil interfaceamento entre o campo e a sala de controle.

O sensor utilizado no processo foi ligado ao TT302, o qual converte os sinais de tensão do sensor para 4-20 mA e os transmite em protocolo Foundation *Fieldbus*.

Ele possui três canais de entradas independentes promovendo a integração das informações de campo às malhas de controle implementadas na rede. O TT302 aceita até dois sensores.

A tecnologia digital permite ao TT302 aceitar vários tipos de sensores (SMAR, 1998).

- **Conversor *fieldbus* - corrente (FI 302).**

A conversão de sinais digitais *fieldbus* para analógicos 4-20 mA é efetuada pelo conversor FI302, estes sinais são enviados aos atuadores para fins de controle.

O dispositivo possui três canais de saída independentes.

A tecnologia usada no IF302 permite um único instrumento aceitar até três sinais de corrente de 0 ou 4 a 20 mA, além de fornecer vários tipos de funções de transferência, um fácil interfaceamento entre estas diferentes tecnologias que reduzem consideravelmente os custos de instalação, operação e manutenção (SMAR, 1998).

Os canais de saída independentes, dedicados aos respectivos instrumentos analógicos, estão apresentados na Tabela 1.5.

Tabela 1.5 – Descrição dos canais utilizados (IF 302, TT 302 e FI 302).

Dispositivo	Canal	Variável	Instrumento
IF 302_1	01	Temperatura da água – entrada camisa do reator	Sensor/Transmissor de temperatura com cabeçote
	02	Temperatura da água – saída camisa do reator	Sensor/Transmissor de temperatura com cabeçote
	03	* canal livre	-
IF 302_2	01	*canal livre	-
	02	Pressão de biodiesel	Sensor/Transmissor de pressão diferencial
	03	Vazão de biodiesel	Sensor/Transmissor de vazão mássico tipo coriolis
TT 302_1	01	Temperatura do biodiesel – interior do reator	Sensor de temperatura
	02	*canal livre	-
FI 302	01	Rotação da bomba de água	Inversor de frequência
	02	Potência da resistência elétrica	Variador de potência
	03	*canal livre	-

- **Painéis elétricos**

Foram construídos dois painéis (Figura 1.15 e 1.16) para ligação dos sensores analógicos do sistema aos dispositivos de rede. A construção visou uma maior facilidade quanto a manutenções e possíveis substituições de sensores utilizados na linha de água de resfriamento do sistema.

O painel apresentado na figura 1.15 foi construído, especificamente, para facilitar possíveis manutenções e substituições de sensores existentes na linha de biodiesel do sistema. Pode-se identificar através da Figura 1.15 os seguintes componentes:

- Uma fonte de alimentação HI Tecnologia, 24V/3A;
- Um inversor de frequência Danfoss série 2800;
- Um fusível e um disjuntor.

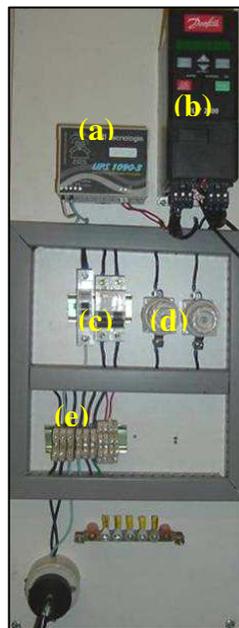


Figura 1.15: Painel: (a) fonte de alimentação, (b) inversor de frequência, (c) disjuntores, (d) fusíveis, (e) régua de bornes.

Pode-se identificar através da Figura 1.16 os seguintes componentes:

- Fontes de alimentação HI Tecnologia, 24V/3A;
- Inversor de frequência Danfoss série 2800;
- Chave comutadora marca Margirius, modelo CS-503 A/B TRIFÁSICA, 220 VAC, utilizada para selecionar a bomba utilizada neste projeto.
- Dois fusíveis e disjuntores.



Figura 1.16: Painel: (a e b) fontes de alimentação, (c) inversor de frequência, (d) chave, (e) disjuntores, (f) fusíveis, (g, h, i e j) réguas de bornes.

Na Figura 1.17 é apresentado de uma forma detalhada um esquema das ligações dos instrumentos do protótipo com os dispositivos de painel.

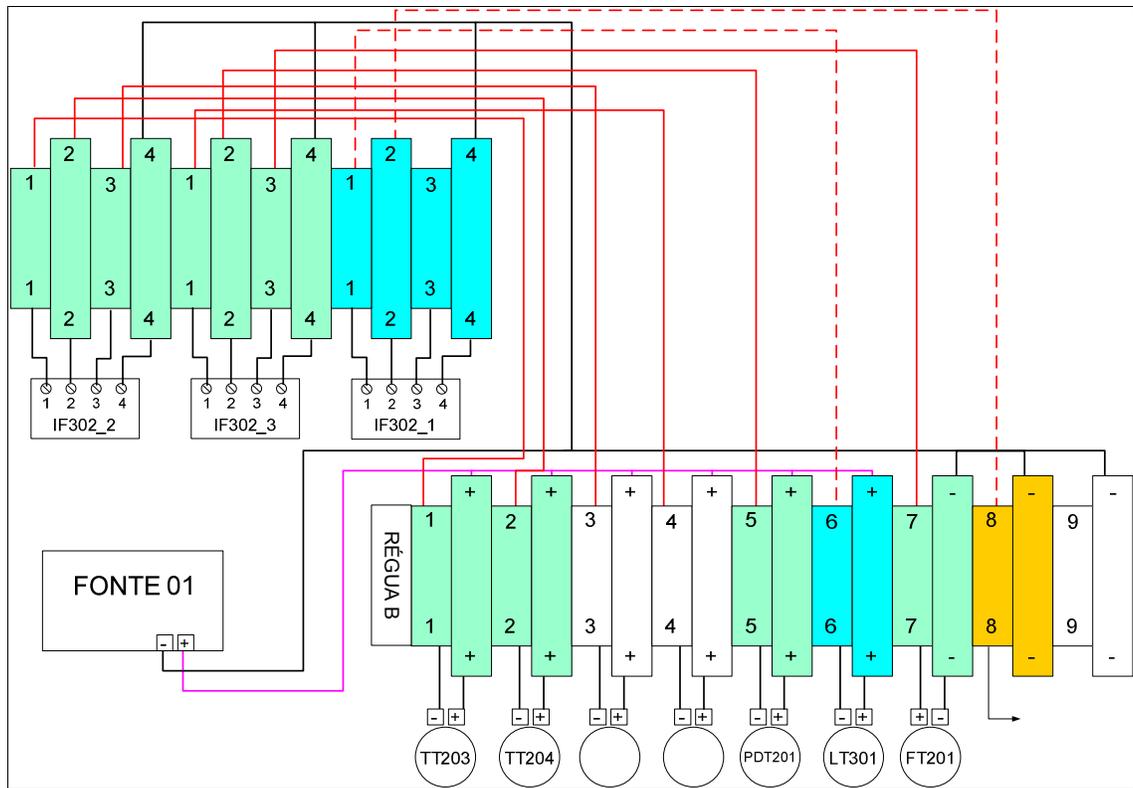


Figura 1.17: Ligação dos instrumentos do protótipo aos sensores no painel.

Como se pode observar através da Figura 1.17, o transmissor de pressão diferencial (PDT) e o medidor de vazão mássica Coriollis são alimentados pela fonte 1 e também conectados ao IF 302_2, o qual também é alimentado pela fonte 1. Já os sensores de temperatura do tipo Pt100 e os transmissores analógicos TT203 e TT204 instalados no cabeçote, foram ligados ao conversor IF302-1. O sensor de temperatura do tipo Pt100 localizado no interior do reator foi conectado diretamente ao transmissor de temperatura *fieldbus* TT302, e por isso não consta no painel.

O variador de potência e o inversor de frequência foram conectados ao FI302 e alimentados pela fonte 2, como é mostrado a Figura 1.18, a qual segue abaixo.

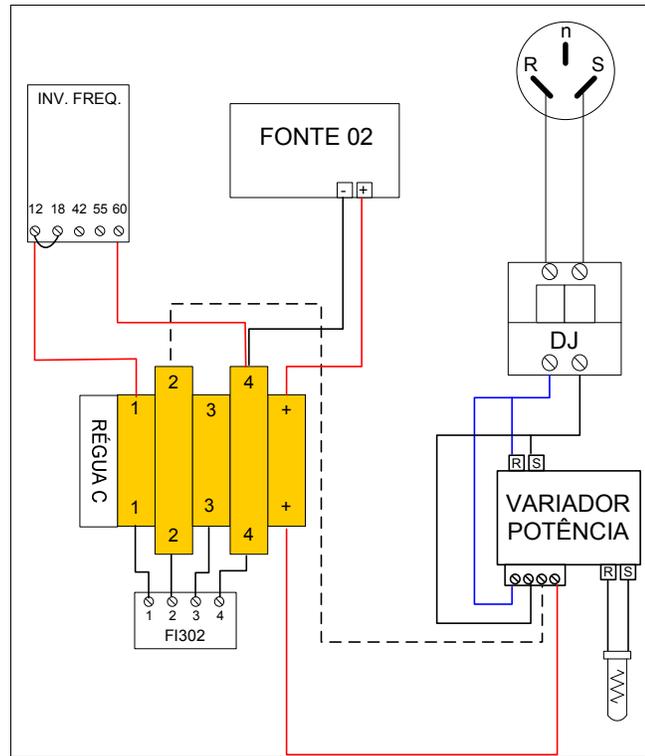


Figura 1.18: Ligações do variador de potência e do inversor de frequência no dispositivo FI302.

1.3.3.2 Sensores de temperatura

Devido à definição prévia dos locais mais importantes para a identificação das condições operacionais do sistema, foram utilizados dois tipos de sensores de temperatura diferentes. São eles: duas termoresistências tipo Pt100 a três fios com cabeçote e poço em inox de contato direto com o fluido através de conexões BSP $\frac{1}{2}$ ", haste \varnothing 2 mm X 60 mm, pote liso e uma termoresistência tipo Pt100 a três fios sem cabeçote.

(Os transmissores de temperatura inseridos nos cabeçotes são configuráveis, com alimentação de 12 a 35 Vcc, saída de 4 a 20 mA, com ajuste frontal de zero (*offset*) e saída configurável em *scale up* ou *down scale*).

As termoresistências utilizadas foram ligadas em transmissores de temperatura localizados no próprio cabeçote (figuras 1.19, 1.20, 1.21 e 1.22).



Figura 1.19 e 1.20: Sensor de temperatura do tipo termoresistência Pt100 e Transmissor de temperatura montado no cabeçote.



Figura 1.21 – Pt100 fixado na tampa do reator de biodiesel



Figura 1.22 – Transmissor de Temperatura montado no cabeçote

A Tabela 1.6 apresenta a localização dos sensores no protótipo.

Tabela 1.6 – Localização dos sensores de temperatura no protótipo.

Tag do sensor	Localização
TE-101	Interior do reator
TE-102	Entrada da camisa do reator
TE-103	Saída da camisa do reator

- **Sensores de temperatura**

A aferição dos sensores de temperatura foi realizada através de um banho de circulação em que se estabeleceu uma temperatura. Um termômetro de bulbo de mercúrio aferido (ASTM, erro de $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$) foi utilizado como sensor padrão. As leituras das temperaturas dos sensores e do sensor padrão foram realizadas após a estabilização da temperatura do banho no valor desejado. Os valores lidos foram utilizados para obtenção de curvas de ajuste linear para cada sensor. A Tabela 1.7 apresenta os modelos lineares obtidos.

Tabela 1.7 – Equações de ajuste linear obtidos através da aferição dos sensores de temperatura.

Sensor	Ajuste linear*	(r^2)
TE-101	$T_c = 0,9974.T + 0,2108$	0,9999
TE-102	$T_c = 1,0025.T + 0,2710$	0,9996
TE-103	$T_c = 1,0053.T + 0,4448$	0,9997

T_c = Temperatura corrigida ($^{\circ}\text{C}$)

T = Temperatura lida ($^{\circ}\text{C}$)

A análise dos dados na Tabela 1.7, permite concluir que todas as equações de ajuste apresentam altos valores de coeficiente de correlação (r^2), expressando uma excelente concordância com o modelo linear.

1.3.3.3 Sensor de pressão

Para o desenvolvimento do trabalho foi instalado no protótipo, um transmissor de pressão diferencial da marca Novus, modelo 692, com tensão de 11 a 33 Vdc, para pressões entre 0-25 bar, com sinal de saída de 4-20 mA e precisão de 0,5% de fundo de escala, aferidos pelo fabricante. O transmissor foi instalado adequadamente para medidas de pressão de biodiesel; montagem em paralelo com o transmissor de vazão mássico tipo Coriolis, conforme Kalotay, (1999). A temperatura de operação do processo e meio ambiente deve estar entre -15 a 80 °C e a conexão ao processo é por meio de rosca externa 1/8 – NPT. É um instrumento capaz de converter a pressão de entrada em um sinal elétrico proporcional. Para isso há um circuito elétrico que converte a variação de resistência, indutância ou capacitância em um sinal padronizado.

1.3.3.4 Sensor de vazão

Um sensor/transmissor de vazão foi utilizado para a medida de vazão de biodiesel. O sensor de vazão é do tipo Coriolis marca Endress+Hauser, modelo PROMASS 63, DN 1.

O medidor de vazão Coriolis utiliza um fenômeno físico que envolve a inércia e a aceleração centrípeta. A vazão de uma tubulação é dividida em duas por dois tubos paralelos que possuem forma de “U”, e ao fim destes tubos a vazão volta a ser conduzida por um único tubo.

Próximo da parte inferior de cada “U” há eletroímãs que fazem dois tubos oscilarem em suas frequências naturais de vibração e cuja amplitude não ultrapassa alguns milímetros. Com a passagem de fluido pelos tubos, em função desta oscilação, surge uma torção nos tubos cuja defasagem permite a medição da vazão mássica.

Esta defasagem é medida por sensores magnéticos instalados nas extremidade dos tubos em “U”.

1.3.3.5 Elemento final de controle

A frequência de rotação da bomba e a potência de aquecimento foram pré-estabelecidas como as variáveis manipuláveis do sistema de transesterificação.

Visando selecionar o elemento final de controle mais adequado para controlar a temperatura do sistema, foram realizados ensaios com as duas variáveis manipuláveis citadas acima.

Inicialmente foi estudada a possibilidade de utilizar a frequência de rotação da bomba para controlar a temperatura da mistura reacional. Foi fixada uma resistência elétrica no reservatório de água para aquecer a água de circulação.

A resistência de imersão foi fabricada com elementos tubulares, blindada em aço inoxidável, 220 V e potência de 1200 W.

Para a variação da vazão de água quente na camisa do reator foi utilizado um inversor de frequência que atua na velocidade de rotação do motor da bomba de deslocamento positivo.

O inversor de frequência utilizado (figura 1.34) é da marca Danfoss, modelo VLT2807, possui entrada monofásica 220 ~ 240, Vac- 50/60 Hz - 10,6 A, Saída trifásica 200 ~ 240 Vac – 50/60 Hz – 4,1 A;

Finalmente, visando o controle da temperatura da mistura reacional através da variação da potência de aquecimento, utilizou-se um variador de potência para o acionamento parcial da resistência elétrica de 220 V e 500 W, instalada no reator de biodiesel.

O variador impõe carga modulada ao sistema, onde a comunicação é efetuada através do sistema de automação.

O ajuste fino da carga térmica é de fundamental importância na modulação da temperatura da mistura reacional.

- **Determinação da potência consumida**

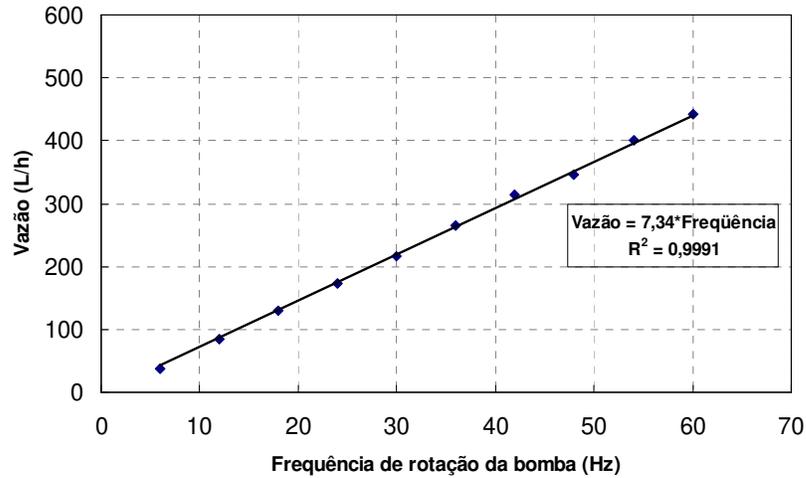
A medida da potência consumida pelo motor da bomba durante os ensaios é obtida através da configuração do inversor e a comunicação via rede *fieldbus*, para posterior determinação da energia total consumida no processo.

No entanto, para a determinação da potência consumida pelo aquecedor, não é necessário configurar a saída. A medida da potência é enviada através da rede *fieldbus*.

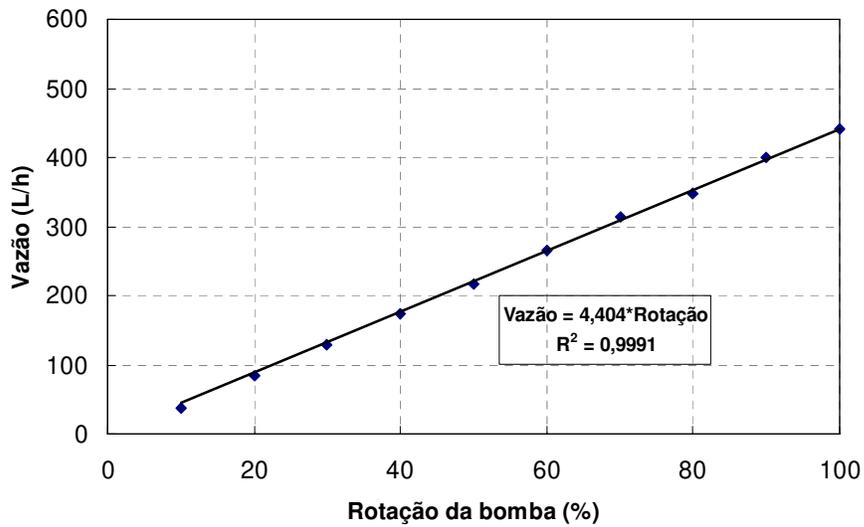
- **Determinação da vazão de água**

Para cada valor de frequência variando entre 5 e 60 Hz, obteve-se o volume de água, medido em uma proveta, em um intervalo de tempo. Os valores de frequência foram normalizados entre 0 e 100%, correspondentes à faixa de valores entre 0 e 60 Hz. Esses dados foram obtidos em triplicata para a

obtenção da equação de correlação entre a vazão de água (L/h) e valor de rotação (%). Nas Figuras 1.23 a e b são apresentadas as duas equações obtidas para a vazão em função da frequência e em função da rotação, respectivamente.



(a)



(b)

Figura 1.23 a) e b) Curvas características de vazão.

1.3.3.6 Software configurador SYSCON

O software denominado SYSCON foi utilizado para configurar os dispositivos de rede instalados na linha de processo e a implementação das malhas de controle convencionais. Através de um microcomputador conectado à rede foi configurada a lógica de controle para o sistema de produção de biodiesel.

Na Figura 1.24 está apresentada a tela do SYSCON referente à estratégia de controle escolhida. O variador de potência foi definido como elemento final de controle e, portanto, manipulou-se a porcentagem de calor adicionada à mistura reacional.

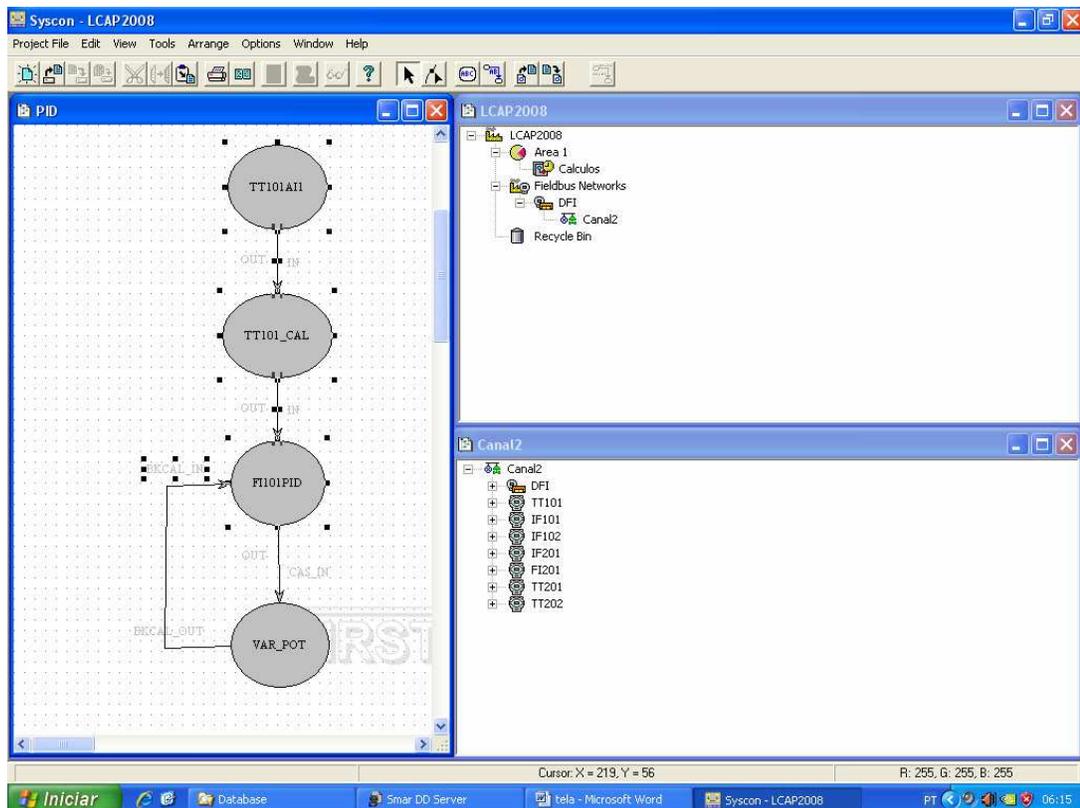
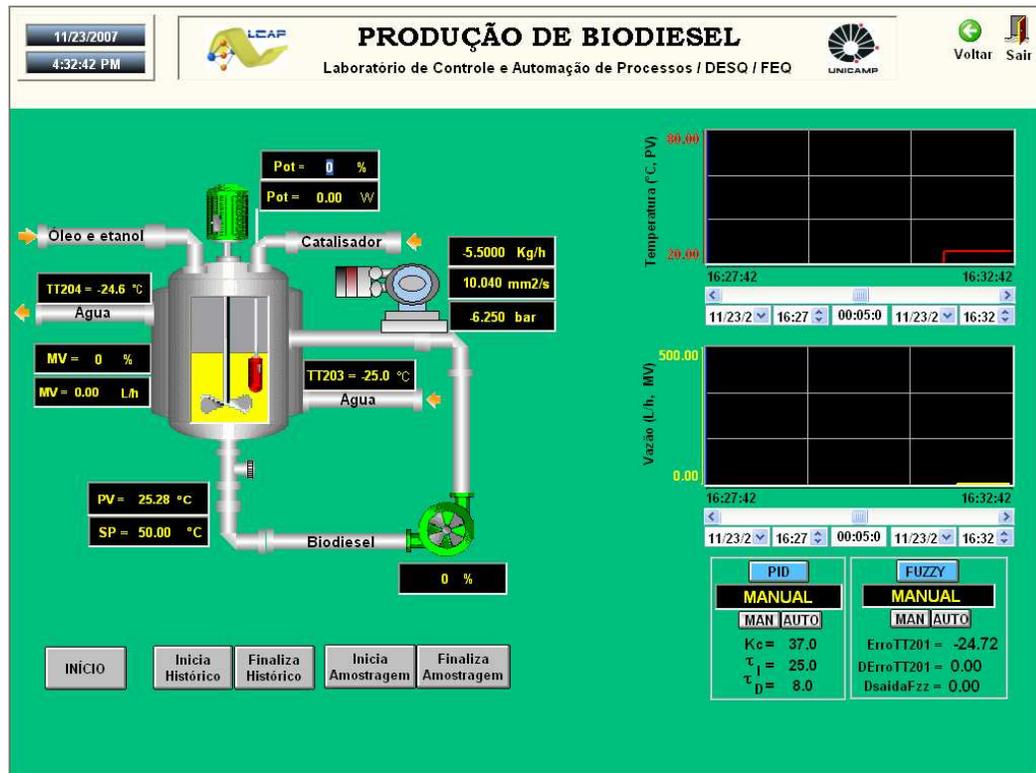


Figura 1.24 – Tela de configuração lógica da rede *fieldbus* do protótipo.

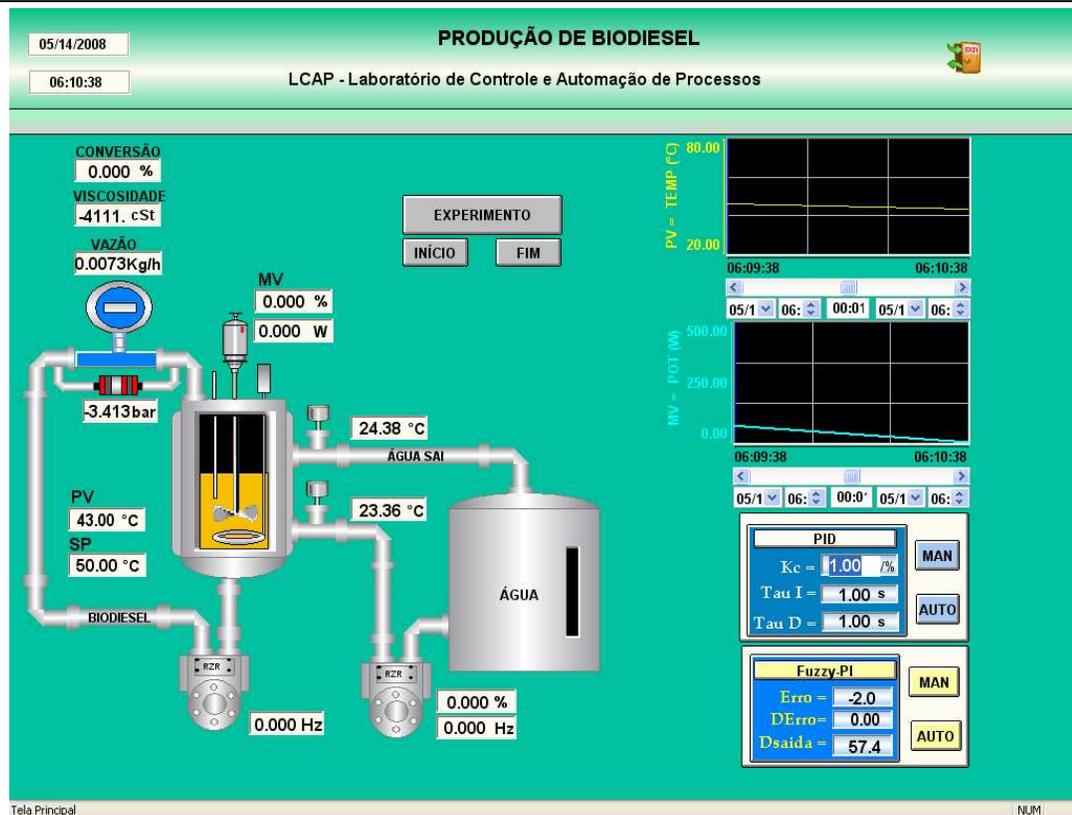
1.3.3.7 Sistema supervisório

Para o desenvolvimento de telas gráficas de supervisão do sistema foi utilizado o software Indusoft Web Studio 6.1. Através da utilização deste software foram construídas telas voltadas para monitoramento do sistema (IHM) ou controle e aquisição de dados (SCADA). A comunicação com os dispositivos *fieldbus* foi estabelecida, fornecendo informações em tempo real afim de monitorar e controlar o processo de produção de biodiesel, a cada 1 segundo.

As telas foram construídas de forma seqüencial permitindo uma operação fácil e racional, através da disposição gráfica e da funcionalidade de monitoração, as quais são apresentadas na Figura 1.25 a e b.



(a)



b)

Figura 1.25: Telas desenvolvidas no supervisor Indusoft. a) Tela inicial - utilizada nos ensaios de amostragem; b) Tela final – utilizada durante ensaios com controladores PID e *fuzzy*.

1.4 Conclusões

O projeto e a montagem do protótipo experimental para a produção de biodiesel apresentou algumas dificuldades devido à versatilidade de aplicações (produção química e enzimática do biocombustível). Embora, neste trabalho a proposta tenha sido utilizar exclusivamente catalisador químico para produzir biodiesel, durante as etapas de projeto e de montagem deste protótipo experimental no LCAP da FEQ/UNICAMP foi considerada a possibilidade de utilização de lipase como agente catalisador em trabalhos futuros.

A descrição detalhada das etapas de montagem apresentou algumas possibilidades de modificações a serem realizadas no protótipo para utilizar catalisador enzimático.

Quanto à escolha do catalisador químico, pode-se afirmar que a mesma foi bem sucedida. Optou-se pelo uso do ácido sulfúrico, embora NaOH seja um dos mais utilizados atualmente devido à montagem realizada. A ausência de um filtro na saída do reator poderia causar entupimento na tubulação do medidor de vazão Coriolis nos ensaios de conversão realizados com NaOH. O sistema implementado para o acompanhamento on-line da conversão está apresentado no capítulo 5 desta tese.

O projeto de instrumentação atingiu seus objetivos, pois os instrumentos inteligentes (*Fieldbus Foundation*) foram instalados com sucesso e os experimentos puderam ser realizados com qualidade de dados e redução de fios. Canais livres puderam ser deixados nos instrumentos, visando a instalação de sensores adicionais em trabalhos futuros a serem realizados com lipase.

1.5 Referências Bibliográficas

ALVES, A. C., CARDOSO, J. J. F., ALMEIDA, M. A. P., MELO, C. K., LOURENZO, H. C., HENRIQUE, T. C. C., Reaproveitamento de lipase imobilizada na transesterificação do óleo de babaçu, *Biodiesel, O Novo Combustível do Brasil*, p. 85-89, 2006.

ANTUNES, A. J. B.; PEREIRA, J. A. F. R.; FILETI, A. M. F. Fuzzy control f a PMMA batch reactor: Development and experimental testing. *Computers & Chemical Engineering*, v. 30, n. 2, p.268-276, 2005.

ARZAMENDI, G.; ARGUIÑARENA, E.; CAMPO, I.; ZABALA, S.; GANDÍA, L. M.; Alkaline and alkaline-earth metals compounds as catalyst for the methanolysis of sunflower oil. *Catalysis Today*, v.133-135, p.305-313, 2008.

BARNWAL, B.K.; SHARMA, M.P.; Prospects of biodiesel production from vegetable oils in India, *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, p. 363-378, 2004.

BEGA, A. E.; DELMÉE, G. J.; COHN, P. E.; BULGARELLI, R.; KOCH, R.; FINKEL, V. S. *Instrumentação Industrial. Instituto Brasileiro de Petróleo e gás (IBP)*. RJ, Ed. Interciência, 2003, 541p.

BEHZADI, S.; FARID, M. M.; Production of biodiesel using a continuous gas-liquid reactor. *Bioresource technology, In Press, Corrected Proof*, 2008.

BORDIM, J. L.; *Redes Industriais Fieldbus*. Universidade de Brasília (UnB), 2006. site: www.cic.unb.br/~bordim/TD/Arquivos/G04_Monografia.pdf

CAPOZZOLI, U. Ponto de Vista: Humanos e Robôs, *Revista Scientific American Brasil*, 2008, 82p.

DERMIBAS, A. Biofuels sources, biofuel policy, biofuel economy and global biofuel projections. *Energy Conversion and Management*, v.49, p. 2106-2116, 2008.

DUBÉ, M. A.; TREMBLAY, A. Y.; LIU, J. Biodiesel production using a membrane reactor. *Bioresource Technology*, v. 98 (3), p. 639-647, 2007.

ELLIS, N.; GUAN, F.; CHEN, T.; CONRAD, P. Monitoring biodiesel production (transesterification) using in situ viscometer. *Chemical Engineering Journal*, v.138, p. 200-206, 2008.

FADAEI, A. & SALAHSHOOR, K. Design and implementation of a new fuzzy-PID controller for networked control systems. *ISA Transactions, In Press, Corrected Proof*, 2008.

FAGUNDES, F. P.; CARDOSO, ° R; MEDEIROS, S.I.G; BORGES, M.R; GARCIA, R.B; COSTA, M. Influência da temperatura de reação na alcoólise alcalina do óleo de mamona, *II Congresso Brasileiro de Plantas Oleaginosas, óleos, Gorduras e Biodiesel*, p.793-798, 2005.

GERPEN, J., H., V.; HAMMOND, E., G.; JOHNSON, L., A.; MARLEY, S., J.; YU, L.; LEE, I.; MONYEM, A.; *Determining the influence of contaminants on biodiesel properties, Iowa State University*, p.1-28,1996.

GLANZER, D. A. & CIANFRINI, C. A. Interoperable *fieldbus* devices; a technical overview. *ISA Transactions*, v. 35 (2), p. 147-151, 1996.

HAAS, M. J.; McALLON, A. J.; YEE, W. C.; FOGLIA, T. A. A process model to estimate biodiesel production costs. *Biodiesel technology*, v. 97 (4), p. 671-678, 2006.

HERNÁNDEZ-MARTÍN, E.; OTERO, C. Different enzyme requirements for the synthesis of biodiesel: Novozym® 435 and Lipozyme® TL IM. *Bioresource Technology*, v. 99 (2), p. 277-286, 2008.

HARTMAN, L, *Tecnologia de óleos e gorduras vegetais*,1982.

HÜSEMANN, R. & PEREIRA, C. E. A multi-protocol real-time monitoring and validation system for distributed *fieldbus*-based automation applications. *Control Engineering Practice*, v. 15 (8), p. 955-968, 2008.

ISO, M.; CHEN, B.; EGUCHI, M.; KUDO, T.; SHRESTHA, S.; Production of biodiesel fuel from triglycerides and alcohol using immobilized lipase, *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic*, p.53-58, 2001.

JÄMSA-JOUNELA, S-L. Future trends in process automation. *Annual reviews in control*, v. 31 (2), p. 211-220, 2007.

JOELIANINGSIH; MAEDA, H.; HAGIWARA, S.; NABETANI, H.; SAGARA, Y.; SOERAWIDJAYA, T. H.; TAMBUNAN, A.; ABDULLAH, K. Biodiesel fuel from palm oil via the non-catalytic transesterification in a bubble column reactor at atmospheric pressure: A kinetic study. *Renewable Energy*, v. 33 (71), p. 1629-1636, 2008.

KNOTHE, G.; GERPEN, J., V.; KRAHL, J.; RAMOS, L.,P. *Manual de biodiesel*, Editora Edgard Blücher, 2006.

KOUZU, M.; KASUNO, T.; TAJIKA, M.; YAMANAKA, S.; HIDAKA, J. Active phase of calcium oxide used as solid base catalyst for transesterification of soybean oil with refluxing methanol. *Applied catalysis A: General*, v. 334 (1-2), p. 357-365, 2008.

LÓPEZ, D. E.; GOODWIN Jr., J. G.; BRUCE, D. A.; FURUTA, S. Esterification and transesterification using modified-zirconia catalysts. *Applied Catalysts A: General*, v. 339 (1), p. 76-83, 2008.

MAHALIK, N. P. & YEN, M. Extending *Fieldbus* Standards to food processing and packaging industry: A review. *Computer Standards & Interfaces, In Press, Corrected Proof*, 2008.

McNEFF, C. V.; McNEFF, L. C.; YAN, B.; NOWLAN, D. T.; RASMUSSEN, M.; GYBERG, A. E.; KROHN, B. J.; FEDIE, R. L.; HOYE, T. R. A continuous catalytic system for biodiesel production. *Applied Catalysis A: General*, v. 343 (1-2), p.39-48, 2008.

MEDEIROS, S.I.G.; BORGES, M.R; CARDOSO, O. R; FAGUNDES, F. P; COSTA, M.; GARCIA, R.B; Síntese enzimática de ésteres de açúcar

biodegradáveis a partir de óleo de mamona, *II Congresso Brasileiro de Plantas Oleaginosas, óleos, Gorduras e Biodiesel*. p.604-609, 2005.

NEWMANN, P. Communication in industrial automation – What is going on? *Control Engineering Practice*, v. 15 (11), p. 1332-1347, 2007.

OLIVEIRA, D.; OLIVEIRA, J.V.; FACCIO, C.; MENONCIN, S.; AMROGINSKI, C.; Influência das variáveis de processo na alcoólise enzimática de óleo de mamona, *Ciência e Tecnologia de Alimentos*. Campinas, p. 178-182, 2004.

PAHL, G.; Biodiesel, Growing a New Energy Economy, v. 1, Canada, 2005

PANTONI, R. P.; BRANDÃO, D. Developing and Implementing an open and non-proprietary device description for Fieldbud Foundation based on software standards. *Computers Standard & Interfaces*. In Press, *Accept manuscript*, 2008.

PHAN, A. N. & PHAN, T. M. Biodiesel production from waste cooking oils. *Fuel*, In Press, *Uncorrected Proof*, 2008.

POUSA, G. P. A. G.; SANTOS, A. L. F.; SUAREZ, P. A. Z. History and policy of biodiesel in Brazil. *Energy Policy*, v. 35, p. 5393-5398, 2007.

RANGANATHAN, S. V.; NARASIMHAN, S. L.; MUTHUKUMAR, K. An overview of enzymatic production of biodiesel. *Bioresource Technology* v. 99, p. 3975-3981, 2008.

RIBEIRO, N., M., *O processo de transesterificação, Projeto Biodiesel*. Universidade Federal da Bahia, 2005.

SAAD, E., M. *Etanólise do óleo de milho empregando catalisadores químicos e enzimáticos*, Tese de dissertação de mestrado, Curitiba, 2005.

SANTOS, L., G., *Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas*, SENAI, 2005.

SCHIMANSKI, A. Application experiences with *fieldbus* instruments. *ISA Transactions*, v. 35 (2), p. 137-145, 1996.

SCHUMNY, H. *Fieldbus* in measurement and control. *Computer Standards & Interfaces*, v. 19 (5-6), p. 295-304, 1998.

SHIMADA, Y.; WATANABE, Y; SUGIHARA, A; TOMINAGA, Y.; Enzymatic alcoholysis for biodiesel fuel production and application of the reaction to oil processing, *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic*, p.133-142, 2001.

SMAR Equipamentos Industriais Ltda. “*Como Implementar Projetos em Foundation Fieldbus*”. *Apostila de curso*. Agosto. 1998.

SUWANNRKARN, K.; LOTERO, E.; GOODWIN Jr, J. G.; CHANGGING LU. Stability of sulfated zirconia and the nature of the catalytically active species in the transesterification of triglycerides. *Journal of Catalysis*, v. 255 (2),p. 279-286, 2008.

THOMESSE, J. P. A Review of the *Fieldbuses*. *Annual Reviews in Control.*, v.22, p.35-45, 1998.

THOMESSE, J. P. *Fieldbuses* and Thomesse. *Control Engineering Practice*, v.1999, p.81-94, 1999.

UTLU, Z.; KOÇAK, M. S. The effect of biodiesel fuel obtained from waste frying oil on direct injection diesel engine performance and exhaust emissions. *Renewable Energy*, v. 33 (8), p. 1936-1941, 2008.

VICENTE, G., MARTINEZ, M., ARACIL, J. A comparative study of vegetables oils for biodiesel production in Spain. *Energy & Fuels*, v. 20, 394-398, 2006.

WATANABE, T., SUGIURA, M., SATO, M., YAMADA, N., NAKANISHI, K., Diacylglycerol production in a packed bed bioreactor. *Process Biochemistry*, p. 637 -643, 2005.

CAPÍTULO 2 – SISTEMA DE MONITORAÇÃO *ON-LINE* DA CONVERSÃO DE ÓLEO VEGETAL EM BIODIESEL

2.1 Introdução

A determinação da qualidade do combustível é um aspecto de grande importância para o sucesso da comercialização do biodiesel. Além disso, devido à ampliação do uso de misturas de biodiesel com diesel convencional derivado de petróleo, a caracterização de misturas em diferentes níveis está rapidamente se convertendo em um importante aspecto da análise do biodiesel.

Os principais procedimentos analíticos utilizados para analisar o biodiesel compreendem métodos cromatográficos e espectrométricos; no entanto, artigos direcionados a outros métodos, incluindo aqueles baseados em propriedades físicas, também tem sido publicados.

Algumas categorias podem se sobrepor, devido ao advento de técnicas hifenadas, como a cromatografia de fase gasosa acoplada à espectrometria de massas (CG-EM), a cromatografia de fase gasosa acoplada à espectrometria no infra-vermelho (CG-IR), ou a cromatografia de fase líquida acoplada à espectrometria de massas (CL-EM). São interessantes, pois auxiliam na resolução de ambigüidades que prevalecem após a análise por métodos cromatográficos isolados (KNOTHE *et al.*, 2006).

No entanto, são poucos os trabalhos relacionados ao uso destas técnicas para analisar o biodiesel. As principais razões são provavelmente devidas ao alto custo do equipamento e ao alto investimento para a qualificação técnica de pessoal especializado na interpretação dos dados. Além disso, os métodos cromatográficos e espectrométricos também não podem ser utilizados no monitoramento remoto da reação de transesterificação.

Um método considerado adequado para o controle do processo de transformação, devido à sua rapidez, é a medição da viscosidade da mistura durante a reação de transesterificação. A transesterificação é a responsável pela separação da glicerina presente no óleo vegetal. A glicerina torna o óleo mais denso e viscoso e a sua eliminação gera um combustível muito próximo do diesel derivado do petróleo. A diferença de viscosidade existente entre o óleo de origem e o seu derivado alquil éster forma a base da viscosimetria (FILLIPIS *et al.*, 1995).

Trabalhos existentes propuseram a utilização de um viscosímetro disponível no mercado, no interior do reator de biodiesel, visando monitorar a reação química até atingir o ponto de conversão máxima do óleo (ELLIS *et al.*, 2008).

Neste trabalho, foi proposta a utilização de um viscosímetro *on-line* visando o controle de processo. O viscosímetro *on-line* é um sistema constituído por dois instrumentos (um transmissor de vazão mássico tipo Coriolis e um transmissor de pressão diferencial), conforme proposto por Kalotay (1999). O sistema aplicado à transesterificação em batelada para a produção de biodiesel, apresenta-se como uma alternativa economicamente mais viável, comparado ao viscosímetro existente no mercado.

2.2 Revisão bibliográfica

2.2.1 Viscosidade

A viscosidade, que é uma medida da resistência da vazão de um líquido associada à fricção ou atrito interno de uma parte do fluido que escoar sobre a outra, afeta a atomização do combustível no momento de sua injeção na câmara

de combustão e, em última análise, a formação de depósitos no motor. Quanto maior a viscosidade, maior a tendência do combustível em causar tais problemas (KNOTHE *et al.*, 2006).

A alta viscosidade é a principal propriedade combustível que justifica a razão do abandono relativamente generalizado do emprego de óleos vegetais puros como combustíveis diesel alternativos.

A reação de transesterificação do óleo vegetal leva à redução do valor da viscosidade cinemática a aproximadamente uma ordem de magnitude. Esta diferença de viscosidade forma a base de um método analítico, a viscosimetria, que tem sido utilizado para determinar a conversão de óleos vegetais.

Viscosidades determinadas a 20 e 37,8 °C apresentaram uma boa correlação com as análises conduzidas por CG para propósitos de investigação. O método viscosimétrico foi considerado adequado para o controle do processo de transformação devido à sua rapidez.

Resultados similares foram obtidos por medidas de densidade. No entanto, a viscosidade do produto final, que depende da composição em ácidos graxos, deve ser aparentemente conhecida (KNOTHE *et al.*, 2006).

A viscosidade cinemática está relacionada à viscosidade dinâmica empregando a densidade como fator.

Ésteres metílicos de ácidos graxos são fluidos newtonianos a temperaturas superiores a 5 °C (SRIVASTAVA & PRASAD, 2000).

A viscosidade é uma das mais importantes propriedades dos combustíveis e está diretamente ligada à qualidade da combustão. A alta viscosidade do biodiesel comparada à viscosidade do diesel confere excepcionais características lubrificantes, entretanto dificulta a obtenção de uma maior eficiência na queima durante o ciclo diesel (KNOTHE & STEIDLEY, 2005).

Tate *et al.* (2006) realizaram um levantamento de dados experimentais da viscosidade cinemática de biodiesel derivados de óleo de canola, óleo de soja

e óleo de peixe em diferentes temperaturas na faixa de 20 a 300°C. Foi observado que a viscosidade decresce com a temperatura seguindo uma relação logarítmica.

Devido à dificuldade de se determinar a viscosidade em tempo real, diferentes métodos foram estudados para correlacionar a viscosidade cinemática com o tipo de éster formado de acordo com a contribuição dos grupos moleculares (KNOTHE & STEIDLEY, 2005).

Allen *et al.* (1999) realizaram um estudo de predição da viscosidade de diferentes tipos de biodiesel a 40°C com composições distintas. Foi observado que a viscosidade do biodiesel reduz consideravelmente com o aumento da insaturação dos compostos que o formam e que a presença de traços de glicerídeos afeta a medida de viscosidade.

Um trabalho similar foi realizado por Krisnangkura *et al.* (2006) expandindo a predição da viscosidade de biodiesel de composições C_{12:0}-C_{18:0} em várias temperaturas. Foi observado que o método de predição da viscosidade apresentou boa correlação com os resultados experimentais do biodiesel derivado do óleo de coco e do óleo de palma.

2.3 Métodos

2.3.1 Estudo reológico do óleo vegetal

A equação de Hagen-Poiseville apenas é utilizada para escoamento laminar de fluidos Newtonianos.

Fluidos que seguem a Lei de Newton para viscosidade são chamados de fluidos Newtonianos. Neste caso, há uma relação linear entre a tensão de cisalhamento, τ , e a taxa de deformação, $\dot{\gamma}$, como mostra a Equação [2.1].

Para fluidos não newtonianos essa relação não é linear, pois a viscosidade não permanece constante, mas é uma função da tensão.

$$\tau = \mu \dot{\gamma} \quad \text{Eq. [2.1]}$$

Para comprovar que o óleo vegetal apresenta essa característica, deve ser realizado o estudo reológico do mesmo.

2.4 Resultados obtidos

Depois de realizados todos ensaios, os resultados foram avaliados com o intuito de se verificar a eficácia da metodologia proposta. Esta avaliação foi realizada na observância do erro obtido entre a taxa de conversão correlacionada através da viscosidade e as medidas analíticas realizadas *off-line*.

2.4.1 Determinação da viscosidade cinemática

Para a utilização da equação de Hagen-Poiseville, deve-se trabalhar sempre em regime laminar. Assim, foi necessária a obtenção dos parâmetros da equação para comprovar que sempre será obtido um regime laminar durante os experimentos.

A equação de Hagen-Poiseville é dada pela Equação [2.2]:

$$\Delta P = \frac{128\nu L \dot{m}}{\pi d^4} \quad \text{Eq. [2.2]}$$

Sendo que,

ΔP = Pressão Diferencial (bar);

L = Comprimento dos tubos entre as tomadas de pressão (mm);

ν = Viscosidade cinemática (mm²/s);

\dot{m} = Vazão mássica (obtida em kg/h);

d = diâmetro do tubo (mm).

Para o protótipo montado,

$L = 1000$ mm

$d = 1$ mm

Pode-se escrever a Equação [2.2] como:

$$\Delta P = K \cdot \nu \cdot \dot{m} \quad \text{Eq. [2.3]}$$

$$K = \frac{128 \cdot L}{d^4} \quad \text{Eq. [2.4]}$$

Para os dados de pressão em bar, a vazão mássica em kg/h, utilizando os valores de comprimento e diâmetro citados e fazendo as devidas conversões de unidades, para a obtenção da viscosidade cinemática em mm²/s, $K=0,1213189$.

Assim, resulta na Equação [2.5]:

$$\nu = \frac{\Delta P}{0,113189 \cdot \dot{m}} \quad [2.5]$$

No software Indusoft, inseriu-se a equação 2.5 para a obtenção dos valores da viscosidade *on-line*.

2.4.2 Estudo reológico do óleo vegetal

Foram realizadas análises químicas e físicas do óleo vegetal utilizado neste trabalho. Esta etapa envolveu análises reológicas e cromatográficas dos óleos vegetais propostos.

2.4.2.1 Ensaios experimentais com óleo de mamona e óleo de soja

Inicialmente, o óleo de mamona foi escolhido para o estudo proposto. Posteriormente, o óleo de mamona foi substituído pelo óleo de soja para a realização do estudo de monitoramento da conversão em tempo real e dos controladores de processos convencionais e *fuzzy*.

As diferenças na propriedade física da viscosidade dos dois tipos de óleo vegetal estudados foram verificadas através dos resultados dos ensaios de viscosidade dinâmica obtidas para os dois tipos de óleo vegetal.

Os óleos de soja e de mamona foram escolhidos dentre uma grande variedade de opções verificadas, tais como o óleo de girassol e também de milho.

Os resultados do estudo reológico obtidos para os ensaios realizados com o óleo de mamona e de soja estão apresentados na Tabela 2.1.

Tabela 2.1: Dados de viscosidade dinâmica obtidos para o óleo de mamona e para o óleo de soja em função da temperatura.

<i>Temperatura</i> (°C)	<i>Viscosidade dinâmica</i> <i>óleo de soja</i> (<i>mPa.s</i>)	<i>Viscosidade dinâmica</i> <i>óleo de mamona</i> (<i>Pa.s</i>)
20	62,789	0,9449
30	41,392	0,4732
40	28,746	0,2452
50	20,844	0,1379

Os óleos de soja e de mamona apresentaram as características de um fluido Newtoniano e a equação de Hagen-Poiseville poderá ser utilizada desde que seja mantida uma vazão que não ultrapasse o regime laminar.

A velocidade máxima e o número de *Reynolds* foi calculado para cada fluido.

O número de *Reynolds* foi calculado utilizando-se a Equação [2.6].

$$Re = \frac{vd}{\nu} \quad \text{Eq. [2.6]}$$

Onde:

v = velocidade do fluido

d = diâmetro do tubo promass A DN1 = $1,1 \cdot 10^{-3}$ m

ν = viscosidade cinemática do óleo ou do biodiesel

A Tabela 2.2 apresenta os valores obtidos de velocidade máxima e do número de *Reynolds* para o Coriolis DN 1 utilizado neste trabalho.

Tabela 2.2: Massa específica e viscosidade cinemática do óleo de mamona, do óleo de soja e do biodiesel.

Fluido	Massa específica a 15 °C (kg/m³)	Viscosidade cinemática (mm²/s)
Óleo de soja	906,6	37,1
Biodiesel de soja	880,0	4,40
Óleo de mamona	954,4	239,39
Biodiesel de mamona	927,9	13,75

Considerando que a faixa de medição de vazão mássica do Coriolis marca Endress+Hauser, modelo promass 63, DN 1 é de 0 a 20 kg/h, os números de *Reynolds* encontrados a partir da vazão mássica máxima tanto para o óleo de mamona e de soja quanto para o biodiesel podem ser encontradas na Tabela 2.3.

Tabela 2.3: Velocidades máximas de escoamento obtidas para o óleo de mamona, óleo de soja e também para o biodiesel.

Fluido	Velocidade (m/s)	Número de Reynolds
Óleo de soja	6,44	191
Biodiesel de soja	6,64	1660
Óleo de mamona	6,13	28
Biodiesel de mamona	6,30	504

Observando os dados da Tabela 2.3, pôde-se concluir que mesmo utilizando a maior vazão mássica permitida, o escoamento foi laminar.

Conclui-se que foi possível utilizar a equação de *Hagen-Poiseville* para calcular a viscosidade *on-line* do fluido.

2.4.3 Viscosímetro *on-line*

Visando o desenvolvimento do sensor de viscosidade, foram realizadas medições da viscosidade dos produtos da transesterificação.

Através de uma batelada de produção de biodiesel, pode-se obter a viscosidade cinemática através da equação de Hagen-Poiseulle.

Amostras do produto foram retiradas em intervalos de tempo pré-determinados e analisadas para a obtenção da porcentagem de conversão da reação. Para a obtenção da viscosidade cinemática real de cada amostra, utilizou-se um reômetro.

Com os dados obtidos foi construída uma curva de correção da viscosidade obtida no sensor de vazão. Assim é possível utilizar posteriormente este sensor na determinação da taxa de conversão do éster na reação propriamente dita através da viscosidade corrigida.

Inicialmente, foi adicionado somente óleo de soja no interior do reator de biodiesel. Através do medidor de vazão Coriolis mediu-se a vazão mássica e a temperatura do óleo que passava por ele.

As medidas de vazão mássica obtidas foram armazenadas em arquivo, através do supervisor do programa Indusoft.

Estes valores de viscosidade foram medidos também através de reômetro, a fim de compará-los e, dessa maneira, obter uma correlação matemática para a determinação da viscosidade real da mistura.

Os valores de viscosidade cinemática do óleo de mamona obtidos através de medida analítica (reômetro) e através de medida experimental (Coriolis) estão apresentados na Tabela 2.4.

Tabela 2.4: Viscosidade cinemática (cSt) do óleo de soja de 20 a 60 °C.

Temperatura (°C)	Reômetro (cSt)	Coriolis (cSt)
20	50,32	55,32
30	42,30	45,35
40	28,14	31,73
50	21,52	23,18
60	15,79	17,146

Assim, foi possível obter uma relação entre a viscosidade obtida *on-line* e a viscosidade corrigida, onde y é o valor da viscosidade cinemática corrigida (reômetro) e x é o valor da viscosidade cinemática *on-line* (Coriolis).

A Tabela 2.5 apresenta a equação de ajuste obtida para a correção da viscosidade *on-line*.

Tabela 2.5: Ajuste da curva para a correção da viscosidade obtida *on-line*.

Ajuste	Coefficiente de Correlação
$y = 0,9147x + 0,0145$	0,9980

Com a equação apresentada na Tabela 2.5 é possível obter o valor de viscosidade mais próximo do real, e assim correlacionar melhor o teor de biodiesel com a viscosidade medida *on-line*.

Como o valor de R^2 está bastante próximo de 1, pode-se concluir que a correlação para ajuste da viscosidade ajusta bem os dados obtidos *on-line*.

Através da equação apresentada, foi possível corrigir a viscosidade *on-line* através da introdução da equação no próprio programa supervisorio, fornecendo, assim, em tempo real, a correta viscosidade da mistura presente no reator.

2.4.4 Ensaio preliminares realizados em bancada

Apesar das vantagens da realização da transesterificação por meio da catálise alcalina, através de um ensaio verificou-se que a utilização do hidróxido de sódio como catalisador não seria ideal para utilização no protótipo montado, pois ele não se dissolve na mistura, quando adicionado diretamente ao reator.

A sua dissolução ocorre somente na presença de álcool. Devido ao estudo de controle, esse procedimento não se mostrou adequado e portanto, para evitar que ocorressem problemas de entupimento na tubulação do Coriolis, já que este possui um diâmetro interno muito pequeno (1 mm), decidiu-se por substituir este catalisador.

Assim, foi realizado um teste experimental para a obtenção de biodiesel a partir do óleo de soja (40 mL) e etanol (45 mL) utilizando o ácido sulfúrico (2 mL) como catalisador a 50 °C sob agitação constante da mistura.

Verificou-se experimentalmente que, depois de adicionado o catalisador, a temperatura aumentou rapidamente para em torno de 60 °C. Com o sistema de aquecimento utilizado, foi extremamente difícil manter a temperatura no valor desejado.

Não foi verificada a formação de nenhum precipitado que pudesse prejudicar o correto funcionamento do medidor de vazão.

2.4.5 Ensaio realizados no protótipo experimental

Para a obtenção de biodiesel por via química utilizando o protótipo montado, foram utilizadas maiores quantidades de óleo de soja (450 mL), etanol (500 mL) e ácido sulfúrico (22 mL) como catalisador.

O óleo de soja e o etanol eram adicionados ao reator até que a temperatura da mistura estivesse a 50 °C. Em seguida, a bomba de óleo era acionada em 100 % para que a tubulação e o medidor de vazão Coriolis fossem aquecidos.

A reação é exotérmica. As condições operacionais do processo foram estabelecidas a fim de que amostras da mistura contendo biodiesel produzido pudessem ser retiradas do reator a cada 15 minutos para posterior análise da conversão e da viscosidade.

A maior dificuldade encontrada neste experimento foi a da equalização da temperatura do Coriolis com a do reator, já que a temperatura neste experimento é fundamental para obtenção da viscosidade correta.

Mesmo depois de atingida a temperatura de 50 °C no medidor de vazão e estando a temperatura do reator estabilizada, a temperatura no Coriolis variou ao longo da reação, inclusive ultrapassando os 50 °C do reator.

A variação da temperatura do Coriolis foi entre 48 e 51, 5 °C.

2.4.6 Cálculo da conversão do óleo de soja em biodiesel

Para o ajuste da equação para a obtenção do teor de biodiesel em função da viscosidade cinemática, três experimentos foram realizados.

Na Tabela 2.6 estão as viscosidades obtidas *on-line* para os três experimentos.

Tabela 2.6: Viscosidade cinemática (cSt) obtidas *on-line*.

Tempo (min)	Amostra	Viscosidade cinemática (cSt)		
		Bateladas		
		1	2	3
início	1	15,5634	15,5589	15,5250
15	2	14,3561	14,2825	14,1995
30	3	10,9233	10,9581	10,9292
45	4	8,4208	8,3865	8,3414
60	5	7,4833	7,4857	7,4877

Através da Tabela 2.6, observa-se que a viscosidade variou significativamente, indicando que a reação foi efetiva.

As amostras retiradas ao longo dos experimentos foram analisadas pelo método de cromatografia gasosa.

O teor de biodiesel existente em cada uma das amostras está apresentado na Tabela 2.7.

Os dados comprovam a ocorrência da reação em todos os experimentos, iniciando com um baixo teor de biodiesel em todos os casos, e um índice de mais de 90% em todos eles no final da reação de transesterificação.

Tabela 2.7: Teor de biodiesel obtido através da análise das amostras.

Tempo (min)	Amostra	Teor de biodiesel - Conversão (%)		
		Bateladas		
		1	2	3
início	1	52,8	32,7	49,8
15	2	87,3	86,3	86,6
30	3	90,2	87,1	90
45	4	93	90,9	91,7
60	5	95,7	92,3	96,8

A equação matemática obtida com os dados da variação da viscosidade cinemática da mistura contendo biodiesel em função da conversão do óleo para todos os experimentos, está apresentada na Tabela 2.8.

Tabela 2.8: Equação matemática de determinação da conversão do óleo em função da viscosidade cinemática da mistura reacional.

Ajuste	R ²
$y = -12,905x + 120,39$	R ² = 0,9789

O ajuste apresentado na Tabela 2.8 mostra que foi possível obter uma boa correlação existente entre o teor de biodiesel da mistura reacional em função da viscosidade cinemática da mistura reacional presente no reator de biodiesel.

A técnica viscosimétrica de determinação da conversão, em tempo real, pode ser aplicada em qualquer processo de produção de biodiesel.

Neste trabalho, os experimentos foram conduzidos a partir da adição de ácido sulfúrico ao reator de biodiesel, no entanto, podem-se utilizar outros catalisadores, óleos vegetais a até mesmo diferentes monoálcoois.

A Tabela 2.9 apresenta os valores de viscosidade cinemática, e de conversão obtidos através do viscosímetro on-line implementado e da análise cromatográfica.

Tabela 2.9: Comparação dos teores de biodiesel obtidos por CG e pela viscosidade cinemática a 50 °C.

Tempo (min)	Amostra	Viscosidade (mm ² /s)	Teor de biodiesel - Conversão (%)		
			Obtido por CG	Obtido por viscosidade	Erro (%)
início	1	15,5510	45,10		
15	2	14,2793	86,07	86,28	0,24
30	3	10,9369	89,77	89,51	-0,28
45	4	8,3828	92,20	92,95	0,81
60	5	7,4855	94,93	94,41	-0,55

A correlação obtida entre o teor de biodiesel e a viscosidade, é válida somente para as condições experimentais utilizadas neste trabalho.

Alterações nas quantidades de reagentes, catalisador, ou até mesmo a utilização de outros materiais para produzir biodiesel, requerem análises específicas da mistura reacional formada, para posterior aplicação da metodologia proposta neste trabalho.

2.5 Conclusões

O desenvolvimento do sistema de monitoração da produção de biodiesel, em tempo real, apresentou algumas dificuldades, principalmente devido à complexidade da montagem do mesmo e à obtenção das equações matemáticas implementadas no sistema *on-line*.

Devido às especificações de montagem do protótipo experimental, optou-se pelo uso do ácido sulfúrico como catalisador, embora o NaOH seja o catalisador químico mais utilizado nos processos em geral. NaOH poderia ser utilizado, caso fosse previamente dissolvido em álcool etílico e portanto não causaria entupimento na tubulação do medidor de vazão Coriolis. No entanto, este procedimento não foi considerado adequado devido ao estudo de controle a ser realizado posteriormente, no decorrer deste trabalho.

A seleção do catalisador ácido resultou em uma reação exotérmica e portanto ideal para o estudo proposto. A montagem do sistema com um aquecedor interno ao reator de biodiesel, ligado ao variador de potência e sistema de refrigeração, visou manter a temperatura do reator em 50 °C após a adição do catalisador.

Um ponto fundamental e que ainda deve ser investigado é o medidor de vazão Coriolis, pois houve alguma dificuldade na equalização de sua temperatura com a do reator.

Durante a realização dos experimentos, observou-se que seria muito prático utilizar um medidor de vazão mássica tipo coriolis, contendo duas saídas analógicas, ao invés de utilizar o protocolo *Hart* (somente uma saída analógica). Isto se deve à necessidade de utilizar uma saída analógica para a transmissão dos valores de vazão mássica, como neste trabalho, e a outra, para os valores de temperatura, a fim de aumentar a precisão no cálculo do valor de viscosidade cinemática da mistura.

2.6 Referências Bibliográficas

ALLEN, C. A. W., WATTS, K. C., ACKMAN, R. G., PEGG, M. J. Predicting the viscosity of biodiesel fuels from their fatty acid ester composition. *Fuel*, v. 78, 1999, 1319-1326.

ELLIS, N.; GUAN, F.; CHEN, T.; CONRAD, P. Monitoring biodiesel production (transesterification) using in situ viscometer. *Chemical Engineering Journal*, v.138, 2008, p. 200-206.

FILIPPIS, P.; GIAVARINI, C. SCARSELLA, M. SORRENTINO, M.; Transesterification Processes for Vegetable Oils: A Simple Control Method of Methyl Ester Content, *JAACS*, v. 72, 11, 1995, p.1399-1404.

KALOTAY, P. Density and viscosity monitoring systems using Coriolis flow meters. *ISA Transactions*. 38. 1999. 303-310.

KNOTHE, G.; GERPEN, J., V.; KRAHL, J.; RAMOS, L.,P. *Manual de biodiesel*, Editora Edgard Blücher, 2006

KNOTHE, G., STEIDLEY, K. R. Kinematic viscosity of biodiesel fuel components and related compounds. Influence of compound structure and comparison to petrodiesel fuel components. *Fuel*, v. 84, 2005, p. 1059-1065.

KRISNANGKURA, K., YIMSUWAN, T., PAIRINTRA, R. An empirical approach in predicting biodiesel viscosity at various temperatures. *Fuel*, v. 85, 2006. 107-113.

SRIVASTAVA, A., PRASAD, R. Triglycerides-based diesel fuels. *Renewable and Sustainable Energy reviews*, v. 4, n.2, 2000. 111-133.

TATE, R. E., WATTS, K. C., ALLEN, C. A. W., WILKIE, K. I. The viscosities of three biodiesel fuels at temperature up to 300°C. *Fuel*, v. 85, 2006, p. 1010-1015.

CAPÍTULO 3 – ANÁLISE DO COMPORTAMENTO DINÂMICO DO PROCESSO

3.1 Introdução

A análise do comportamento de vários processos simples está limitada à sistemas dinâmicos lineares. Um método simples comumente utilizado para a solução de equações diferenciais lineares e conseqüentemente para a análise do comportamento do sistema por meio da sua transformada de Laplace. No entanto, esse procedimento parece ser incompatível com a maioria dos processos químicos, pois são analiticamente complexos e modelados por equações não-lineares (BEGA *et al.*, 2003).

A modelagem matemática de processos químicos pode ser considerada uma arte, pois o seu desenvolvimento não é regido por normas ou regras, mas pelo conhecimento e pela experiência prática. A modelagem não é algo trivial e é um fator crucial no projeto do sistema de controle. Devido à sua importância, avanços significativos na teoria de controle foram alcançados.

Para a análise do comportamento dos processos modelados por equações não-lineares, foi introduzida a linearização destes sistemas, em torno do ponto de operação definido. Como não há teoria geral para a solução analítica de equações diferenciais não-lineares e conseqüentemente nenhuma compreensão dos sistemas dinâmicos não-lineares, as técnicas lineares apresentam-se como ferramentas bastante viáveis e de grande importância prática (OGATA, 1982). No entanto, para os sistemas reais, complexos e altamente não-lineares, a análise da dinâmica do processo através de modelos é inviável e ensaios para o conhecimento do processo devem ser realizados. Tais ensaios são úteis para o desenvolvimento de controladores *fuzzy*, cujo projeto depende do conhecimento especialista (SILVA, 2003).

3.2 Revisão bibliográfica

O método mais utilizado para linearizar sistemas complexos é a expansão da função em série de Taylor ao redor de um ponto definido, mas neste trabalho não foi feita a modelagem matemática.

A equação resultante desta expansão é a aproximação linearizada do sistema dinâmico inicial e o projeto dos controladores será baseado em tais modelos de aproximação linearizados. É importante ressaltar a importância de se expressar essa aproximação linearizada em termos da variável desvio, devido à sua importância no sistema de controle

Por que o conceito de variável desvio? Como a variável desvio descreve exatamente a magnitude do deslocamento do sistema do nível de referência adotado, se o controlador tiver sido bem projetado, ele não permitirá que a variável de processo se distancie muito do valor desejado (valor de estado estacionário, utilizado como ponto de linearização do modelo). Desta forma, a aproximação do modelo linearizado expresso em termos da variável desvio será satisfatório para descrever o comportamento dinâmico do processo perto do estado estacionário (OGUNNAIKE & RAY, 1994).

A grande dificuldade da aproximação do sistema dinâmico não-linear por um modelo linearizado, é que o modelo não se aplica com eficiência à medida em que a variável de processo se distancia do ponto de linearização. Uma alternativa encontrada é obter um conhecimento especialista do sistema visando o projeto do sistema de controle (ALMEIDA & COELHO, 1999; SHAW & SIMÕES, 1999). Esse conhecimento do comportamento dinâmico das variáveis pode ser obtido através da análise do sistema, quando ele é submetido à perturbações.

O projeto do sistema de controle visa melhorar a estabilidade durante a operação do processo, eliminar a influência dos distúrbios externos e otimizar o desempenho (LUYBEN, 1973; SEBORG *et al.*, 1989). Os distúrbios externos

afetam a operação da planta e influenciam a modelagem matemática do processo. Portanto, distúrbios com pequeno impacto na operação podem ser negligenciados, enquanto que distúrbios com impacto significativo no processo devem ser incluídos no modelo. Eles determinam a complexidade do modelo. As variáveis de estado que são muito pouco afetadas pelos distúrbios podem ser eliminadas do modelo (STEPHANOPOULOS, 1984).

Segue-se a apresentação da metodologia utilizada para a obtenção do conhecimento especialista e a análise das variáveis de estado, após o sistema ser submetido à diferentes perturbações individuais.

3.3 Materiais e métodos

3.3.1 Determinação das condições iniciais dos ensaios

Para o desenvolvimento dos ensaios de determinação dos parâmetros de controle do sistema de transesterificação foi necessária a definição das condições iniciais dos ensaios, em regime permanente, que serviram como referência para as perturbações nas variáveis do sistema.

A frequência de rotação da bomba de água e a variação de potência de aquecimento foram pré-definidas como as variáveis manipuláveis do sistema de transesterificação. A definição das condições iniciais consistiu em alcançar um regime permanente que permitisse a amplitude das variações positiva e negativa das variáveis manipuláveis do sistema. Para os ensaios realizados com a frequência de rotação da bomba de água como variável manipulada, foi fixado o valor da potência de aquecimento em 400 W. Para os ensaios realizados com a variação da potência de aquecimento como variável manipulada, foi fixado o valor da frequência de rotação da bomba de água em 40 Hz. Cada um dos ensaios foi considerado terminado ao se estabelecer um

regime permanente da variável monitorada do sistema (temperatura da mistura contida no reator).

3.3.2 Ensaio de conhecimento do comportamento das variáveis

A alteração no processo foi provocada pela variável manipulada com o objetivo de observar o comportamento da variável de estado. A curva de reação obtida permitiu analisar a sensibilidade de parâmetros e assim definir a malha de controle mais adequada ao estudo proposto neste trabalho. Neste trabalho, foram definidos três níveis de perturbação positiva e três níveis de perturbação negativa para cada variável manipulada. As condições iniciais dos ensaios e os níveis de perturbações individuais são apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Condições iniciais e níveis de perturbações individuais em diversas amplitudes.

CONDIÇÕES INICIAIS					
Frequência de rotação da bomba			Porcentagem de potência		
40 Hz			60 %		
VALORES FINAIS ALCANÇADOS APÓS A PERTURBAÇÃO					
Frequência de rotação da bomba			Potência de aquecimento		
PP	MP	GP	PP	MP	GP
45	50	55	65	70	75
PN	MN	GN	PN	MN	GN
35	30	25	55	50	45

O planejamento dos ensaios experimentais realizados após a definição das condições iniciais, está apresentada na Tabela 3.2.

Os dados experimentais obtidos em cada ensaio foram ajustados por função não linear, definida para sistemas de primeira ordem com tempo morto.

O primeiro método de *Ziegler-Nichols* da curva de reação permitiu realizar este ajuste, utilizando o software *Statistica*.

Tabela 3.2 – Planejamento de ensaios com perturbações individuais em diversas amplitudes.

Ensaio	Potência - Atuação em porcentagem (%)	Frequência de rotação da bomba (Hz)
01	65	40
02	70	40
03	75	40
04	55	40
05	50	40
06	45	40
07	60	45
08	60	50
09	60	55
10	60	35
11	60	30
12	60	25

3.3.3 Análise de sensibilidade

A análise de sensibilidade das variáveis controladas visou a escolha da melhor estratégia de controle SISO para o sistema proposto. Os resultados obtidos para cada uma das variáveis manipuláveis pré-estabelecidas, expressaram o grau de influência de cada uma sobre a variável a ser controlada (variável-resposta).

A Equação [3.1] é utilizada para calcular o fator de sensibilidade (FS).

$$FS = ((VP_{2^{\circ}RP} - VP_{1^{\circ}RP}) / VP_{1^{\circ}RP}) / ((VM_{2^{\circ}RP} - VM_{1^{\circ}RP}) / VM_{1^{\circ}RP}) \quad \text{Eq. [3.1]}$$

Onde: $VP_{1^{\circ}RP}$ e $VP_{2^{\circ}RP}$ = Valor da variável de processo no regime permanente inicial e final, respectivamente. $VM_{1^{\circ}RP}$ e $VM_{2^{\circ}RP}$ = Valor da variável manipulada no regime permanente inicial e final, respectivamente

3.4 Resultados obtidos

As condições iniciais e os valores em regime permanente obtidos estão apresentados nas Tabelas 3.3 e 3.4, respectivamente.

Tabela 3.3 – Valores das condições iniciais

CONDIÇÕES INICIAIS	
VARIÁVEL MANIPULADA	VALORES FIXADOS
Frequência de rotação da bomba	30 Hz
Potência de aquecimento	350 W

Tabela 3.4 – Valores obtidos em regime permanente

VALORES OBTIDOS EM REGIME PERMANENTE	
TEMPERATURAS DO SISTEMA	VALORES FIXADOS
Mistura reacional contida no reator	50°C
Água de saída – camisa do reator	23,6°C
Água de entrada – camisa do reator	25,5°C
VAZÃO DO SISTEMA	VALOR FIXADO
Água – camisa do reator	220, 20 L/h

3.4.1 Ensaio visando selecionar a variável manipulada

Nesta etapa do trabalho, foram definidas as magnitudes das perturbações positivas e negativas a serem realizadas no sistema.

A tabela 3.4 apresenta os valores definidos para a realização destes ensaios de perturbação individual nas variáveis manipuláveis pré-estabelecidas.

Tabela 3.4 – Valores das perturbações positivas e negativas realizadas no sistema.

Variável manipulada	Perturbação	Variável de processo	Perturbação
Porcentagem de Potência	30% → 70%	Potência	150 W → 350 W
	70% → 30%		350 W → 150 W
Frequência de rotação da bomba	30 Hz → 48 Hz	Vazão de água	220,20 L/h → 352,32 L/h
	48 Hz → 30 Hz		352,32 L/h → 220,20 L/h

A análise comparativa entre as perturbações realizadas na potência de aquecimento e na frequência de rotação da bomba revela qual das duas variáveis influencia mais a temperatura da mistura reacional.

Este dado foi muito importante para o estudo de controle proposto neste trabalho, pois auxiliou esta etapa de seleção da malha de controle.

A variação da temperatura da mistura reacional (única variável controlada) ocorrida após as perturbações em cada uma das variáveis manipuladas ensaiadas, está apresentada nas Figuras 3.1 e 3.2.

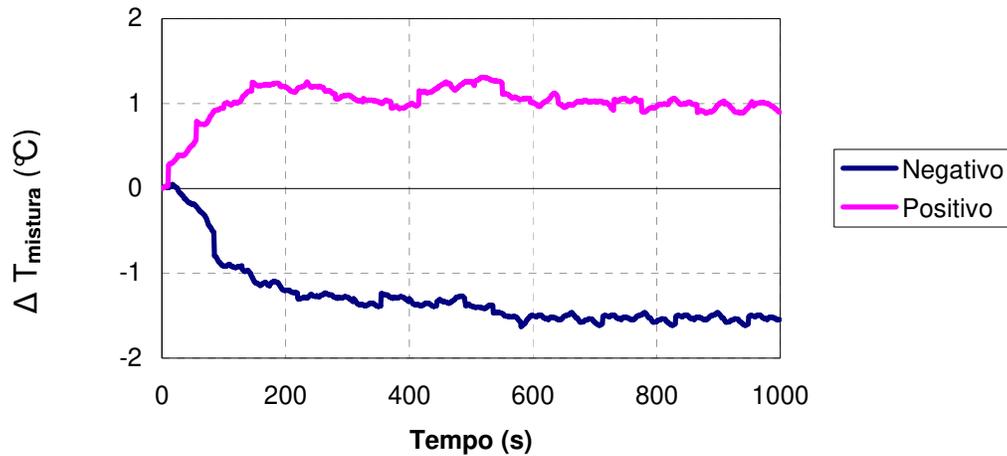


Figura 3.1 – Curvas de reação para perturbações positivas e negativas impostas à variável frequência de rotação da bomba de água.

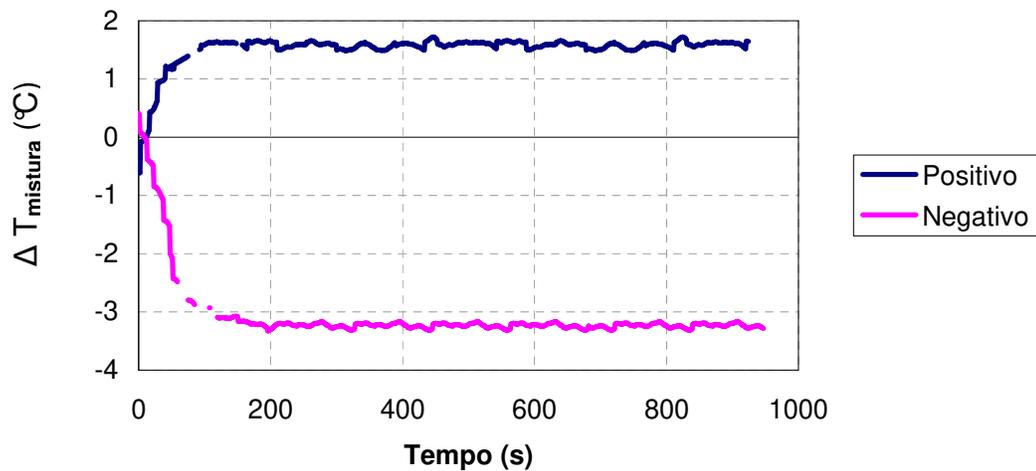


Figura 3.2 – Curvas de reação para perturbações positivas e negativas impostas à variável potência.

Observou-se que a perturbação positiva imposta ao sistema, provocou alteração no valor da temperatura da mistura, de intensidade diferente da alteração obtida após a perturbação negativa. Os dados experimentais obtidos revelam a não-linearidade do sistema. Essa característica do sistema foi verificada nos dois casos, tanto para a frequência de rotação da bomba quanto para a potência de aquecimento. O comportamento não-linear do sistema, possivelmente, se deve aos efeitos de troca térmica e da própria reação química. Devido à comprovação da não-linearidade e conseqüente complexidade do processo, é limitado o desempenho de controladores convencionais implementados à este sistema de produção de biodiesel. Algoritmos adaptativos e auto-sintonizáveis podem ser alternativas bastante viáveis, além da implementação de controladores avançados.

3.4.2 Análise de sensibilidade

Os fatores de sensibilidade obtidos para as duas variáveis de controle propostas são apresentados na Figura 3.3 (para perturbações GP e GN), apresentadas na Tabela 3.2.

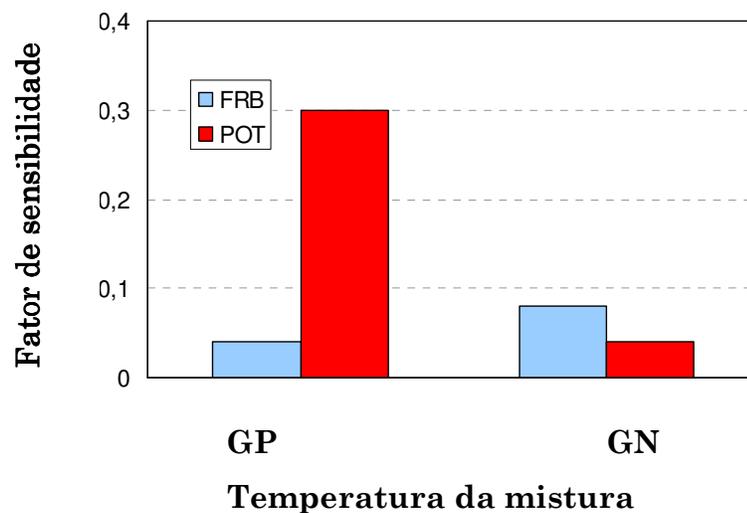


Figura 3.3 – Fator de sensibilidade do ganho das variáveis de processo

A malha de controle da temperatura da mistura reacional apresentou fatores de sensibilidade bastante diferentes para as variáveis manipuladas propostas. A magnitude dos valores de temperatura obtidos após a variação da potência evidenciam a maior efetividade desta variável no controle do processo.

Ensaio com perturbações negativas também foram utilizados para o cálculo de sensibilidade. Embora a sensibilidade da temperatura tenha sido comprometida quando submetida à perturbação negativa, esses ensaios contribuíram para a análise completa, pois ambos os fatores de sensibilidade obtidos apresentaram valores muito próximos.

3.5 Conclusões

As perturbações individuais realizadas em diversas amplitudes (positivas e negativas) permitiram analisar o comportamento dinâmico do sistema.

Além disso, contribuíram na obtenção do conhecimento do processo utilizado durante o desenvolvimento e a implementação de controladores *fuzzy*.

O cálculo dos fatores de sensibilidade foram muito úteis para direcionar a escolha da variável manipulada mais adequada a ser utilizada na malha de controle SISO. Observou-se que a variável potência, apresentou melhor desempenho quanto à sensibilidade da temperatura da mistura reacional.

3.6 Referências bibliográficas

ALMEIDA, O. D. M.; COELHO, A. A. R.; Controladores PID auto-ajustável e nebuloso: aspectos de projeto, sintonia e aplicação prática. *In: 4º SBAI – Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente*, 1999, São Paulo, Anais. p. 675-680.

BEGA, E. A.; DELMÉE, G. J.; COHN, P. E.; BULGARELLI, R.; KOCH, R.; FINKEL, V. S. *Instrumentação Industrial. Instituto Brasileiro de Petróleo (IBP)*, Ed. Interciência, RJ, 2003.

LUYBEN, W. L. *Process modeling, simulation and control for chemical engineering*. New York: McGraw-Hill, c 1973. 571p.

OGATA, K. *Engenharia de Controle Moderno*. RJ: Prentice Hall do Brasil, 1982. 929p.

OGUNNAIKE, B. A. & RAY, W. H. *Nonlinear systems. Process dynamics, modelling and control*. New York: 1994. p. 311-329.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. *Process dynamic and control*. New York: John Wiley, c1989. 717p.

SHAW, I. S. & SIMÕES, M. G. *Controle e modelagem fuzzy*. 1 ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda, 1999.

SILVA, F. *Comparação do desempenho de um sistema de refrigeração para resfriamento de líquido, controlado a diferentes modos de controle*. Tese (Doutorado). 238p. Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, 2003.

STEPHANOPOULOS, G. *Chemical process control: an introduction to theory and practice*. Englewood Cliffs: Prentice Hall Inc., 1984. 696p.

CAPÍTULO 4 – IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLADORES PID EM UM REATOR PARA PRODUÇÃO DE BIODIESEL

4.1 Introdução

O estudo de controle de processo envolve pesquisa, engenharia básica, projeto detalhado, montagem, operação e também manutenção. Para o desenvolvimento de todas essas atividades, são requeridos conhecimentos preliminares sobre o processo. Além disso, o conhecimento das características do processo em si auxilia as etapas de especificação das tubulações industriais a serem utilizadas, bem como, os equipamentos e dispositivos necessários.

Uma característica comum dos processos, em geral, é que eles têm capacidade de armazenar energia e também apresentam certa resistência à alterações. Devido à resistência e a capacitância; os processos, normalmente, não conseguem absorver ou devolver energia de modo instantâneo, o que provoca um atraso (*lag*) na resposta do sistema à uma dada alteração na entrada. Comparando-os com os sistemas elétricos, pode-se afirmar que são similares quanto à distorção da saída com relação à entrada. Estes atrasos podem ser de três tipos, ou seja: atrasos relativos ao próprio processo, atrasos na medição das variáveis do processo e atrasos na transmissão dos valores das variáveis medidas. Os ensaios descritos no capítulo 3 desta tese de doutorado evidenciam a existência destas influências no sistema de produção de biodiesel.

O grande segredo do controle de processo é que os controladores devem ser bem projetados e sintonizados a fim de compensar as influências exercidas sobre comportamento da resposta do sistema. Ele visa manter os valores das variáveis de processo dentro de uma faixa aceitável para sua operação

conveniente; mais ainda, busca dentro de cada faixa, o valor ótimo para cada variável denominado valor desejado, ou *set-point*.

Neste capítulo estão descritas as etapas de desenvolvimento e implementação do controlador PID em um reator de produção de biodiesel, com o objetivo de manter este processo em um nível mínimo de erro em relação a um sinal de referência desejado.

4.2 Revisão bibliográfica

A maioria das referências da literatura ressalta a superioridade dos métodos científicos, de base teórica, em relação aos métodos de tentativa e erro para sintonia de controladores (KHODABAKHSHIAN & EDRISI, 2008; RAMASAMY & SUNDARAMOORTHY, 2008; MUKATI *et al.*, 2008; LIANGHONG *et al.*, 2008; LEE *et al.*, 2000).

A importância dos métodos científicos está no desenvolvimento de técnicas mais efetivas e, portanto, na obtenção de maior quantidade de ferramentas disponíveis para os técnicos da indústria. No entanto, a experiência prática permite atenuar um pouco a força dessa afirmação. O conhecimento heurístico (predisposição à tentativa e erro) é muito importante e foi muito utilizado neste trabalho. Sintonia é um ajuste de sensibilidade, e a sensibilidade desejada e desejável é algo que varia muito no espaço e no tempo. Todas as receitas cartesianas e determinísticas são sempre bem acolhidas, mas uma última análise heurística é essencial antes de viabilizar valores a serem carregados num controlador. Essa análise é essencial sob o ponto de vista de desempenho do controlador e sob o ponto de vista de segurança operacional (SPANDRI, 2003).

Neste contexto, percebe-se que a automação precisa ser um pouco relativizada com a medida humana, que ainda é padrão para todas as coisas.

No caso de sintonia de controladores, essa relativização pode ser feita através da compreensão do valor do esforço na ciência de sintonia e também do valor inestimável de uma experiência prática disponível.

Uma solução interessante têm sido a utilização de sistemas de controle inteligentes, os quais estão descritos com mais detalhes, para o estudo de caso proposto neste trabalho (produção de biodiesel), no capítulo 5 desta tese.

4.2.1 Controle de processos utilizando controladores PID

Os controladores convencionais têm sido implementados nos processos, tornando-se os mais utilizados industrialmente devido à sua estrutura simples e ao sucesso dos algoritmos de sintonia de Ziegler-Nichols. Vários métodos têm sido propostos para melhorar o desempenho do controlador PID. Alguns exemplos mais recentes das diversas aplicações práticas de controladores convencionais em processos industriais estão descritas a seguir.

- Salau *et al.* (2008) propuseram uma estratégia de controle multivariável baseada na análise da bifurcação de um sistema de passagem do gás em um reator de polietileno industrial. Um controlador de temperatura PID foi projetado para assegurar a qualidade do produto final e a atividade catalítica. Neste trabalho, duas estratégias de controle diferentes foram propostas e comparadas.
- Altinten *et al.* (2008) propuseram a utilização de um controlador de temperatura PID aplicado à um reator encamisado de polimerização em batelada. Neste trabalho, foi utilizado o algoritmo genético para obter os valores dos parâmetros de sintonia do controlador.
- Ibrehem *et al.* (2008) implementaram dois tipos de controladores aplicados à um reator catalítico de polimerização de leito fluidizado, sendo que

um deles foi o controlador PID a fim de comparar os resultados obtidos com um controlador preditivo baseado em redes neurais.

- Arefi *et al.* (2008) implementaram dois controladores diferentes, sendo que um deles foi o controlador linear PI. Eles compararam os resultados obtidos com um controlador não-linear implementado à um reator tubular plug-flow muito comum em plantas químicas, os quais apresentam comportamento dinâmico altamente não-linear.

A maioria dos controladores PID utilizados em processos é submetido a um processo de sintonia deficiente devido ao pouco conhecimento dos processos aos quais se dispõem a controlar, reduzindo o nível de desempenho. Os métodos de sintonia desenvolvidos geralmente são fáceis de serem implementados, porém com desvantagens quanto à otimização.

4.3 Fundamentação teórica

4.3.1 Configurações do Sistemas de Controle

Segundo Stephanopoulos (1984), há dois tipos de configuração do sistema de controle: o chamado controle por realimentação (*feedback*) e o controle por antecipação (*feedforward*).

O controle por realimentação utiliza o desvio do valor da variável controlada em relação ao valor desejado (erro) para efetuar a ação corretiva.

O ponto forte do controle por realimentação é que não se necessita conhecer antecipadamente os distúrbios que afetam o processo, e também não se estabelecem as relações entre os distúrbios e seus efeitos sobre o processo. Ele é o mais comum e o mais utilizado na prática, pois aplica os algoritmos proporcional (P), integral (I) e derivativo (D).

Enquanto o controle por realimentação responde ao efeito de um distúrbio, o controle por antecipação responde diretamente aos distúrbios, proporcionando um controle como o próprio nome sugere, antecipado. Em geral, esta técnica é mais complexa e mais cara do que a anterior. Requer mais conhecimento do processo, e na prática, ela é reservada para aplicações mais críticas e nunca utilizada sozinha, mas sim em conjunto com o controle por realimentação. A sua aplicação visa aumentar a segurança do sistema de controle implementado ao processo.

Quanto às ações de controle existentes (liga-desliga, auto-operado, proporcional, proporcional-integral, proporcional-derivativa, proporcional-integral-derivativa), cabem os seguintes comentários:

- Controle liga-desliga (*on-off*): A ação *on-off* refere-se à uma ação de controle onde o elemento final de controle assume somente duas posições ou situações extremas, ligada ou desligada, aberta ou fechada, respectivamente. Eles são largamente utilizados na indústria, especialmente em sistemas de segurança para proteção de equipamentos, e em processos que admitem malhas de menor importância, que permitem, oscilação da variável de processo. Os controladores normalmente utilizados nestas aplicações são os pressostatos, chaves de nível, termostatos, chaves limite, sensores de chama e outros.

- Controle auto-operado: Esse controle não é utilizado em processos propriamente ditos, devido ao fato de que normalmente, há um determinado desvio em relação ao ponto de ajuste, o que restringe a aplicação à sistemas de redução de pressão (tubulação de gás/vapor) ou sistema de controle de nível (sistemas de armazenamento de água).

Segue-se uma descrição dos tipos de ação de controle que relacionam-se com o erro, e portanto utilizados no controle convencional de processos industriais:

- Controle Proporcional: Este controlador fornece uma saída proporcional ao erro $e(t)$. Assim, a saída do controlador não varia quando o erro

está fixo e, sim, quando o erro está variando. Ela não é suficiente para que a variável do processo retorne ao valor desejado após uma determinada variação que de carga. O que ocorre é que a variável estabiliza sempre num valor diferente do desejado. Esse afastamento recebe o nome de *off-set*.

- Controle Proporcional-Derivativo: A ação derivativa é função da derivada do erro. Esta ação pode ser chamada de antecipatória devido ao fato de que inicia a ação corretiva logo que o erro começa a variar. É um controle efetivo quando se tem sistemas com algumas constantes de tempo. Resulta numa resposta mais rápida com menor *off-set* do que o controle proporcional puro, mas ainda assim este desvio persiste. Em geral, a ação derivativa aumenta a estabilidade da malha de controle. Quando se tem processos rápidos, tais como controle de vazão, não se recomenda a ação derivativa, a não ser que acompanhada da P e I, resultando no controle PID.

- Controle Proporcional-Integral: É a ação de controle mais utilizada em controle de processos. Não apresenta o *off-set* associado ao controle proporcional puro, com a vantagem de aumentar a velocidade de resposta em relação à integral isoladamente. Devido à presença da ação integral, a estabilidade da malha de controle diminui. Há o risco da saturação pelo modo integral, pois, o controlador continua integrando o erro, mesmo sem haver ação corretiva efetiva, o que prejudica o controle de processo. É muito utilizado no controle de nível, vazão, pressão e outras variáveis que não apresentam atrasos muito grandes.

- Controle Proporcional-Integral-Derivativo: É a ação mais complexa dentre as técnicas de controle convencional. Teoricamente, o controle PID resulta num melhor controle do que as ações PI ou PD, pois combina as características de estabilidade conferida pelo controle PD com as características de eliminação do erro oferecidas pelo controle PI. Na prática, porém, há dificuldade de ajuste dos parâmetros de sintonia. Esta ação (PID) é utilizada na indústria em controle de pH, temperatura e outras variáveis analíticas.

4.3.2 Avaliação de desempenho de sistemas de controle

4.3.2.1 Métodos baseados na integração do erro

Segundo Stephanopoulos (1984), os critérios de desempenho de um sistema de controle, baseados na integração do erro das respostas, mais utilizados são :

- Critério da integral do erro quadrático (ISE):
- Critério da integral do erro absoluto (IAE):
- Critério da integral do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE):

Nas integrais, considera-se a integração desde $t=0$, ponto onde ocorre o início da perturbação, e o tempo $t=\infty$, que seria o tempo onde ocorre a estabilização da resposta final. Além disso, utilizam-se os critérios do IAE e ITAE, ou o critério ISE, para evitar a anulação do tempo integral, uma vez que uma resposta oscilatória alternaria entre valores positivos e negativos de erro.

Logo no início, quando da ocorrência da perturbação, atinge-se uma situação de maior erro, sendo que ao longo do tempo o erro tende a diminuir; assim os erros maiores tendem a ocorrer no início. Desta maneira, como o critério ISE é baseado no erro ao quadrado, quanto maior o erro, maior o termo somado na integral. Para tempos maiores, como o erro é menor, o termo somado é menor. O critério ISE tem a tendência de penalizar erros maiores, que ocorrem o início da resposta.

O critério ITAE baseia-se na ponderação do erro no tempo. Quanto maior o tempo, maior o produto (valor absoluto do erro*tempo). No início, apesar do erro ser maior, como há a ponderação no tempo, o termo somado tende a ser pequeno. Assim, quanto maior o tempo, maior o termo somado na integral, a depender do valor do erro. Para erros maiores, que ocorrem no início

da resposta, a ponderação do tempo, torna os erros somados, pequenos. O critério ITAE penaliza erros que persistem por longos períodos de tempo.

Comparativamente, o critério ISE tende a ter respostas mais rápidas (parâmetros de controle menos conservativos), uma vez que penaliza erros no início, e o critério ITAE tende a respostas um pouco mais lentas (parâmetros de controle mais conservativos).

Entretanto, a maior velocidade de resposta do critério ISE pode causar um maior overshoot e maiores oscilações na resposta, enquanto que o ITAE, como penaliza erros ao longo do tempo, apresenta menor valor de overshoot e estabilização mais rápida. Já o critério IAE seria um critério de parâmetros intermediários, e conseqüentemente, resposta também intermediária aos dois critérios.

4.3.2.2 Método baseado na avaliação da resposta do sistema

A resposta do sistema em malha fechada, ao longo do tempo, à uma perturbação do tipo degrau pode ser utilizada para avaliar o desempenho do sistema de controle implementado. Segundo Stephanopoulos (1984), o desempenho do sistema de controle é medido pelo valor das seguintes grandezas:

- *Máximo Sobre-sinal* : É o valor de pico máximo atingido pela resposta.
- *Tempo de subida*: É o tempo de reação do sistema à perturbação em sua entrada.
- *Tempo de estabilização*: É o tempo transcorrido até a resposta atingir ± 2 ou 5% do valor em regime permanente.

4.4 Métodos

4.4.1 Implementação do controlador PID

O sistema de produção de biodiesel do LCAP/DESQ/FEQ não foi automatizado apenas para o desenvolvimento do controlador *fuzzy*. Um dos objetivos do trabalho foi a implementação do controlador PID para este mesmo processo. Assim, foi possível comparar o desempenho dos dois sistemas de controle propostos.

A malha de controle foi definida a partir dos resultados obtidos após os ensaios experimentais apresentados no capítulo 2 desta tese. A temperatura da mistura reacional foi definida como a variável controlada e a potência foi definida como a variável manipulada da malha de controle proposta. Estudos revelam que a temperatura da mistura reacional afeta diretamente a taxa de conversão do óleo em biodiesel durante a reação de transesterificação (ELLIS *et al.*, 2008).

Os sensores de campo são as termoresistências do tipo Pt-100 e o controlador é um bloco funcional presente no dispositivo *fieldbus*, configurado através da utilização do software chamado SYSCON.

4.4.2 Sintonia do controlador PID

O comportamento dinâmico de um processo pode ser estável em malha aberta ou em malha fechada quando ele não apresenta tendência de oscilação.

A função do sistema de controle é justamente alterar o comportamento dinâmico do processo, quando ele é instável, de modo que o mesmo opere satisfatoriamente, com muito pouca oscilação.

Muitos processos são instáveis, como por exemplo, reatores químicos com operação em ponto próximo de uma explosão; outros processos teoricamente estáveis, são instáveis na prática, em função da operação dos mesmos perto das condições limites de segurança. Cada estratégia de controle exerce uma influência na estabilidade do sistema, e o que se faz normalmente, em teoria de controle, é pesquisar os valores dos parâmetros dos controladores e seus respectivos efeitos.

A seleção dos melhores parâmetros dos controladores é chamada de sintonia, e o principal problema que envolve a sintonia, é definir o que é um bom controle, que varia de processo para processo. O método de sintonia utilizado para a malha de controle do sistema de produção de biodiesel foi o de Astrom e Hagglund. Ele foi escolhido devido à sua rapidez e grande utilização no meio industrial.

O método de sintonia de controladores PID proposto por Ziegler-Nichols também foi utilizado em alguns ensaios iniciais, somente com o intuito de aprendizagem do método.

4.4.2.1 Método de Ziegler-Nichols

Este método baseia-se na curva de reação do processo. Através de um único experimento, com o sistema em modo manual, observa-se experimentalmente a resposta da planta à uma perturbação do tipo degrau, para posterior identificação do modelo de primeira ordem com tempo morto.

Os valores de tempo morto (t_d) e da constante de tempo (τ) são obtidos graficamente, a partir do traçado da reta tangente ao ponto de inflexão da curva em S obtida. O valor do ganho é calculado através da Equação [4.1].

$K = (\text{valor final da resposta}) / (\text{amplitude do degrau aplicado})$
 Eq. [4.1].

Ziegler e Nichols sugeriram um conjunto de equações para determinação dos parâmetros K_p , τ_I e τ_D , após a identificação do modelo proposto. A Tabela 4.1 apresenta a relação de sintonia proposta para o controlador PID.

Tabela 4.1 – Relação de sintonia baseada na curva de reação do processo – método de Ziegler-Nichols

Controlador	K_p	τ_I	τ_D
PID	$(1,2 \cdot \tau) / (t_d \cdot K)$	$2 \cdot t_d$	$t_d/2$

4.4.2.2 Método de Aström e Hägglund

O método de Aström e Hägglund surgiu como uma alternativa ao método proposto por Ziegler-Nichols, com o objetivo de facilitar o procedimento de sintonia denominado *continuous cycling*. A utilização do *continuous cycling* é limitada nos meios industriais, devido ao risco operacional imposto ao sistema, através do aumento descontrolado do ganho proporcional.

Aström e Hägglund propuseram um método para a obtenção dos parâmetros de sintonia. O procedimento adotado resume-se em conduzir os experimentos em malha aberta, observando o comportamento oscilatório da variável controlada em torno de um valor de referência, chaveando-se a variável manipulada entre dois valores convenientemente escolhidos (ASTRÖM & HAGGLÜND, 1995).

A Equação [4.2] apresenta a equação utilizada para o cálculo do ganho crítico do processo modificado (K_{pc}):

$$K_{pc} = (4 \cdot d) / (\pi \cdot a) \quad \text{Eq. [4.2]}$$

Onde:

a = é o valor da amplitude pico a pico da oscilação observada

d = é o valor da amplitude de chaveamento da variável manipulada

Assim, a partir do ganho crítico e do período crítico, obtidos da maneira representada acima, é possível sintonizar o controlador PID, utilizando as mesmas relações de sintonia propostas no método *continuous cycling*. Como vantagens, o método apresenta:

- Um único experimento é necessário para a sintonia da malha, acelerando a obtenção dos parâmetros;
- Não é necessário atingir a situação extrema de se chegar ao limite de estabilidade. Esta característica é bastante importante, pois traz uma margem de segurança importante. Além disso, a amplitude da oscilação pode ser controlada pelo operador.

Este método também é conhecido como método de autosintonia ou *autotuning*, pois foi desenvolvido para implementação em controladores, como forma de sintonia automática em controladores comerciais.

4.4.3 Ensaios com o controlador PID

Foram avaliadas três possibilidades diferentes para implementar a estratégia de controle PID devido à alteração do catalisador escolhido para o estudo.

A primeira possibilidade envolveu a definição de duas malhas de controle: controle de temperatura da água quente e controle de temperatura da mistura reacional, as quais constituíram a estratégia de controle nomeada de M1.

A segunda possibilidade envolveu a definição de apenas uma malha de controle (controle de temperatura da mistura reacional), devido ao caráter exotérmico da reação de transesterificação. Nesta etapa do trabalho, passou-se a utilizar um sistema de aquecimento direto da mistura reacional, por meio de um aquecedor localizado no interior do reator. Foi utilizado um variador de potência para regular a intensidade deste aquecimento, quando necessário.

A terceira possibilidade envolveu a seleção da melhor estratégia de controle PID a ser implementada neste trabalho. Foram realizados ensaios experimentais com duas malhas de controle diferentes nomeadas de M2 e M3. Para a malha de controle M2 foi definida a frequência de rotação da bomba de água de resfriamento como sendo a variável manipulada e para a malha de controle M3 foi definida a potência como variável manipulada.

A sintonia do controlador PID foi feita através da aplicação do 1º método de Ziegler-Nichols, da curva de reação e também através do método de Aström-Hagglund com o objetivo de ampliar ainda mais o conhecimento prático de sintonia de controladores. Somente após a realização dos cálculos dos fatores de sensibilidade das variáveis manipuláveis, foi selecionada a variável manipulada mais adequada ao sistema de controle. A variável frequência de rotação da bomba de água foi substituída pela variável potência.

Para cada uma das estratégias de controle propostas foram realizados ensaios experimentais com o objetivo de conhecer a dinâmica do processo e assim definir a malha de controle PID mais adequada a ser implementada neste processo.

Todas as estratégias de controle estudadas neste trabalho, estão apresentadas na tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Estratégias de controle propostas

Estratégias	Malha de controle	Variável controlada	Variável manipulada
M1	Água quente	Temp. da água – entrada da camisa do reator	Potência
	Mistura (Biodiesel, óleo, álcool)	Temp. da mistura reacional	Frequência de rotação da bomba de água quente
M2	Mistura (Biodiesel, óleo, álcool)	Temp. da mistura reacional	Frequência de rotação da bomba de água fria
M3	Mistura (Biodiesel, óleo, álcool)	Temp. da mistura reacional	Potência

Na implementação da estratégia de controle M1 foram utilizadas duas malhas de controle: malha de controle de temperatura da água de aquecimento e malha de controle da temperatura do biodiesel.

Para a malha de controle da temperatura de água quente, a variável manipulada foi a potência elétrica do aquecedor localizado dentro do reservatório de água. Para a malha de controle de temperatura da mistura, a variável manipulada foi a vazão de água quente que circulava através da camisa do reator.

Somente para a implementação da estratégia de controle M1 foram utilizadas duas malhas de controle, para as demais M2 e M3 foi utilizada somente uma malha de controle de temperatura da mistura reacional.

Essa simplificação se deve à substituição do sistema de aquecimento da água pelo sistema de aquecimento direto da mistura reacional, através da utilização de um aquecedor localizado no interior do reator. Portanto, a diferença existente entre as estratégias de controle M2 e M3 propostas está na seleção da variável manipulada. Para a M2, a variável manipulada definida foi a vazão de água, enquanto que para a M3 a variável manipulada escolhida foi a potência do aquecedor.

As condições iniciais foram as mesmas para todas as estratégias e em seguida, foram efetuadas as perturbações na carga, de intensidades positivas e negativas.

Foi realizada a aquisição de dados para cada estratégia de controle implementada, com o objetivo de avaliar o desempenho do sistema de controle e conseqüentemente selecionar a melhor estratégia de controle PID para este processo.

A seleção da melhor estratégia de controle PID aplicado ao reator de produção de biodiesel visou a futura comparação com o controlador *fuzzy*.

A sintonia do controlador PID foi feita através da aplicação do método de Aström-Hagglünd e configurado em malha fechada sob a estratégia SISO/feedback.

4.5 Resultados obtidos

4.5.1 Implementação dos controladores PID

A configuração dos dispositivos *Fieldbus* foi feita através do software configurador SYSCON. As três estratégias de controle estão apresentadas na tabela 4.1. Nas figuras 4.1 a e b estão apresentadas as estratégias de controle implementadas utilizando água aquecida no sistema.

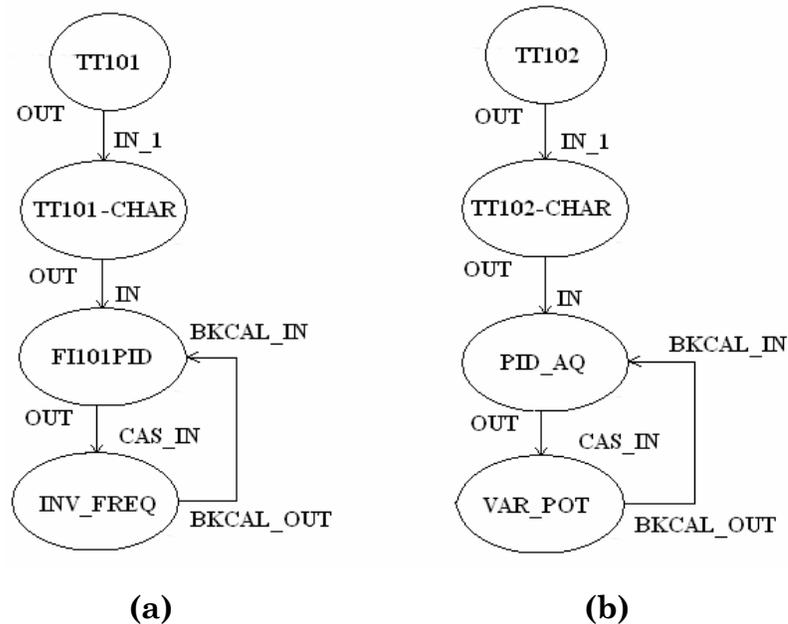


Figura 4.1. Estratégia de controle PID referente à malha de controle M1: a) Água quente e b) Mistura reacional

Segue uma breve descrição sobre a configuração dos blocos funcionais apresentados na Figura 4.1 a) e b). A configuração implementada no computador está apresentada no Apêndice C.

Os blocos caracterizadores de sinal (CHAR) apresentam duas saídas, que são funções não lineares das entradas. A função é determinada por uma tabela com coordenadas X-Y com vinte pontos cada.

Este bloco é utilizado na estratégia para corrigir as temperaturas dos sensores Pt100. Os blocos funcionais PID recebem os sinais dos valores da variável que se deseja controlar, enviando sinais de controle para as variáveis manipuladas através das saídas analógicas AO.

O cálculo do erro é feito do modo reverso (erro = Temperatura *set-point* – Temperatura medida), nos dois blocos apresentados na figura 4.1 (FI101PID e PID_AQ), devido ao sistema de aquecimento da água.

As saídas analógicas AO estão representadas pelo inversor de frequência (INV_FREQ) e pelo variador de potência (VAR_POT).

Nas Figuras 4.2 e 4.3 estão apresentadas as estratégias de controle implementadas utilizando água fria no sistema.

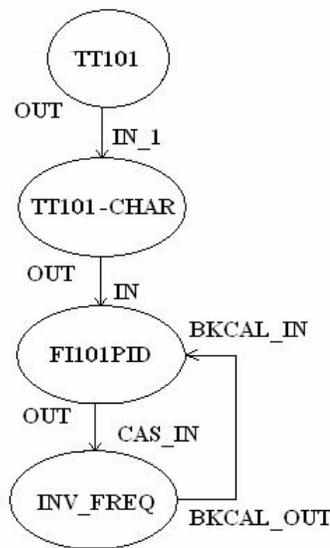


Figura 4.2- Estratégia de controle PID referente à malha de controle M2.

Segue-se uma breve descrição da estratégia de controle apresentada na Figura 4.2. A configuração implementada no computador está apresentada no Apêndice D.

Como a mistura reacional passou a ser aquecida através da resistência elétrica localizada no interior do reator, o cálculo do erro no bloco PID foi alterado.

O bloco PID apresentado na figura 4.2 (FI101PID) calculou o erro pelo modo direto ou *direct acting* (erro = Temperatura medida - Temperatura *set-point*). A saída analógica (AO) está representada pelo inversor de frequência (INV_FREQ).

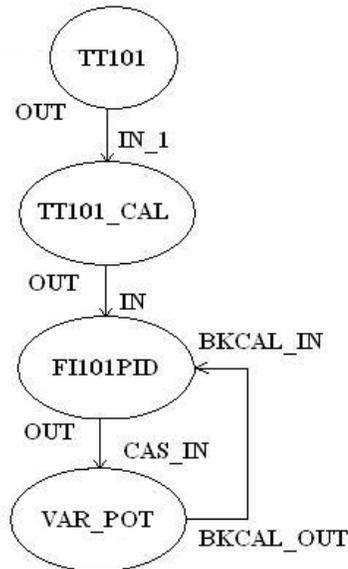


Figura 4.3 – Estratégia de controle PID referente à malha de controle M3.

Segue-se uma breve descrição da estratégia de controle apresentada na Figura 4.3. A configuração implementada no computador está apresentada no Apêndice E.

O bloco aritmético foi uma alternativa encontrada para substituir o bloco caracterizador de sinal (CHAR).

Sua configuração é mais simples e rápida. A função é determinada pela inserção de apenas dois valores, o *bias* e o *gain* da relação linear, utilizada para corrigir as temperaturas dos sensores Pt100.

Como não há alteração do sistema de aquecimento, o bloco PID representado na figura 4.3 (FI101PID), calculou o erro pelo modo direto ou

direct acting (erro = Temperatura medida - Temperatura *set-point*), idem estratégia anterior.

Nesta estratégia final, a alteração foi feita no bloco de saída analógica (AO), agora representado pela variável manipulada mais adequada ao sistema de controle (VAR_POT).

4.5.2 Sintonia dos controladores PID

4.5.2.1 Método de Ziegler-Nichols

O primeiro método de Ziegler-Nichols é bastante aplicado na maioria das sintonias das malhas de controle. Ele foi escolhido para sintonizar o controlador PID referente à malha de controle de temperatura da mistura reacional onde a variável manipulada foi a frequência de rotação da bomba de água de resfriamento, a qual foi nomeada de M2. Os parâmetros de processo obtidos a partir da curva de reação, após a perturbação de 30% (positiva e negativa) na frequência de rotação da bomba, estão apresentados nas Tabelas 4.3 e 4.4, respectivamente.

Tabela 4.3 – Comportamento no início da reação

Parâmetros obtidos da curva de reação	
$t_d = 19 \text{ s}$	
$T = 178 \text{ s}$	
$K = 0,050 \text{ } ^\circ\text{C}/\%$	
Parâmetros obtidos de Ziegler-Nichols	
Controlador PI	Controlador PID
$K_c = 168,63$	$K_c = 224,84$
$\tau_I = 63,27$	$\tau_I = 38$
$\tau_D = 0$	$\tau_D = 9,5$

Tabela 4.4 – Comportamento no final da reação

Parâmetros obtidos da curva de reação	
$t_d = 8 \text{ s}$	
$T = 254 \text{ s}$	
$K = 0,036 \text{ } ^\circ\text{C}/\%$	
Parâmetros obtidos de Ziegler-Nichols	
Controlador PI	Controlador PID
$K_c = 793,75$	$K_c = 1058,33$
$\tau_I = 26,64$	$\tau_I = 16$
$\tau_D = 0$	$\tau_D = 4$

Na tentativa de se melhorar o desempenho do controlador, foi calculado o valor médio do parâmetro K_c , a partir dos valores obtidos no início e no final da reação de transesterificação. Na Tabela 4.5 estão apresentados os valores desses parâmetros.

Tabela 4.5 – Parâmetros médios

Parâmetros obtidos de Ziegler-Nichols	
Controlador PI	Controlador PID
$K_c = 481,19$	$K_c = 641,58$
$\tau_I = 44,95$	$\tau_I = 27$
$\tau_D = 0$	$\tau_D = 7$

4.5.2.2 Método de Aström-Hagglund

Finalmente, após realizar o cálculo do fator de sensibilidade entre as estratégias de controle M2 e M3, optou-se pela estratégia de controle PID referente à malha de controle de temperatura da mistura reacional, onde a potência foi definida como variável manipulada (estratégia de controle nomeada de M3 na Tabela 4.2). O método de sintonia escolhido para a obtenção dos parâmetros do controlador PID foi o de Ästrom-Hägglund. Esse método necessitou de apenas um experimento para sintonizar a malha, acelerando a

obtenção dos parâmetros de controle. Os valores do ganho crítico e do período crítico, para a malha sintonizada, estão apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Valores do ganho crítico (K_u) e período crítico (T_u) obtidos com o método de Åstrom-Hägglund

Variável manipulada	Potência	
	K_u	T_u
T_mistura (TT101)	18,36	120

Obtidos os valores de ganho crítico e período crítico, os valores dos parâmetros do controlador PID foram calculados e os valores são apresentados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Valores dos parâmetros dos controladores convencionais utilizando o método de Åstrom e Hägglund

Método de Åstrom e Hägglund			
Variável manipulada: Potência			
Tipo do controlador	PID		
Variável de controle	K_p	τ_i	τ_D
Temperatura da mistura	11	37,5	9,4

A sintonia foi utilizada no controlador PID implementado, sem ajuste fino, ou seja, foi utilizado o valor real encontrado experimentalmente.

4.5.3 Ensaio com o controlador PID

Os ensaios com o controlador PID foram realizados através da adição de catalisador químico ao reator de produção de biodiesel.

Os comportamentos das variáveis manipuladas e controlada foram observados em cada ensaio distinto realizado com a manipulação da potência e com a variação da vazão de água de resfriamento.

Nas Figuras 4.4 e 4.5 estão apresentados os comportamentos das variáveis controlada e manipulada sob a ação do controlador PID, ao adicionar o catalisador químico ao reator.

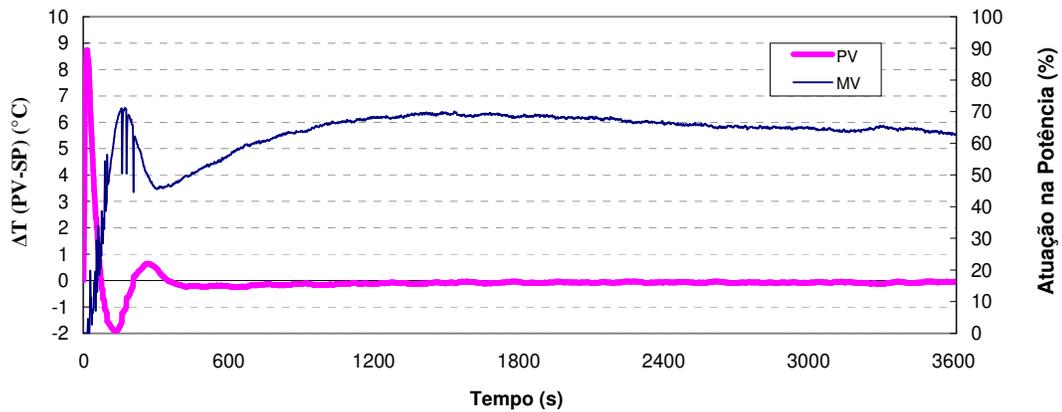


Figura 4.4 – Comportamento dos desvios das variáveis manipulada e controlada, sob ação do controlador PID.

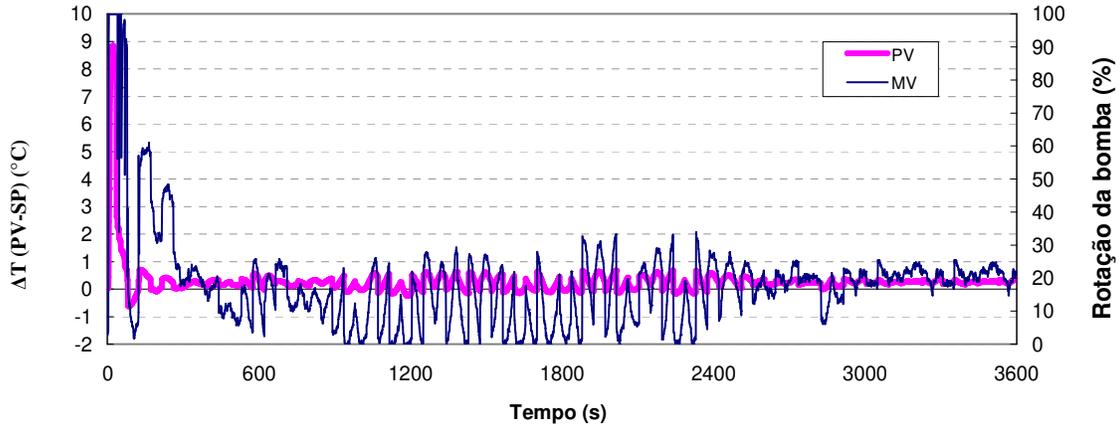


Figura 4.5 – Comportamento dos desvios das variáveis manipulada e controlada, sob ação do controlador PID.

Analisando-se as Figuras 4.4 e 4.5, pode-se concluir que a malha de controle de temperatura da mistura reacional em que a potência foi definida como variável manipulada (estratégia de controle denominada M3 na Tabela 4.2), se mostrou mais eficiente comparada à malha de controle da temperatura da mistura reacional em que a frequência de rotação da bomba de água de resfriamento foi definida como variável manipulada (estratégia de controle denominada M2 na Tabela 4.2). O cálculo dos parâmetros de desempenho dos controladores realizado para cada uma das duas estratégias utilizadas confirma isso.

Na Tabela 4.8 estão apresentados os parâmetros de desempenho dos controladores PID utilizados nos ensaios referentes às duas malhas de controle distintas.

Tabela 4.8 – Parâmetros de desempenho dos controladores PID utilizados nos ensaios referentes às malhas de controle M2 e M3.

Parâmetro de desempenho	Controlador PID	
	M2	M3
Ensaio		
ITAE	548.105,85	421.440,77
Overshoot (°C)	8,8	8,7
Tempo de resposta (s)	83	34
Tempo de estabilização (s)	3000	1500

Os valores dos parâmetros de desempenho obtidos, revelaram que o controlador PID aplicado à malha M3, apresentou menor valor de tempo de resposta e tempo de estabilização, além de menor valor de parâmetro de erro (ITAE), os quais são suficientes para confirmar a superioridade deste controlador.

4.6 Conclusões

A malha de controle PID de temperatura da mistura reacional, onde a variável manipulada é a frequência de rotação da bomba de água de resfriamento, não foi tão eficiente para a manutenção da temperatura da mistura, comparada à malha de controle PID de temperatura da mistura reacional, onde a variável manipulada é a potência (estratégias de controle denominadas M2 e M3 respectivamente).

O parâmetro de desempenho baseado no critério do erro apresentou maior valor para o controlador PID, cuja variável manipulada foi a frequência de rotação da bomba. Além disso, a atuação na rotação da bomba proporcionou demasiadas oscilações na temperatura da mistura reacional e um grande tempo de estabilização no valor desejado.

4.7 Referências Bibliográficas

ALTINTEN, A.; KETEVANLIOGLU, F.; ERDOGAN, S.; HAPOGLU, H.; ALPBAZ, M. Self-tuning PID Control of jacketed batch polystyrene reactor using genetic algorithm. *Chemical Engineering Journal*, v. 138 (1-3), 2008, p. 490-497.

ASTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. PID controllers. *Tuning, Theory and Practice*. ISA Publications, 1995.

ELLIS, N.; GUAN, F.; CHEN, T.; CONRAD, P. Monitoring biodiesel production (transesterification) using in situ viscometer. *Chemical Engineering Journal*, v.138, 2008, p. 200-206.

IBREHEM, A. S.; HUSSAIN, M. A.; GHASEM, N. M. Mathematical model and advanced control for gas-phase olefin polymerization in fluidized-bed catalytic reactors. *Chemical Engineering Journal, In Press, Corrected Proof*, 2008.

KHODABAKHSHIAN, A.; EDRISI, M. A new robust PID load frequency controller. *Control Engineering Practice*, v. 16 (9), 2008, p. 1069-1080.

LEE, Y.; LEE, J.; PARK, S. PID controller tuning for integrating and unstable processes with time delay. *Chemical Engineering Science*, v. 55 (17), 2000, p. 3481-3493.

LIANGHONG, N.; YAONAN, W.; SHAOWU, Z.; WEN, T. Design of PID controller with incomplete derivation based on differential evolution algorithm. *Journal of Systems Engineering and Electronics*, v. 19 (3), 2008, p. 578-583.

MUKATI, K.; RASCH, M.; OGUNNAIKE, B. A. An alternative structure for next generation regulatory controllers. Part II: Stability analysis, tuning rules

and experimental validation. *Journal of Process Control, In press, Corrected Proof*, 2008.

RAMASAMY, M.; SUNDARAMOORTHY, S. PID controller tuning for desired closed-loop responses for SISO systems using impulse response. *Computers & Chemical Engineering*, v. 32 (8), 2008, p. 1773-1788.

SALAU, N. P. G.; NEUMANN, G. A. ; TRIERWEILER, J. O. Multivariable control strategy based on bifurcation analysis of an industrial gas-phase polymerization reactor. *Journal of Process Control, In Press, Corrected Proof*, 2008.

SPANDRI, R. Sintonia de controladores regulatórios. *Boletim técnico da Petrobrás, RJ*, 2003, v. 46 (314), p. 383-410.

STEPHANOPOULOS, G. *Chemical process control: an introduction to theory and practice*. Englewood Cliffs: Prentice Hall Inc., 1984. 69

CAPÍTULO 5 – IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLADORES *FUZZY* REATOR PARA PRODUÇÃO DE BIODIESEL

5.1 – Introdução

Na indústria atual, a teoria e a aplicação de controle têm uma interação profunda com sistemas de informação e processos de fabricação, baseadas principalmente na linearização da modelagem matemática dos processos. Todavia, chegou-se a um estágio em que a metodologia adotada na análise matemática, com precisão, tornou-se tarefa árdua ou até impossível, para sistemas mais complexos (FADAEI & SALAHSHOOR, 2008).

Há fenômenos completamente indiferentes às teorias de modelagem matemática, sendo frequentemente observada a capacidade de um operador, em controlar satisfatoriamente, diversos sistemas sem a compreensão matemática, física e biológica dos mesmos. Um operador, suficientemente treinado, é capaz de manipular variáveis de entrada que influenciam as saídas do processo. Essa realização fundamental, levou à um novo enfoque na teoria de processos (complexos) industriais, onde o conceito de inteligência artificial, através da emulação de características do comportamento humano no controle de processos, surgiu como uma alternativa de controle e modelagem (JUANG *et al.*, 2008).

As aplicações dos chamados sistemas inteligentes na área de controle, automação e otimização de processos, abrangem uma série de técnicas como os sistemas especialistas, os sistemas baseados na lógica *fuzzy* ou difusa, as redes neurais e os algoritmos genéticos (SAÉZ *et al.*, 2008; TURKMEN & GUNEY, 2008; KUO *et al.*, 2008).

Dentre estas estratégias, a lógica *fuzzy* chama a atenção. Ela apresenta algumas vantagens importantes para o controle de processos, como por

exemplo, a indiferença em relação à não-linearidade dos processos, a ausência da modelagem matemática, entre outras.

Quanto ao projeto do controlador *fuzzy*, pode-se afirmar que uma das etapas, envolve a escolha do melhor algoritmo, baseado principalmente na definição da base de regras. Com o objetivo de reduzir a complexidade do projeto da base de regras e reduzir o esforço computacional, pode ser utilizada uma estrutura *fuzzy* -PI. Esta estrutura foi formada por uma base de regras definida para controladores *fuzzy* -PI por Li & Gatland (1996).

Neste capítulo, é apresentada de forma detalhada, a implementação do controlador *fuzzy*, utilizando estratégia MISO. A metodologia aplicada envolve a definição das funções de pertinência, a construção da base de regras e a caracterização dos valores que as variáveis de entrada e saída podem assumir, de acordo com os resultados apresentados no capítulo 3.

5.2 Fundamentação teórica

5.2.1 Lógica *fuzzy*

Dois dos principais aspectos da imperfeição da informação são a imprecisão e a incerteza. As teorias mais conhecidas são respectivamente a teoria dos conjuntos e a teoria das probabilidades, porém não são adequadas para tratar das informações fornecidas pelos seres humanos. Para tratar das informações fornecidas pelos seres humanos, foi desenvolvida a teoria dos conjuntos nebulosos por Zadeh (1965). Esta teoria trata do aspecto vago da informação, através de uma generalização da teoria clássica dos conjuntos. Um conjunto *fuzzy* específico, denominado geralmente de *crisp*, permite que objetos possuam graus de pertinência a determinados conjuntos, o que possibilita a

representação de conceitos imprecisos, sem perder a precisão matemática no tratamento (SHAW & SIMÕES, 1999).

Teorias dos conjuntos nebulosos têm sido cada vez mais utilizadas em sistemas que utilizam informações fornecidas por seres humanos para automatizar procedimentos quaisquer, como por exemplo no controle de processos, no auxílio à decisão, etc. As aplicações da teoria podem ser encontradas no sistema de controle de eletrodomésticos, no controle de satélites, no mercado financeiro, na medicina e o número destas tendem a crescer cada vez mais, sobretudo em sistemas híbridos, que incorporam abordagens conexionistas e evolutivas no que é chamado hoje em dia de *soft computing*.

A utilização da teoria em um contexto lógico, como o de sistemas baseados em conhecimento, é conhecida como lógica nebulosa, lógica difusa ou lógica *fuzzy*.

A lógica nebulosa é uma das tecnologias atuais mais bem sucedidas para o desenvolvimento de sistemas para controlar processos sofisticados. Com sua utilização, requerimentos complexos podem ser implementados em controladores simples, de fácil manutenção e baixo custo. O uso de sistemas construídos desta maneira, chamados de controladores nebulosos, é especialmente interessante quando o modelo matemático está sujeito à incertezas.

Um controlador nebuloso é um sistema nebuloso à base de regras, composto de um conjunto de regras de produção do tipo SE <premissa> ENTÃO <conclusão> que definem ações de controle em função das diversas faixas de valores que as variáveis de estado do problema podem assumir.

Estas faixas de valores que as variáveis de estado do problema podem assumir são modeladas por conjuntos nebulosos e são denominados de funções de pertinência. As funções de pertinência (faixas de valores das variáveis de

estado do problema modelados por conjuntos nebulosos) e a definição das regras são as maiores dificuldades encontradas na criação de sistemas nebulosos em geral. Vale ressaltar que não existe um procedimento sistemático de otimização geral para a determinação das funções de pertinência dos conjuntos fuzzy que sejam apropriadas para cada processo, por esta razão, existem muitos modelos na literatura visando propor uma maneira de superar esse problema afim de evitar os desvios do desempenho ótimo desses sistemas de controle *fuzzy*.

Uma das alternativas existentes é a utilização dos modelos denominados *neuro-fuzzy*, pois assim estes parâmetros não precisam mais serem definidos. Através da implementação do *neuro-fuzzy*, os parâmetros são “aprendidos” com a apresentação de pares (entrada, saída desejada) à uma rede neural, cujos nós computam basicamente operadores de intersecção e união (FREY & KUNTZE, 2001).

Uma outra maneira de se “aprender” parâmetros de sistemas nebulosos consiste no uso de algoritmos genéticos. Eles constituem-se de estratégias de busca adaptativa baseados em um modelo altamente abstrato da evolução biológica. Os algoritmos genéticos tem sido utilizados na resolução de problemas de otimização, em que se busca, se não uma solução ótima, ao menos uma solução suficientemente adequada para um dado problema. Nestes algoritmos, uma população de indivíduos (soluções potenciais) sofrem uma série de transformações unitárias (mutação) e de ordem mais alta (cruzamento). Estes indivíduos competem entre si pela sobrevivência, onde um esquema de seleção que favorece os indivíduos mais aptos seleciona os que sofreram mutação, dando origem à próxima geração. Depois de algumas gerações, o algoritmo usualmente converge e o melhor indivíduo representa uma solução próxima da ótima. Algoritmos genéticos têm sido utilizados em aplicações ligadas à controle.

Vale a pena ressaltar que o sistema de lógica *fuzzy* pode ser expresso matematicamente como uma combinação linear de funções de base *fuzzy*, o qual é um aproximador como uma função universal não linear. Os quatro componentes que constituem o sistema *fuzzy* são a base de regras, a interface de fuzzificação, o sistema de inferência e a interface de defuzzificação (JÚNIOR, 1999).

Esse sistema pode apresentar múltiplas entradas e múltiplas saídas e a partir de um conjunto de possíveis sinais de entradas, obtêm-se as respectivas saídas. As operações de teoria de conjuntos fornecem um mapeamento entrada-saída, uma combinação desses sinais definidos por conjuntos, análogo às funções de transferência da teoria de sistemas lineares (SHAW & SIMÕES, 1999).

Um sistema *Fuzzy* de múltiplas entradas e saídas pode ser caracterizado por um conjunto de regras da forma:

Se var1 = A <conectivo> var2 = B <conectivo> ... Então var01 = C <conectivo>...

Onde A, B e C podem ser conjuntos booleanos (conjuntos clássicos) ou conjuntos *Fuzzy*. O termo <conectivo> representa o operador *Fuzzy* particular, escolhido para expressar a inferência *Fuzzy*, ou a implicação *Fuzzy* desejada.

Uma base de regras *Fuzzy* é muito poderosa por poder ser proveniente de ambos tipo de dados: numéricos ou conhecimentos lingüísticos. Uma variável lingüística é expressa por meio de rótulos (*labels*) de conjuntos *fuzzy*. Por exemplo, a temperatura do biorreator de biodiesel pode ser uma variável lingüística assumindo os rótulos: baixa, média e alta. Tais rótulos podem ser descritos matematicamente por conjuntos *fuzzy*.

Uma vez que as regras tenham sido estabilizadas, o sistema de lógica *Fuzzy* pode ser visto com um mapeador de entradas em saídas, sendo que a partir de sinais de entrada o sistema mapeia sinais de saída, e este

mapeamento pode ser expresso quantitativamente como saída = função (entrada), sendo que podem ser obtidas fórmulas implícitas para um mapeamento não linear entre entrada e saída.

5.2.2 Interface de fuzzificação

Fuzzificação é um mapeamento do domínio de números reais (em geral discretos) para o domínio *fuzzy*. Isso representa a atribuição de valores lingüísticos, descrições vagas ou qualitativas, definidas por função de pertinência às variáveis de entrada (SHAW & SIMÕES, 1999). Tal procedimento é necessário para ativar as regras que são em termos de variáveis lingüísticas, que possuem conjuntos *fuzzy* associados à elas. A interface de fuzzificação usa funções de pertinência contidas na base de conhecimento, convertendo sinais de entrada em pertinências contidas em um intervalo [0,1], que pode estar associado à rótulos lingüísticos. Desta forma, as variáveis de entrada são normalizadas em um universo de discurso padronizado. Estas entradas *crisp* são transformadas em conjuntos *fuzzy* (TANSCHKEIT, 2003).

As funções de pertinência podem assumir diversas geometrias (triangulares, trapezoidais, gaussianas, etc.) de modo a representar melhor o comportamento de uma variável (lento, rápido, suave, abrupto) de um processo específico. A fuzzificação é então um pré-processamento de categorias ou classes dos sinais de entrada. Os sinais de entrada são valores discretos (não *fuzzy*) das variáveis de entrada de um processo qualquer, provenientes de sensores das grandezas físicas.

5.2.3 Base de regras

A base de conhecimento representa o modelo do sistema a ser controlado, sendo constituída pela base de dados (funções de pertinência lingüística) e pela base de regras *fuzzy* lingüísticas (SHAW & SIMÕES, 1999).

As operações entre conjuntos pertencentes a universos de discurso diferentes possibilitam a construção da base de conhecimento de um sistema, ou seja, o mapeamento entre sinais. Esses mapeamentos ocorrem entre os conjuntos da variável de entrada $A(u)$ pertence U , e os conjuntos da variável de saída $B(v)$ pertence V através da expressão condicional de inferência:

$$A \rightarrow B$$

Ou:

$$\text{Se } A(u) \text{ ENTÃO } B(v)$$

Cujo significado é a ligação do conjunto A (definido por seu vetor de pertinências $\mu_A(u)$, u pertence a U), dito antecedente (premissa, condição), ao conjunto B (definido por seu vetor de pertinências $\mu_B(v)$, v pertence a V), dito conseqüente (resultado ou ação). Os antecedentes (premissas) são relacionados pelos conectivos lógicos, dados pelo operador de conjunção (e), o operador de disjunção (ou) e pelo operador de negação (não). O operador de conjunção (e) pode ser tratado matematicamente pela norma triangular (norma-t). Tal operador inclui as operações de intersecção, definidas para x, y pertencentes à $[0,1]$.

$$\text{Intersecção: } x \text{ t } y = \min(x,y)$$

$$\text{Produto algébrico: } x \text{ t } y = x.y$$

$$\text{Produto drástico: } x \text{ t } y = x, \text{ quando } y=1; y, \text{ quando } x=1; 0, \text{ quando } x, y < 1$$

O operador de disjunção (ou) pode ser tratado matematicamente pela co-norma triangular (norma-s) de uma união generalizada. A norma-s é uma função de duas entradas definida nos domínios $s: [0,1] \times [0,1] \rightarrow [0,1]$, onde X

denota o operador de produto cartesiano. O operador \cdot indica um mapeamento entre duas funções de pertinência *fuzzy*, cada uma delas no intervalo $[0,1]$ e inclui as operações de união.

$$\text{União: } x \cdot y = \text{Max}(x,y)$$

$$\text{Soma algébrica: } x \cdot y = x + y - xy$$

$$\text{Soma limitada: } x \cdot y = \min\{1, x + y\}$$

$$\text{Soma disjunta: } x \cdot y = \text{Max}\{\min(x, 1 - y), \min(1 - x, y)\}$$

O operador de negação (não) pode ser definido como o complemento de um conjunto *fuzzy* A , definido para todo x pertencente a E , onde E é o universo de discurso. O complemento de A em relação a E , é denominado A' , um conjunto de todos os elementos de x pertencente a E que não são membros de A . O vetor de pertinência do complemento é calculado como segue.

$$\mu_{A'}(x) = 1 - \mu_A(x)$$

As regras podem ser elaboradas por especialistas do processo ou podem ser extraídas de dados numéricos. É importante que existam tantas regras quantas forem necessárias para mapear totalmente as combinações dos termos das variáveis, isto é, que a base seja completa, garantindo que sempre ao menos uma regra seja utilizada para uma entrada. Em geral, as regras têm a forma de um sistema de múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO), mas que pode ser transformado em vários sistemas com múltiplas entradas e uma saída (MISO).

A base de regras caracteriza os objetivos de controle e a estratégia de controle utilizada por especialistas da área, por meio de um conjunto de regras de controle em geral lingüísticas, e é formada pela agregação e combinação de todas as regras *Fuzzy* SE / ENTÃO que definem a estratégia de controle do sistema. As regras são expressas da seguinte forma:

Ri: SE (x_1 é A_1) e ... e (x_n é A_n) ENTÃO (y é c_i)

Onde A_i e c_i são conjuntos *Fuzzy*, x_i e y são variáveis lingüísticas, sendo que x_i é a entrada para o sistema e y é a saída do sistema.

As regras, juntamente com os dados de entrada, são processadas pelo procedimento de inferência, o qual interfere nas ações de controle de acordo com o estado do sistema, aplicando o operador de implicação, conforme o procedimento de inferência.

5.2.4 Mecanismo de Inferência de Mandani

Entre os mecanismos de inferência possíveis, pode-se citar o método utilizado por Mamdani, chamado de máx-mín.

As respostas do controlador *fuzzy* são calculadas em função das entradas, de acordo com o conjunto de regras na base de conhecimento. Para cada regra são avaliados os graus de pertinência entre as variáveis de entrada e os conjuntos *fuzzy* correspondentes. É interessante notar que o conectivo “e” está associado à função norma-t adotada (mín) e que o conectivo “ou” representa a função norma-s máx.

5.2.5 Configurações dos controladores *fuzzy*

As configurações híbridas do sistema de controle *fuzzy* (*fuzzy*-PID/PI/PD) apresentam-se como alternativas de controle mais robustas à serem implementadas em situações complexas, onde o controlador linear bem

sintonizado pode não apresentar um desempenho de controle satisfatório (MOHAN & SINHA, 2008).

Os controladores *fuzzy*-PID podem ser do tipo posicionais ou incrementais, constituídos de uma a três entradas, onde as estruturas P, PD, PI e D podem ser combinadas (MAIDI *et al.*, 2008; HAMEED *et al.*, 2008; LI *et al.*, 2008; PRECUP & PREITL, 2007).

O controle *fuzzy* de três termos (*fuzzy*-PID) produz uma saída incremental a partir do erro, da variação do erro e da aceleração do erro. O controle *fuzzy* -PI é reconhecido como mais prático que o *fuzzy*-PD devido à sua capacidade de remover o *off-set* da resposta, apesar de apresentar um baixo desempenho de controle em processos de ordem mais elevada devido à operação de integração interna (LI & GATLAND, 1996).

Quanto ao sistema de controle *fuzzy* com dois termos, existem dois tipos: o controle *fuzzy*-PD que gera saídas de controle através do erro e da variação do erro sendo considerado um controle de posição e o controle *fuzzy*-PI que gera uma saída de controle incremental a partir do erro e da totalização do erro no tempo, considerando um controle de velocidade. A literatura científica apresenta uma revisão sobre o desenvolvimento dos controladores híbridos *fuzzy*-PI e *fuzzy*-PD feita recentemente. Essas configurações híbridas combinam diferentes elementos estruturais existentes, definidos como erro, variação do erro, taxa de variação do erro e somatório do erro (MOHAN & SINHÁ, 2008).

O surgimento das estruturas híbridas de controle *fuzzy* (*fuzzy*-PID/PI/PD) se deve à necessidade de melhorar o desempenho dos sistemas de controle existentes. Trabalhos recentes tem sido realizados utilizando-se controladores *fuzzy* baseados nas regras de Mandani: *fuzzy*-PD *fuzzy*-PI e *fuzzy*-PID.

Comparado ao controlador convencional, a grande vantagem do controlador *fuzzy* é a presença da lei de controle não-linear. Isto é, se for desenhada a superfície de controle do “PI-*Fuzzy*”, pode-se constatar que a função é não-linear.

A superfície de controle representa os universos de referência percorridos diferentemente para cada valor das variáveis de entrada (erro e variação do erro), até a saída do controlador (JUANG *et al.*, 2008). Desta forma, a não-linearidade da superfície de controle do “PI-*Fuzzy*” possibilita tratar e resolver uma classe maior de problemas (processos complexos e não-lineares).

5.2.6 Histórico de aplicações dos sistemas *fuzzy*

Um número considerável de controladores *fuzzy* está sendo atualmente utilizado em aplicações operacionais e seu desempenho satisfatório em várias plantas de processos têm sido apresentado em trabalhos científicos (JUANG *et al.*, 2008).

Desde que foi introduzido nos anos 70, em Londres, com uma aplicação em um gerador de vapor experimental, outros trabalhos nesta área continuaram a ser desenvolvidos. No entanto, a primeira utilização industrial significativa ocorreu no controle de um forno rotativo da indústria de cimento na Dinamarca.

Finalmente, o grande impulso em termos de aplicações industriais da lógica *fuzzy* aconteceu nos anos 80 no Japão.

Esta tecnologia têm se mostrado uma ferramenta poderosa para o tratamento de informações e foi utilizado em numerosos casos industriais e científicos, tais como (CUNHA, 2006):

- Controle de centrais term nucleares;

- Funcionamento automático de trens;
- Controle de processos petroquímicos;
- Sistemas inteligentes para eletrodomésticos (filmadoras, máquinas de lavar, forno microondas, etc);
- Sistemas de controle na indústria aeroespacial.

Na indústria automotiva, destacam-se transmissões automáticas (Nasçam, Laxos), injeção eletrônica, suspensão ativa, freios antibloqueantes. Sistemas industriais incluem controle de grupo de elevadores (Hitachi, Toshiba), veículos auto-guiados e robôs móveis (NASA, IBM), controle de motores (Hitachi), ventilação de túneis urbanos (Toshiba), controle de tráfego urbano, controle de parada e partida de trens de metrô (Sendai, Tóquio). Existem também mais de 1000 aplicações patenteadas e, embora no Brasil a utilização do controle *fuzzy* ainda seja incipiente, várias indústrias e empresas vem desenvolvendo produtos e serviços. Algumas delas bastante conhecidas são Villares, IBM, Yokogawa e HI Tecnologia. No entanto, a mais conhecida e notável aplicação do *fuzzy* é na área de controle de processos.

5.2.7 Aplicações recentes dos sistemas *fuzzy* em controle de processos

A aplicabilidade do controle *fuzzy* na automação industrial pode ser verificada através da enumeração dos vários processos industriais encontrados na literatura científica. Dentre as aplicações práticas e de simulação de processos em diversos sistemas de controle *fuzzy*, pode-se citar algumas mais atuais:

Pastor *et al.* (2008) obtiveram sucesso ao implementar um sistema de controle *fuzzy* aplicado à um reator agitado de precipitação de *struvite* ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) em escala piloto. Através do sistema de controle *fuzzy* foi

possível manter o valor adequado do pH durante todo o processo de cristalização.

Çetinkaya *et al.* (2008) propuseram um sistema de controle *fuzzy* aplicado à um reator encamisado de polimerização de estireno, em batelada, afim de assegurar a conversão do monômero no menor tempo possível. A temperatura do reator foi controlada através da manipulação do calor adicionado ao reator durante a polimerização. Os resultados obtidos com o controlador *fuzzy* – CMD (controle de matrix dinâmica) foram comparados com o controlador convencional.

Fileti *et al.* (2007) implementaram algoritmos de controle *fuzzy* em três aplicações industriais diferentes. Uma das aplicações realizadas foi em um sistema de refrigeração para resfriamento de líquido. O sistema de refrigeração foi controlado a diferentes modos de controle e a estratégia de controle *fuzzy* resultou em melhor desempenho do que o controle convencional, além da redução de 14 % na demanda de energia elétrica. Outra aplicação industrial foi feita em uma coluna de destilação em batelada para o controle on-line da composição do produto de topo da mistura binária composta por n-hexano e n-heptano. Neste estudo de caso, o controlador *fuzzy* também apresentou desempenho superior ao convencional, pois o controle *fuzzy* resultou em uma redução de 80 % da razão de refluxo para a manutenção da composição do topo em torno do set-point. O último estudo de caso foi feito em reator de polimerização de Metil Metacrilato de Etila (MMA). Os resultados experimentais obtidos também confirmaram a superioridade no desempenho do controlador PID-*fuzzy*.

Ghasem (2006) implementou um sistema de controle *fuzzy* aplicado à um reator industrial de polietileno de leito fluidizado a fim de controlar a temperatura de produção deste polímero. O sistema *fuzzy* mostrou-se muito adequado à este sistema altamente não-linear e uma análise comparativa entre os métodos de Mandani e de Takagi-Sugeno implementados ao processo de polietileno foi realizada. Os resultados obtidos indicaram a melhor performance

do controlador *fuzzy* por Takagi-Sugeno, devido à sua ação de controle múltipla para o comportamento dinâmico não-linear do processo.

Traoré *et al.* (2005) implementaram um sistema *fuzzy* para controlar o teor de oxigênio dissolvido presente em água residuárias. O sistema foi aplicado à um reator batelada em escala piloto. Os resultados experimentais obtidos revelaram que o *fuzzy* é um sistema robusto e eficiente para o controle do oxigênio dissolvido.

Evsukoff *et al.* (2005) implementaram um sistema de controle neuro-*fuzzy* aplicado à um reator nuclear visando a detecção de falhas de operação e no isolamento do reator. Os resultados obtidos revelam que o *fuzzy* pode ser utilizado para a manutenção da segurança operacional destes processos.

Horiuchi & Kishimoto (2002) relataram experiências de aplicação do controle *fuzzy* aos bioprocessos industriais. Empresas como a Ajinomoto, Sankyo, Gekkeikann Sake e Nippon Roche apresentaram maior produtividade, estabilidade e qualidade dos produtos finais após a implementação do controle *fuzzy*.

Souza Jr. e Almeida (2001) implementaram um sistema de controle *fuzzy* em um reator bioquímico em batelada de produção de Cephalosporin C (antibiótico). O sistema mostrou-se robusto no controle da adição automática de sacarose ao bioreator, a partir da detecção do nível de CO₂ obtido.

5.3 Métodos

5.3.1 Projeto e sintonia do controlador *fuzzy*

Neste trabalho, foi considerada a necessidade de se obter uma resposta rápida e de sobre-elevação mínima (overshoot). A implementação do controlador *fuzzy* -PI incremental já havia sido realizada neste mesmo laboratório, porém em um reator de precipitação de bromelina, por Leite (2007).

Observou-se que o controlador *fuzzy*-PI apresentou um adequado desempenho na manutenção da temperatura da mistura reacional daquele processo.

Neste trabalho foi construído um modelo *fuzzy*-PI para a manutenção da temperatura da mistura reacional no interior do reator de produção de biodiesel. Devido à mesma estrutura fuzzy-PI, foram definidas duas entradas e uma saída (MISO). Para este estudo de caso, as variáveis de entrada definidas foram o erro da temperatura e a variação do erro da temperatura do reator de produção de biodiesel, definidas como ErroT e DErroT. A variação da potência foi utilizada como variável de saída, definida como DPot. A Figura 5.1 apresenta a tela do Editor FIS do software Matlab contendo as duas variáveis de entrada e a variável de saída utilizada durante o desenvolvimento do controlador *fuzzy* -PI.

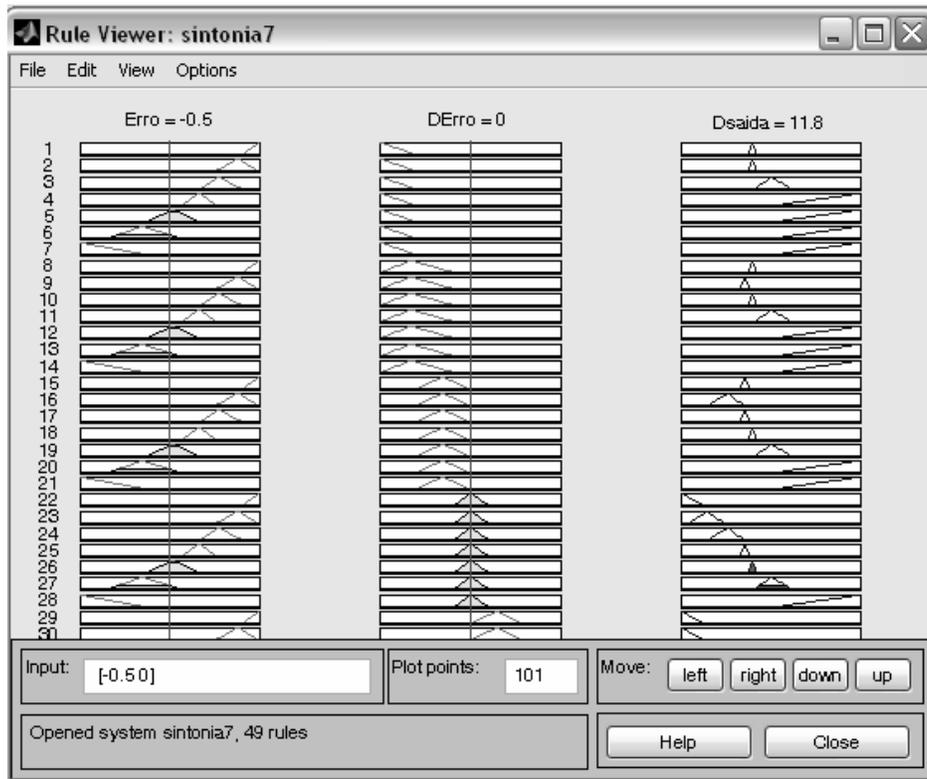


Figura 5.1 – Tela de simulação do comportamento do controlador *fuzzy* -PI

O controlador *fuzzy* (PI) utilizado neste trabalho foi o controlador *fuzzy*-PI com MISO. O método de inferência *fuzzy* utilizada foi a proposta por Mandani, o tipo de operador de agregação (min) e o critério de defuzzificação (centro-de-gravidade).

A definição dos graus de pertinência para cada valor de entrada das funções de pertinência (*membership*) e da base de regras foram feitas utilizando-se o método de tentativa e erro durante a sintonia, através de uma interface fácil e prática. Foram utilizados o Membership Function Editor e o Rule Editor do Toolbox *Fuzzy* do Matlab 7.0.1 e também o software Table curve 3D, devido à inexistência de bloco configurador do controlador *fuzzy* no software da SMAR. A equação da superfície obtida através do Table Curve 3D foi inserida no sistema supervisor.

5.3.2 Definição das funções de pertinência

Durante a construção do modelo *fuzzy*, optou-se por trabalhar com dois tipos de funções de pertinência, as funções de pertinência triangulares e trapezoidais.

Essa escolha foi motivada pelo número de trabalhos encontrados na literatura utilizando funções de pertinência lineares, em especial, as triangulares. Tal fato se deve à diversos fatores, tais como: a facilidade de manuseio, a velocidade de cálculo das áreas envolvidas no processo de defuzzificação, etc. Quanto à determinação dos universos de discurso de cada função de pertinência do controlador *fuzzy* -PI desenvolvido, pode-se dizer que os mesmos foram obtidos a partir da observação do comportamento dinâmico da variável controlada (temperatura da mistura reacional contida no reator) frente á perturbações na variável manipulada (potência).

5.3.3 Determinação da base de regras

Para determinar a base de regras a ser utilizada, foram consideradas sete opções para as variáveis erro e variação do erro: que as mesmas sejam grande positiva “GP”, média positiva “MP” e pequena positiva “PP”, zero e grande negativa “GN”, média negativa “MN” e pequena negativa “PN”. Combinando-se todas as opções possíveis resultou no número máximo de 49 regras definidas.

Essas regras foram editadas através da utilização do Rule editor do Toolbox *Fuzzy* (Matlab 7.0.1).

5.4 Resultados obtidos

5.4.1 Sintonia do controlador *fuzzy*-PI

Devido à dinâmica do processo, não foi possível alcançar o valor de referência instantaneamente, o que dificultou bastante a etapa de sintonia do controlador *fuzzy*-PI.

Isso foi resultado de um comportamento brusco da ação de controle, a qual resultou em respostas mais rápidas, mas com a presença de oscilações indesejáveis da variável manipulada.

Muitos ensaios de sintonia foram realizados. Durante a sintonia do controlador *fuzzy*-PI foram implementados diversos parâmetros com o objetivo de proporcionar uma melhor atuação do controlador *fuzzy* projetado.

Os parâmetros foram continuamente alterados a cada ensaio de ajuste, pois não foi possível esclarecer completamente todas as interações ocorridas entre as variáveis durante este processo de sintonia.

Devido à esta subjetividade, grande número de ensaios de sintonia foram realizados, os quais estão representados aqui através da apresentação dos três últimos ensaios experimentais de produção de biodiesel realizados.

Eles estão nomeados como sintonia 1, sintonia 2 e sintonia 3.

5.4.2 Base de regras do controlador *fuzzy* – PI

A matriz da base de regras de inferência utilizada nos ensaios com controlador *fuzzy* - PI, para a temperatura da mistura reacional, seguiu o modelo proposto por Li & Gatland (1996). As regras foram implementadas através da utilização do Rule Editor do toolbox *Fuzzy* do Matlab. As regras utilizadas no controlador nebuloso foi muito difícil pois ela correlacionou as premissas com as ações de controle. Para facilitar a avaliação de como a resposta dinâmica era influenciada pela base de regras do controlador *fuzzy* - PI, inicialmente foram utilizadas somente 25 regras (o número de cardinalidade utilizado no início foi 5).

5.4.2.1 Sintonia 1

A Tabela 5.1 apresenta a primeira matriz utilizada para sintonizar o controlador *fuzzy*-PI, a qual refere-se ao ensaio denominado sintonia 1.

Tabela 5.1 – Matriz de base de regras para o controlador *fuzzy*--PI para a temperatura da mistura reacional

	$\Delta ERRO$
--	---------------------------------

ERRO	GN	MN	PN	ZR	PP	MP	GP
GP	ZR	PN	MN	GN	GN	GN	GN
MP	PP	ZR	PN	MN	GN	GN	GN
PP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN	GN
ZR	GP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN
PN	GP	GP	MP	PP	ZR	PN	MN
MN	GP	GP	GP	MP	PP	ZR	PN
GN	GP	GP	GP	GP	MP	PP	ZR

Para sintonizar as estruturas de função de pertinência, do universo de discurso e do conjunto suporte utilizados no ensaio de sintonia 1, foi necessário analisar os resultados da sintonia convencional.

Na sintonia 1 foram utilizados universos de discurso para as variáveis ErroT, DErrroT e DPot, respectivamente de [-2, 1], [-0,01, 0,01] e [-70, 70].

Esse valores foram escolhidos para os ensaios iniciais devido à faixa de variação do erro observada nos ensaios com controlador convencional de [-2, 1] e à faixa de atuação do controlador convencional, o qual apresentou variação de potência entre 60 a 70%.

A primeira variação DErrroT foi definida após a realização de testes com valores de maior e menor magnitudes.

As estruturas das funções de pertinência, universo de discurso e conjunto suporte podem ser observadas na figura 5.1(a, b e c).

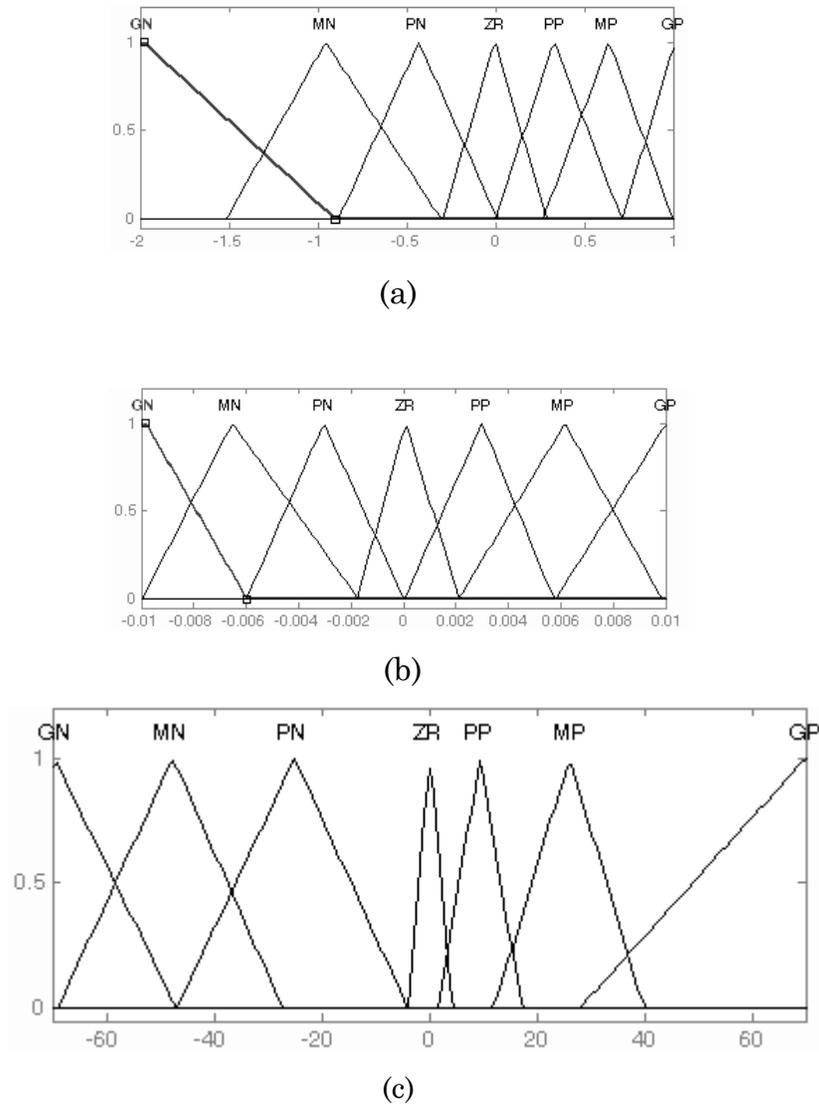


Figura 5.1 – SINTONIA 1 - Estrutura das funções de pertinência para as variáveis (a) $ErroT$ (b) $DErroT$ e (c) $DPot$.

O universo de discurso proposto para a variável de entrada $ErroT$ $[-2, 1]$ representa uma faixa mais ampla para os valores negativos, pois no início do processo é a etapa que menos exige atuação da variável manipulada, mesmo para pequenos desvios da variável controlada.

No início do processo foi adicionado o catalisador químico, o qual foi responsável pela liberação de calor à mistura reacional, resultando em um

acréscimo na temperatura do reator de quase 9 °C. Mesmo assim, logo no início, para pequenos desvios na variável controlada, já é necessário que haja pequenas atuações da variável manipulada a fim de evitar a redução da temperatura do reator abaixo do valor desejado.

Devido à esta atuação inicial da variável manipulada, foram determinados menores valores para os conjuntos suporte de PP e MP, embora tenha sido escolhida uma escala positiva de 70, no universo de discurso da variável de saída DPot.

A necessidade de diminuir o aquecimento da mistura reacional após fase inicial, resulta na diminuição da escala negativa em termos absolutos nos próximos ensaios de sintonia 2 e sintonia 3.

Isso se deve ao fato de que menores valores de potência não são suficientes para manter a temperatura aquecida do reator de biodiesel no valor desejado (*set-point* de 50 °C) e mais ensaios de sintonia precisaram ser realizados.

5.4.2.2 Sintonia 2 e 3

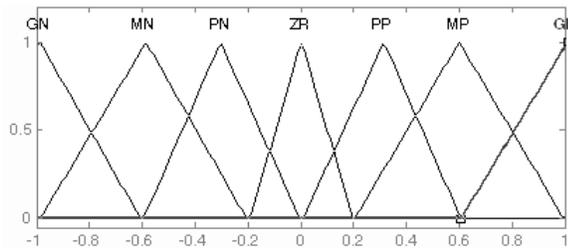
Para os ensaios de Sintonia de 2 e 3, a matriz de base de regras utilizada para o controlador *fuzzy*-PI, está apresentada na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Matriz de base de regras para o controlador *fuzzy*-PI para a temperatura da mistura reacional

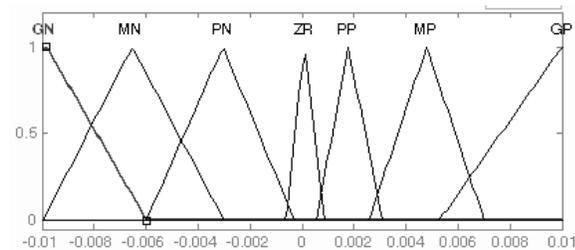
<i>ERRO</i>	<i>ΔERRO</i>						
	GN	MN	PN	ZR	PP	MP	GP
GP	PP	PP	ZR	GN	GN	GN	GN
MP	PP	ZR	PN	MN	GN	GN	GN

PP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN	<i>MN</i>
ZR	GP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN
PN	GP	GP	MP	PP	ZR	PN	<i>PN</i>
MN	GP	GP	GP	MP	PP	ZR	<i>ZR</i>
GN	GP	GP	GP	GP	MP	PP	ZR

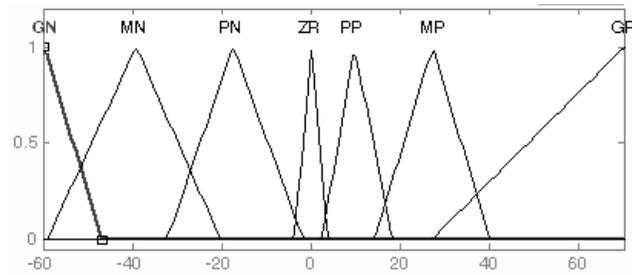
As modificações nas funções de pertinência do controlador *fuzzy* foram realizadas através da observação do comportamento das variáveis de processo. Na sintonia 2 foram utilizados universos de discurso para as variáveis ErroT, DErroT e DPot, respectivamente de $[-1, 1]$, $[-0,01, 0,01]$ e $[-60, 70]$. As estruturas das funções de pertinência, universo de discurso e conjunto suporte podem ser observadas na Figura 5.2 (a, b e c).



(a)



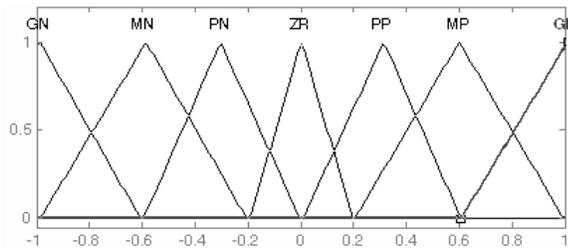
(b)



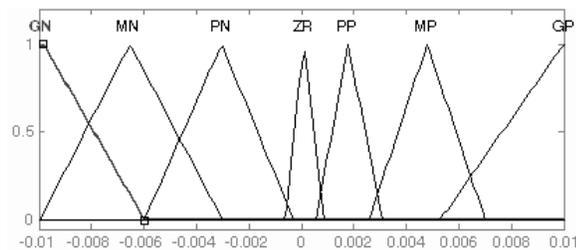
(c)

Figura 5.2 – SINTONIA 2 - Estrutura das funções de pertinência para as variáveis (a) ErroT (b) DErroT e (c) DPot.

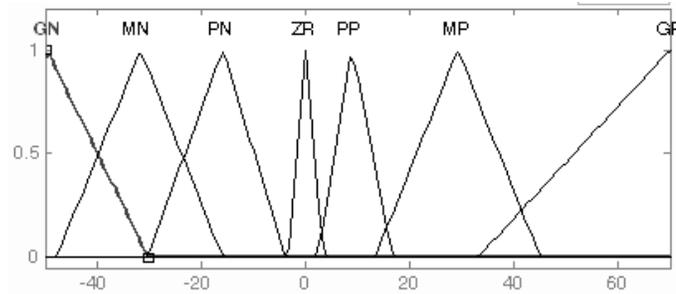
Na sintonia 3 foram utilizados universos de discurso para as variáveis ErroT, DErroT e DPot, respectivamente de $[-1, 1]$, $[-0,01, 0,01]$ e $[-50, 70]$. Esses valores resultaram numa atuação satisfatória do controlador *fuzzy*-PI projetado. As estruturas das funções de pertinência, universo de discurso e conjunto suporte podem ser observadas na Figura 5.3 (a, b e c).



(a)



(b)



(c)

Figura 5.3 – SINTONIA 3 - Estrutura das funções de pertinência para as variáveis (a) ErroT (b) DErroT e (c) DPot.

5.4.3 COMPORTAMENTO DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA

Nas Figuras 5.4, 5.5 e 5.6 estão apresentados os comportamentos dos controladores *fuzzy*-PI desenvolvidos utilizando os parâmetros propostos nas sintonias 1, 2 e 3, respectivamente.

No ensaio representado pela Figura 5.4 (sintonia 1) observou-se um overshoot de aproximadamente 9 °C, tempo de resposta de 80 s e tempo de estabilização de 1000 s. Para melhorar o desempenho do controlador *fuzzy* -PI foram propostas alterações no intervalo do universo de discurso, na disposição das funções de pertinência e nas regras. As Figuras 5.5 e 5.6 apresentam as respostas obtidas após as alterações dos parâmetros de sintonia 2 e 3, respectivamente.

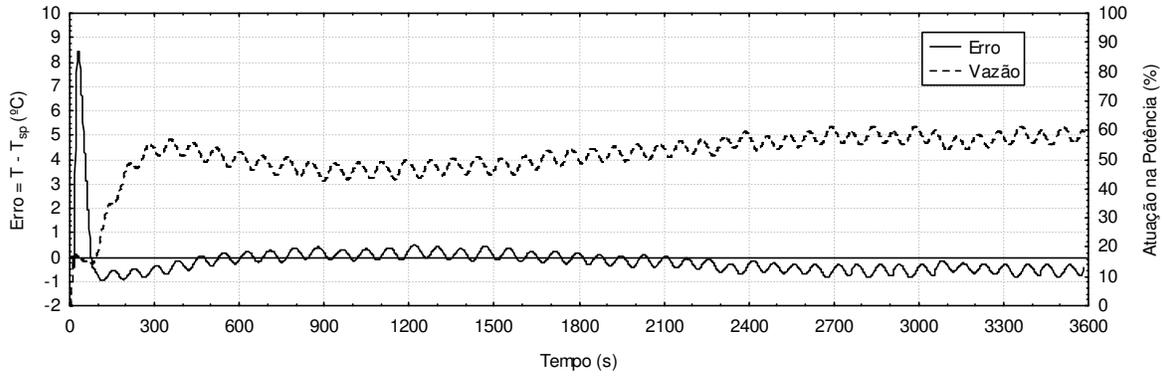


Figura 5.4 – SINTONIA 1 – Comportamento da variável controlada e variável manipulada

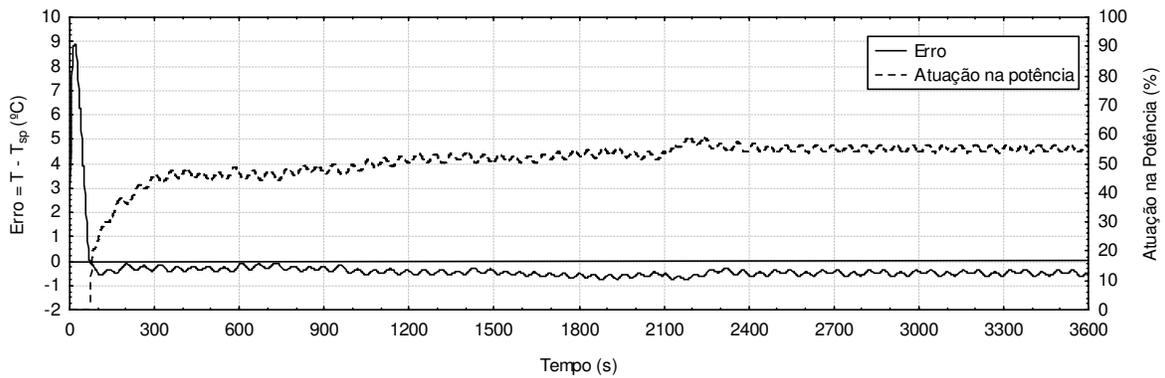


Figura 5.5 – SINTONIA 2 – Comportamento da variável controlada e variável manipulada

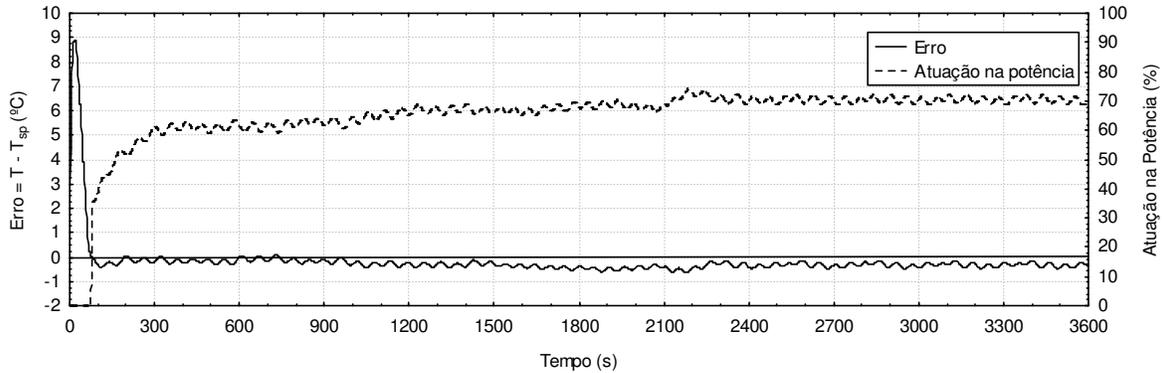


Figura 5.6 – SINTONIA 3 – Comportamento da variável controlada e variável manipulada

Para os controladores *fuzzy* -PI projetados nas sintonias de 2 a 3, foram observados valores muito próximos para os parâmetros de overshoot (8,9 °C), tempo de resposta (75 s) e tempo de estabilização de 204 s, respectivamente.

O valor do parâmetro tempo de estabilização obtido para as sintonias 2 e 3 foi bem menor quando comparado ao tempo de estabilização observado para a sintonia 1, o qual foi 2379s.

Esse valor comprova o melhor desempenho dos controladores projetados pelas sintonias 2 e 3.

No entanto, devido à proximidade dos valores obtidos para os parâmetros de desempenho baseados na resposta do sistema para as sintonias 2 e 3, a escolha do melhor controlador foi determinada baseando-se no critério do erro absoluto ponderado no tempo (ITAE).

A tabela 5.3 apresenta os valores obtidos para o ITAE.

Tabela 5.3 – Parâmetros de desempenho dos controladores *fuzzy*-PI baseados no critério do erro ITAE, obtidos a partir das sintonia 2 e 3.

Parâmetros de desempenho	SINTONIA 2	SINTONIA 3
Overshoot	8,9 °C	8,6°C
Tempo de resposta	75 s	75 s
Tempo de estabilização	204 s	204 s
ITAE	470.698,9	292.727,6

A análise dos valores de ITAE apresentados na tabela 5.3 comprova a superioridade de desempenho do controlador *fuzzy*-PI obtido com a sintonia 3.

5.5 Conclusões

O desenvolvimento e a implementação de controladores avançados aplicados à um reator de produção de biodiesel em batelada permitiu controlar a temperatura da reação de transesterificação de maneira adequada e assim assegurar uma boa conversão do óleo.

Os conhecimentos subjetivos adquiridos durante a observação da dinâmica do sistema de transesterificação, principalmente a cada alteração realizada nos ensaios de ajuste dos parâmetros, foi muito importante para conseguir sintonizar o controlador *fuzzy*-PI.

5.6 Referências bibliográficas

CUNHA, A. M. Lógica Nebulosa. ITA. Instituto tecnológico da Aeronáutica. Disponível em: <http://www.ele.ita.br/õmarmai/fuzzy.htm>, desde 2006.

ÇETINKAYA, S.; ZEYBEK, Z.; HAPOGLU, H.; ALPBAZ, M. Optimal temperature control in a batch polymerization reactor using *fuzzy* relational models-dynamics matrix control. *Computers & Chemical Engineering*, v. 30, n. 9, p. 1315-1323, 2006.

EVSUKOFF, A.; GENTIL, S. Recurrent neuro-*fuzzy* system for fault detection and isolation in nuclear reactors. *Advanced Engineering Informatics*, v. 19, n. 1, p. 55-66, 2005.

FADAEI, A. & SALAHSHOOR, K. Design and implementation of a new *fuzzy*-PID controller for networked control systems. *ISA Transactions*, In Press, Corrected Proof, 2008.

FILETI, A. M. F.; ANTUNES, A. J.B.; SILVA, F. V.; SILVEIRA Jr., V.; PEREIRA, J. A. F. R. Experimental investigations on *fuzzy* logic for process control. *Control Engineering Practice*, v. 15 (9), 2007, p. 1149-1160.

FREY, C. W.; KUNTZE, H-B. A neuro-*fuzzy* supervisory control system for industrial batch processes. *IEEE Transactions on fuzzy systems*, v. 9, n. 4, p. 570-577, 2008.

GHASEM, N. M. Design of a fuzzy logical controller for regulating the temperature in industrial polyethylene fluidized bed reactor. *Chemical Engineering Research and Design*, v.84, n. 2, p. 97-106, 2006.

HAMEED, S.; BISWARUP, D.; PANT, V. A self-tuning *fuzzy* PI controller for TCSC to improve power system stability. *Electric Power Research*, v. 78, p. 1726-1735, 2008.

HORIUCHI, J.; KISHIMOTO, M. Application of *Fuzzy* control to industrial bioprocess in japan. *Fuzzy sets and systems*, v. 128, p. 117-124, 2002.

JUANG, Y-T.; CHANG, Y-T; HUANG, C-P. Design of *fuzzy* PID controllers using modified triangular membership functions. *Informations Sciences*, v. 178, p.1325-1333, 2008.

JÚNIOR, H. A. O. *Lógica difusa: Aspectos práticos e aplicações*, 192p., RJ, Ed. Interciência, 1999.

KUO, R. J.; HONG, S. M.; LIN, Y.; HUANG, Y. C. Continuous genetic algorithm-based *fuzzy* neural network for learning *fuzzy* IF-THEN rules. *Neurocomputing*, v. 71, n. 13-15, p. 2893-2907, 2008.

LI, H.-X. e GATLAND,H. B. Convencional *fuzzy* control and its enhancement.. *IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics*, v.26, n.5, p.791-797, oct.,1996.

LI, X.; SONG, Y-J.; HAN, S-B. Frequency control in micro-grid power system combined with electrolyzer system and *fuzzy* PI controller. *Journal of Power Sources*, v.180, p. 468-475, 2008.

MAIDI, A.; DIAF, M.; CORRIOU, J-P. Optimal linear PI *fuzzy* controller design of a heat exchanger. *Chemical Engineering and Processing*, v. 47, p. 938-945, 2008.

MOHAN, B. M. & SINHA, A. Analytical structure and stability analysis of a *fuzzy* PID controller. *Applied Soft Computing*, v. 8, p. 749-758, 2008.

PRECUP, R-E. & PREITL, S. PI-*Fuzzy* controllers for integral plants to ensure robust stability. *Information Sciences*, v. 177, p. 4410-4429, 2008.

SAÉZ, D.; CORTÉS, C. E.; NÚÑEZ, A. Hybrid adaptive control for the multi-vehicle dynamic pick-up and delivery problem based on genetic algorithm and fuzzy clustering. *Computers & Operation Researches*, v. 35, n. 11, p. 3412-3438, 2008.

SHAW, I.S. e SIMÕES, M. G. *Controle e modelagem fuzzy*. 1ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda, 1999. 165p.

SOUZA JR, R.; ALMEIDA, P. I. F.; Design of a *fuzzy* system for the control of a biochemical reactor in fed-batch culture. *Process Biochemistry*, v. 37, p. 461-469, 2001.

TANSCHKEIT, R. Minicurso: Sistemas *fuzzy*. 6°. *Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente (SBAI)*, SP, 2003.

TRAORÉ; GRIEU, S.; PUIG, S.; COROMINAS, L.; THIERY, F.; POLIT, M.; COLPRIM, J. *Fuzzy* control of dissolved oxygen in a sequencing batch reactor pilot plant. *Chemical Engineering Journal*, v. 111, n. 1, p. 13-19, 2008.

TURKMEN, I.; GUNAY, K. Genetic tracker with adaptive neuro-*fuzzy* inference system for multiple target tracking. *Experts systems with applications*, v. 35, n. 4, p. 1657-1667, 2008.

ZADEH, L. A. *Fuzzy* sets. *Information and Control*, v. 8 (3), 1965, p. 338-353.

CAPÍTULO 6 – ANÁLISE COMPARATIVA DO DESEMPENHO DE CONTROLADORES PID E *FUZZY*-PI

6.1 Introdução

Neste capítulo é apresentado um estudo comparativo dos projetos dos controladores convencionais e *fuzzy* -PI implementados à produção de biodiesel.

Adotando-se as mesmas condições de operação para os dois controladores estudados, observou-se o comportamento das variáveis controladas e manipuladas. As condições operacionais definidas foram: a temperatura de entrada de água na camisa do reator, vazão de água na camisa, velocidade de agitação da mistura reacional.

Os parâmetros de desempenho já abordados nos capítulos anteriores foram novamente utilizados como indicadores de desempenho. Além desses, também foram analisados o consumo de energia elétrica do sistema e a taxa de conversão do óleo em biodiesel, durante os ensaios realizados com ambos os controladores.

6.2 Revisão bibliográfica

Um dos principais problemas encontrados na engenharia de controle é o da não-linearidade dos sistemas reais, pois este fato complica significativamente a modelagem e a síntese de soluções viáveis.

Para sistemas que apresentam pequena não-linearidade em seu comportamento dinâmico, há métodos lineares que permitem a linearização para a obtenção dos parâmetros de controle necessários. Assim, os controladores PID e *fuzzy* se aplicam à solução de classes de problemas

diferentes. Enquanto o PID é uma solução para problemas lineares, e de preferência que possam ser tratados como monovariáveis, o controlador *fuzzy* se aplica a problemas não-lineares, complexos ou multivariáveis (CAMPOS & SAITO, 2004).

Quando a aproximação linear resulta no baixo desempenho do controlador convencional, a lógica difusa é uma alternativa viável. O controlador não-linear (*fuzzy*) pode ser entendido como uma função multivariável, pois associa a cada grupo de variáveis amostradas, uma ou mais variáveis de controle, com a finalidade de conduzir as grandezas controladas a comportamentos dinâmicos considerados adequados (ARBEX, 1994).

Estudos realizados, definiram que tal função pode ser aproximada entre espaços euclidianos por meio de sistemas difusos. Além disso, esta aproximação pode ser realizada de modo sistemático por métodos de treinamento parecidos aos encontrados no tratamento das redes neurais.

Em termos gerais, pode-se afirmar que o sistema difuso consiste de um conjunto de pares de valores de entrada e seus respectivos pontos de saída, uma base de regras e um esquema de defuzzificação. Por meio da minimização de uma métrica de erro que traduz a distância entre o modelo lingüístico e a superfície de controle, é feito o ajustamento dos parâmetros que definem o modelo final.

No projeto do controlador *fuzzy*, o conhecimento experimental de especialistas pode ser incorporado, o que não é possível na abordagem convencional. Em suma, esta é a principal vantagem apresentada pelo controlador não-linear quando comparado ao PID, pois no projeto do controlador difuso, a experiência prática pode ser traduzida em termos de regras que formam a inteligência do controlador.

Além disso, quando o objetivo é otimizar o desempenho do controlador *fuzzy*, pode-se executar o procedimento de ajuste fino, através da alteração

iterativa da base de regras e /ou da estrutura das funções de pertinência (estrutura dos termos difusos).

No caso do controlador PID, quando o desempenho do controlador não é satisfatório, há a possibilidade de modificar o modelo matemático e reprojeter parâmetros.

Trabalhos anteriores foram realizados na área de controladores PID onde foi realizada uma análise comparativa de controladores PID e *fuzzy* (LEITE, 2007; ANTUNES, 2005; BERTO, 2004).

6.3 Métodos

6.3.1 Análise comparativa do desempenho dos controladores

O desempenho dos controladores PID e *fuzzy* -PI pode ser avaliado através de análise qualitativa e/ou quantitativa.

A análise qualitativa refere-se à observação geral do comportamento das variáveis controlada e manipulada

As análises quantitativas referem-se à determinação do *overshoot*, do tempo de subida, do tempo de estabilização, do tempo de saturação máxima da variável manipulada, do critério ITAE, da taxa de conversão do óleo em biodiesel e da energia elétrica consumida durante a reação química.

O estudo comparativo do desempenho de ambos os controladores foi feito considerando-se os ensaios realizados conforme descrição apresentada na Tabela 6.1.

Tabela 6.1 – Ensaio realizados com controladores PID e fuzzy -PI

CONTROLADOR	VARIÁVEL CONTROLADA	VARIÁVEL MANIPULADA
PID	Temperatura da mistura reacional	Potência
<i>Fuzzy</i> -PI		

Os ensaios apresentados na Tabela 6.1 foram realizados submetendo-se o sistema à perturbação na temperatura da mistura, ocorrida com a adição de catalisador ao reator de biodiesel.

A avaliação do desempenho dos controladores PID e *fuzzy* -PI foi feita através da análise dos gráficos representativos do comportamento das variáveis manipulada e controlada.

6.4 Resultados obtidos

6.4.1 Análise comparativa do desempenho dos controladores

A análise comparativa de desempenho dos controladores desenvolvidos neste trabalho envolveu a determinação dos parâmetros de desempenho para ambos os controladores PID e *fuzzy*-PI.

As análises quantitativas foram realizadas a fim de determinar os valores dos parâmetros *overshoot*, do tempo de subida, do tempo de estabilização, do critério da integração do erro ao longo do tempo (ITAE) e da

conversão do óleo em biodiesel, além da energia total consumida durante a batelada. Nas Figuras 6.1 e 6.2 estão apresentados os comportamentos das variáveis sob a ação dos controladores PID e *fuzzy* -PI.

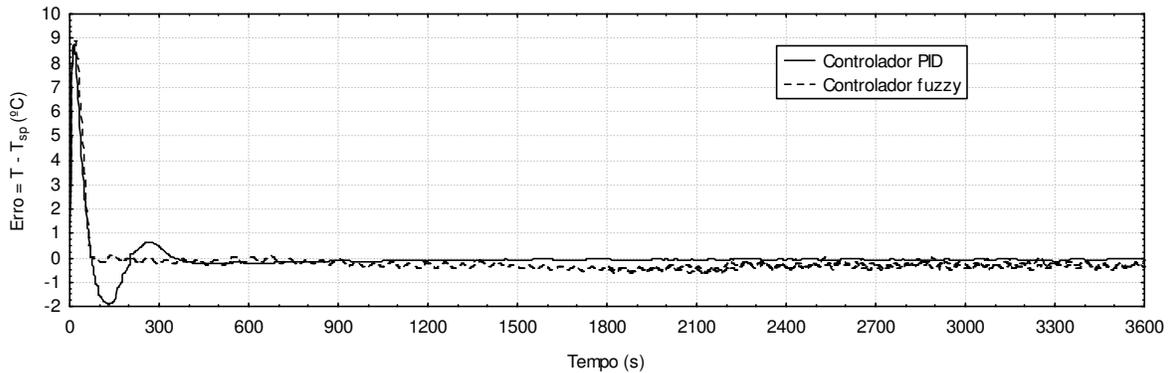


Figura 6.1 – Comportamento da variável controlada ($DT = PV - SP$), sob a ação dos controladores PID e *fuzzy*-PI durante a adição de catalisador.

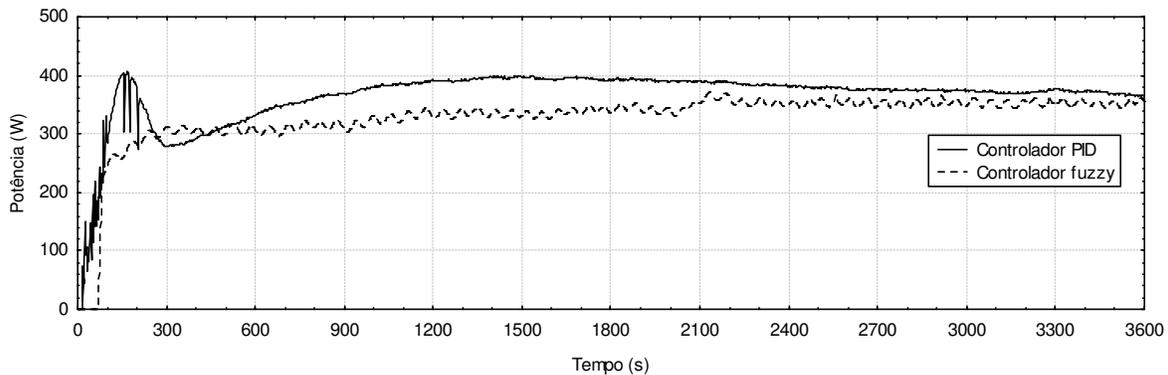


Figura 6.2 – Comportamento da variável manipulada (potência), sob a ação dos controladores PID e *fuzzy*-PI durante a adição de catalisador.

Ao analisar a Figura 6.1, observou-se que a manipulação da potência apresentou um desempenho de controlador *fuzzy* mais favorável do que o obtido para o controlador PID, quando analisado em termos de oscilação.

O controlador *fuzzy* -PI proposto para este estudo apresentou um desempenho satisfatório para perturbação positiva na temperatura da mistura. Este comportamento pode ser atribuído a um bom ajuste das funções de pertinência do controlador *fuzzy* -PI.

A menor potência exigida pelo sistema durante os ensaios em batelada, a qual está apresentada na Figura 6.2, evidencia uma redução no consumo total de energia quando o sistema esteve sob a ação do controlador *fuzzy* -PI.

6.4.2 Monitoração da conversão utilizando controladores PID e *fuzzy* -PI

Conforme a metodologia apresentada, a conversão do óleo durante a reação de transesterificação pode ser monitorada desde o início da reação de transesterificação, através da adição do catalisador até o final da reação, ao atingir aproximadamente 99% de conversão .

A Figura 6.3 apresenta as taxas de conversão de óleo em biodiesel observadas desde o tempo de reação de 900 s até o final da batelada, referentes aos controladores convencional e avançado.

Vale ressaltar que esta tecnologia on-line implementada no protótipo experimental do LCAP/FEQ foi validada através de análises cromatográficas realizadas e que a mesma não se aplica para valores de conversão abaixo de 85%, devido às possíveis interações ocorridas entre as moléculas de triglicerídio, éster e demais componentes presentes na mistura reacional analisada.

Mais estudos devem ser realizados a fim de comprovar a aplicação desta tecnologia *on-line* à diversos tipos de óleos vegetais/sebo animal, álcoois e catalisadores, bem como o registro de patente do *soft-sensor* aplicado à este processo .

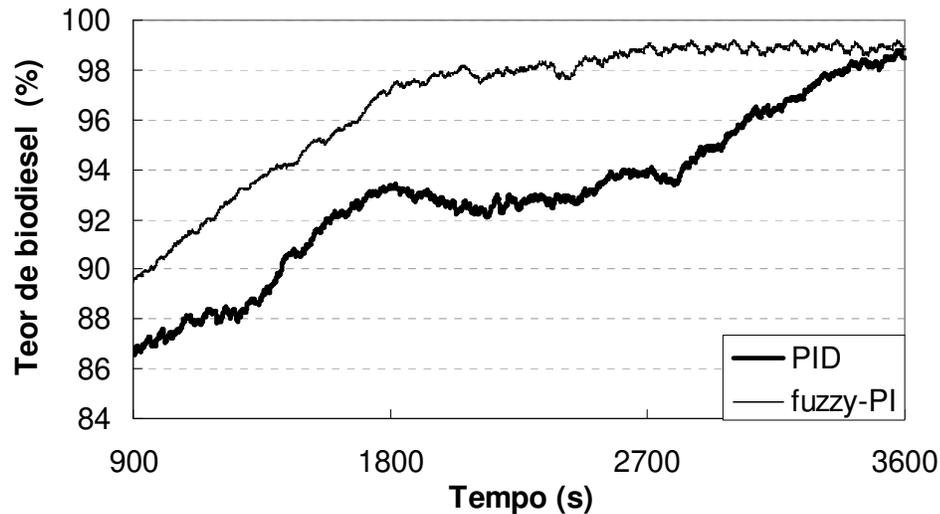


Figura 6.2 – Comportamento das taxas de conversão do óleo em biodiesel, considerando a atuação dos controladores PID e *fuzzy*-PI.

Após uma hora de batelada, foi possível alcançar uma boa conversão do óleo. O valor máximo do teor de biodiesel presente na mistura, obtido nos ensaios com controlador PID foi de 98%, enquanto que o valor máximo do teor de biodiesel presente na mistura, obtido nos ensaios experimentais sob a ação do controlador *fuzzy*-PI foi de 99%.

Além disso, observa-se que a velocidade de conversão do óleo foi mais rápida quando comparada aos ensaios realizados com controlador PID.

Após 2300 s de reação química com controlador fuzzy, observou-se a presença de 98% de biodiesel na mistura reacional. Nos ensaios realizados com controlador convencional esse valor foi alcançado somente após 3600 s de reação.

A variação da potência de aquecimento da mistura reacional mantém, satisfatoriamente, a taxa de conversão no valor pretendido (98 ou 99%), para ambos os controladores.

No entanto, o maior valor de conversão final (99%) foi observado na batelada realizada sob a ação do com controlador *fuzzy*-PI.

6.4.3 Análise dos parâmetros de desempenho

Na Tabela 6.2 podem ser observados os parâmetros de desempenho obtidos para ambos os controladores, o sobre-sinal, o tempo de subida, o tempo de estabilização e o critério baseado no erro (ITAE), respectivamente.

Tabela 6.2 – Valores de *overshoot*, tempo de estabilização, tempo de subida e parâmetro ITAE obtidos nos ensaios com controladores PID e *fuzzy* -PI.

PARÂMETROS	<i>FUZZY</i> -PI	PID
Overshoot	8,9 °C	8,7 °C
Tempo de resposta	75s	34s
Tempo de estabilização	2000s	1500s
Energia consumida	589,6 Wh	656,5 Wh
ITAE	292.727,6	421.440,7

Através da análise dos resultados apresentados na Tabela 6.2, conclui-se que é inegável a melhoria do comportamento da temperatura da mistura reacional no reator, quando esteve sob a ação do controlador *fuzzy* -PI, embora a maioria dos parâmetros de desempenho dos controladores obtidos tenham um valor bastante próximo.

O consumo de energia elétrica durante a batelada aponta para o melhor desempenho geral do sistema de controle *fuzzy* -PI. O parâmetro de desempenho ITAE é um critério bastante utilizado, pois o menor valor do erro total confirma a superioridade do controlador analisado. No entanto, para este

caso em particular, deve ser ressaltada aqui a maior importância da redução do consumo energético durante a batelada e não o ITAE.

6.5 Conclusões

De uma maneira geral, observa-se que para todos os parâmetros de desempenho que foram apresentados neste capítulo, o controlador avançado *fuzzy*-PI apresentou melhores índices quando comparado ao controlador convencional PID. O controlador *fuzzy*-PI apresentou um desempenho superior quanto à energia consumida durante a batelada, se comparado ao controlador PID. Ressalta-se assim, o uso de controlador *fuzzy*-PI como melhor alternativa para o controle da temperatura interna do reator de biodiesel.

Quanto ao consumo de energia elétrica durante os ensaios, é evidente que menor energia foi necessária mediante a ação dos controladores *fuzzy* -PI, pois estes apresentaram menor potência requerida durante quase todo o tempo de reação da batelada. Isso se deve ao fato de que os controladores *fuzzy* são mais robustos quando comparados aos controladores lineares e portanto, são mais adequados ao controle de processos cujo comportamento dinâmico é não-linear e muitas vezes bastante complexo.

Observa-se também que para ambos os controladores *fuzzy*-PI implementados neste trabalho, nenhum deles apresentou um índice de desempenho ITAE maior do que o obtido para o controlador convencional implementado.

O uso de controlador *fuzzy* mostrou-se como a melhor alternativa para o controle da temperatura interna do reator de produção de biodiesel ao ser analisado pelo critério de erro ITAE.

6.6 Referências bibliográficas

ANTUNES, A. J. B.; PEREIRA, J. A. F. R.; FILETI, A. M. F. *Fuzzy control f a PMMA batch reactor: Development and experimental testing. Computers & Chemical Engineering*, v. 30, n. 2, p.268-276, 2005.

ARBEX, R. T. Controle *fuzzy*: conceitos e aplicações. *INSTECA – Instrumentação e Controle de Processos*, v.78, p.18-30, jun, 1994.

BERTO, M. I. *Avaliação experimental do controle de pasteurização contínua de um fluido modelo de suco de laranja*. Campinas: Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, 2004. Tese (Doutorado). 271p.

CAMPOS, M. M., SAITO, K. *Sistemas Inteligentes em Controle e Automação de Processos*, 235p., RJ, Ed. Ciência Moderna Ltda, 2004.

LEITE, M. S. *Estudo comparativo do desempenho de controladores fuzzy e convencional aplicados em um bioprocessos*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP, 2007. Dissertação (Mestrado). 141p.

CONCLUSÕES FINAIS

A montagem e a automação do sistema de produção de biodiesel, baseada em uma configuração híbrida de instrumentos inteligentes (*Fieldbus Foundation*) e instrumentos de comunicação analógica (4-20 mA), conferiram flexibilidade ao projeto, além de maior facilidade na manutenção deste sistema.

O objetivo principal deste estudo foi atingido com a implementação de controlador *fuzzy* ao sistema de produção de biodiesel. No entanto, inicialmente foi implementado um sistema de controle mais simples, o PID convencional.

Os testes realizados em malha aberta comprovaram que a reação química escolhida, para o estudo de controlador *fuzzy*, é não-linear. Além disso, o modo batelada do processo também foi um fator que contribuiu para dificultar a escolha de parâmetro de sintonia adequado para todo o intervalo da batelada.

A realização de ensaios em batelada no protótipo experimental foi muito importante para adquirir experiência prática na solução de problemas de implementação de um sistema real. Não seria possível observar a necessidade de isolamento térmico requerida pelo reator de biodiesel, sem a realização de ensaios experimentais.

Foi estabelecido um estudo comparativo entre as duas metodologias diferentes de controle (PID e *fuzzy*-PI), visando responder a questão da seleção de controladores de processo. Embora o controlador PID seja mais conhecido, mais simples de ser projetado e apresente menor custo, nem sempre se constitui na melhor alternativa para controlar o processo.

A análise do desempenho dos controladores PID e *fuzzy*-PI confirmou a inadequação do controle PID para o controle da temperatura durante a reação de transesterificação do óleo vegetal.

Em relação à sintonia do controlador *fuzzy*, foi observada a presença de um off-set persistente de temperatura e de oscilação demasiada, devido à falta

de conhecimento de aspectos particulares da dinâmica do processo de produção de biodiesel estudado. Mesmo assim, a estratégia do controlador *fuzzy*-PI se apresentou como melhor alternativa, pois proporcionou uma redução de 10% no consumo de energia elétrica durante a batelada, além de reduzir o tempo de conversão do óleo em biodiesel.

A implementação de um sistema de monitoração on-line também foi realizada neste trabalho, e os resultados promissores revelam que é possível acompanhar a conversão do óleo em biodiesel, em tempo real, através da aplicação de um sistema economicamente viável, rápido e preciso.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Devido à diversidade de configurações testadas durante a etapa de sintonia do controlador *fuzzy*-PI, observou-se que o controle *fuzzy* pode ser usado na solução de outros problemas: por exemplo na implementação de um controlador mais robusto, o *fuzzy*-PID.

Uma outra sugestão seria estudar esses mesmos controladores *fuzzy*, porém utilizando-se o mecanismo de inferência proposto por Takagi-Sugeno.

Além disso, os resultados obtidos através da implementação do sistema de monitoração da conversão do óleo em biodiesel amplia os horizontes de pesquisa na área de inteligência artificial através da implementação dos sistemas *neuro-fuzzy* e de redes neurais artificiais.

Sendo um biocombustível altamente promissor para o mercado nacional e internacional, o biodiesel apresenta-se como tema para o estudo de controle de processos a ser bastante explorado, principalmente no que diz respeito aos processos catalisados por enzimas, os quais por causa de sua natureza intrínseca apresentam altas complexidades, não-linearidades e comportamento transiente de difícil modelagem matemática, características essas típicas dos bioprocessos.

APÊNDICE A – Ensaio preliminares

EXPERIMENTO 1

- Materiais utilizados: etanol anidro, lipase RM-IM e óleo de mamona.
- Procedimento: Para a relação molar (óleo: álcool) = (1:6), adicionou-se 200 mL de óleo e 60 mL de álcool, sendo que a adição de álcool foi feita em duas etapas. Aqueceu-se a mistura em chapa de aquecimento até atingir 40 °C. Adicionou-se 20 g de lipase à mistura. A mistura foi agitada durante 4 horas.
- RESULTADOS: Alta conversão (maior que 90%), porém com deterioração da enzima devido às pás do agitador mecânico.
- CONCLUSÕES: Devido à deterioração da lipase, a implementação dos controladores avançados aplicados na catálise enzimática, não foi objeto de estudo neste trabalho. Porém, durante o projeto da estrutura montada no LCAP foi considerada a possibilidade de estudá-la em trabalhos futuros.

EXPERIMENTO 2

- Materiais utilizados: etanol anidro, NaOH e óleo de soja.
- Procedimento: Inicialmente, adicionou-se 20 mL de óleo e 22,5 mL de álcool. Aqueceu-se a mistura em chapa de aquecimento até atingir 50 °C. Adicionou-se 1 g de NaOH com agitação constante da mistura. Reação durante 5 min.

- **RESULTADOS:** Baixa conversão. Dissolução incompleta do catalisador.
- **CONCLUSÕES:** Devido à presença de sólidos na mistura, esse experimento não foi escolhido para o estudo de controladores proposto.

EXPERIMENTO 3

- **Materiais utilizados:** etanol anidro, NaOH e óleo de soja.
- **Procedimento:** Inicialmente, adicionou-se 22,5 mL de álcool e 1 g de NaOH com agitação constante da mistura até a dissolução completa do catalisador. Dissolução durante 15 min. Aqueceu-se a mistura em chapa de aquecimento até 50 °C. Adição do álcool contendo o catalisador ao óleo. Reação durante 5 min.
- **RESULTADO:** Alta conversão. Dissolução completa do catalisador.
- **CONCLUSÕES:** Embora não tenha apresentado partículas sólidas na mistura, esse experimento não foi escolhido para o estudo de controladores proposto devido à necessidade de aquecimento prévio do álcool para dissolução completa do catalisador.

EXPERIMENTO 4

- **Materiais utilizados:** etanol anidro, KOH e óleo de soja.

-
- Procedimento: Inicialmente, adicionou-se 20 mL de óleo e 22,5 mL de álcool. Aqueceu-se a mistura em chapa de aquecimento até atingir 50 °C. Adicionou-se 1 g de KOH com agitação constante da mistura.
 - RESULTADO: Baixa conversão. Dissolução incompleta do catalisador.
 - CONCLUSÕES: Devido à presença de sólidos na mistura, esse experimento não foi escolhido para o estudo de controladores proposto.

EXPERIMENTO 5

- Materiais utilizados: etanol anidro, NaOH e óleo de soja.
- Procedimento: Inicialmente, adicionou-se 22,5 mL de álcool e 1 g de KOH com agitação constante da mistura até a dissolução completa do catalisador. Dissolução durante 30 min. Aqueceu-se a mistura em chapa de aquecimento até 50 °C. Adição do álcool contendo o catalisador ao óleo. Reação durante 5 min.
- RESULTADO: Alta conversão. Dissolução completa do catalisador.
- CONCLUSÕES: Embora não tenha apresentado partículas sólidas na mistura, esse experimento não foi escolhido para o estudo de controladores proposto devido à necessidade de aquecimento prévio do álcool para dissolução completa do catalisador.

EXPERIMENTO 6

- Materiais utilizados: etanol anidro, ácido sulfúrico e óleo de soja.
- Procedimento: Inicialmente, adicionou-se 20 mL de óleo e 22,5 mL de álcool. Aqueceu-se a mistura em chapa de aquecimento até atingir 50 °C. Adicionou-se 1 mL de ácido sulfúrico à mistura.
- RESULTADO: Reação exotérmica. Alta conversão (maior que 90%), sem formação de precipitado no fundo do bécker.
- CONCLUSÕES: Esse experimento foi escolhido para o estudo de controladores proposto devido à ausência de partículas sólidas na mistura e à instântanea homogeinização após a adição do catalisador.

APÊNDICE B – Análises preliminares

1) DETERMINAÇÃO DO TEOR DE ÁCIDOS GRAXOS LIVRES (AGL) realizado no Departamento de Óleos e Gorduras da FEA/UNICAMP.

- Reagentes utilizados: Álcool etílico, solução de NaOH e fenolftaleína.
- Tabela de valores definidos para a análise:

Tabela 1 – Valores obtidos para a quantidade de amostra, volume de álcool e normalidade da solução de NaOH a partir do teor de acidez (FFA).

FFA (%)	Amostra (g)	Álcool (mL)	NaOH (N)
0 a 0,2	56,4	50	0,1
0,2 a 1	28,2	50	0,1
1 a 30	7,05	75	0,25
30 a 50	7,05	100	0,25 a 1
50 a 100	3,52	100	1

- Procedimento: Considerando que o teor de ácidos graxos livres (FFA) é de no máximo 1%, conforme fabricante do óleo, foi utilizada a Tabela 1, para pesar a quantidade de amostra de 28,2 g, em erlenmeyer de 250 mL. Inicialmente, adicionou-se 50 mL de

álcool. Aqueceu-se o mesmo em chapa de aquecimento. Neutralizou-se o álcool com NaOH 0,1 N, utilizando-se 3 gotas de fenolftaleína como indicador.

- Equação [1] utilizada para o cálculo:

$$\text{FFA (\%)} = (V \times N \times 28,2) / m \quad \text{Equação [1]}$$

Onde: V é o volume em mL de solução de NaOH utilizada na titulação; N é a normalidade da solução de NaOH e m é a massa da amostra em g, pesada em balança analítica.

- RESULTADOS

Tabela 2 – Valores obtidos com a análise realizada em triplicata.

Amostra	massa da amostra (g)	V (mL)	Acidez obtida (%)
1	28,2266	7,3	0,76
2	28,2211	7,2	0,75
3	28,2234	7,3	0,76

2) DETERMINAÇÃO DA DENSIDADE DO ÓLEO – MÉTODO DE PCINOMETRIA – realizado no Laboratório de Uso Comum (LUC) da FEQ/UNICAMP.

- Materiais utilizados: Pcinômetros de 25 e de 50 mL, óleo de soja e óleo de mamona.
- Aferição dos pcinômetros

Tabela 3 – Valores obtidos com a aferição do pcinômetro de 25 e de 50 mL, respectivamente (A densidade da água a 23 °C é 0,9975702 g/cm³).

Massa do pcinômetro vazio (g)	Massa do pcinômetro com água (g)	Massa de água (g)	Volume corrigido (mL)
45,541	76,235	30,694	30,769
30,774	82,831	52,057	52,184

- RESULTADOS**

Tabela 4 – Valores obtidos para o óleo de soja e de mamona.

Densidade do óleo de soja (g/cm³)	Densidade do óleo de mamona (g/cm³)
0,91469	0,95449

APÊNDICE C

Configuração do Software Syscon – Blocos Funcionais

DFI 302 FB VFD	Resource block		
	DFI-RB-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	Transducer Block 1		
	DFI-TRDIDSH-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		PORT_ID	2
	Hardware Configuration Transducer		
	DFI-HC-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	Diagnostic Transducer		
DFI-DIAG-1	MODE_BLK	TARGET=Auto	

TT302_1	Resource Block		
	TT302-1-RB-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	Transducer Block 1		
	TT302-1-BLK-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		SENSOR_TYPE	Pt100 IEC
		SENSOR_TRANSDUCER_NUMBER	1
	Display Block		
	TT302-1-TRDDSP-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		BLOCK_TAG_PARAM_1	TT101
		INDEX_RELATIVE_1	8
		MNEMONIC_1	T_BIODIESEL
		ACCESS_1	MONITORING
		ALPHA_NUM_1	MNEMONIC
		DISPLAY_REFRESH	Update Display
	Diagnostic Transducer		

	TT302_1-DIAG-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	Analog input 1		
	TT101	MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=80
		XD_SCALE	EU_0=20
			UNITS_INDEX=°C
			EU_100=80
		OUT_SCALE	EU_0=20
			UNITS_INDEX=°C
		STATUS_OPTS	Propagate Fail Fwd
		CHANNEL	1
	L_TYPE	Direct	

IF302_1 FB VFD	Resource Block		
	IF302-RB-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	Transducer Block 1		
	IF302-BLK-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		TAG_DESC	TT102
		TERMINAL_NUMBER	1
	Transducer Block 2		
	IF302-BLK-2	MODE_BLK	TARGET=Auto
		TAG_DESC	TT103
		TERMINAL_NUMBER	2
	Display Block		
	IF302-1- TRDDSP-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		BLOCK_TAG_PARAM_1	TT102
		INDEX_RELATIVE_1	8
		MNEMONIC_1	T_SAI
		ACCESS_1	Monitoring

		ALPHA_NUM_1	Mnemonic
		BLOCK_TAG_PARAM_2	TT103
		INDEX_RELATIVE_2	8
		MNEMONIC_2	T_ENT
		ACCESS_2	Monitoring
		ALPHA_NUM_2	Mnemonic
		DISPLAY_REFRESH	Update Display
	Diagnostic Transducer		
TT302_1-DIAG-1	MODE_BLK	TARGET=Auto	

<p>IF302_1</p> <p>FB VFD</p>	Analog input 1		
	TT102	MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=20
		XD_SCALE	EU_0=4
			UNITS_INDEX=m A
			EU_100=80
		OUT_SCALE	EU_0=20
			UNITS_INDEX=°C
		STATUS_OPTS	Uncertain as good
		CHANNEL	1
		L_TYPE	Indirect
	Analog input 2		
	TT103	MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=20
		XD_SCALE	EU_0=4
			UNITS_INDEX=m A
			EU_100=80
		OUT_SCALE	EU_0=20
			UNITS_INDEX=°C
STATUS_OPTS		Uncertain as good	
CHANNEL	2		

		L_TYPE	Indirect
--	--	--------	----------

IF302_2 FB VFD	Resource Block		
	IF302-RB-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	Transducer Block 1		
	IF302-BLK-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		TAG_DESC	FT101
		TERMINAL_NUMBER	1
	Transducer Block 2		
	IF302-BLK-2	MODE_BLK	TARGET=Auto
		TAG_DESC	PDT101
		TERMINAL_NUMBER	2
	Display Block		
	IF302-1- TRDDSP-2	MODE_BLK	TARGET=Auto
		BLOCK_TAG_PARAM_1	FT101
		INDEX_RELATIVE_1	8
		MNEMONIC_1	VAZAO
		ACCESS_1	Monitoring
		ALPHA_NUM_1	Mnemonic
		BLOCK_TAG_PARAM_2	PDT101
		INDEX_RELATIVE_2	8
		MNEMONIC_2	PRESSAO
ACCESS_2		Monitoring	
ALPHA_NUM_2		Mnemonic	
DISPLAY_REFRESH		Update Display	
Diagnostic Transducer			
TT302_1-DIAG-2	MODE_BLK	TARGET=Auto	

	Analog input 1		
	FT101	MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=20
		XD_SCALE	EU_0=4

IF302_2 FB VFD			UNITS_INDEX=m A
			EU_100=20
		OUT_SCALE	EU_0=0
			UNITSINDEX=Kg/ h
		STATUS_OPTS	Uncertain as good
		CHANNEL	2
		L_TYPE	Indirect
	Analog input 2		
	PDT101	MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=20
		XD_SCALE	EU_0=4
			UNITS_INDEX=m A
			EU_100=25
		OUT_SCALE	EU_0=0
		UNITS_INDEX=ba r	
	STATUS_OPTS	Uncertain as good	
	CHANNEL	3	
	L_TYPE	Indirect	

Resource Block		
FI302-RB-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
Transducer Block 1		
FI302-BLK-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
	TERMINAL_ NUMBER	1
Transducer Block 2		
FI302-BLK-2	MODE_BLK	TARGET=Auto
	TERMINAL_NUMBER	2
Display Block		

FI302	FI302-1- TRDDSP-1	MODE_BLK	TARGET=Auto
		BLOCK_TAG_PARAM_1	INV_FREQ
		INDEX_RELATIVE_1	8
		MNEMONIC_1	%
		ACCESS_1	Monitoring
		ALPHA_NUM_1	Mnemonic
		BLOCK_TAG_PARAM_2	VAR_POT
		INDEX_RELATIVE_2	8
		MNEMONIC_2	%
		ACCESS_2	Monitoring
		ALPHA_NUM_2	Mnemonic
		DISPLAY_REFRESH	Update Display
	Diagnostic Transducer		
TT302_1-DIAG-1	MODE_BLK	TARGET=Auto	

FI302	INV_FREQ	Analog input 1	
		MODE_BLK	TARGET=Cas_Auto
			EU_100=100
		XD_SCALE	EU_0=0
			UNITS_INDEX=%
			EU_100=20
		OUT_SCALE	EU_0=4
			UNITS_INDEX=mA
		STATUS_OPTS	Propagate Fail Bkwd
		CHANNEL	1
		SHED_OPT	NormalShed_NoReturn
		Analog input 2	
	VAR_POT	MODE_BLK	TARGET=Auto
		EU_100=100	

		XD_SCALE	EU_0=0
			UNITS_INDEX=%
			EU_100=20
		OUT_SCALE	EU_0=4
			UNITS_INDEX=m A
		STATUS_OPTS	Propagate Fail Bkwd
		CHANNEL	2
		SHED_OPT	NormalShed_NoR eturn

APÊNDICE D

**Configuração do Bloco PID Control utilizado para os ensaios com água quente –
INV_FREQ como variável manipulada**

		PID CONTROL	
		FI302PID	
FI302 FB VFD		MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=80
		PV_SCALE	EU_0=20
			UNITS_INDEX=° C
			EU_100=100
		XD_SCALE	EU_0=0
			UNITS_INDEX= %
		CONTROL_OPTS	None
		STATUS_OPTS	IFS if Bad IN: Uncertain as Good
		BY PASS	Off
		GAIN	1
		RESET	1
		RATE	1
		SHED_OPT	NormalShed_No Return

APÊNDICE E

Configuração do Bloco PID Control utilizado para os ensaios com água de resfriamento – VAR_POT como variável manipulada

		PID CONTROL	
FI302 FB VFD	FI302PID	MODE_BLK	TARGET=Auto
			EU_100=80
		PV_SCALE	EU_0=20
			UNITS_INDEX=° C
			EU_100=100
		XD_SCALE	EU_0=0
			UNITS_INDEX= %
		CONTROL_OPTS	Direct acting
		STATUS_OPTS	IFS if Bad IN: Uncertain as Good
		BY PASS	Off
		GAIN	1
		RESET	1
		RATE	1
		SHED_OPT	NormalShed_No Return