



RODOLPHO RODRIGUES FONSECA

**DESENVOLVIMENTO DE UM CONTROLADOR *Fuzzy - Split-range*
APLICADO EM UM REATOR BATELADA PARA A PRODUÇÃO DE
BIODIESEL**

CAMPINAS
2013



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Faculdade de Engenharia Química

RODOLPHO RODRIGUES FONSECA

**DESENVOLVIMENTO DE UM CONTROLADOR *Fuzzy - Split-range*
APLICADO EM UM REATOR BATELADA PARA A PRODUÇÃO DE
BIODIESEL**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em engenharia química.

Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA DISSERTAÇÃO DEFENDIDA PELO ALUNO RODOLPHO RODRIGUES FONSECA, E ORIENTADA PELO PROF. DR. FLÁVIO VASCONCELOS DA SILVA.

Assinatura do Orientador

A handwritten signature in blue ink is written over a horizontal line. The signature is stylized and appears to be "Flávio Vasconcelos da Silva".

CAMPINAS
2013

Ficha catalográfica
Universidade Estadual de Campinas
Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura
Rose Meire da Silva - CRB 8/5974

F733d Fonseca, Rodolpho Rodrigues, 1987-
Desenvolvimento de um controlador Fuzzy - Split-range aplicado em um reator batelada para a produção de biodiesel / Rodolpho Rodrigues Fonseca. – Campinas, SP : [s.n.], 2013.

Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva.
Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Controle de processos químicos. 2. Automação. 3. Lógica fuzzy. 4. Biodiesel. I. Silva, Flávio Vasconcelos da, 1971-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: Development of a Fuzzy - Split-range controller applied to a batch reactor for biodiesel production

Palavras-chave em inglês:

Chemical process control

Automation

Fuzzy logic

Biodiesel

Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora:

Flávio Vasconcelos da Silva [Orientador]

Rodrigo Fernando Galzerano Baldo

Aline Carvalho da Costa

Data de defesa: 23-10-2013

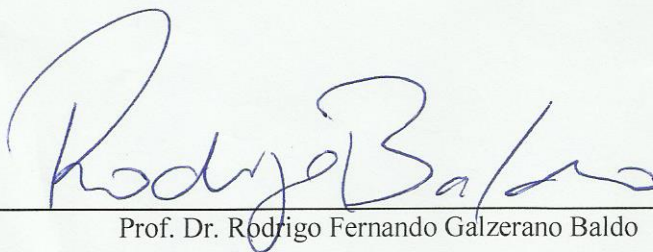
Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

Dissertação de Mestrado defendida por **Rodolpho Rodrigues Fonseca** e aprovada em **23 de outubro de 2013** pela banca examinadora constituída pelos doutores:



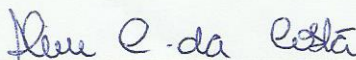
Prof. Dr. Flavio Vasconcelos da Silva

FEQ – UNICAMP



Prof. Dr. Rodrigo Fernando Galzerano Baldo

FCA – UNICAMP



Prof.ª Dr.ª Aline Carvalho da Costa

FEQ - UNICAMP

RESUMO

Devido ao aumento da demanda nacional e mundial por combustíveis renováveis e novas tecnologias para melhoria de seus processos, é inegável a importância do desenvolvimento de novos controladores que possam garantir o funcionamento adequado destes sistemas. Neste contexto, este trabalho focou no desenvolvimento de um tipo de controlador não convencional baseado em inteligência artificial (Lógica *Fuzzy*) associado a uma estratégia *Split-range* para a manutenção da temperatura de reação de transesterificação do óleo de soja. Os ensaios foram conduzidos em um reator batelada totalmente instrumentado, monitorado e controlado via SCADA (*Supervisory Control And Data Acquisition*). Verificou-se que a melhor estratégia proposta para os sistemas de controle *Fuzzy - Split-range* na regulação da temperatura do reator foi a que empregou 147 regras sem a mistura de utilidades na jaqueta do reator, obtendo rápida estabilização da temperatura do reator, aproximadamente 15 minutos, e menor esforço de controle quando comparado às demais estratégias testadas. Como ferramentas de análise comparativa do sistema de controle foram utilizados os critérios de desempenho *IAE*, *ISE* e *ITAE*, além dos esforços de controle requeridos pelas válvulas durante os ensaios. Os resultados mostraram que a combinação *Fuzzy - Split-range* é viável no controle de temperatura, podendo ser estendida a demais processos industriais.

Palavras-chave: Controle de processos químicos; Automação; Lógica *Fuzzy*; Biodiesel.

ABSTRACT

In fact of national and international demand increasing for renewable fuels as biodiesel and also new technologies for process enhancement, it is worthy of attention the development of new controllers that guarantee adequate biodiesel production process control. In this context, this work applied the design of a non-conventional controller based on artificial intelligence (Fuzzy Logic) associated with Split-range strategy to regulate the temperature of soybean oil transesterification. The tests were conducted in a instrumented batch reactor, monitored and controlled by a SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) system. For the studied process control, the best combination set among the Fuzzy - Split-range strategies for the reactor's temperature control applied 147 set rules and no mixture of utilities in reactor's jacket. With fast temperature estabilization in almost 15 min, less control effort was required by the system among the strategies testeds. Performance criterions as *IAE*, *ISE* and *ITAE* were used to support comparative analysis, either control efforts by valves were used. The results show that Fuzzy - Split-range strategy is viable in biodiesel batch reactor temperature control, promising to application in others chemical processes.

Palavras-chave: Chemical process control; Automation; Fuzzy logic; Biodiesel.

Sumário

| | | |
|----------|--|-----------|
| 1 | Introdução | 1 |
| 2 | Fundamentação Teórica e Revisão Bibliográfica | 3 |
| 2.1 | Biodiesel | 3 |
| 2.1.1 | Matéria-prima | 4 |
| 2.1.2 | Catálise da Transesterificação | 5 |
| 2.2 | Controle e Automação de Processos | 6 |
| 2.2.1 | <i>Foundation Fieldbus</i> | 6 |
| 2.2.2 | <i>Split-range</i> | 8 |
| 2.2.3 | Lógica <i>Fuzzy</i> | 9 |
| 2.3 | Controle na Produção de Biodiesel | 12 |
| 2.3.1 | Controle Adaptativo e Preditivo na Produção de Biodiesel | 13 |
| 2.3.2 | Inteligência Artificial no Controle da Produção de Biodiesel | 14 |
| 2.4 | Hipótese | 15 |
| 2.5 | Objetivos | 15 |
| 3 | Materiais e Métodos | 17 |
| 3.1 | Reagentes, Catalisador e Utilidades | 17 |
| 3.2 | Unidade de Transesterificação | 17 |
| 3.3 | Transesterificação do Óleo de Soja | 22 |
| 3.4 | Estratégias de Controle da Temperatura do Reator | 23 |
| 3.5 | Sintonia do Controlador PID - <i>Split-range</i> | 25 |

| | | |
|----------|---|-----------|
| 3.6 | Sintonia do Controlador <i>Fuzzy</i> -PID - <i>Split-range</i> | 26 |
| 3.7 | Projeto dos Controladores <i>Fuzzy</i> - <i>Split-range</i> | 28 |
| 4 | Resultados e Discussões | 31 |
| 4.1 | Calibração dos Sensores de Temperatura | 31 |
| 4.2 | Lógica de Controle | 31 |
| 4.3 | Sistema Supervisório - SCADA | 34 |
| 4.4 | Estratégias <i>Split-range</i> | 34 |
| 4.4.1 | Primeira estratégia <i>Split-range</i> (<i>SR I</i>) | 36 |
| 4.5 | Sintonia dos controladores | 38 |
| 4.5.1 | PID - <i>Split-range</i> | 38 |
| 4.5.2 | <i>Fuzzy</i> -PID - <i>Split-range</i> | 38 |
| 4.6 | Controle da temperatura do reator (T_r) | 39 |
| 4.6.1 | PID - <i>Split-range</i> e <i>Fuzzy</i> -PID - <i>Split-range</i> | 40 |
| 4.6.2 | <i>Fuzzy</i> E / dE - <i>Split-range</i> | 41 |
| 4.6.3 | <i>Fuzzy</i> T_r / TU_{in} - <i>Split-range</i> | 46 |
| 4.6.4 | <i>Fuzzy</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - <i>Split-range</i> | 49 |
| 4.7 | Esforço de Controle | 52 |
| 5 | Conclusão | 55 |
| 5.1 | Sugestões para trabalhos futuros | 57 |
| | Referências Bibliográficas | 59 |
| A | Apêndice A | 63 |
| B | Apêndice B | 69 |
| C | Apêndice C | 75 |
| D | Apêndice D | 79 |

| | | |
|----------|-------------------|-----------|
| E | Apêndice E | 83 |
| F | Apêndice F | 91 |

*“Modelar uma estátua e dar-lhe vida é belo;
modelar uma inteligência e dar-lhe verdade é sublime.”*

— VICTOR HUGO

Agradecimentos

A Deus, nosso Criador e de todas as coisas, pelas infinitas bênçãos que recebo diariamente de suas mãos!

À minha família que sempre me apoiou na realização deste trabalho com seu amor incondicional, em especial à minha esposa Mariana pela companhia na caminhada diária e aos meus pais Giffoni e Luciana pelo carinho e atenção.

Ao meu orientador professor Dr. Flávio Vasconcelos da Silva, pela disposição em me orientar sempre com generosidade, entusiasmo, compromisso e ética.

À professora Dra. Ana Maria Frattini Fileti pelos conselhos e ensinamento em Controle de Processos.

Ao professor Dr. Artur Zaghini Francesconi pelo gentil empréstimo das instalações de seu laboratório para realização de parte deste trabalho.

A todos os colegas do Laboratório de Controle e Automação de Processos, por de alguma forma terem contribuído com este projeto e com o agradável ambiente de trabalho que construímos, em especial ao Eng. Marcos Estevom pela ajuda significativa na construção dos painéis de comando e instrumentação do protótipo.

A todos os demais amigos e professores que de uma forma ou de outra me motivaram a realizar este trabalho.

Ao CNPq e à CAPES pelo apoio financeiro.

Lista de Ilustrações

| | | |
|-----|---|----|
| 2.1 | Reações de transesterificação de um triglicerídeo. | 4 |
| 2.2 | Topologia de uma rede <i>Foundation Fieldbus</i> | 7 |
| 2.3 | Exemplo de malha de controle por <i>Split-range</i> . Adaptado de (STEPHANOPOULOS, 1984). | 9 |
| 2.4 | Etapas de processamento de um controlador <i>Fuzzy</i> | 11 |
| 2.5 | Processo de fuzzificação e defuzzificação de um controlador <i>Fuzzy</i> | 12 |
| 3.1 | Fluxograma da unidade de transesterificação de óleo vegetal. | 18 |
| 3.2 | Planta de produção de biodiesel utilizada neste trabalho. | 19 |
| 3.3 | Painel de comando da planta de fabricação de biodiesel. | 21 |
| 3.4 | Comunicação via OPC entre os softwares. | 22 |
| 3.5 | Estratégias de controle <i>Split-range</i> , abertura vs. sinal de comando para I) <i>SR I</i> , II) <i>SR II</i> e III) <i>SR III</i> | 24 |
| 3.6 | Estrutura de um controlador: a) <i>Fuzzy-PI</i> ; b) <i>Fuzzy-PID</i> dois termos. | 26 |
| 4.1 | Dados de calibração para os sensores de temperatura tipo Pt 100. | 32 |
| 4.2 | Lógica de controle para <i>Fuzzy E/dE - SR III</i> implementada em MatLab [®] | 33 |
| 4.3 | Tela principal do SCADA montado para o projeto. | 35 |
| 4.4 | Perfis de temperatura para <i>SR I</i> e <i>SR II</i> , com base no valor de saída do controlador. | 36 |
| 4.5 | Perfis da temperatura do reator T_r (a) e das utilidades quente TU_Q e fria TU_F (b) empregando controlador <i>Fuzzy</i> e a estratégia <i>SR I</i> | 37 |
| 4.6 | Temperatura do reator empregando o controlador (a) PID - <i>SR III</i> e (b) <i>Fuzzy-PID - SR III</i> | 40 |
| 4.7 | Temperatura do reator T_r empregando os controladores <i>Fuzzy E/dE - SR III</i> : a) N° 1; b) N° 2; c) N° 3; d) N° 4; e) N° 5 e f) N° 6. | 42 |

| | | |
|------|---|----|
| 4.8 | Temperatura do reator T_r empregando os controladores <i>Fuzzy</i> T_r / TU_{in} - <i>SR III</i> : a) Nº 1; b) Nº 2; c) Nº 3 e d) Nº 4. | 47 |
| 4.9 | (a) Valores de saída do controlador <i>Fuzzy</i> T_r / TU_{in} - <i>SR III</i> Nº 1 em mA e (b) respectivas aberturas das válvulas V01 e V02. | 48 |
| 4.10 | Temperatura do reator T_r empregando os controladores <i>Fuzzy</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - <i>SR III</i> : a) Nº 1 e b) Nº 2. | 50 |
| 4.11 | Abertura das válvulas solenóides proporcionais V01 e V02, respectivamente, nas malhas de controle com: a) e b) PID - <i>SR III</i> ; c) e d) <i>Fuzzy</i> E/dE - <i>SR III</i> Nº 1; e) e f) <i>Fuzzy</i> E/dE - <i>SR III</i> Nº 3; g) e h) <i>Fuzzy</i> E/dE - <i>SR III</i> Nº 6; i) e j) <i>Fuzzy</i> T_r/TU_{in} - <i>SR III</i> Nº 4; k) e l) <i>Fuzzy</i> $T_r/TU_{in}/TU_{out}$ - <i>SR III</i> Nº 2. | 54 |
| A.1 | Ligação elétrica dos sensores Pt 100 nos transmissores de temperatura. | 64 |
| A.2 | Painel de comando nível energização. | 65 |
| A.3 | Painel de comando nível instrumentação. | 66 |
| A.4 | Painel com módulos Fieldbus. | 67 |
| B.1 | Painel utilizado no trabalho com módulos de gerenciamento da rede <i>Foundation Fieldbus</i> DF51, fornecimento de energia para os <i>racks</i> , fornecimento de energia para os <i>devices</i> , filtro de impedância, 4 saídas analógicas, 4 entradas analógicas e 8 saídas relés. | 70 |
| B.2 | Reator encamisado de 2 L utilizado nos ensaios, construído em aço inoxidável com tomadas de temperatura do meio reacional, da utilidade na entrada e na saída da camisa. | 71 |
| B.3 | Válvulas de controle solenóides proporcionais e bombas centrífugas instaladas nas linhas de utilidade. | 72 |
| B.4 | Válvulas solenóides nas linhas de retorno das utilidades para os tanques. | 73 |
| C.1 | Perfil das funções de pertinência para o controlador <i>Fuzzy</i> E / dE - <i>SR III</i> Nº 3. | 76 |
| C.2 | Perfil das funções de pertinência para o controlador <i>Fuzzy</i> E / dE - <i>SR III</i> Nº 6. | 77 |
| C.3 | Perfil das funções de pertinência para o controlador <i>Fuzzy</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - <i>SR III</i> Nº 2. | 78 |
| E.1 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> T_r / TU_{in} Nº 1. | 84 |
| E.2 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> T_r / TU_{in} Nº 4. | 84 |
| E.3 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ Nº 1 para as variáveis T_r e TU_{in} | 85 |
| E.4 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ Nº 2 para as variáveis T_r e TU_{in} | 85 |

| | | |
|------|---|----|
| E.5 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 1 para as variáveis TU_{in} e TU_{out} | 86 |
| E.6 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 2 para as variáveis TU_{in} e TU_{out} | 86 |
| E.7 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 1 para as variáveis T_r e TU_{out} | 87 |
| E.8 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 2 para as variáveis T_r e TU_{out} | 87 |
| E.9 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> E / dE N° 1. | 88 |
| E.10 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> E / dE N° 3. | 88 |
| E.11 | Superfície de controle para o controlador <i>Fuzzy</i> - <i>SR III</i> E / dE N° 6. | 89 |
| F.1 | Fluxograma das etapas envolvidas nos experimentos. | 92 |

Lista de Tabelas

| | | |
|------|---|----|
| 2.1 | Modelo de referência da OSI. | 7 |
| 2.2 | Regras de um controlador <i>Fuzzy</i> | 10 |
| 2.3 | Parâmetros ótimos da transesterificação de óleo de soja com etanol. | 14 |
| 3.1 | Critérios de Desempenho IAE, ISE e ITAE. | 25 |
| 3.2 | Base de regras padrão para um controlador <i>Fuzzy</i> -PI. | 28 |
| 3.3 | Base de regras padrão para um controlador <i>Fuzzy</i> -PD. | 28 |
| 3.4 | Base de regras inicial para o controlador <i>Fuzzy - Split-range</i> com entradas E e dE | 29 |
| 3.5 | Base de regras inicial do controlador <i>Fuzzy - Split-range</i> com entradas T_r e TU_{in} | 30 |
| 4.1 | Parâmetros dos controladores PID - <i>Split-range</i> | 39 |
| 4.2 | Ganhos dos controladores <i>Fuzzy</i> -PID - <i>Split-range</i> | 39 |
| 4.3 | Critérios de desempenho utilizando controladores PID - <i>SR III</i> e <i>Fuzzy</i> -PID - <i>SR III</i> | 41 |
| 4.4 | Critérios de desempenho para os controladores <i>Fuzzy E/dE - SR III</i> | 43 |
| 4.5 | Mudanças propostas aos controladores <i>Fuzzy E/dE - SR III</i> N° 2 e N° 3. | 43 |
| 4.6 | Mudanças propostas aos controladores <i>Fuzzy E/dE - SR III</i> N° 4, N° 5 e N° 6. | 45 |
| 4.7 | Critérios de desempenho para controladores <i>Fuzzy T_r / TU_{in} - SR III</i> | 48 |
| 4.8 | Mudanças propostas aos controladores <i>Fuzzy T_r / TU_{in} - SR III</i> | 49 |
| 4.9 | Critérios de desempenho para os controladores <i>Fuzzy $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - SR III</i> | 50 |
| 4.10 | Mudanças propostas aos controladores <i>Fuzzy $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - SR III</i> | 51 |
| 4.11 | Esforços de controle das válvulas V01 e V02 utilizando oss controladores PID - <i>SR III</i> , <i>Fuzzy</i> -PID - <i>SR III</i> e <i>Fuzzy - SR III</i> | 52 |
| D.1 | Regras do controlador <i>Fuzzy $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - SR III</i> N° 1. | 80 |

D.2 Regras do controlador *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III* Nº 1: Continuação. 81

Nomenclatura

| | |
|----------|---|
| α | Menor raiz da equação de sintonia do controlador <i>Fuzzy</i> -PID |
| β | Maior raiz da equação de sintonia do controlador <i>Fuzzy</i> -PID |
| τ | Constante de tempo da função de transferência para o processo [s] |
| τ_D | Tempo derivativo do controlador PID [s] |
| τ_I | Tempo integral do controlador PID [s] |
| dE | Sinal de variação do erro da variável de processo [$^{\circ}\text{C}/\text{s}$] |
| E | Sinal de erro da variável de processo [$^{\circ}\text{C}$] |
| EC_F | Esforço de controle da válvula de controle V01 [$\text{mA} \cdot \text{s}^2$] |
| EC_Q | Esforço de controle da válvula de controle V02 [$\text{mA} \cdot \text{s}^2$] |
| FP | Função de pertinência do controlador <i>Fuzzy</i> |
| K_c | Ganho do controlador PID [$\text{mA}/^{\circ}\text{C}$] |
| K_D | Ganho da entrada Variação do Erro do controlador <i>Fuzzy</i> -PID |
| K_E | Ganho da entrada Erro do controlador <i>Fuzzy</i> -PID |
| K_{PD} | Ganho proporcional-derivativo do controlador <i>Fuzzy</i> -PID |
| K_{PI} | Ganho proporcional-integral do controlador <i>Fuzzy</i> -PID |
| $P01$ | Bomba centrífuga da utilidade fria |
| $P02$ | Bomba centrífuga da utilidade quente |
| $P03$ | Bomba de engrenagem do reciclo do reator |
| SRI | Estratégia <i>Split-range</i> I |
| $SRII$ | Estratégia <i>Split-range</i> II |

SRIII Estratégia *Split-range* III

- T_r Temperatura do reator, variável de processo [°C]
- TU_f Temperatura da utilidade fria em seu reservatório [°C]
- TU_q Temperatura da utilidade quente em seu reservatório [°C]
- TU_{in} Temperatura da utilidade na entrada da camisa do reator [°C]
- TU_{out} Temperatura da utilidade na saída da camisa do reator [°C]
- u Sinal de saída do controlador
- V01 Válvula de controle de fluxo de utilidade fria pela camisa do reator
- V02 Válvula de controle de fluxo de utilidade quente pela camisa do reator

Capítulo 1

Introdução

Os combustíveis fósseis desempenham papel importante na matriz energética mundial. São utilizados em diversos setores da sociedade moderna como em indústrias para a geração de utilidades, sendo o setor de transportes o maior consumidor deste tipo de fonte energética. Em 1973, o setor de transportes era responsável pelo consumo de 45,4 % de cerca de 2.250 milhões de toneladas de petróleo produzidos naquele ano. Já em 2010, esta margem subiu para 61,5 % de 3.570 milhões de toneladas, em uma matriz energética que tinha o petróleo representado por 32,4 % do fornecimento de energia primária (IEA, 2012).

Frente a uma preocupação mundial com a escassez deste tipo de fonte energética, inúmeros esforços vêm sendo desenvolvidos a fim de transformar a estrutura da matriz energética mundial baseada em combustíveis fósseis em uma ambientalmente sustentável, a partir de combustíveis renováveis. Neste contexto, os biocombustíveis desempenham um papel importante, uma vez que são capazes de substituir os combustíveis produzidos do petróleo para uso em transportes. Atualmente, o mundo se volta para o biodiesel, biocombustível capaz de substituir o diesel de petróleo em motores à combustão. Sua fabricação ocorre pela transesterificação de um óleo que pode ser de origem vegetal ou animal, com um álcool, normalmente empregado metanol ou etanol.

No mês de Novembro de 2012, o óleo de soja correspondeu a 70,63 % de toda a matéria prima, fonte de triglicerídeos, utilizada na produção do biodiesel no Brasil, seguido de outras fontes como gordura bovina, óleo de algodão, gordura suína e de aves e outras fontes menos representativas (ANP, 2012). Segundo o Boletim Mensal de Biodiesel de Dezembro de 2012 da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), o Brasil possui 65 plantas produtoras de biodiesel e uma capacidade total autorizada para a produção de 20.567,76 m³/dia, havendo ainda a autorização para construção de mais 9 novas plantas industriais e ampliação de outras 12, um aumento total de 4.625,72 m³/dia na produção

nacional de biodiesel. Esse crescimento do parque industrial brasileiro para a produção de biodiesel se deve a políticas de substituição gradual de diesel de petróleo por biodiesel. O Brasil pratica, atualmente, uma adição de 5 % em volume de biodiesel a todo o diesel de petróleo produzido, segundo a resolução do Conselho Nacional de Política Energética (CNPE) N° 6 da ANP de 16 de Setembro de 2009, porém há intenção do governo brasileiro em aumentar essa margem visando uma matriz mais renovável.

Inúmeros investimentos para aumentar a capacidade produtiva de biodiesel vêm sendo realizados. Há demanda tanto de construir novas fábricas como de desenvolver tecnologias capazes de aprimorar seu processo e controle, e assim, são de grande importância trabalhos de pesquisa e desenvolvimento nesta área, pois podem permitir maior segurança no processo, melhor qualidade do produto e maior produtividade.

A fabricação de biodiesel em batelada é um processo que apresenta não-linearidades ocasionadas pela mudança da composição do meio reacional, alterações da viscosidade, operação do reator em modo batelada, entre outros, dificultando seu controle através de controladores lineares convencionais, como os proporcional-integral-derivativos (PID). Deste modo, dada a característica de não-linearidade da lógica *Fuzzy*, este trabalho visou implementar um sistema híbrido *Fuzzy - Split-range* para o controle eficiente da temperatura do meio reacional.

Capítulo 2

Fundamentação Teórica e Revisão Bibliográfica

Para o desenvolvimento de um sistema de controle *Fuzzy - Split-range* na regulação da temperatura de um reator de fabricação de biodiesel, faz-se necessária uma fundamentação teórica a respeito deste combustível, suas possíveis matérias-primas, vias catalíticas de obtenção e tecnologias de controle e automação, além de uma revisão bibliográfica do estado da arte do controle e automação de processos de fabricação de biodiesel.

2.1 Biodiesel

Em sua composição química, o biodiesel deve atender requisitos de normas específicas como a EN14214 na Europa, ASTM D6751 nos Estados Unidos e a Resolução Nº 7 da Agência Nacional do Petróleo (ANP) no Brasil, para serem comercializadas como combustível. Na tabela de especificações do biodiesel da resolução Nº 7 da ANP, alguns dos requisitos para a caracterização do biodiesel são, por exemplo, a massa específica com limites de 850-900 kg/m³ e o teor mínimo de éster de 96,5 % em massa. Desta forma, um avançado controle na produção é desejável para se atender tais requisitos, o que demanda alta tecnologia e mão-de-obra especializada.

O biodiesel é composto por uma mistura a partir de ésteres de ácidos graxos, sendo enorme a gama de matérias prima passíveis de utilização na sua fabricação. O biodiesel é obtido pela transesterificação (Figura 2.1) de óleos ou gorduras com um álcool, na presença de um catalisador, existindo inúmeras formas de catálise e diferentes tipos de catalisadores (LAM; LEE; MOHAMED, 2010). A transesterificação

de triglicerídeos com álcool ocorre em três etapas, sendo que a cada etapa uma molécula de éster de ácido graxo é formada para cada molécula de álcool que é consumida na reação. Como consequência tem-se uma mistura de ésteres de ácidos graxos e glicerol, considerado um subproduto da reação.

Além da vantagem de ser renovável devido à origem vegetal ou animal do óleo, o biodiesel apresenta um perfil de gases de combustão menos poluente quando comparado ao diesel de petróleo, pois há menor emissão de material particulado, monóxido de carbono e hidrocarbonetos não queimados (SCHUMACHER *et al.*, 2001).

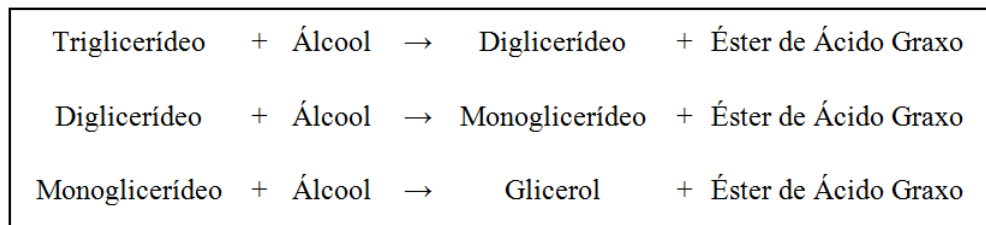


Figura 2.1: Reações de transesterificação de um triglicerídeo.

2.1.1 Matéria-prima

Diversas são as possibilidades no emprego de fontes de ácidos graxos para a fabricação de biodiesel, pois na natureza existem várias fontes de óleos e gorduras. Dentre algumas destas fontes utilizadas estão o óleo de soja, óleo de girassol, óleo de palma, óleo de canola, óleo de algodão, gordura animal e óleo já usado em fritura (LEUNG; WU; LEUNG, 2010).

No Brasil, segundo relatórios da ANP, o óleo de soja tem sido amplamente empregado na produção de biodiesel, chegando a 70,63 % de toda a fonte de ácidos graxos utilizados no mês de Novembro de 2012. O fato de grande parte do biodiesel ser produzido a partir de óleo comestível se deve a grande produção deste tipo de matéria prima e às características finais do biocombustível (GUI; LEE; BHATIA, 2008), que devem se assemelhar ao máximo do diesel de origem fóssil.

Os alcoóis mais utilizados neste processo são o metanol e o etanol, embora outros possam também ser usados, como o propanol e o n-butanol (LEUNG; WU; LEUNG, 2010). Uma característica interessante da utilização do metanol na produção de biodiesel é a obtenção de elevadas conversões em processos com alguns catalisadores heterogêneos como La_2O_3 e ZrO_2 (RUSSBUELDT; HOELDERICH, 2010). Entretanto é tóxico, inflamável e apresenta um baixo ponto de ebulição (aproximadamente 65 °C à pressão atmosférica), o que requer medidas de segurança, além de proporcionar desnaturação enzimática em processos de obtenção de biodiesel por via enzimática (ANTCZAK *et al.*, 2009). O etanol, entretanto, possui uma

temperatura de ebulição mais elevada (aproximadamente 78 °C à pressão atmosférica), mesmo também sendo inflamável e necessitando de cuidados no seu manuseio.

As vantagens da aplicação de etanol ao invés de metanol se têm pela sua menor toxicidade, sua maior dissolução em óleos vegetais e a obtenção de um biodiesel de melhor desempenho (MARJANOVIC *et al.*, 2010). Porém, a grande vantagem fundamenta-se no fato de ser proveniente de fonte renovável, obtido por processo fermentativo da cana-de-açúcar logo, um combustível proveniente de fontes totalmente renováveis.

2.1.2 Catálise da Transesterificação

Dentre os vários tipos de catálises aplicadas a produção de biodiesel, alguns se destacam como a catálise homogênea básica, homogênea ácida, heterogênea básica, heterogênea ácida e enzimática (LAM; LEE; MOHAMED, 2010).

A catálise enzimática têm se apresentado como uma técnica inovadora e que se utiliza de recursos biológicos e renováveis como catalisador no processo, já que lipases podem ser obtidas, por exemplo, de microrganismos como *Pseudomonas cepacia*, *Candida antarctica*, *Chromobacterium viscosum* e *Thermomyces lanuginosus* (TAN *et al.*, 2010). Entretanto, tem apresentado muitas desvantagens como inibição por alta concentração de álcool, elevado custo e tempo de operação; embora exista a vantagem de operar a baixas temperaturas e o catalisador poder ser reutilizado várias vezes se imobilizado adequadamente e não sofrer desativação (HAMA *et al.*, 2011).

A aplicação de catalisadores heterogêneos básicos na produção de biodiesel tem chamado a atenção da comunidade científica, pois pesquisas recentes têm apresentado resultados interessantes e que motivam o seu emprego em processos de transesterificação (RUSSBUELDT; HOELDERICH, 2010). Dentre vários catalisadores básicos heterogêneos, podem ser citadas as zeólitas e os óxidos alcalino terrosos como o monóxido de cálcio e monóxido de magnésio.

A grande vantagem de se utilizar catálise heterogênea básica neste tipo de processo consiste na elevada taxa de reação e na facilidade de separação dos produtos do catalisador (LAM; LEE; MOHAMED, 2010). Entretanto, apresenta desvantagens como envenenamento quando exposto ao ar e a necessidade de elevadas temperaturas de operação, por exemplo, *MgO* apresentou bons resultados na transesterificação de óleo de soja com o processo operando a 180 °C, enquanto a 100 °C apresentou menor atividade catalítica (DI SERIO *et al.*, 2006).

Os catalisadores mais empregados na catálise homogênea básica são o hidróxido de sódio (*NaOH*) e

o hidróxido de potássio (KOH). Estes catalisadores são baratos e apresentam boa atividade catalítica em condições brandas de temperaturas, por este motivo são amplamente utilizados na indústria. Os únicos problemas decorrentes da sua utilização consistem na necessidade de purificação dos produtos que acaba por gerar efluentes, além do fato de apresentar desativação e formação de sabão se o óleo contiver grande quantidade de ácidos graxos livres e água.

São considerados fatores que interferem na produção de biodiesel por catálise homogênea básica utilizando etanol: a relação de álcool:óleo, o tipo e a quantidade de catalisador básico utilizado, a agitação e a temperatura da mistura reacional durante o processo; embora o aumento na temperatura aumente a taxa de reação, aproximadamente, nos primeiros 30 min de processo, não apresenta nenhuma influência significativa após este período, sendo indesejável elevadas temperaturas devido a formação de sabão (STAMENKOVIC; VELICKOVIC; VELJKOVIC, 2011).

2.2 Controle e Automação de Processos

Nas indústrias químicas se faz necessário um controle constante da qualidade dos produtos e matérias primas ao longo da cadeia produtiva para que todas as especificações do produto sejam satisfeitas. Fato que motiva o uso de instrumentos com tecnologia de ponta, como *Foundation Fieldbus*, assim como a aplicação de lógica *Fuzzy* no desenvolvimento de controladores e técnicas avançadas de controle de processo como *Split-range*.

2.2.1 *Foundation Fieldbus*

A tecnologia *Foundation Fieldbus* foi desenvolvida baseando-se no padrão *Open Systems Interconnection* (OSI) desenvolvido pela *International Organization for Standardization* (ISO) em 1984 com a norma ISO 7498. Este padrão estabeleceu um modelo de referência com sete camadas com características específicas em sistemas de comunicação, sendo elas demonstradas na Tabela 2.1.

Trata-se de um protocolo de comunicação totalmente digital capaz de interfacear equipamentos como controladores, sensores e elementos finais de controle em uma arquitetura de controle distribuído (MOSSIN; PANTONI; BRANDÃO, 2009). O protocolo *Foundation Fieldbus* é formado por apenas quatro camadas, nomeadamente a camada física, a camada de enlace de dados, a camada de aplicação e uma camada adicional denominada camada de usuário (CONCER, 2005).

Tabela 2.1: Modelo de referência da OSI.

| | |
|--------------------|--------------------|
| Application Layer | |
| Presentation Layer | Camadas Superiores |
| Session Layer | |
| Transport Layer | |
| Network Layer | Camadas Inferiores |
| Data Link Layer | |
| Physical Layer | |

Uma topologia padrão de uma rede *Foundation Fieldbus* é demonstrada na Figura 2.2. A comunicação entre os transmissores e a camada de enlace de dados ocorre a uma taxa de 31,25 kbits/s e em um nível denominado H1, enquanto o nível de comunicação superior a este que liga a camada de enlace de dados com a camada de aplicação denomina-se HSE e possui uma taxa de troca de dados de 100 Mbits/s (CONCER, 2005).

A tecnologia *Foundation Fieldbus* permite a transmissão de múltiplas variáveis de processo pelos transmissores alocados na rede, como também diagnóstico destes equipamentos e a possibilidade de controle local (VERHAPPEN, 2000). A característica de transmitir dados que permitem o diagnóstico dos equipamentos conectados a rede *Foundation Fieldbus* traz a vantagem de melhorar as práticas de manutenção e com isso a possibilidade de reduzir custos.

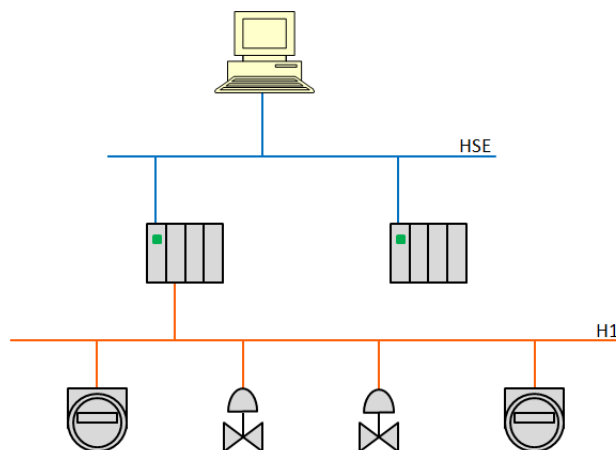


Figura 2.2: Topologia de uma rede *Foundation Fieldbus*.

Através de um estudo realizado por Verhappen (2000), em que foram comparados três sistemas de controle, um totalmente analógico, outro híbrido analógico/digital e um sistema totalmente digital com tecnologia *Foundation Fieldbus*, verificou-se que mesmo com elevados custos iniciais com o sistema de controle distribuído e equipamentos de controle embarcados com *Foundation Fieldbus*, os custos totais considerando mão-de-obra e instalação foram menores para o sistema totalmente digital. Assim, associado à vantagem de diagnosticar os equipamentos distribuídos na rede, a tecnologia *Foundation Fieldbus* se torna extremamente interessante frente às demais tecnologias presentes no mercado como solução para automação de processos industriais.

2.2.2 *Split-range*

A utilização de controle por *Split-range* pode proporcionar maior segurança operacional aos processos químicos devido a sua forma de aplicação. Entretanto, nem todas as situações encontradas em processos industriais são passíveis de implementar esta técnica de controle avançado, isto porque se utiliza de uma única variável de processo para manipulação de múltiplas variáveis de controle (STEPHANOPOULOS, 1984). O sinal de saída do controlador é compartilhado por vários elementos finais de controle que agem no processo a fim de corrigir a variável controlável para seu valor de *setpoint*, existindo várias estratégias possíveis de distribuição do sinal de comando entre os elementos finais de controle, conforme descrito por Shen-Huil, Gang e Mei-Rong (2011).

A Figura 2.3 representa um caso típico de malha de controle por *Split-range*, em que a temperatura em um reator encamisado é controlada pelo fluxo de dois fluidos a diferentes temperaturas pela sua camisa. Como é possível observar, à medida que se aumenta o valor do sinal de saída do controlador a primeira válvula inicia um processo de fechamento, e somente após o seu fechamento total é que a segunda válvula começa a abrir. Deste modo, para um sinal de controle com valor igual a u_1 , nenhuma das duas válvulas deve estar aberta, enquanto que com um sinal igual a u_0 a válvula 1 deve estar totalmente aberta e a válvula 2 totalmente fechada e a situação inversa para um sinal de controle com valor igual a u_2 .

Segundo Campos e Teixeira (2010), antigamente a estratégia *Split-range* era muito utilizada por reduzir custos com equipamentos, já que neste caso um único controlador é capaz de atuar em duas válvulas diferentes, tendo aplicação principalmente no controle de pressão, como linhas de vapor quando há caldeiras em paralelo (STEPHANOPOULOS, 1984). Neste caso, a variável de processo sendo a pressão na linha, o controlador age nas múltiplas variáveis manipuladas, ou seja, atua em cada válvula de controle que regula a vazão de vapor de cada caldeira.

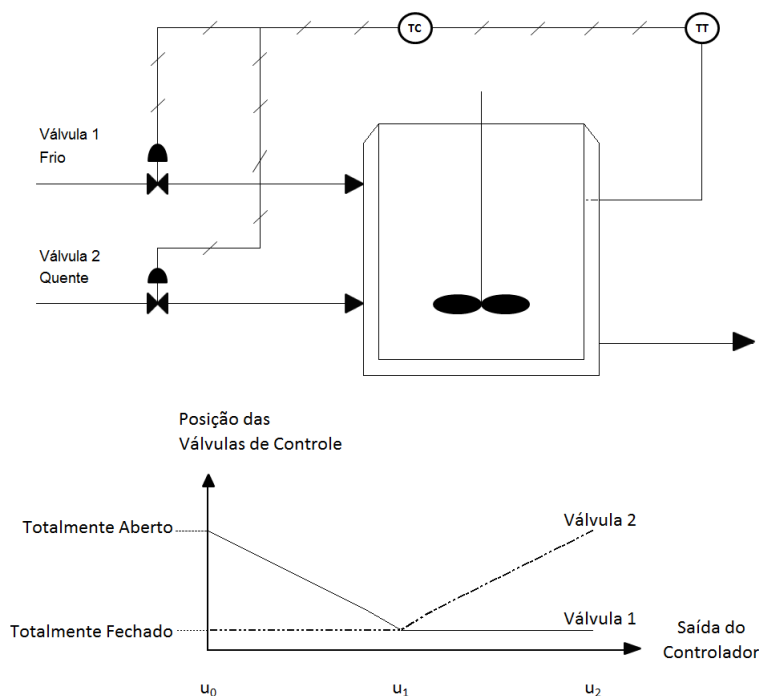


Figura 2.3: Exemplo de malha de controle por *Split-range*. Adaptado de (STEPHANOPOULOS, 1984).

Porém em estudos recentes, Wakabayashi *et al.* (2009) e Fonseca *et al.* (2013) simularam a aplicação de estratégias *Split-range* em válvulas para o controle da temperatura em reator de polimerização e fermentador para produção de etanol, respectivamente. Em ambos trabalhos foram utilizados controladores *Fuzzy* na malha de controle e se alcançaram bons resultados. Wakabayashi *et al.* (2009) desenvolveram um sistema de controle *Fuzzy - Split-range* que permitiu uma melhor regulação da temperatura do reator de polimerização ao reduzir o sobre-pico (*overshoot*) durante seu aquecimento em comparação a um controlador PID. Fonseca *et al.* (2013) conseguiram melhorar em 52,75 % o índice ITAE (*Integral of the Time-Weighted Absolute Error*) para um controlador *Fuzzy*-PID em comparação a um controlador PID, como também reduzir o consumo de utilidade no processo em 11,44 %. Estes resultados sugerem que esta estratégia não convencional de controle de temperatura é passível de utilização em plantas químicas e pode agregar melhorias.

2.2.3 Lógica *Fuzzy*

O estudo na área da inteligência artificial tem por objetivo tentar reproduzir a inteligência humana de modo artificial com computadores e máquinas. Um dos ramos de estudo da inteligência artificial

(IA), a lógica *Fuzzy* ou também denominada lógica nebulosa, consiste na interpretação de expressões idiomáticas referentes a um conhecimento especialista através de operações matemáticas entre conjuntos para a tomada de decisões (NASCIMENTO JR.; YONEYAMA, 2004; SIMÕES; SHAW, 2007). Diferentemente da álgebra elementar (lógica booleana), a lógica *Fuzzy* não se traduz de modo tão linear, pois atua no campo das incertezas, imprecisões e aproximações. Ou seja, a lógica *Fuzzy* permite ao computador interpretar dados de modo similar ao que o cérebro humano classifica variações associando-as a padrões.

Controladores *Fuzzy*

Na construção de controladores *Fuzzy* é preciso um conhecimento especialista prévio sobre o processo que se deseja controlar, pois a maneira que o controlador utiliza para tomar decisões e ações de controle se baseia em uma sequência lógica SE-E-ENTÃO, conforme exemplo genérico na Tabela 2.2. De acordo com as condições do processo verificadas nas condições SE e E, uma medida é tomada com base em um banco de dados pré-definidos para a consequência ENTÃO.

O conhecimento específico é traduzido na forma de regras que são utilizadas no processo de inferência dos conjuntos *Fuzzy*, como no caso apresentado na Tabela 2.2, em que os conjuntos são: Baixa, Média e Alta, para as variáveis Concentração, Temperatura e Vazão. Segundo Simões e Shaw (2007), um controlador *Fuzzy* é estruturado em quatro partes, a primeira em uma interface de fuzzificação, a segunda em uma base de conhecimento, a terceira em lógica de tomada de decisão e a quarta em uma interface de defuzzificação (Figura 2.4). Primeiro as informações de entrada são fuzzificadas, interpretadas com base no banco de conhecimento e então é tomada uma decisão que é defuzzificada para o sinal de saída do controlador.

Tabela 2.2: Regras de um controlador *Fuzzy*.

| SE Concentração é: | E Temperatura é: | Então Vazão é: |
|--------------------|------------------|----------------|
| Baixa | Baixa | Alta |
| Média | Média | Média |
| Alta | Alta | Baixa |

A inferência *Fuzzy* é feita de funções de pertinência (FP) conforme as mostradas na Figura 2.5, que em um universo de discurso representam conjuntos *Fuzzy*. As funções de pertinência podem assumir diferentes formas como gaussianas, sigmóides e as mais comuns, as trapezóides e triangulares (SIMÕES; SHAW, 2007).

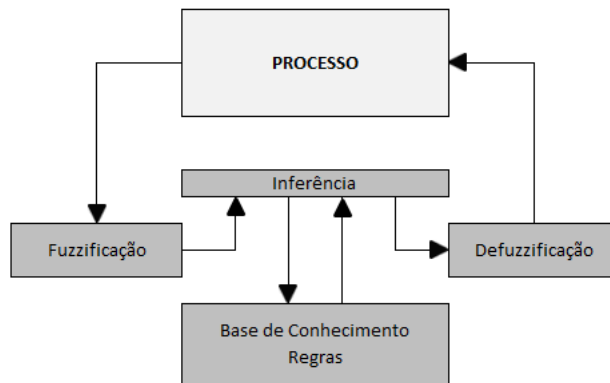


Figura 2.4: Etapas de processamento de um controlador *Fuzzy*.

É apresentado na Figura 2.5 um controlador *Fuzzy* que utiliza duas variáveis de entrada, Temperatura ($^{\circ}\text{C}$) e Concentração (mol/L), e uma variável de saída denominada Vazão (L/min), para exemplificar sua forma de cálculo pelo método de defuzzificação do centro de gravidade, amplamente utilizada em controladores *Fuzzy*. Supondo, dentre as regras estabelecidas no controlador, que duas sejam: *SE* a temperatura é Média *E* a concentração é média *ENTÃO* a vazão deve ser Média; *SE* a temperatura é Alta *E* a concentração é Grande *ENTÃO* a vazão é Baixa; e que todas as três variáveis possuam funções de pertinência triangulares equidistantes. Para uma temperatura de 43°C , verifica-se que este valor cruza apenas as funções de pertinência Média e Alta, e para um valor de concentração igual a 3 mol/L , as funções Médio e Grande.

Pelo método do centro de gravidade, o sinal de saída do controlador é obtido pelo ponto central da área de intersecção das áreas obtidas pela projeção dos valores das variáveis de entrada em suas funções de pertinência e rebatidas nas funções da variável de saída. Neste caso, os cálculos do controlador geram um sinal de resposta para a vazão em um valor próximo de $4,8 \text{ L/min}$.

Dentre os tipos de controladores *Fuzzy* têm-se os denominados *Fuzzy* - PID que apresentam diferenças com os controladores *Fuzzy* puros, como o uso de variáveis de entrada como erro, a variação do erro e a variação da variação do erro, além de parâmetros a serem sintonizados para um melhor desempenho do controlador.

Muitos processos industriais são caracterizados como não-lineares, e controladores PID convencionais são muitas vezes ineficientes em seu controle. Segundo Simões e Shaw (2007), os controladores *Fuzzy* superam essa deficiência pertinente aos controladores PID convencionais pois são dinâmicos, realimentados, invariantes no tempo e não-lineares.

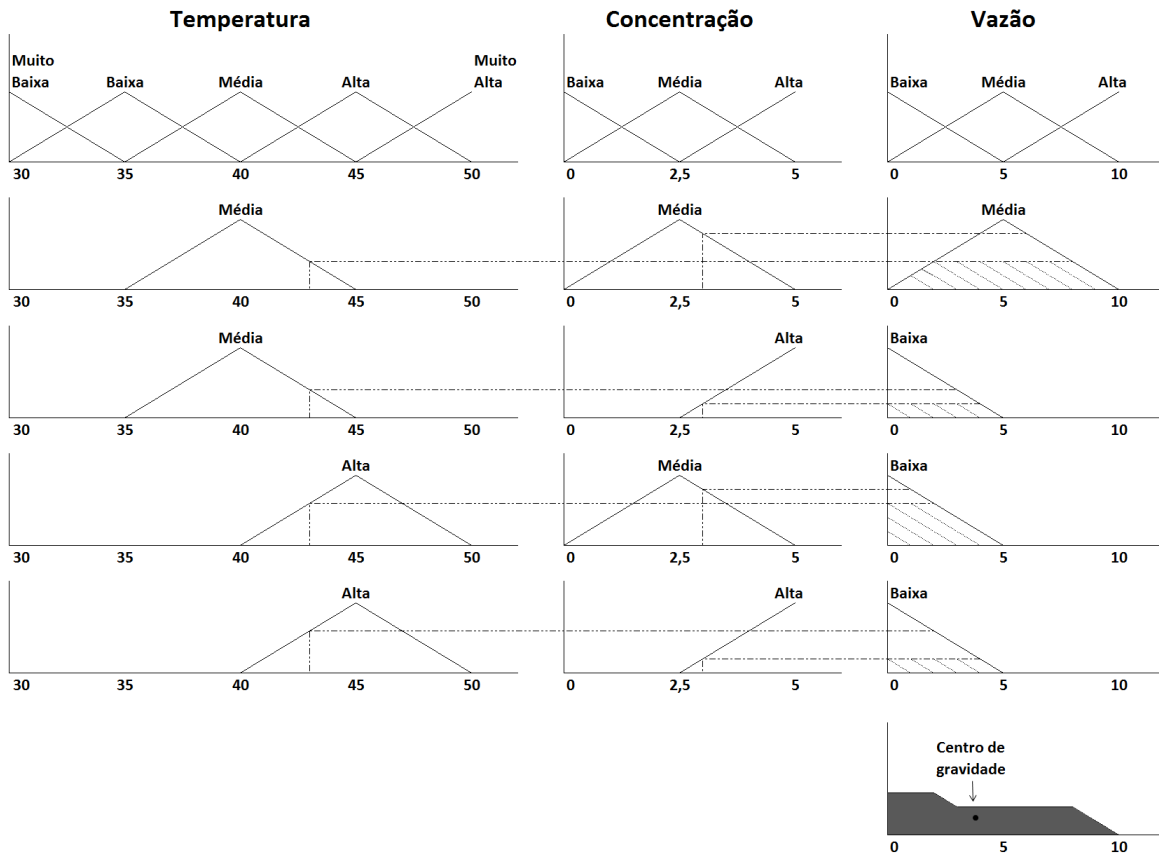


Figura 2.5: Processo de fuzzificação e defuzzificação de um controlador *Fuzzy*.

2.3 Controle na Produção de Biodiesel

Conforme verificado na Seção 2.1 deste trabalho, existem diversas formas de obtenção de biodiesel e para cada tipo de processo, uma estratégia diferente de controle é aplicável. O processo unitário de transesterificação de óleos por catálise básica possui algumas características importantes a serem consideradas quando no projeto do sistema de controle. Segundo Mjalli *et al.* (2009), trata-se de um processo altamente não-linear com um conjunto de propriedades cinéticas e de transferência de calor que desafiam seu controle, por isso requer um sistema de controle robusto. Por exemplo, o *overshoot* da temperatura interna do reator no início do processo batelada é uma característica que o controlador deve ser capaz de contornar.

2.3.1 Controle Adaptativo e Preditivo na Produção de Biodiesel

Uma forma de tentar transpor as não-linearidades do processo é a utilização de controles adaptativos que de acordo com a variação nas condições de operação, alteram os parâmetros do controlador para seu melhor desempenho. Utilizando um controlador adaptativo com modelo interno (IMC), Mjalli *et al.* (2009) desenvolveram um sistema de controle com duas malhas (*loops*) para um reator de tanque agitado operado de modo contínuo (CSTR) na produção de biodiesel. O primeiro para controlar a temperatura do reator atuando na vazão de fluido refrigerante e o segundo controlando a concentração de biodiesel e atuando na vazão de alimentação de reagentes no reator.

Verificaram neste estudo que o controle adaptativo apresentou melhores resultados quando comparados a um controlador PID convencional, comprovando o melhor desempenho de controladores adaptativos em processos não-lineares.

Outra comparação entre estratégias de controle diferentes para um CSTR na produção de biodiesel foi estudada por Mjalli e Hussain (2009). Em seu trabalho, compararam dois tipos de controle adaptativo auto-ajustável, posicionamento dos pólos e variância mínima, com um controle preditivo. Com um modelo baseado em balanços de massa e energia, treinaram duas redes neurais de uma camada contendo 10 neurônios para dois binômios de entrada/saída, sendo estes a vazão de alimentação do reator/concentração de biodiesel e a vazão de fluido refrigerante/temperatura do reator. Estas redes neurais foram utilizadas para representar a dinâmica do processo na implementação das malhas de controle propostas no trabalho.

Pelos resultados obtidos no trabalho, os autores verificaram que o controle adaptativo auto-ajustável por variância mínima apresentou instabilidade, não sendo indicado para aplicação. Entretanto as estratégias de controle adaptativo auto-ajustável por posicionamento dos pólos e de controle preditivo apresentaram bons desempenhos. O controle adaptativo se demonstrou mais rápido nas respostas quando com perturbações de pequena amplitude e o controle preditivo mais rápido nas respostas com perturbações de maior amplitude.

A estratégia de controle adaptativo também foi estudada por Kuen, Mjalli e Koon (2009) para um CSTR na produção de biodiesel, que utilizou uma técnica de mínimos quadrados para estimativa recursiva dos parâmetros de processo a serem usados em um modelo interno (IMC) no cálculo dos parâmetros K_c , τ_I e τ_D de um controlador PID. No algoritmo proposto, os parâmetros do controlador somente eram atualizados se, na análise de estabilidade, os pólos se encontrassem no círculo unitário, posto que o sistema era discretizado.

Os autores ainda otimizaram os valores dos parâmetros constante de tempo do *loop* do IMC e tempo de amostragem, de modo a ter uma representação mais fiel do processo sem um esforço computacional desnecessário. Esta estratégia foi comparada a um controlador PID convencional e os resultados indicaram

que o controle adaptativo foi mais eficiente, apresentando menor tempo de assentamento e *overshoot* desprezível no *loop* de controle da temperatura do reator atuando na vazão de fluido refrigerante, e menor tempo de sedimentação, tempo de ascensão e *overshoot* no controle da concentração de biodiesel atuando na vazão de alimentação do reator.

Em outro trabalho, Sanposh *et al.* (2008) implementaram um controlador PD com linearização retroalimentada para controlar o calor fornecido em um reator CSTR para a produção de biodiesel e verificaram menor tempo de sedimentação e desprezível *overshoot* quando comparado a um controlador PI estudado por Leenanithikul *et al.* (2007).

Outra estratégia consiste no controle ótimo, o qual parte de condições ótimas de operação para o desenvolvimento da estratégia de controle. Benavides e Diwekar (2012a) e Benavides e Diwekar (2012b) através de técnicas de otimização determinaram um perfil ótimo de temperatura para um controle determinístico e estocástico de um reator de transesterificação de óleo de soja com metanol, visando maior concentração de biodiesel ao final do processo.

Silva, Camargo e Ferreira (2011) com a intenção de identificar condições ótimas de operação de um reator de transesterificação de óleo de soja com etanol, identificaram os valores ótimos de temperatura, tempo de reação, concentração de catalisador e razão molar de óleo e álcool pelo método de superfície de resposta (Tabela 2.3).

Tabela 2.3: Parâmetros ótimos da transesterificação de óleo de soja com etanol.

| | |
|-------------------------------------|-----|
| Temperatura (°C) | 40 |
| Tempo de reação (min) | 80 |
| Concentração de catalisador (mol/L) | 1,3 |
| Razão molar óleo:álcool | 1:9 |

2.3.2 Inteligência Artificial no Controle da Produção de Biodiesel

Poucos trabalhos têm aplicado sistemas de controle com lógica *Fuzzy* no controle do processo de produção do biodiesel. Wali *et al.* (2011a) e Wali *et al.* (2011b) compararam controladores adaptativos e PID convencionais com controladores *Fuzzy* no controle da temperatura na produção de biodiesel através de um reator por microondas. Concluíram que o controlador *Fuzzy* apresentou melhor desempenho quando comparado a controladores adaptativo e PID, com menores *undershoot*, *overshoot* e erro de *offset*.

Pelo princípio de que controladores *Fuzzy* são indicados para processos não-lineares, como a produção de biodiesel em batelada, devido à sua estrutura dinâmica e não-linear (SIMÕES; SHAW, 2007), juntamente com as conclusões obtidas por Wali *et al.* (2011a) e Wali *et al.* (2011b), um controlador *Fuzzy* pode ser capaz de controlar um reator batelada para a produção de biodiesel, havendo diversas possibilidades de configuração das variáveis de entrada deste controlador, como proposto neste trabalho.

2.4 Hipótese

A estratégia *Fuzzy - Split-range* é eficiente no controle da temperatura de um reator na produção de biodiesel em batelada.

2.5 Objetivos

Este trabalho tem por objetivos:

- Montar um protótipo automatizado e monitorado via *Supervisory Control And Data Acquisition* (SCADA) de produção em batelada de biodiesel, empregando instrumentos com tecnologia *Foundation Fieldbus*;
- Implementar um sistema de controle híbrido *Fuzzy - Split-range* atuando em válvulas solenóides proporcionais nas linhas de utilidades para o controle de temperatura do reator;
- Identificar a melhor estratégia *Fuzzy - Split-range* proposta neste trabalho, para o controle da temperatura do reator de biodiesel, utilizando critérios de desempenho *IAE*, *ISE* e *ITAE* e os esforços de controle das válvulas como ferramentas de avaliação;
- Comprovar a eficácia da aplicação da estratégia *Fuzzy - Split-range* no controle de temperatura em um reator batelada de produção de biodiesel.

Capítulo 3

Materiais e Métodos

3.1 Reagentes, Catalisador e Utilidades

Os reagentes utilizados neste trabalho foram álcool etílico anidro (99,5 °GL) e óleo de soja comercial e catalisador básico hidróxido de sódio em micro-pérolas, de pureza mínima de 98 %.

Como utilidade quente e fria foi utilizada uma mistura 50 %v/v de água e propilenoglicol, amplamente utilizada na indústria para propósitos de troca térmica. As temperaturas de operação do processo foram brandas e distantes dos pontos de solidificação e ebulição de ambas substâncias, sendo a temperatura de *setpoint* para a utilidade quente de 50 °C, e para a utilidade fria de 20 °C. Os equipamentos utilizados como bombas e válvulas eram compatíveis com tal mistura e isto corroborou a escolha deste fluido como utilidade de processo neste projeto.

3.2 Unidade de Transesterificação

Para a realização do projeto foi necessária a montagem, em escala laboratorial, de uma unidade de transesterificação de óleo vegetal no Laboratório de Controle e Automação de Processos (LCAP) da Faculdade de Engenharia Química da Unicamp. Para esta unidade foi projetado um reator em aço inoxidável de fundo arredondado, encamisado, de volume total igual a 2 L. Equipado com um agitador mecânico de 3300 rpm modelo M-210-VERP-3K3 da fabricante Nova Ética[®] e um sensor de temperatura do tipo Pt 100, o reator possui 3 orifícios em sua tampa para a adição de reagentes e de meio reacional, este último por uma linha de reciclo, pela qual é bombeado por uma bomba de engrenagem modelo RZR500

da fabricante RZR[®] através de um medidor coriolis da marca Endress+Hauser[®], modelo Promass A 63. Um transmissor de pressão diferencial modelo LD300 da marca SMAR[®] foi instalado na linha para medir a queda de pressão através do coriolis.

Embora o reciclo tenha sido utilizado durante os experimentos tanto para promover uma circulação do meio reacional, como para a retirada de amostras e drenagem do reator, o medidor coriolis e o transmissor de pressão foram instalados com o propósito de trabalhos futuros. Na Figura 3.1 é mostrado um fluxograma da unidade de transesterificação com seus equipamentos e malha de controle, e no Apêndice B são mostrados fotos da unidade de transesterificação.

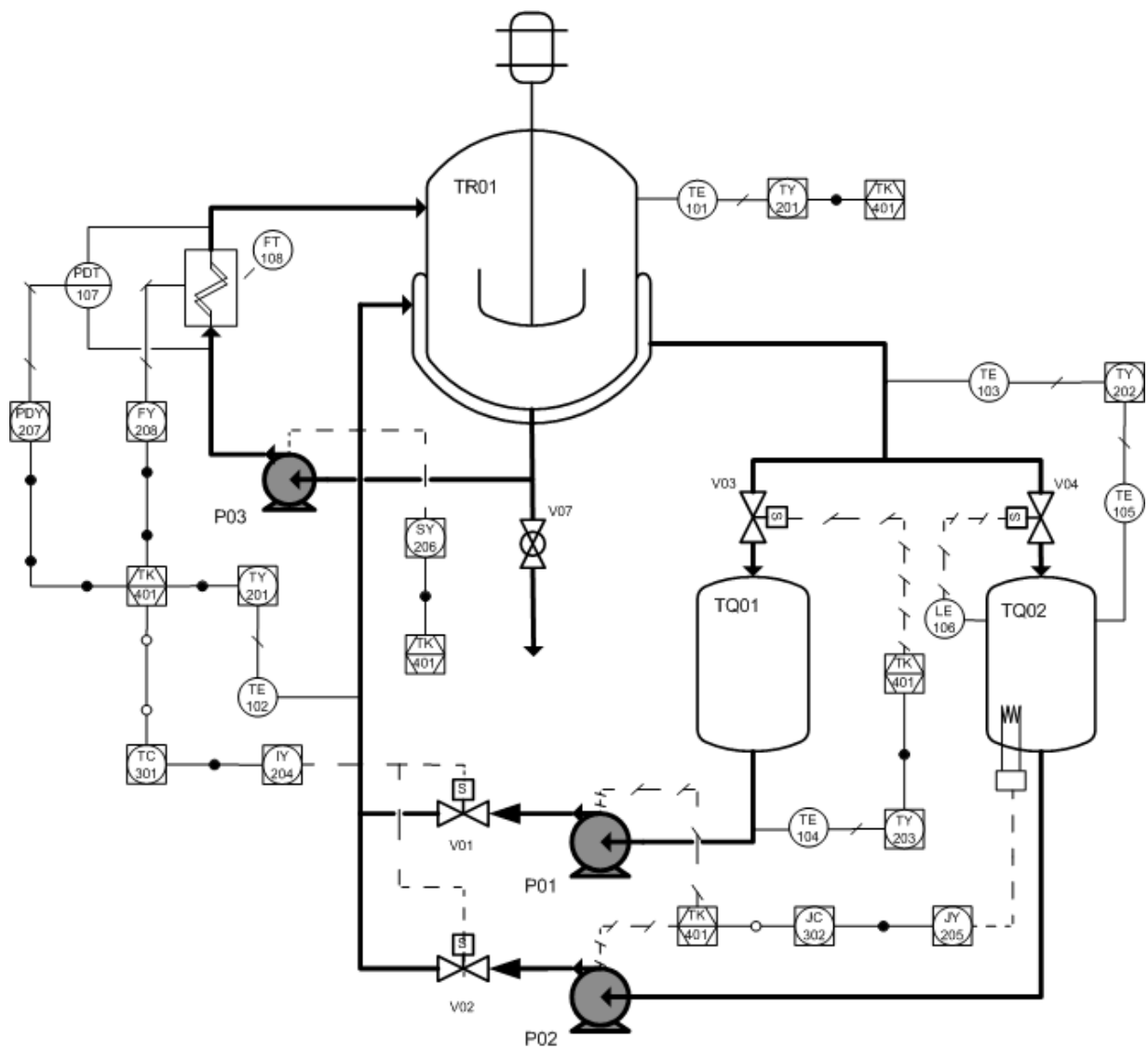


Figura 3.1: Fluxograma da unidade de transesterificação de óleo vegetal.



Figura 3.2: Planta de produção de biodiesel utilizada neste trabalho.

Para o controle da temperatura do reator foram montadas tubulações com isolante térmico elastomérico, conectando a entrada e saída da jaqueta do reator aos tanques de utilidade quente e fria. Para acondicionar a utilidade quente foi utilizado um tanque de volume igual a 10 L equipado com um resistor de 2000 W de potência e um sensor de temperatura Pt 100 para o controle de temperatura, e uma chave de nível de alto para evitar transbordo do tanque. Para armazenar a utilidade fria foi utilizado um banho térmico com controle de temperatura interno da fabricante MLW[®] e modelo MK70.

Uma bomba centrífuga de 180 W de potência e 1800 L/h de vazão máxima foi alocada na linha de cada utilidade. A montante de cada bomba foi utilizada uma válvula solenóide proporcional modelo EV260B 15B da marca Danfoss[®], com faixa de sinal de comando de 4 a 20 mA, para regular a vazão de utilidade quente e fria que são enviadas para a jaqueta do reator.

As linhas de utilidade quente e fria se unem a jusante do reator para que possa haver a mistura adequada dos fluidos e estabilizar sua temperatura antes de entrar na camisa.

Com o intuito de evitar contra-fluxo caso uma das utilidades não estivesse sendo usada, foi instalada uma válvula de retenção a montante de cada válvula solenóide proporcional. A saída da jaqueta a tubulação

foi dividida, uma parte direcionando o fluido para o tanque de utilidade quente e outra para o de utilidade fria. Para direcionar o fluido de forma correta aos tanques foram instaladas válvulas solenóides ON/OFF modelo EV220B 15B NC da marca Danfoss[®], sendo a válvula que direciona o fluido para o tanque de utilidade quente comandado por sua chave de nível, enquanto a outra válvula é controlada via sistema supervisor.

Sensores de temperatura Pt 100 foram instalados na tubulação na entrada e na saída da jaqueta do reator para se medir a variação da temperatura do fluido após troca térmica na camisa. Um sensor do mesmo tipo também foi utilizado para medir a temperatura da utilidade fria. Um esquema das ligações elétricas dos sensores de temperatura aos seus respectivos transmissores encontra-se no Apêndice A.

Um painel de comando foi montado exclusivamente para atender o fornecimento de energia e de sinal de instrumentação para os equipamentos instalados na unidade de transesterificação. O quadro foi montado com quatro disjuntores apropriados para a proteção elétrica do sistema, sendo um geral e os outros 3 dedicados a instrumentos. Uma contatora foi instalada no painel com o propósito de haver um botão de emergência que permitisse cortar o fornecimento de energia a todos os equipamentos quando acionado.

No painel foram montados também um inversor de frequência modelo VLT-2800 da marca Danfoss[®] para controlar a rotação da bomba de engrenagem, um variador de potência modelo TH6200A10 da fabricante Therma[®] para atuar no resistor do tanque de utilidade quente, duas fontes modelo D0116888 da marca DELTA[®] para geração de correntes elétricas de alimentação e de sinais de controle com tensão de 24 V, e um *cooler* para promover um fluxo forçado de ar por dentro do quadro para se evitar superaquecimento.

Todos os instrumentos do painel de comando, como também os utilizados no processo de transesterificação e que necessitavam de proteção elétrica tipo aterramento foram devidamente aterradas na rede elétrica do laboratório. Encontram-se no Apêndice A representações das ligações elétricas feitas na montagem do painel de comando.

Externo ao painel de comando montado para fornecimento de energia aos instrumentos, foi utilizado um quadro já existente no laboratório com uma estação de aquisição de dados via protocolo de comunicação *Foundation Fieldbus* modelo DFI-302 do fabricante SMAR[®] com 8 módulos. Para a realização do projeto foram empregados 3 módulos sendo eles o DF28 para saídas relés normalmente abertas, o DF46 para saídas analógicas com faixa de sinal de 4 a 20 mA e o módulo DF51 para interfaceamento dos equipamentos de campo com o sistema supervisor. O módulo DF28 foi empregado no acionamento das duas bombas centrífugas e da válvula de direcionamento do fluido para o tanque de utilidade fria. O módulo DF46 foi usado exclusivamente para o fornecimento do sinal de controle da bomba de engrenagem.



Figura 3.3: Painel de comando da planta de fabricação de biodiesel.

Uma representação das ligações elétricas dos módulos *Foundation Fieldbus* com os equipamentos da unidade de transesterificação encontra-se no Apêndice A.

O módulo DF51 possui duas conexões de comunicação, uma para a camada HSE que conecta a estação DFI-302 com um computador com sistema supervisório via cabo *crossover*, e outra para a camada H1 onde são adicionados os equipamentos de campo com tecnologia *Foundation Fieldbus*. Foram utilizados 3 transmissores de temperatura TT 302, um conversor analógico-digital FI 302 conectado às válvulas solenóides proporcionais e ao variador de potência e um conversor analógico-digital IF 302 conectado ao medidor de vazão coriolis e ao transmissor de pressão diferencial, sendo todos os instrumentos *Foundation Fieldbus* da marca SMAR®.

Através de um gerenciador e configurador da rede *Foundation Fieldbus* denominado SYSCON®, todos os instrumentos de campo foram devidamente configurados e uma malha de controle foi implementada para regular a temperatura do tanque de utilidade quente, com o FI 302 convertendo o sinal digital de comando em corrente elétrica de 4 a 20 mA (faixa padrão de sinal de instrumentação) para o variador de potência. A este mesmo conversor também foi atribuída a tarefa de converter o sinal digital de controle de cada

válvula solenóide proporcional para mesma faixa padrão de sinal de instrumentação citada anteriormente.

A lógica de controle de temperatura e de acionamento das bombas e válvulas, assim como os controladores PID - *Split-range*, *Fuzzy-PID - Split-range* e *Fuzzy - Split-range*, foram projetados em ambiente MatLab[®]. A comunicação entre este ambiente, o software SYSCON[®] e o sistema supervisório foi realizada com o protocolo *Open Platform of Communication* (OPC), como representado na Figura 3.4, tendo cada software acesso a leitura e/ou escrita das variáveis de acordo com a sua função. Foram elaboradas telas gráficas no software Indusoft[®] para servir de supervisório no controle da unidade de transesterificação, sendo possível abrir e fechar válvulas, ligar e desligar bombas entre outras ações. As variáveis de estado obtidas pelos sensores dispostos na planta, assim como todas as condições de operação do processo foram registrados no sistema supervisório para cálculos posteriores.

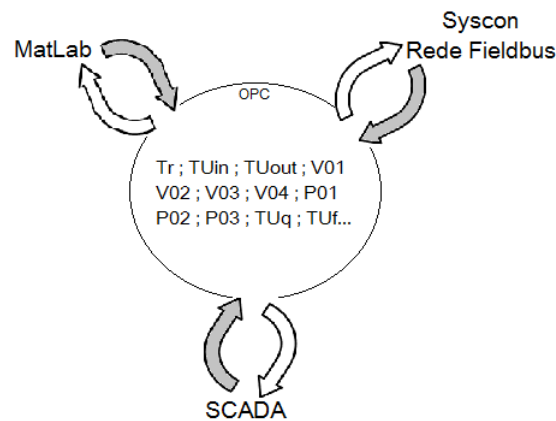


Figura 3.4: Comunicação via OPC entre os softwares.

Utilizando termômetros de referência com escalas adequadas, foi realizada a calibração de todos os sensores de temperatura alocados na planta. Foram coletados 20 pontos de temperatura para cada sensor e comparados com os valores de referência (corrigido) pelos termômetros. Após coletados os dados de calibração para cada Pt 100, através do software SYSCON[®], foi adicionado na configuração de cada transmissor TT302 um bloco *Signal Characterizer* que realiza uma correção do valor medido de temperatura. Esta correção é feita por interpolação da temperatura medida naquele instante pelo Pt100 com os dados de temperatura inseridos para aquele sensor no bloco de caracterização do sinal.

3.3 Transesterificação do Óleo de Soja

Foram utilizadas como condições de operação do reator uma temperatura de *setpoint* da reação de 40 °C, uma relação molar de óleo:álcool de 1:9 e uma concentração de catalisador igual a 0,67 % m/v de

óleo. Embora a concentração de catalisador não seja ótima segundo Silva, Camargo e Ferreira (2011) e descrita na Tabela 2.3, ela garante a formação de biodiesel e, portanto, foi utilizada nos ensaios realizados neste trabalho.

Inicialmente, as temperaturas das utilidades eram controladas até o seus respectivos valores de *setpoint*. Em seguida, 900 mL de óleo era adicionado ao reator e aquecido até sua temperatura de *setpoint* de 40 °C, momento em que era adicionado 485 mL de álcool com 6 g de catalisador dissolvido e disparado o cronômetro contando 80 min de duração da reação. Ao término do experimento, o meio reacional era resfriado e drenado do reator para separação de fase em funil de Buncher por 24 h. Este procedimento foi realizado em todos os experimentos deste trabalho. Um fluxograma dos ensaios é apresentado no Apêndice F.

3.4 Estratégias de Controle da Temperatura do Reator

Para o controle de temperatura do reator de transesterificação para a obtenção de biodiesel, foram testados controladores *Fuzzy* usando utilidades quentes e frias que tinham suas vazões controladas por válvulas compartilhando o mesmo sinal de comando, ou seja, em *Split-range*. Deste modo, a malha de controle implementada, teve por variável de processo a temperatura do reator e por variáveis manipuladas a abertura das válvulas de controle.

Para o projeto foram propostas 3 diferentes estratégias *Split-range*, conforme apresentado na Figura 3.5. Na estratégia *SR I*, para que ambas as válvulas encontrem-se totalmente abertas o sinal de controle deve ser igual a 12 mA ou ao menos encontrar-se na faixa de *deadband* de 10,5 a 13,5 mA, na estratégia *SR II* o sinal deve ser igual a 4 mA, já na estratégia *SR III* as válvulas devem estar fechadas para um sinal de controle com o valor na faixa de 10,5 a 13,5 mA.

O *deadband* utilizado na faixa do sinal de comando foi determinado para se evitar que os elementos finais de controle atuassem de forma agressiva, abrindo e fechando as válvulas rapidamente e em intervalos de tempo muito curtos, o que poderia ocasionar um desgaste excessivo nestes equipamentos. Isto comprometeria a vida útil dos equipamentos e, por este motivo, a dinâmica de abertura e fechamento das válvulas de controle nas diferentes estratégias também foi avaliada através do cálculo do esforço de controle *EC* (Equação 3.4.1). Este parâmetro é obtido pela integral da variação do sinal de controle (Δu) referente a cada válvula solenóide proporcional, elevada ao expoente 2 para evitar a soma de variações negativas.

Quanto maior o valor de *EC*, maior é a utilização do elemento final de controle pelo sistema para regu-

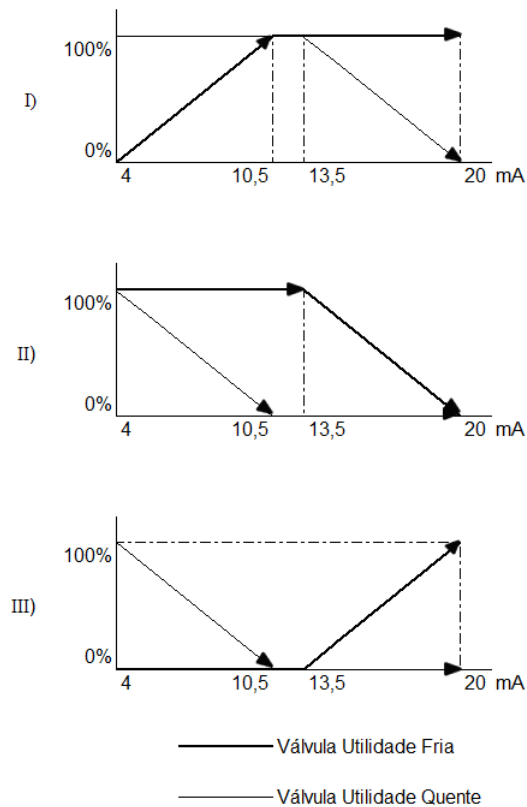


Figura 3.5: Estratégias de controle *Split-range*, abertura vs. sinal de comando para I) *SR I*, II) *SR II* e III) *SR III*.

lar a variável controlada e, portanto, maior o seu desgaste com o tempo e a necessidade por manutenção.

$$EC = \int_0^t \Delta u^2 dt \quad (3.4.1)$$

Para avaliar o desempenho dos sistemas de controle propostos também foram utilizados critérios de desempenho baseados na evolução do erro no tempo. Os critérios de desempenho *Integral of the Square Error (ISE)*, *Integral of the Absolute Value of the Error (IAE)* e *Integral of the time-weighted absolute error (ITAE)*, representados na Tabela 3.1, auxiliam na verificação da melhor estratégia *Split-range* e no ajuste do controlador, permitindo ao operador propor modificações em sua configuração e nas estratégias de controle.

Os critérios de desempenho *ISE*, *IAE* e *ITAE* auxiliam na sintonia de controladores ao fornecerem dados que permitem inferir o quão eficiente o sistema de controle foi ao tentar manter a variável de processo em seu valor de *setpoint* (STEPHANOPOULOS, 1984). O critério *ISE* permite melhor identificar

erros grandes, pois eleva seu valor ao quadrado, o critério IAE identifica melhor os erros de valores menores, enquanto $ITAE$ possibilita identificar erros que persistem no tempo.

Tabela 3.1: Critérios de Desempenho IAE, ISE e ITAE.

| | |
|---|---|
| <i>Integral of the Absolute Value of the Error</i> | $IAE = \int_{t_0}^t e(t) dt$ |
| <i>Integral of the Square Error</i> | $ISE = \int_{t_0}^t e(t)^2 dt$ |
| <i>Integral of the Time-Weighted Absolute Error</i> | $ITAE = \int_{t_0}^t t \cdot e(t) dt$ |

3.5 Sintonia do Controlador PID - *Split-range*

A identificação do processo foi feita aproximando-o a um processo de primeira ordem com tempo morto (FOPDT), utilizando a metodologia descrita por Smith (1972) *apud* Smith e Corripio (2008), pela qual os parâmetros de constante de tempo τ e o tempo morto t_0 do processo são calculados utilizando-se os valores de tempo nos quais os valores da variável de processo sejam, após a perturbação, iguais a 28,3 % e 63,2 % do seu valor de estado estacionário, t_1 e t_2 respectivamente. As relações matemáticas para este cálculo são apresentadas nas Equações 3.5.1 e 3.5.2.

$$t_1 = t_0 + \frac{\tau}{3} \quad (3.5.1)$$

$$t_2 = t_0 + \tau \quad (3.5.2)$$

Na sintonia de controladores PID em malhas que utilizam a estratégia *Split-range*, caso a dinâmica do processo for diferente para cada faixa específica do sinal de controle, é recomendado que seja feita uma sintonia para cada intervalo do sinal com o propósito de evitar instabilidade no processo (MARLIN, 1995). Devido ao fato de cada faixa de sinal nas estratégias *Split-range* resultar em uma dinâmica diferente na temperatura do reator, foi determinada uma FOPDT para o aquecimento e outra para seu resfriamento. E para cada identificação foi então sintonizado um controlador PID pelas regras de sintonia IMC descritas em Smith e Corripio (2008).

Nos experimentos utilizando os controladores PID - *Split-range*, os parâmetros de ganho do controlador K_c , tempo integral τ_I e tempo derivativo τ_D foram alterados conforme a saída do controlador, ou seja, se o valor da saída fosse maior que 13, os parâmetros calculados a partir da identificação do processo

para o aquecimento eram utilizados, caso contrário eram usados os valores calculados para o resfriamento. O mesmo foi feito para o controlador *Fuzzy-PID - Split-range* com os ganhos sintonizados para o aquecimento e resfriamento.

Os controladores contaram também com um mecanismo de proteção contra o efeito *Reset Wind-Up* que pode causar mau funcionamento do sistema de controle e, em alguns casos, até a instabilidade do processo. Este efeito é decorrente da saturação da ação de controle devido a ação integrativa do controlador que na presença de erro na variável controlada, incrementa a saída do controlador a valores que extrapolam os limites de saturação do sistema de controle (SMITH; CORRIPIO, 2008). O objetivo da proteção contra este fenômeno é saturar o valor da saída do controlador nos limites de operação do sistema, e.g. 0-100 % ou 4-20 mA, mesmo havendo erro na variável de processo e, assim, melhorando o tempo de resposta do controlador.

3.6 Sintonia do Controlador *Fuzzy-PID - Split-range*

Dentre os controladores baseados em inteligência artificial existem dois tipos que apresentam características próximas aos controladores clássicos. Estes dois tipos, denominados *Fuzzy-PI* e *Fuzzy-PID* dois termos, são representados esquematicamente na Figura 3.6. Uma peculiaridade destes controladores é a existência de relações matemáticas para sua sintonia a partir dos parâmetros de um PID (LI; GATLAND, 1996; LI, 1997).

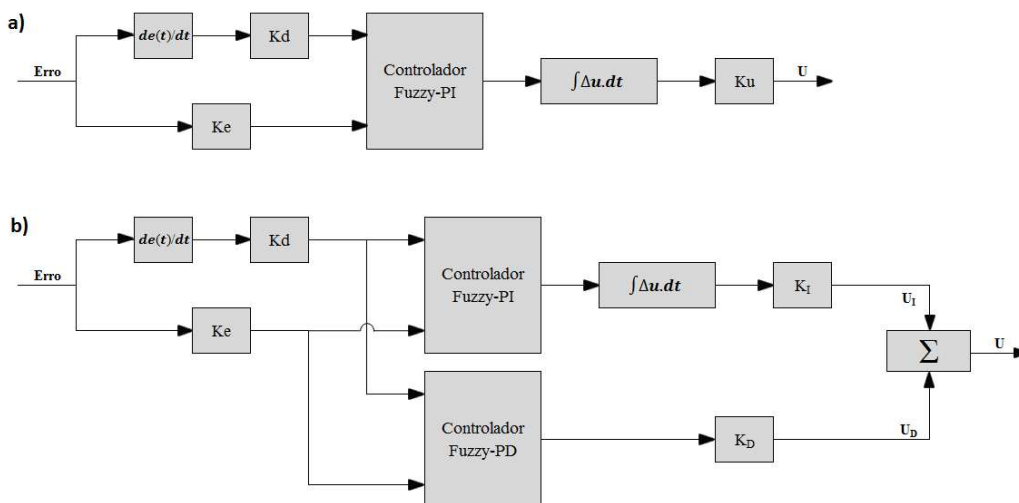


Figura 3.6: Estrutura de um controlador: a) *Fuzzy-PI*; b) *Fuzzy-PID* dois termos.

Da Equação 3.6.1 à 3.6.5 é possível calcular os parâmetros K_E , K_D , K_{PI} e K_{PD} de um controlador *Fuzzy*-PID. Li e Gatland (1996) determinaram ser mais indicado optar por β sendo a raiz de maior valor e α a de menor valor, com o ganho K_E normalmente definido como um valor unitário, sendo possível modificar seu valor para um ajuste fino do controlador *Fuzzy* respeitando-se as Equações de 3.6.1 a 3.6.5.

$$\alpha + \beta = \tau_I \quad (3.6.1)$$

$$\alpha \times \beta = \tau_I \times \tau_D \quad (3.6.2)$$

$$K_D = \alpha \times K_E \quad (3.6.3)$$

$$\beta = \frac{K_{PD}}{K_{PI}} \quad (3.6.4)$$

$$K_{PI} \geq \frac{K_C}{\tau_I} \quad (3.6.5)$$

Os controladores *Fuzzy*-PID, embora sejam controladores baseados em um conjunto de regras, com um sistema de fuzzificação e defuzzificação que tornam os controladores *Fuzzy* atrativos do ponto de vista da não-linearidade dos processos industriais, eles apresentam características de ação de controle típicas de um controlador PID clássicos (LI; GATLAND, 1996; LI, 1997). Todavia, devido a sua forma de defuzzificação, têm a vantagem de serem capazes de absorver melhor a presença de ruídos quando comparados ao controlador PID.

As bases de regras estabelecidas para os controladores *Fuzzy*-PID - *Split-range* segundo Li e Gatland (1996) estão representadas nas Tabelas 3.2 e 3.3.

Tabela 3.2: Base de regras padrão para um controlador *Fuzzy*-PI.

| erro\erro | GN | MN | PN | ZR | PP | MP | GP |
|------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| GP | ZR | PP | MP | GP | GP | GP | GP |
| MP | PN | ZR | PP | MP | GP | GP | GP |
| PP | MN | PN | ZR | PP | MP | GP | GP |
| ZR | GN | MN | PN | ZR | PP | MP | GP |
| PN | GN | GN | MN | PN | ZR | PP | MP |
| MN | GN | GN | GN | MN | PN | ZR | PP |
| GN | GN | GN | GN | GN | MN | PN | ZR |

Nestas tabelas, as siglas GN significam grande negativo, MN médio negativo, PN pouco negativo, ZR zero, PP pouco positivo, MP médio positivo e GP grande positivo.

Tabela 3.3: Base de regras padrão para um controlador *Fuzzy*-PD.

| erro\erro | GN | MN | PN | ZR | PP | MP | GP |
|------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| GP | PN | PN | PN | PP | GP | GP | GP |
| MP | PN | PN | PN | PP | GP | GP | GP |
| PP | MN | PN | PN | PP | MP | GP | GP |
| ZR | GN | MN | PN | ZR | PP | MP | GP |
| PN | GN | GN | MN | PN | PP | PP | MP |
| MN | GN | GN | GN | PN | PP | PP | PP |
| GN | GN | GN | GN | PN | PP | PP | PP |

3.7 Projeto dos Controladores *Fuzzy* - *Split-range*

Como já explicitado na Sub-seção 2.2.3, o controlador *Fuzzy* requer um conhecimento especialista a respeito do processo, que é traduzido em regras de condição e efeito, permitindo assim a tomada de decisão nas ações de controle. Para a transesterificação do óleo de soja com etanol na produção de biodiesel, as regras foram pré-estabelecidas a partir da experiência dos envolvidos no projeto de pesquisa e definidas como sendo condição inicial na configuração do controlador.

Da mesma maneira, o número e a forma das funções de pertinência para as variáveis de entrada e saída do controlador foram determinadas como condição inicial, também ficando sujeitas a alterações para melhoria do sistema de controle.

Inicialmente, utilizou-se 7 funções de pertinência para as entradas e saída, nas formas triangulares e equidistantes entre si, denominadas de forma análoga às apresentadas nas Tabelas 3.2 e 3.3. As funções de pertinência para a saída do controlador foram denominadas ES, S, MS, M, MI, I e EI que significam respectivamente Extremo Superior, Superior, Médio Superior, Médio, Médio Inferior, Inferior e Extremo Inferior do universo de discurso da variável de saída do controlador. Como variáveis de entrada do controlador foram utilizadas o erro e sua variação no tempo.

Foi definido um universo de discurso para a entrada erro E de -3 a 3, para a entrada variação do erro dE de -0.5 a 0.5 e para a saída do controlador U de 4 a 20. As regras iniciais deste controlador *Fuzzy - Split-range* estão representadas na Tabela 3.4.

Tabela 3.4: Base de regras inicial para o controlador *Fuzzy - Split-range* com entradas E e dE .

| $dE \setminus E$ | GN | MN | PN | ZR | PP | MP | GP |
|------------------|----|----|----|----|----|----|----|
| GP | ES | ES | S | M | MI | MI | I |
| MP | ES | MS | S | M | I | I | I |
| PP | ES | MS | S | M | I | I | I |
| ZR | ES | MS | S | M | I | I | EI |
| PN | S | MS | S | M | I | I | EI |
| MN | S | MS | S | M | I | I | EI |
| GN | S | MS | MS | M | I | I | EI |

Também foram avaliados controladores *Fuzzy - Split-range* utilizando variáveis de estado do processo como variável de entrada do controlador. Uma das variáveis selecionadas foi a temperatura do reator T_r , com universo de discurso entre 35 °C e 45 °C e 7 funções de pertinência triangulares nomeadas de *Muito Frio* (MF), *Frio* (F), *Pouco Frio* (PF), *Normal* (N), *Pouco Quente* (PQ), *Quente* (Q) e *Muito Quente* (Q). A segunda variável escolhida foi a temperatura da utilidade na entrada da jaqueta do reator TU_{in} , com um universo de discurso de 0 °C a 60 °C e 7 sete funções de pertinência iguais às da entrada T_r . As regras iniciais destes controladores e utilizadas pelo controlador *Fuzzy T_r / TU_{in}* N° 1 são apresentadas na Tabela 3.5.

Uma terceira configuração de controlador *Fuzzy - Split-range* foi testada adicionando a temperatura do fluido térmico na saída da jaqueta do reator (TU_{out}) como uma terceira entrada ao controlador T_r / TU_{in} , tendo um universo de discurso também de 0 °C a 60 °C, porém com apenas 3 funções de pertinência triangulares nomeadas de *Frio* (F), *Normal* (N) e *Quente* (Q). A base de regras inicial deste controlador

Tabela 3.5: Base de regras inicial do controlador *Fuzzy - Split-range* com entradas T_r e TU_{in} .

| $TU_{in} \setminus T_r$ | MF | F | PF | N | PQ | Q | MQ |
|-------------------------|-----------|----------|-----------|----------|-----------|----------|-----------|
| MF | EI | EI | I | MI | M | MS | S |
| F | EI | I | I | MI | M | MS | S |
| PF | EI | MI | MI | MI | M | MS | S |
| N | I | MI | MI | M | M | S | ES |
| PQ | MI | I | M | M | MS | S | ES |
| Q | MI | MI | M | M | MS | ES | ES |
| MQ | MI | MS | MI | MI | S | ES | ES |

segue apresentada nas Tabelas D.1 e D.2 do Apêndice D e foi criada a partir do conjunto de regras do controlador *Fuzzy* T_r / TU_{in} que apresentou melhor desempenho, o que facilitou o seu projeto.

Por não haver uma metodologia que defina um passo-a-passo para o desenvolvimento do controlador, este foi aprimorado durante os experimentos através de observação da resposta do controlador, da dinâmica da temperatura do reator como também pelo grau de esforço de controle requerido pelo sistema.

Capítulo 4

Resultados e Discussões

4.1 Calibração dos Sensores de Temperatura

Conforme descrito na Seção 3.2, a calibração dos sensores de temperatura foi realizada com a coleta de 20 pontos para cada Pt100 e os resultados são apresentados na Figura 4.1. Como é possível verificar, os coeficientes de correlação r^2 entre os pontos e os coeficientes lineares em todas as calibrações foram satisfatórios e não suficientes para justificar a troca dos sensores.

Portanto, estes pontos foram utilizados no bloco *Signal Characterizer* dos transmissores TT302 para cada sensor Pt100.

4.2 Lógica de Controle

Conforme citado na seção 3.2, a lógica de controle da planta foi realizada em ambiente MatLab[®]. A implementação do controlador *Fuzzy - Split-range* e a lógica de acionamento das válvulas e bombas foram feitas separadamente para cada experimento combinando as estratégias *Split-range* juntamente com os controladores PID, *Fuzzy-PID* e *Fuzzy*.

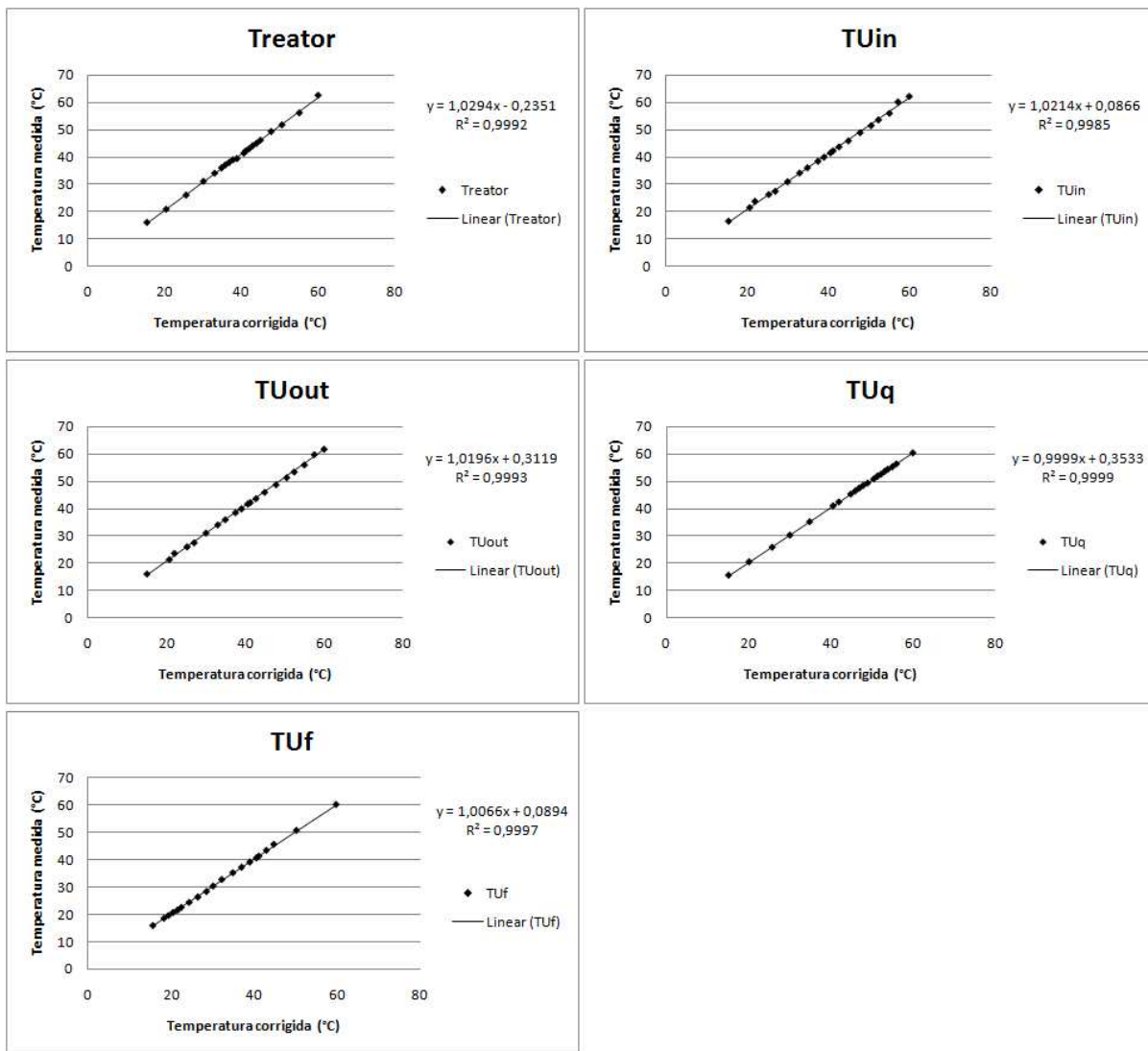


Figura 4.1: Dados de calibração para os sensores de temperatura tipo Pt 100.

Na Figura 4.2 é mostrada a lógica de controle criada para a estratégia de controle usando *Fuzzy E / dE* com *Split-range SR III*. A comunicação entre o software com a lógica de controle, o software SCADA e o servidor SYSCON[®] da rede *Foundation Fieldbus* foi realizada via OPC, conforme descrito também na seção 3.2.

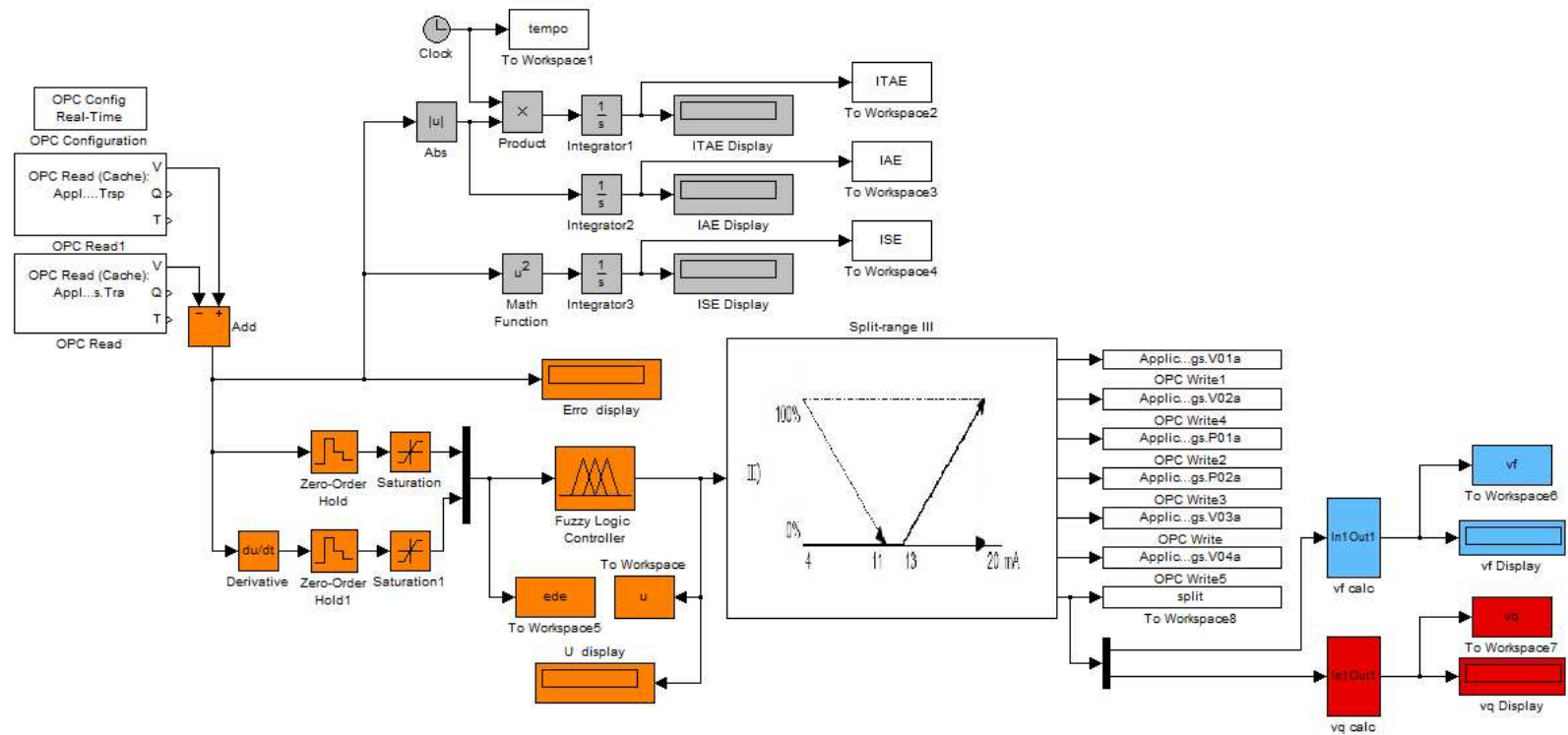


Figura 4.2: Lógica de controle para *Fuzzy E / dE - SR III* implementada em MatLab®.

4.3 Sistema Supervisório - SCADA

O software SCADA foi desenvolvido com uma tela principal que permitisse acesso online a todas variáveis da planta laboratorial de produção de biodiesel. Telas dedicadas para alguns parâmetros com o registro de seus valores no tempo também foram criadas, como também indicação de acionamento de bombas, porcentagem de abertura de válvulas, porcentagem de funcionamento do resistor, entrada de temperatura de *setpoint* para o processo e para o tanque de utilidade quente. Na Figura 4.3 é mostrado a tela principal do SCADA elaborado para este projeto.

4.4 Estratégias *Split-range*

Foram propostas 3 divisões de faixa do sinal de controle para este trabalho, conforme demonstrado na Figura 3.5, sendo que somente em 2 divisões ocorreu mistura da utilidade. Inicialmente, foi possível avaliar a temperatura média na entrada da jaqueta do reator de acordo com o valor da saída do controlador (4 a 20 mA) para as divisões de faixa em que ocorre mistura das utilidades. Esta análise ofereceu condições de verificar se existem similaridades entre as estratégias *Split-range* do ponto de vista térmico.

Na Figura 4.4 é mostrado o perfil de temperatura da utilidade apenas para as estratégias *SR I* e *SR II*, já que para *SR III* apenas duas temperaturas são possíveis por não ocorrer mistura, sendo elas 20 °C no resfriamento e 50 °C no aquecimento.

Analisando os perfis de temperatura notou-se que o gradiente para *SR I* na faixa de 13 a 20 mA é idêntico ao obtido para *SR II* na faixa de 4 a 11 mA. Logo, a dinâmica de controle do processo nestas faixas são parecidas.

A diferença entre as estratégias está no restante da faixa de sinal de controle em cada divisão, no caso de *SR II* mantendo a temperatura em 20 °C, porém variando a vazão de utilidade e para *SR I* havendo um perfil de aquecimento até 50°C. Na faixa de 13 a 20 mA da divisão *SR II* há mudança apenas na vazão, o que é característico da estratégia *SR III*, entretanto apresentam ações opostas comparadas entre si, com *SR II* proporcionando o fechamento da válvula de controle e *SR III* a sua abertura.

Embora não se tenha informação a respeito da vazão, com estes perfis foi possível concluir que no caso da necessidade de aquecimento da mistura reacional, as estratégias *SR I* e *SR III* são superiores à *SR II*, pois sua temperatura limite foi menor que o valor de *setpoint* da reação, o que causaria um controle ineficiente. Em termos de resfriamento do reator, a estratégia *SR I* e *SR III* também se mostraram superiores à *SR II*.

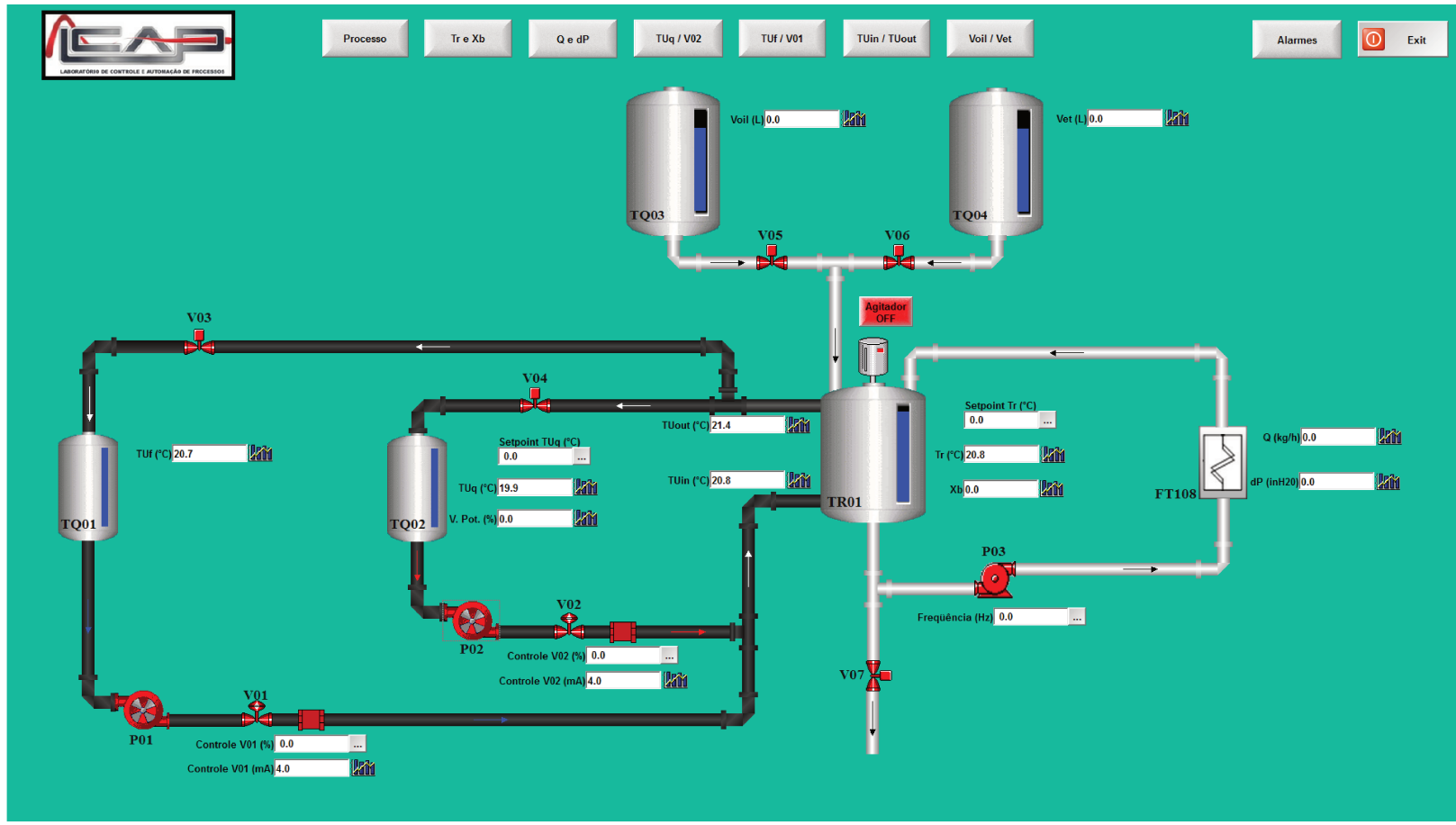


Figura 4.3: Tela principal do SCADA montado para o projeto.

Supondo a utilização de um controlador clássico com ação inversa, como o caso deste estudo, na presença de erro positivo, ou seja, na necessidade de resfriamento do reator e abertura da válvula de utilidade fria para correção da variável controlada, o valor do sinal de controle será integrado enquanto existir erro até o valor limite da faixa de sinal de saída do controlador, podendo até saturá-lo se não existir uma proteção contra *Reset Wind-Up*. Nesta situação, a estratégia *SR II* é comprometida, pois o controlador tenderia a fechar a válvula de utilidade fria enquanto o desejável seria mantê-la 100% aberta. Deste modo, acredita-se que apenas as estratégias *SR I* e *SR III* sejam indicadas para o controle de temperatura neste trabalho.

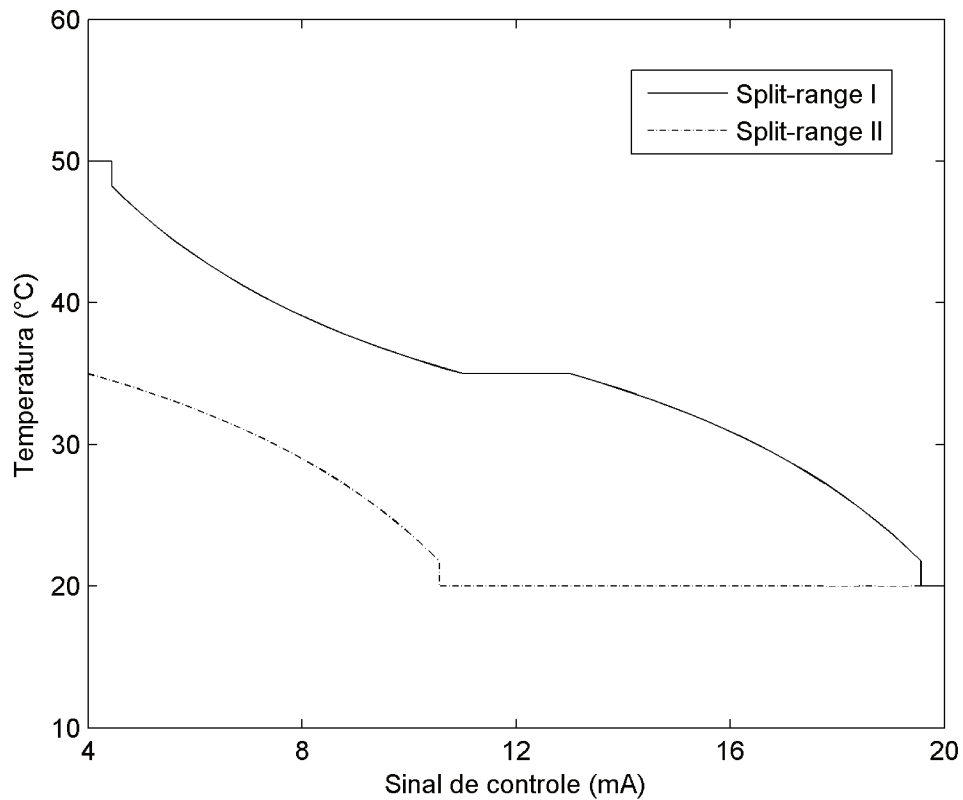


Figura 4.4: Perfis de temperatura para *SR I* e *SR II*, com base no valor de saída do controlador.

4.4.1 Primeira estratégia *Split-range* (*SR I*)

Durante a realização de testes com a estratégia *SR I* observou-se que o banho térmico de acondicionamento da utilidade fria não foi capaz de refrigerar a carga de utilidade quente que era admitida em decorrência da mistura das utilidades. Embora a temperatura deste banho estivesse em 20 °C (*setpoint*) no início dos testes, iniciada a mistura das utilidades seu valor subia rapidamente até estabilizar-se entre as

temperaturas de *setpoint* do reator e da utilidade quente.

Na Figura 4.5 são apresentados os dados de T_r , TU_Q e TU_F para um teste com a estratégia *SR I* utilizando um controlador *Fuzzy*. Nota-se que logo no início do experimento a utilidade fria sofre um aquecimento de aproximadamente 25°C , não conseguindo o banho térmico remover o calor necessário para manter sua temperatura em 20°C . Com isto, T_r e TU_F estabilizam-se em torno de 45°C até o final do experimento. Deste modo, o sistema se mostrou incapaz de corrigir a variável controlada até seu valor de *setpoint* devido a uma limitação física dos equipamentos quando empregada a estratégia *SR I*. Este fato comprometeu substancialmente a realização dos testes com a estratégia *SR I*. Devido a isto, os experimentos foram realizados aplicando apenas a divisão de faixa *SR III* em que não há mistura e garante-se as temperaturas das utilidades em seus respectivos valores de *setpoint*.

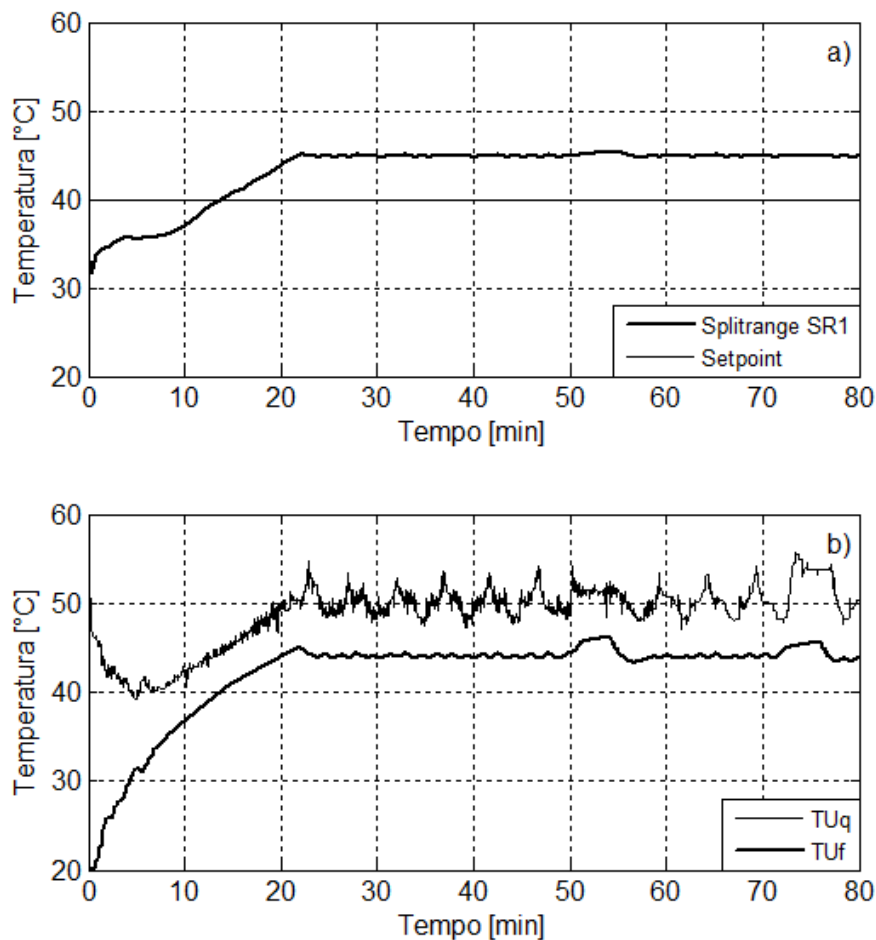


Figura 4.5: Perfis da temperatura do reator T_r (a) e das utilidades quente TU_Q e fria TU_F (b) empregando controlador *Fuzzy* e a estratégia *SR I*.

Entretanto, com este experimento não se pode afirmar que a estratégia *SR I* de divisão da faixa do sinal, quando aplicada em malha de controle de temperatura utilizando válvulas, seja ineficaz e inadequada para tal aplicação. Em instalações industriais onde normalmente se tem uma unidade de fornecimento de utilidades como vapor e água de resfriamento, é pouco provável que as utilidades sejam entregues fora de suas especificações de projeto.

Fonseca *et al.* (2013) conseguiram implementar a estratégia *SR I* para uma malha de controle de temperatura, na simulação de um fermentador contínuo, utilizando a condição de fornecimento de utilidades dentro dos valores de projeto. Seus resultados mostraram que, considerando a condição descrita anteriormente, é possível o controle de temperatura empregando esta estratégia.

Isto motiva o estudo futuro desta estratégia na planta experimental de produção de biodiesel, desde que os equipamentos de condicionamento das utilidades sejam substituídos.

4.5 Sintonia dos controladores

Primeiramente, foi realizada a identificação do processo pelo método da curva de reação e, conforme descrito na Sub-seção 3.5, em processos não-lineares é preciso sintonizar os controladores para as diferentes faixas de sinal de controle do *Split-range*. Por este motivo, foram realizadas as sintonias dos controladores PID - *Split-range* e Fuzzy-PID - *Split-range* para ambas faixas de aquecimento e resfriamento.

4.5.1 PID - *Split-range*

A malha de controle utilizando PID - *Split-range* foi implementada de modo a alternar os parâmetros do controlador de acordo com a ação de controle, ou seja, na situação de aquecimento os parâmetros do controlador eram mudados para os sintonizados para a região de aquecimento do *Split-range* e o mesmo ocorrendo para a situação de resfriamento. Os parâmetros sintonizados estão apresentados na Tabela 4.1.

4.5.2 Fuzzy-PID - *Split-range*

Utilizando as regras descritas na Sub-seção 3.6 para a sintonia de controladores Fuzzy-PID e os parâmetros calculados para os controladores PID - *Split-range* descritos na Tabela 4.1, calculou-se os ganhos K_E , K_D , K_{PI} e K_{PD} para o controlador Fuzzy-PID de cada região do *Split-range*. Na Tabela 4.2

Tabela 4.1: Parâmetros dos controladores PID - *Split-range*.

| PID | | | |
|--------------------|------|---------------------|------|
| <i>Aquecimento</i> | | <i>Resfriamento</i> | |
| K_C [mA/°C] | 0,74 | K_C [mA/°C] | 0,41 |
| τ_I [s] | 3,75 | τ_I [s] | 4,71 |
| τ_D [s] | 0,22 | τ_D [s] | 0,11 |

são apresentados estes ganhos.

Assim como com os controladores PID - *Split-range*, os parâmetros dos controladores *Fuzzy*-PID - *Split-range* eram alterados de acordo com a ação de aquecimento ou resfriamento.

Tabela 4.2: Ganhos dos controladores *Fuzzy*-PID - *Split-range*.

| <i>Fuzzy</i>-PID | | | |
|-------------------------|------|---------------------|------|
| <i>Aquecimento</i> | | <i>Resfriamento</i> | |
| K_{PI} | 0,20 | K_{PI} | 0,09 |
| K_{PD} | 0,69 | K_{PD} | 0,40 |
| K_E | 1,00 | K_E | 1,00 |
| K_D | 0,24 | K_D | 0,11 |

4.6 Controle da temperatura do reator (T_r)

Para auxiliar na construção dos controladores *Fuzzy* - *Split-range* desenvolvidos neste trabalho, realizou-se experimentos com controladores PID - *Split-range* sintonizados por IMC e com *Fuzzy*-PID - *Split-range* sintonizados a partir destes últimos. Os resultados obtidos com os critérios de desempenho para o controle da temperatura do reator, com os esforços de controle requeridos e conversões alcançadas serviram de base para comparação com os resultados obtidos com os controladores *Fuzzy* - *Split-range*. Muito embora seja possível melhorar o desempenho dos controladores PID - *Split-range* aplicados neste trabalho, optou-se por utilizar estes resultados como uma referência para comparação uma vez que sua sintonia foi realizada utilizando os critérios de IMC que constitui um padrão de sintonia amplamente empregado.

4.6.1 PID - *Split-range* e Fuzzy-PID - *Split-range*

Utilizando os controladores PID - *Split-range* sintonizados na Sub-seção 4.5.1 e os controladores Fuzzy-PID - *Split-range* com os ganhos apresentados na Sub-seção 4.5.2, os perfis de temperatura do reator são mostrados na Figura 4.6.

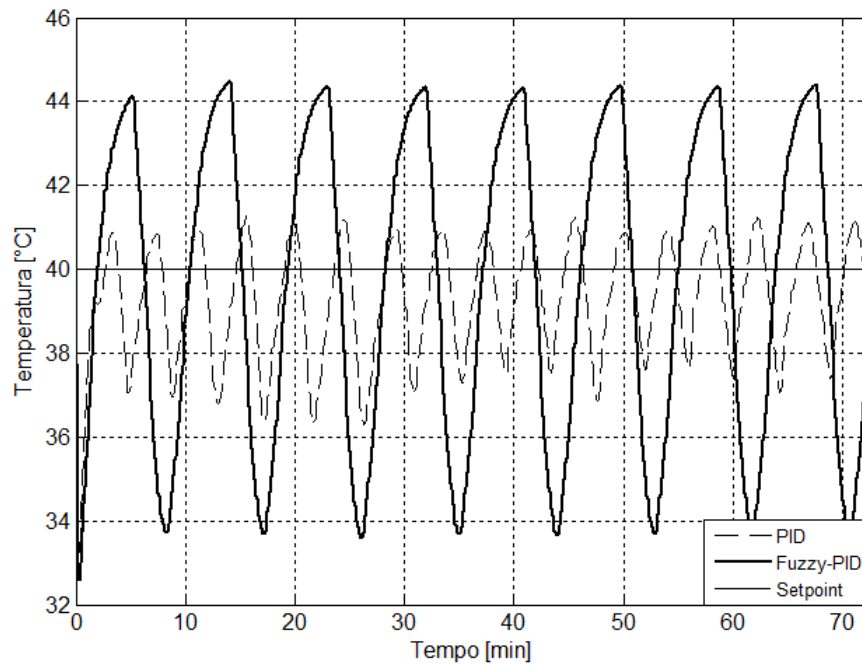


Figura 4.6: Temperatura do reator empregando o controlador (a) PID - *SR III* e (b) Fuzzy-PID - *SR III*.

Observou-se que, utilizando ambos controladores, a dinâmica da temperatura no reator foi oscilatória em torno do valor desejável, com uma faixa de 4 °C para o PID - *SR III* e de, aproximadamente, 10 °C para o Fuzzy-PID - *SR III*, equivalente de 10 a 15 % de seu valor de *setpoint*. Este resultado obtido muito se parece com típicas aplicações de controlador ON-OFF. Na necessidade de aquecimento do reator este tipo de controlador abre totalmente a válvula de utilidade quente, causando um aquecimento brusco, e analogamente se observaria a abertura total da válvula de utilidade fria no resfriamento.

Com o controlador PID - *SR III* foram obtidos parâmetros de desempenho muito melhores do que com o Fuzzy-PID - *SR III*, o que é justificado por sua lenta resposta. Isto fez com que o processo oscilasse em uma amplitude maior de temperatura, o que penalizou o critério *IAE*, mas principalmente *ISE* por utilizar o erro elevado ao quadrado em seu cálculo. Nota-se que *ITAE* também foi fortemente penalizado por este comportamento oscilatório uma vez que o tempo é utilizado nos cálculos e no término da reação a temperatura ainda não havia estabilizado em ambos os casos. Os valores de *IAE*, *ISE* e *ITAE*

encontram-se na Tabela 4.3.

Tabela 4.3: Critérios de desempenho utilizando controladores PID - *SR III* e *Fuzzy*-PID - *SR III*.

| PID - <i>SR III</i> | | <i>Fuzzy</i> -PID - <i>SR III</i> | |
|---|-------------------|---|--------------------|
| <i>IAE</i> [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}$] | 5881 | <i>IAE</i> [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}$] | 14406 |
| <i>ISE</i> [$^{\circ}\text{C}^2 \cdot \text{s}$] | 11704 | <i>ISE</i> [$^{\circ}\text{C}^2 \cdot \text{s}$] | 60980 |
| <i>ITAE</i> [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}^2$] | $1,31 \cdot 10^7$ | <i>ITAE</i> [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}^2$] | $3,168 \cdot 10^7$ |

Mesmo a classe de controladores *Fuzzy*-PID se tratando de controladores *Fuzzy*, sua proposta de concepção projetada por Li e Gatland (1996) e Li (1997), foi de uma tentativa em aproximar seu comportamento ao de um controlador PID tradicional. Deste modo, é coerente a dinâmica da temperatura do processo com o controlador *Fuzzy*-PID em ser oscilatório assim como com o PID, embora tenha sido mais lenta sua ação de controle devido, principalmente, aos ganhos K_{PI} terem valores pequenos.

Entretanto, é desejável que não ocorra oscilações como as verificadas, e que a temperatura se mantenha o mais próximo possível de seu valor de *setpoint* visando maior padronização no processo. Assim, para este trabalho a situação em que o sistema de controle permitiu a variável controlada não oscilar demasiadamente em uma faixa de operação de +/- 1% em torno do *setpoint*, ou seja, entre 39,6 $^{\circ}\text{C}$ e 40,4 $^{\circ}\text{C}$, foi estipulada como critério para considerar o controle da temperatura do processo adequado.

4.6.2 *Fuzzy E / dE - Split-range*

A primeira proposta de controladores *Fuzzy - Split-range* neste trabalho se trata da utilização do erro E da variável de processo T_r e a sua variação no tempo dE como entradas, e por saída o valor do sinal de controle na faixa de 4-20 mA.

Inicialmente, foi realizado um experimento utilizando um controlador *Fuzzy* com as regras descritas na Tabela 3.4, e a partir do resultado obtido foram propostas modificações no controlador a fim de melhorar os critérios de desempenho. Ou seja, partindo do controlador N° 1 foram propostos dois conjuntos diferentes de mudanças em sua base de regras, um que resultou no controlador N° 2 e outro que resultou no N° 4. Deste modo, os N° 3 e N° 6 foram os controladores *Fuzzy E / dE - SR III* finais, com os quais se alcançou um desempenho aceitável do controle da temperatura do reator, considerando os critérios mencionados anteriormente.

As mudanças que resultaram em melhores desempenhos nos controladores foram acumulativas, assim as melhorias verificadas no controlador *Fuzzy E/dE - SR III* N° 2 foram propagadas para o N° 3, por

exemplo. Os gráficos de temperatura do reator T_r em relação ao tempo para todos os experimentos utilizando esta configuração de *Fuzzy - Split-range* seguem representados na Figura 4.7.

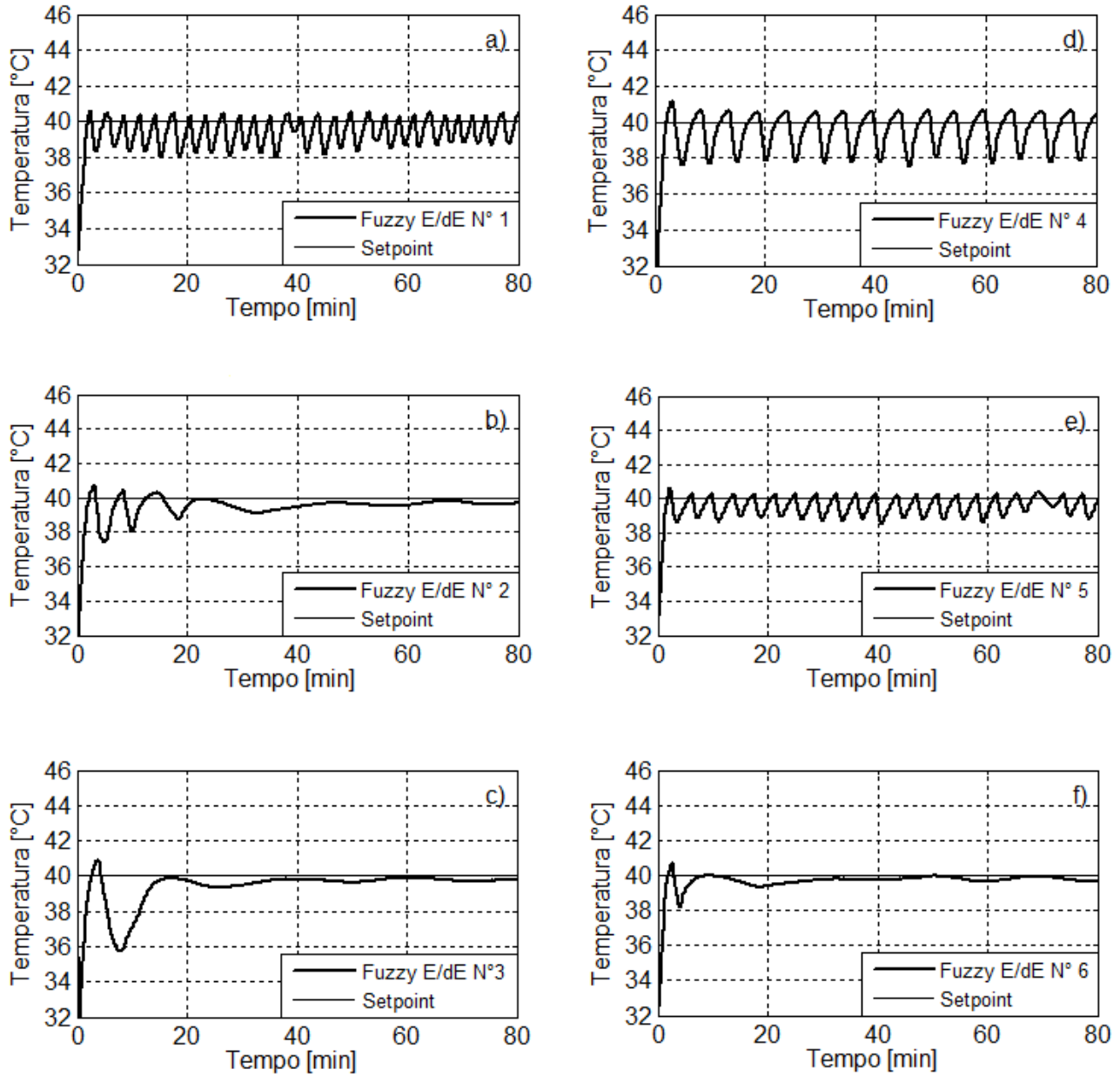


Figura 4.7: Temperatura do reator T_r empregando os controladores *Fuzzy E/dE - SR III*: a) Nº 1; b) Nº 2; c) Nº 3; d) Nº 4; e) Nº 5 e f) Nº 6.

Os valores calculados de IAE , ISE e $ITAE$ para cada experimento seguem representados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Critérios de desempenho para os controladores *Fuzzy E / dE - SR III*.

| | Nº 1 | Nº 2 | Nº 3 | Nº 4 | Nº 5 | Nº 6 |
|------------------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| <i>IAE</i> [°C · s] | 3860 | 2826 | 3175 | 4443 | 2771 | 1711 |
| <i>ISE</i> [°C ² · s] | 5958 | 4468 | 7790 | 8496 | 3547 | 2538 |
| <i>ITAE</i> [°C · s ²] | $8,04 \cdot 10^6$ | $4,87 \cdot 10^6$ | $3,85 \cdot 10^6$ | $9,48 \cdot 10^6$ | $5,75 \cdot 10^6$ | $2,75 \cdot 10^6$ |

As modificações propostas para os controladores Nº 2 e Nº 3 seguem descritas na Tabela 4.5 e para os controladores Nº 4, Nº 5 e Nº 6 seguem na Tabela 4.6, assim como as formas das funções de pertinência das entradas e saída nos controladores Nº 3 e Nº 6 são mostradas no Apêndice C. As superfícies de controle para os controladores Nº 1, Nº 3 e Nº 6 são apresentadas no Apêndice E.

Tabela 4.5: Mudanças propostas aos controladores *Fuzzy E/dE - SR III* Nº 2 e Nº 3.

| Nº 1 → Nº 2 | Nº 2 → Nº 3 |
|--|--|
| <i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regras 13, 20, 27, 34 e 41 - de I para MI. Regra 16 - de MS para S. Regra 17 - de S para MS. | <i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regra 2 - de MS para S. Regras 5, 12, 19, 33 e 40 - de I para MI. Regras 10, 16, 24, 31 e 38 - de S para MS. Regras 14, 21 e 28 - de EI para I. Regras 22, 29, 36 e 44 - de ES para S. |
| <i>Aumento do universo de discurso da FP M de saída de 11,5 a 12,5 para 10 a 14.</i> | <i>Alteração do universo de discurso da FP M de saída de 10 a 14 para 10,5 a 13,5.</i> |
| <i>Aumento do universo de discurso da variável de entrada erro de -3 a 3 para -5 a 5.</i> | <i>Deslocamento do centro de gravidade das FPs de saída:</i> I - de 6,27 para 6,72. MI - de 89 para 9,33. MS - de 15 para 14,7. S - de 17,7 para 17,3. |

Notou-se que a maioria das mudanças nos controladores resultaram em melhores critérios de desempenho, entretanto apenas os controladores Nº 2; Nº 3 e Nº 6 apresentaram uma dinâmica de resposta que não se aproximou a de um controlador ON/OFF como descrito na Sub-seção 4.6.1 e observado, por exemplo, nos experimentos utilizando os controladores PID - *SR III* e *Fuzzy-PID - SR III*.

Conforme descrito na sub-seção 3.3, a mistura de álcool e catalisador à temperatura ambiente era adicionada no reator no início de cada ensaio. Esta adição proporciona uma perturbação inicial ao processo notada pela queda da temperatura T_r , que se encontra inicialmente em 40 °C, como pode ser observado na Figura 4.7. Assim, o sistema de controle deve rejeitar uma perturbação logo no início do ensaio, requerendo ações de controle para corrigir a variável de processo.

Analisada a dinâmica da temperatura do reator para o controlador N° 1 na Figura 4.7a, verificou-se uma oscilação muito intensa em torno do valor de *setpoint*, o que é indesejável uma vez que se busca a estabilização da variável de processo no seu valor de projeto.

As modificações na bases de regras e a ampliação do universo de discurso da variável de entrada E de -3 °C a 3 °C para -5 °C a 5 °C, propostas para o controlador N° 2, permitiram reduzir esse comportamento oscilatório da temperatura do reator observado na Figura 4.7a para o controlador N° 1.

Comparado ao controlador N° 1, houve grande melhoria no controle da variável de processo com o controlador N° 2, não somente pela atenuação do comportamento oscilatório, como também pelos menores valores dos critérios de desempenho conforme apresentados na Tabela 4.4, com uma diferença de no máximo 0,5 °C do valor de *setpoint* após seu tempo de estabilização de 40 min.

Entretanto, às custas de poucas oscilações na temperatura do reator no início da reação e uma estabilização demorada com uma faixa de erro maior que 0,4 °C. Deste modo, as mudanças nas regras para o controlador N° 3 foram feitas com o intuito de remover a oscilação de T_r no início do processo e estabilizá-la em uma faixa de erro menor que 0,4 °C.

A implementação do controlador N° 3 na malha de controle proporcionou a queda da temperatura do reator durante o resfriamento no início do ensaio como observado na Figura 4.7c. Notou-se uma queda de temperatura até 35,7 °C aos 8 min de reação que contribuiu significativamente para um elevado valor de *ISE*. Este resfriamento foi decorrente do acionamento por, aproximadamente, 1 min da válvula V01 de utilidade fria aos 3 min de reação, seguida de uma lenta abertura da válvula V02 de utilidade quente para reaquecer o reator. Isto contribuiu no aumento dos valores de *IAE* e, principalmente, de *ISE* uma vez que este último é fortemente afetado por grandes valores de erro.

Entretanto, mesmo que os valores de critério de desempenho tenham aumentado, o tempo de estabilização de T_r diminuiu e resultou em 32 min, com uma diferença de no máximo 0,4 °C em relação ao *setpoint* como desejado.

Conforme citado acima, um segundo conjunto de modificações para o controlador N° 1 foi proposto e avaliado. Seus resultados seguem apresentados na Figura 4.7d e na Tabela 4.4.

Tabela 4.6: Mudanças propostas aos controladores *Fuzzy E / dE - SR III* N° 4, N° 5 e N° 6.

| N° 1 → N° 4 | N° 4 → N° 5 | N° 5 → N° 6 |
|---|--|---|
| <p><i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regras 10, 17 e 24: de S para MS. Regras 6, 13 e 20: de I para EI. Regras 40 e 41: de I para MI. Regras 30 e 37: de MS para S.</p> <p><i>Aumento do universo de discurso da variável erro de -3 a 3 para -5 a 5.</i></p> <p><i>Aumento do universo de discurso da FP M de saída de 11,5 a 12,5 para 11 a 13.</i></p> <p><i>Deslocamento do centro de gravidade das FPs de saída:</i> MS - de 14,9 para 14,7. S - de 17,9 para 17,3.</p> | <p><i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regras 1, 8 e 15 - de S para ES. Regra 2 - de MS para ES. Regras 3, 9, 10 e 16 - de MS para S. Regra 19 - de I para M. Regras 5 e 12 - de I para MI. Regras 6 e 13 - de EI para MI. Regras 7, 14, 20 e 21 - de EI para I. Regras 29, 36 e 43 - de ES para S. Regra 44 - de ES para MS. Regras 30, 31, 37, 38 e 45 - de S para MS. Regras 40 e 47 - de MI para I. Regras 34, 35, 42 e 49 - de I para EI. Regras 41 e 48 - de MI para EI.</p> | <p><i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regras 5 e 12 - de MI para M. Regras 31 e 38 - de MS para M. Regras 33 e 40 - de I para EI.</p> <p><i>Aumento do universo de discurso da variável de saída de 4 a 20 para 3 a 21.</i></p> <p><i>Aumento do universo de discurso da FP M de saída de 11 a 13 para 10 a 14.</i></p> <p><i>Deslocamento do centro de gravidade das FPs de saída:</i> EI - de 4,84 para 3,94. I - de 6,27 para 5,39. MI - de 8,99 para 8,3. MS - de 14,7 para 14,5. S - de 17,3 para 17,5. ES - de 19,2 para 20.</p> |

Observou-se que o conjunto de modificações proposto para o controlador N° 4 não apresentou melhoria em relação ao comportamento ON/OFF do sistema de controle, pois não eliminou o comportamento oscilatório de T_r , como também ampliou um pouco sua faixa de oscilação. Não somente isto, os valores de IAE , ISE e $ITAE$ aumentaram em relação ao controlador N° 1.

Nos testes realizados com estes controladores, verificou-se o efeito de aquecimento da utilidade quente na linha de recalque da bomba P02 em decorrência do funcionamento contínuo da bomba P02 (atrído com o fluido) juntamente com pequenas aberturas na válvula V02, a qual também é suscetível ao efeito de atrído estático ou *static friction*. Como trata-se de um efeito inerente do funcionamento dos equipamentos da unidade de transesterificação estudada, foi considerado como um distúrbio do processo que o controlador deveria ser capaz de eliminar no controle da temperatura T_r .

4.6.3 *Fuzzy T_r / TU_{in} - Split-range*

Uma característica interessante dos controladores *Fuzzy* é sua ampla gama de possibilidades de valores de entrada que podem ser utilizadas além do erro da variável controlada. Valores de variáveis de processo como, por exemplo, a temperatura de um reator e a temperatura da utilidade em sua jaqueta são exemplos de dados de entrada que podem ser utilizados em conjunto no controle da temperatura do reator empregando um controlador *Fuzzy*.

A não obrigatoriedade em utilizar o erro da variável controlada em relação ao *setpoint* como sinal de entrada incorpora versatilidade aos controladores *Fuzzy* no projeto das malhas de controle, uma vez que permite associar a dependência de outras variáveis com a que se pretende controlar.

Controladores *Fuzzy - Split-range* com variáveis de entrada sendo as temperaturas do reator (T_r) e da utilidade na entrada da jaqueta do reator (TU_{in}) foram projetados e testados no controle de T_r . Os gráficos com os perfis de temperatura do reator utilizando cada controlador testado com estas entradas seguem apresentados na Figura 4.8.

A temperatura do reator empregando o controlador *Fuzzy T_r / TU_{in} - SR III* N° 1 mostrada na Figura 4.8a permitiu verificar que o controlador foi incapaz de regulá-la, não conseguindo manter o reator em 40 °C.

Outro indicativo do seu desempenho ruim foram os elevados valores de IAE , ISE e $ITAE$ mostrados na Tabela 4.7, e um dos motivos é sua base de regras.

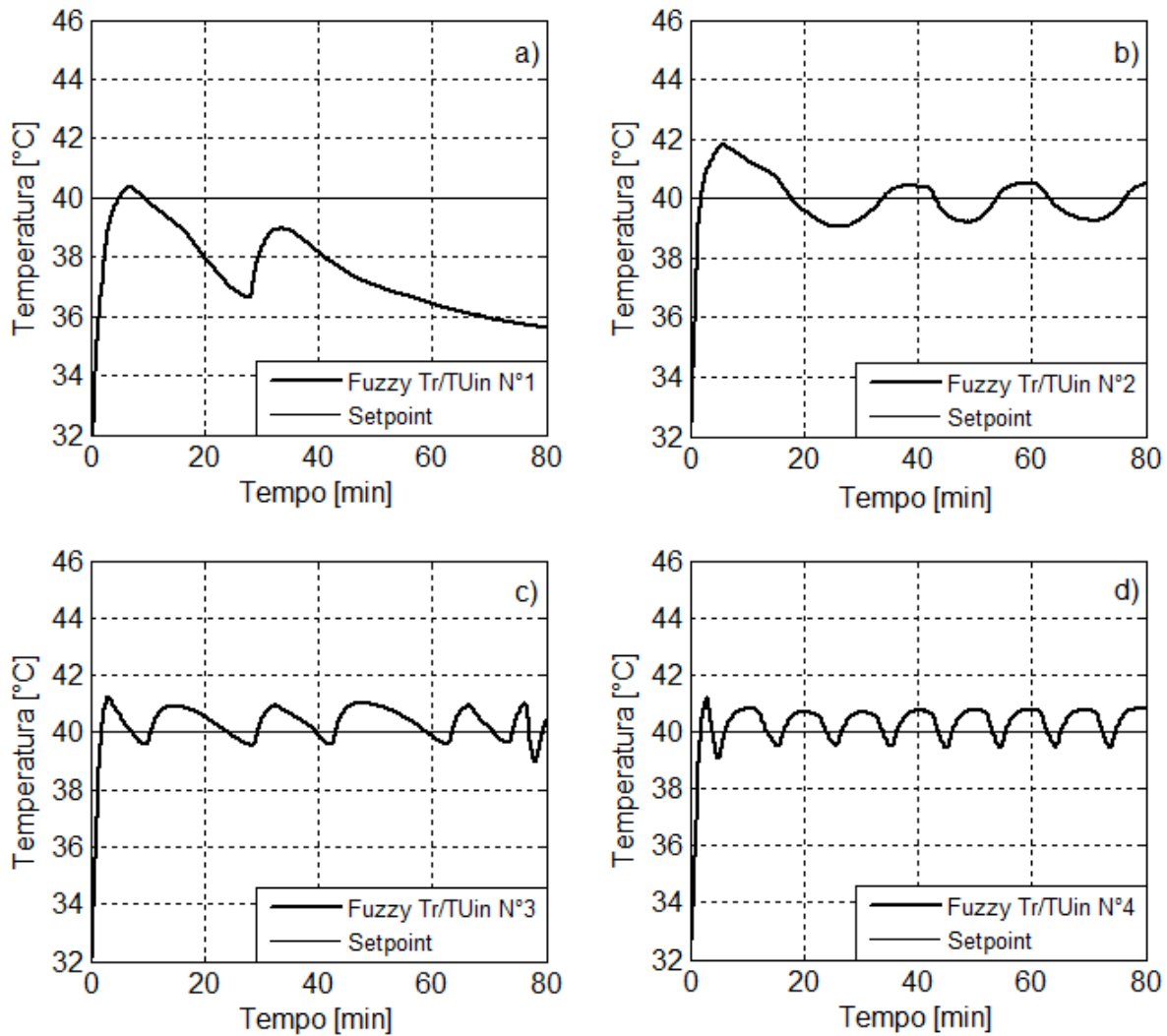


Figura 4.8: Temperatura do reator T_r , empregando os controladores *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III*: a) N° 1; b) N° 2; c) N° 3 e d) N° 4.

Após 50 min de reação, quando requisitada a válvula V02 para o aquecimento do reator, iniciava-se sua abertura e assim que a utilidade quente começasse a circular pelo ponto de medição de TU_{in} na entrada da jaqueta e elevasse seu valor, a ação de controle acionava o fechamento da válvula V02 devido a regra N° 14. Esta regra determinava que para T_r frio (*F*) e TU_{in} muito quente (*MQ*) a função de pertinência de saída inferida deveria ser médio superior (*MS*), ou seja, era requisitado ação de resfriamento.

Tabela 4.7: Critérios de desempenho para controladores *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III*.

| | Nº 1 | Nº 2 | Nº 3 | Nº 4 |
|--|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| IAE [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}$] | 12097 | 3256 | 2900 | 2788 |
| ISE [$^{\circ}\text{C}^2 \cdot \text{s}$] | 39943 | 4538 | 4165 | 3424 |
| $ITAE$ [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}^2$] | $3,58 \cdot 10^7$ | $5,67 \cdot 10^6$ | $5,90 \cdot 10^6$ | $6,01 \cdot 10^6$ |

Como resultado da inferência de todas as regras, o aquecimento do reator era interrompido pela ação de controle com o fechamento de V02, como pode ser observado na Figura 4.9.

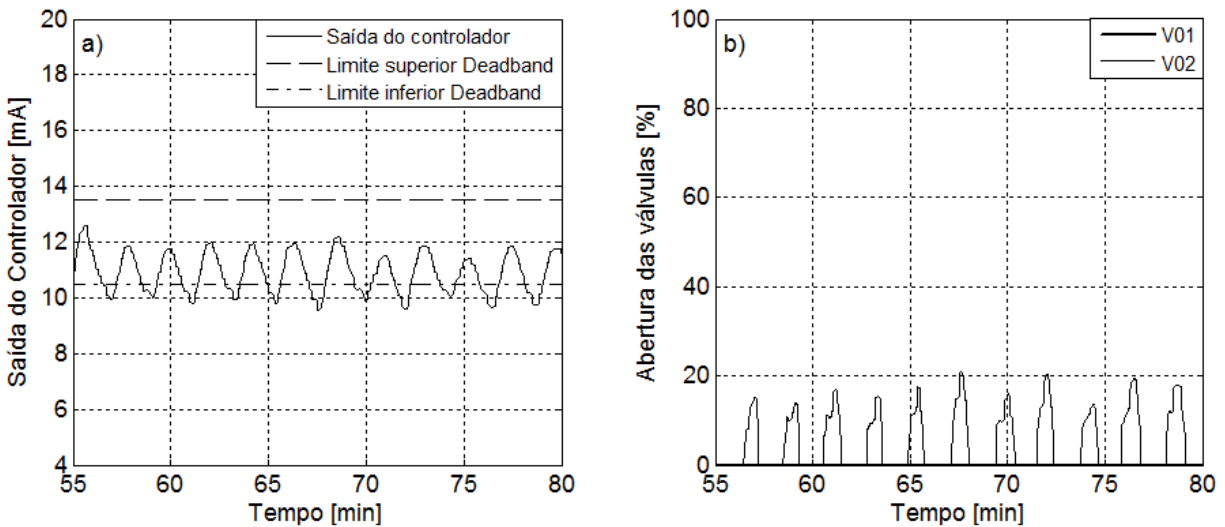


Figura 4.9: (a) Valores de saída do controlador *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III* Nº 1 em mA e (b) respectivas aberturas das válvulas V01 e V02.

Deste modo, foram propostas modificações a este controlador, apresentadas na Tabela 4.8, e chegou-se ao controlador *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III* Nº 2. Essas mudanças realizadas focaram uma ação de aquecimento mais intensa com aberturas maiores de V02, principalmente, na situação de T_r baixo e TU_{in} alto como discutido anteriormente, pois para o controlador Nº 1 as ações de aquecimento foram insuficientes para manter a variável de processo em seu valor de *setpoint*.

Os resultados obtidos com o controlador Nº 2 mostram que as alterações feitas na base de regras do controlador anterior melhoraram o aquecimento do reator, fornecendo valores de IAE , ISE e $ITAE$ menores. Entretanto o desempenho do sistema de controle ainda não foi capaz de manter a variável de processo em torno do *setpoint* com variação máxima de $\pm 1\%$. A variável controlada permaneceu

oscilando em uma faixa de $+0,4\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $-0,8\text{ }^{\circ}\text{C}$ em relação ao *setpoint* após 30 min, além de apresentar um *overshoot* de $2\text{ }^{\circ}\text{C}$ após a perturbação relacionada à adição de álcool e base no reator.

Tabela 4.8: Mudanças propostas aos controladores *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III*.

| Nº 1 → Nº 2 | Nº 2 → Nº 3 | Nº 3 → Nº 4 |
|--|--|--|
| <p><i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regras 5, 6, 7, 10, 11, 13, 17 e 18 - de MI para I. Regras 9 e 15: de I para EI. Regra 14: de MS para I. Regra 19: de M para I. Regra 20: de M para MI.</p> | <p><i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regra 20: de MI para I. Regra 27: de M para MI. Regra 31: de M para MS. Regra 33: de MS para M.</p> <p><i>Deslocamento do centro de gravidade da FP de saída MI de 8,89 para 8,55.</i></p> | <p><i>Alteração das FPs da variável de saída:</i> Regra 33: de M para MS.</p> <p><i>Aumento do universo de discurso da FP PQ da entrada T_r de 40 a 43,34 para 39,7 a 43,34.</i></p> |

Outras modificações foram feitas até se chegar ao controlador *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III* Nº 4, entretanto permanecendo o comportamento oscilatório da variável de processo T_r . As superfícies de controle dos controladores *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III* Nº 1 e Nº 4 são apresentadas no Apêndice E.

4.6.4 *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *Split-range*

Empregando como ponto de partida as regras utilizadas no controlador *Fuzzy* T_r / TU_{in} - *SR III* Nº 4, que obteve os melhores valores de critérios de desempenho para esta configuração de controlador, a base de regras para *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III* Nº 1 foi proposta visando utilizar a informação da temperatura da utilidade na saída da jaqueta para melhorar o desempenho do sistema de controle, melhorando a estabilização da temperatura do reator.

Na Figura 4.10 é mostrada a resposta da temperatura T_r utilizando os controladores *Fuzzy* - *Split-range* com 3 entradas, e na Tabela 4.9 os valores de *IAE*, *ISE* e *ITAE*. As modificações propostas para os controladores com 3 entradas seguem representadas na Tabela 4.10 e o conjunto de regras do controlador *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III* Nº 1 no Apêndice D.

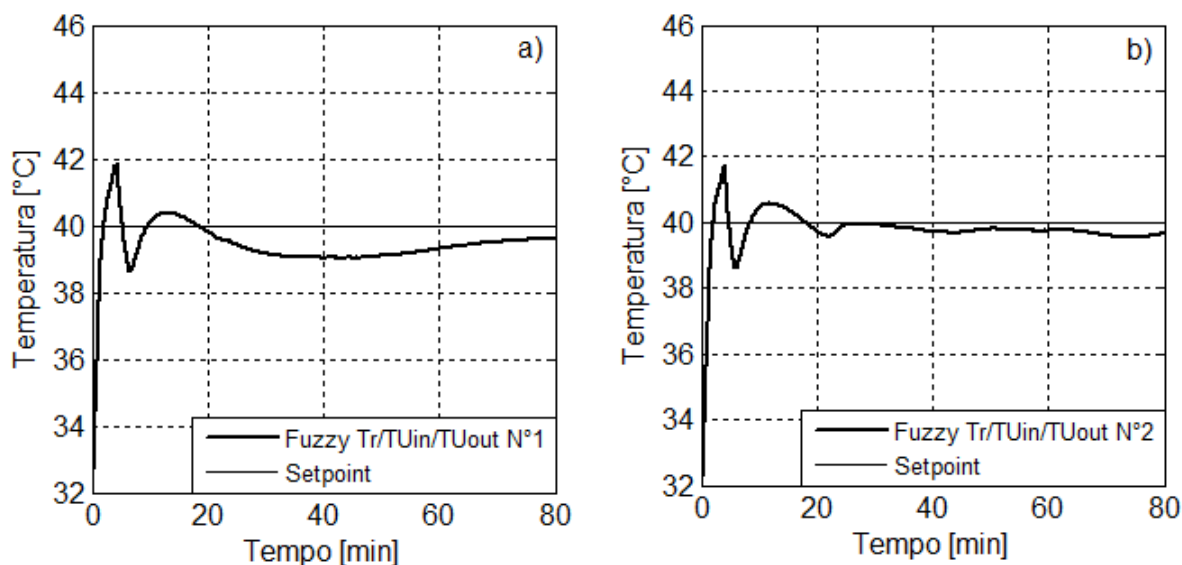


Figura 4.10: Temperatura do reator T_r empregando os controladores *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III*: a) N° 1 e b) N° 2.

A resposta do processo para o controlador N° 1 mostrada na Figura 4.10a indicou que a introdução da terceira variável de entrada no controlador atenuou o comportamento oscilatório da temperatura T_r observada para o controlador *Fuzzy - Split-range* com 2 entradas N° 4. Isto porque o controlador foi capaz de enxergar a mudança gradual da temperatura da utilidade na camisa devido a tomada das temperaturas na entrada e na saída, permitindo ao controlador atuar melhor nas válvulas de controle pois havia mais informação sobre a dinâmica do processo.

Embora os critérios de desempenho tenham piorado devido um maior *overshoot* no início da reação e um erro de *offset*, é notável a não oscilação da temperatura em torno do *setpoint*, que configura uma melhoria no sistema de controle.

Tabela 4.9: Critérios de desempenho para os controladores *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III*.

| | N° 1 | N° 2 |
|--|-------------------|-------------------|
| IAE [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}$] | 3493 | 1927 |
| ISE [$^{\circ}\text{C}^2 \cdot \text{s}$] | 4435 | 3029 |
| $ITAE$ [$^{\circ}\text{C} \cdot \text{s}^2$] | $7,71 \cdot 10^6$ | $3,41 \cdot 10^6$ |

Como proposta de melhoria para o controlador *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III* N° 2 foi realizada

Tabela 4.10: Mudanças propostas aos controladores *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - SR III.

| Melhor <i>Fuzzy</i> $T_r / TU_{in} \rightarrow$ N° 1 | N° 1 \rightarrow N° 2 |
|---|---|
| <p><i>Alteração do universo de discurso das FPs da entrada T_r :</i> N - de 39 a 41 para 38,3 a 41,7. PQ de 39,7 a 43,3 para 40 a 43,3.</p> | <p><i>Alteração da FP da variável de saída:</i> Regra 84: de MS para M.</p> |
| <p><i>Alteração do universo de discurso das FPs da entrada TU_{in} :</i> MF - de 0 a 25 para 0 a 20. F - de 15 a 35 para 10 a 34. PF - de 30 a 40 para 20 a 40. N - de 35 a 45 para 34 a 46. PQ - de 40 a 50 para 40 a 52. Q - de 45 a 60 para 46 a 60. MQ - de 55 a 60 para 52 a 60.</p> | <p><i>Deslocamento do centro de gravidade das FPs de saída:</i> I - de 6,67 para 6,28. MI - de 9,33 para 8,8.</p> |
| <p><i>Deslocamento do centro de gravidade das FPs de saída:</i> I - de 6,28 para 6,72. MI - de 8,55 para 9,29. MS - de 14,7 para 15,2. S - de 17,3 para 17,8.</p> | |

a mudança da função de pertinência de saída de *MS* para *M* na regra N° 84. A intenção foi de evitar uma retomada lenta no aquecimento do reator causada por uma redução brusca na abertura da válvula V02 quando a temperatura do reator estivesse na faixa da função de pertinência *Normal*, a da utilidade na entrada da camisa estivesse em *Muito Quente* e a da utilidade na saída estivesse em *Quente*. Com isso, esperava-se obter uma resposta que reduzisse o erro de *offset*. As superfícies de controle destes controladores são apresentadas no Apêndice E.

A resposta do processo empregando o controlador de 3 variáveis de entrada N° 2, representada na Figura 4.10b, comportou-se da forma esperada por questão da mudança na regra N° 84, reduzindo o erro de *offset* da variável controlada e diminuindo o tempo de assentamento para praticamente 15 min. Conforme os dados apresentados na Tabela 4.9, esta melhoria implicou na redução do critério *IAE* em 44,8 %, de *ISE* em 31,7 % e de *ITAE* em 55,8 %, ou seja, os resultados comprovam uma grande vantagem no controle de T_r utilizando este controlador.

Em ambos os testes realizados com estes controladores, verificou-se o efeito de aquecimento da utilidade quente na linha de recalque da bomba P02 conforme descrito na Sub-seção 4.6.2.

4.7 Esforço de Controle

A análise do esforço de controle requerido para se manter a variável de processo em seu valor de *setpoint* indica o quanto os elementos finais de controle sofrem variações em seu estado de atuação, ou seja, no caso de uma válvula indica o quanto essa abriu e fechou para que o processo se mantivesse controlado.

Ao se empregar uma estratégia de *Split-range* em válvulas solenóides proporcionais, como foi o caso deste trabalho, é muito importante verificar quão grande é o esforço que cada elemento final de controle realiza. Em termos de manutenção, o cálculo do esforço de controle pode oferecer a informação de quais equipamentos necessitam de maiores cuidados e manutenção preventiva, posto que são mais requeridos durante as operações.

Empregando-se a Equação 3.4.1, calculou-se os esforços de controle para ambas as válvulas de controle utilizadas na planta de transesterificação. Na Tabela 4.11 são apresentados os valores de EC_Q e de EC_F de todos os experimentos realizados e na Figura 4.11 a abertura das válvulas V01 e V02 em alguns dos ensaios.

Tabela 4.11: Esforços de controle das válvulas V01 e V02 utilizando oss controladores PID - *SR III*, *Fuzzy-PID - SR III* e *Fuzzy - SR III*.

| <i>Controlador</i> | <i>Nº</i> | EC_F [mA ² ·s] | EC_Q [mA ² ·s] |
|------------------------|-----------|-----------------------------|-----------------------------|
| PID | - | 6,36 | 137,19 |
| <i>Fuzzy-PID</i> | - | 0,07 | 0,25 |
| | 1 | 5,83 | 35,73 |
| | 2 | 0,14 | 0,95 |
| <i>Fuzzy</i> | 3 | 0,06 | 2,54 |
| <i>E/dE</i> | 4 | 1,34 | 6,13 |
| | 5 | 1,53 | 20,48 |
| | 6 | 0,08 | 3,29 |
| | 1 | 0,05 | 0,38 |
| <i>Fuzzy</i> | 2 | 0,08 | 0,28 |
| T_r/TU_{in} | 3 | 0,09 | 0,26 |
| | 4 | 0,14 | 0,44 |
| <i>Fuzzy</i> | 1 | 0,05 | 0,23 |
| $T_r/TU_{in}/TU_{out}$ | 2 | 0,04 | 0,26 |

Os dados apresentados na Tabela 4.11 indicam que, em todos os experimentos realizados, a válvula V02 de utilidade quente foi muito mais requerida que a válvula V01 de utilidade fria. Isto porque a *setpoint* de temperatura trata-se de um valor acima da temperatura ambiente típica e, mesmo a transesterificação sendo exotérmica, foi preciso manter o aquecimento do reator durante a reação para se garantir a condição de projeto. Assim, a utilidade fria somente foi requerida em casos de elevação da temperatura acima do *setpoint*, por exemplo, após a ação de controle de forte aquecimento no início de cada ensaio, em razão da perturbação causada ao se introduzir o etanol e o catalisador dissolvido, à temperatura ambiente.

Os esforços de controle para os controladores PID - *SR III*, *Fuzzy E/dE - SR III* N° 1, N° 4 e N° 5 apresentaram grande disparidade com os esforços de controle calculados utilizando os demais controladores. Este fato se deve às intensas aberturas das válvulas, permitindo um fluxo alto de utilidade quente ou fria pela camisa do reator e resultando em comportamento oscilatório da variável controlada.

Notou-se que devido à forma da Equação 3.4.1, as grandes e bruscas variações na abertura de cada válvula tem um efeito penalizante maior, contribuindo mais para um elevado valor de EC_F e EC_Q do que variações menores e menos agressivas. Na Figura 4.11 é ilustrado este fato ao apresentar os gráficos de abertura das válvulas em *Split-range SR III* para alguns ensaios realizados e observado, por exemplo, nos gráficos 4.11d e 4.11h.

Para o primeiro caso, a válvula V02 foi intensamente aberta a quase 70 % de seu percurso e fechada totalmente em seguida, enquanto que para o segundo caso, após os 10 primeiros minutos, a abertura foi mais suave, com variações pequenas e contínuas. Seus respectivos EC_Q foram iguais a $35,73 \text{ mA}^2 \cdot \text{s}$ e $3,29 \text{ mA}^2 \cdot \text{s}$, uma redução de praticamente 91 %.

Ao se comparar os valores de EC_Q dos controladores *Fuzzy E/dE - SR III* N° 6 e *Fuzzy $T_r/TU_{in}/TU_{out} - SR III$* N° 2, e seus respectivos gráficos de abertura das válvulas V02, Figuras 4.11h e 4.11i, notou-se também este efeito negativo no esforço de controle causado por variações bruscas. O controlador *Fuzzy E/dE - SR III* N° 6 apresentou nos primeiros 10 min do ensaio, variações bruscas na abertura da válvula V02 e isto proporcionou um esforço de controle cerca de 92 % maior se comparado ao obtido com controlador de 3 entradas N° 2.

Com isto, concluiu-se que muito embora o critérios de desempenho tenham sido pouco melhores para o controlador *Fuzzy E/dE - SR III* N° 6, o controlador *Fuzzy $T_r/TU_{in}/TU_{out} - SR III$* N° 2 também foi capaz de regular T_r satisfatoriamente e ainda preservar fisicamente os elementos finais de controle, não requerendo grandes e abruptas variações em suas aberturas.

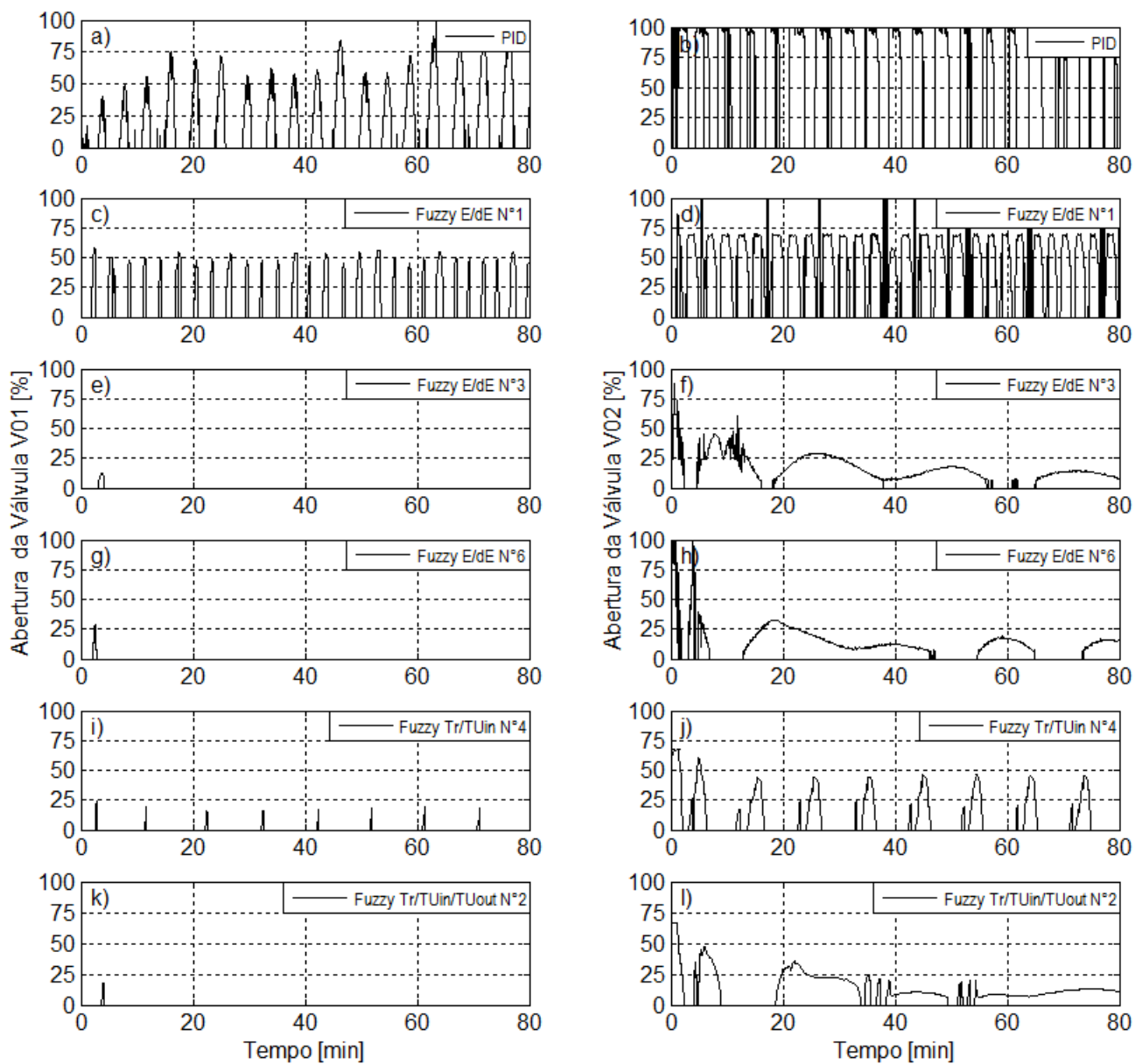


Figura 4.11: Abertura das válvulas solenóides proporcionais V01 e V02, respectivamente, nas malhas de controle com: a) e b) PID - SR III; c) e d) *Fuzzy E/dE* - SR III N° 1; e) e f) *Fuzzy E/dE* - SR III N° 3; g) e h) *Fuzzy E/dE* - SR III N° 6; i) e j) *Fuzzy Tr/TU_{in}* - SR III N° 4; k) e l) *Fuzzy Tr/TU_{in}/TU_{out}* - SR III N° 2.

Capítulo 5

Conclusão

No Laboratório de Controle e Automação de Processos (LCAP) da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas foi montado um protótipo laboratorial de produção de biodiesel em batelada totalmente automatizado, onde foi possível realizar ensaios com diferentes tipos de estratégias de controle.

Uma estratégia não convencional de controle de temperatura foi implementada no reator de produção de biodiesel. A malha de controle estudada contou com válvulas solenóides proporcionais que atuavam em *Split-range* na vazão de utilidades quente e fria pela jaqueta do reator. Foram utilizados controladores PID - *Split-range*, *Fuzzy-PID - Split-range* e *Fuzzy - Split-range* com 3 estruturas diferentes de variáveis de entrada, comandando estas válvulas para regular a temperatura do reator.

Como forma de avaliar cada controlador na malha estudada, foram empregados critérios de desempenho com base no erro como *IAE*, *ISE* e *ITAE*. Além destes critérios, o esforço de controle que cada válvula exerceu para atuar na vazão de utilidade que circulava pela camisa do reator foi calculado, a fim de auxiliar na avaliação das estratégias de controle.

A estratégia *Split-range SR I* proposta foi testada e concluiu-se que não seria possível realizar sua implementação junto com os diferentes tipos de controladores propostos. Isto devido, principalmente, ao equipamento utilizado para o acondicionamento térmico da utilidade fria. Como verificado, ao se misturar as utilidades quente e fria na estratégia *SR I*, a demanda por refrigeração para manter a temperatura em seu valor de projeto superou a capacidade física do equipamento e este não foi capaz de mantê-la.

Para a estratégia *Split-range SR II*, analisando o perfil de temperatura teórico da utilidade ao longo da faixa de sinal de controle de 4 a 20 mA, verificou-se que não se tratava de uma estratégia interessante uma vez que, por exemplo, na necessidade de resfriamento a ação de controle tenderia a fechar a válvula de

utilidade fria.

A melhor estratégia *Split-range* verificada para aplicação na planta de produção de biodiesel utilizada neste trabalho foi a *SR III*, pois além de não proporcionar a mistura das utilidades, caso da *SR I* e *SR II*, que comprometeria o funcionamento do equipamento de refrigeração da utilidade fria, não apresenta a limitação verificada com a estratégia *SR II* na situação de resfriamento.

Os resultados da temperatura do reator obtidos com a malha tendo o controlador PID - *SR III* sintonizado por IMC apresentaram comportamento oscilatório e requereram grande esforço de controle por parte das válvulas. A utilização do controlador *Fuzzy*-PID - *SR III* sintonizado pelas regras propostas por Li e Gatland (1996) e Li (1997) resultou também em um comportamento oscilatório indesejável da variável de processo, entretanto com um esforço de controle consideravelmente menor. Isto porque a ação de controle, saída dos controladores *Fuzzy*, tendem a ser normalmente mais suaves, menos agressivas que a de controladores PID, como já observado em outras aplicações (FONSECA *et al.*, 2013).

A utilização de controladores *Fuzzy - Split-range* apresentou resultados animadores quanto a sua implementação em estratégias de regulação da temperatura com válvulas de controle em *Split-range*. Foram testados 3 tipos de controladores *Fuzzy - Split-range* utilizando variáveis de entrada diferentes. Os controladores empregando E e dE como entradas, após sofrerem ajustes e modificações propostas nas funções de pertinência, universo de discurso e base de regras, apresentaram um bom desempenho do ponto de vista de controle da variável de processo.

Mesmo com curto tempo de estabilização e ausência de uma oscilação constante da temperatura do reator em torno do *setpoint*, os esforços de controle requeridos foram maiores que os observados para os controladores *Fuzzy - SR III* com 3 variáveis de entrada. Esta configuração utilizou as temperaturas do reator, da utilidade na entrada e saída da jaqueta do reator como variáveis de entrada e foi capaz de regular a variável controlada de modo satisfatório. Além disto, exigiu um esforço de controle na válvula de utilidade quente cerca de 92% menor que a requerida com o controlar *Fuzzy E/dE - SR III* que apresentou melhor desempenho na sua categoria.

A desvantagem da utilização do controlador *Fuzzy - SR III* com 3 entradas é a determinação de uma extensa base de regras, uma vez que quanto maior o número de entradas e funções de pertinência, maior o número de regras necessárias no controlador. No caso deste estudo, cerca de 147 regras para esta classe de controlador comparado a 49 regras dos demais estudados. Entretanto, esta dificuldade foi transposta ao se utilizar o conjunto de regras de um controlador *Fuzzy - Split-range* com duas variáveis de entrada (temperatura do reator e da utilidade na entrada da jaqueta) como ponto de partida para a criação de seu banco de regras.

Portanto, a melhor estratégia de controle de T_r do reator de transesterificação desenvolvido foi empregando as válvulas em *Split-range SR III* com o controlador *Fuzzy* de 3 variáveis de entrada definido como N° 2. Com esta estratégia foram obtidos tempo de assentamento de apenas 15 min, atenuação do comportamento oscilatório da variável controlada em torno do *setpoint* com valores de *IAE*, *ISE* e *ITAE* iguais a $1927\text{ }^{\circ}\text{C}\cdot\text{s}$, $3029\text{ }^{\circ}\text{C}^2\cdot\text{s}$ e $3,41 \times 10^6\text{ }^{\circ}\text{C}\cdot\text{s}^2$, respectivamente. Além disto, avaliando os dados experimentais de cada ensaio pelo ponto de vista do melhor controle da variável de processo com o menor esforço requerido pelos elementos finais de controle, este sistema apresentou o melhor resultado.

Enfim, como também já estudado via simulação por Wakabayashi *et al.* (2009) e Fonseca *et al.* (2013) em processos de polimerização e fermentação, respectivamente, conclui-se que a estratégia *Fuzzy - Split-range* permite o controle da temperatura do reator de transesterificação para produção de biodiesel em batelada.

5.1 Sugestões para trabalhos futuros

A implementação da estratégia *Fuzzy - Split-range* na malha de controle de temperatura em um reator batelada de produção de biodiesel apresentou resultados promissores, sendo capaz de obter rápida estabilização da variável controlada com baixo esforço de controle requerido pelos elementos finais de controle. Desta forma, algumas sugestões para trabalhos futuros nascem deste teste inicial realizado:

- Estender sua aplicação para outros processos além da produção de biodiesel, em especial processos contínuos que permitam analisar por mais tempo a dinâmica do sistema de controle;
- A substituição do equipamento de refrigeração da utilidade fria devido a suas limitações, por outro que possua uma capacidade maior e que consiga manter sua temperatura, possibilitando a aplicação das estratégias *Split-range* que promovem mistura das utilidades;
- Testar o sistema *Fuzzy - Split-range* com controle servo e *setpoint-tracking* para verificar se possui um bom desempenho nestas situações que são rotineiras em ambiente industrial;
- Verificar a viabilidade técnica de outras divisões de faixa de comando para as válvulas como, por exemplo, abertura linear e contínua da válvula de utilidade quente com fechamento também linear e contínuo da válvula de utilidade fria na faixa de 4 a 20 mA;
- Propor ajustes finos aos controladores PID - *Split-range* e *Fuzzy-PID - Split-range* implementados neste trabalho para comparação de seus desempenhos com os controladores *Fuzzy - Split-range*;

- Verificar a viabilidade técnica de utilizar esta estratégia de controle em equipamentos com lógica embarcada;
- Aplicar na malha de controle de temperatura com válvulas em *Split-range*, outras formas de controladores como MPC, Neuro-*Fuzzy* e Redes Neurais;
- Utilizar o medidor Coriolis juntamente com o o medidor de pressão diferencial na linha de reciclo do reator para tentar inferir a conversão da reação de biodiesel.

Referências Bibliográficas

(ANP) AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. *Boletim Mensal de Biodiesel*. Brasil, Dezembro 2012.

ANTCZAK, M. S.; KUBIAK, A.; ANTCZAK, T.; BIELECKI, S. Enzymatic biodiesel synthesis – key factors affecting efficiency of the process. *Renewable Energy*, v. 34, n. 5, p. 1185 – 1194, 2009.

BENAVIDES, P. T.; DIWEKAR, U. Optimal control of biodiesel production in a batch reactor part i: Deterministic control. *Fuel*, v. 94, p. 211 – 217, 2012.

BENAVIDES, P. T.; DIWEKAR, U. Optimal control of biodiesel production in a batch reactor part ii: Stochastic control. *Fuel*, v. 94, p. 218 – 226, 2012.

CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. *Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais*. 2ª. ed. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda., 2010. 156 - 158 p.

CONCER, G. M. *Identificação de Processos Industriais utilizando tecnologia Foundation Fieldbus*. Dissertação (Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia de Controle e Automação)) — Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

DI SERIO, M.; LEDDA, M.; COZZOLINO, M.; MINUTILLO, G.; TESSER, R.; SANTACESARIA, E. Transesterification of soybean oil to biodiesel by using heterogeneous basic catalysts. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 45, p. 3009 – 3014, 2006.

FONSECA, R. R.; SCHMITZ, J. E.; FILETI, A. M. F.; DA SILVA, F. V. A fuzzy - split range control system applied to a fermentation process. *Bioresource Technology*, v. 142, p. 475 – 482, 2013.

GUI, M. M.; LEE, K. T.; BHATIA, S. Feasibility of edible oil vs. non-edible oil vs. waste edible oil as biodiesel feedstock. *Energy*, v. 33, p. 1646 – 1653, 2008.

HAMA, S.; TAMALAMPUDI, S.; YOSHIDA, A.; TAMADANI, N.; KURATANI, N.; NODA, H.; FUKUDA, H.; KONDO, A. Enzymatic packed-bed reactor integrated with glycerol-separating system for solvent-free production of biodiesel fuel. *Biochemical Engineering Journal*, v. 55, p. 66 – 71, 2011.

(IEA) INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. *Key world energy statistics*. Paris - França, 2012.

KUEN, H. Y.; MJALLI, F. S.; KOON, Y. H. Recursive least squares-based adaptive control of a biodiesel transesterification reactor. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 49, p. 11434 – 11442, 2009.

LAM, M. K.; LEE, K. T.; MOHAMED, A. R. Homogeneous, heterogeneous and enzymatic catalysis for transesterification of high free fatty acid oil (waste cooking oil) to biodiesel: A review. *Biotechnology Advances*, v. 28, p. 500 – 518, 2010.

LEENANITHIKUL, W.; SANPOSH, P.; SRINOPHAKUN, P.; PHUJAREONCHANACHAI, S. Controller design for continuous stirred-tank reactor (cstr) in biodiesel production process. *Proceeding of the 30th-Electrical Engineering Conference*, v. 2, p. 1301 – 1304, 2007.

LEUNG, D. Y. C.; WU, X.; LEUNG, M. K. H. A review on biodiesel production using catalyzed transesterification. *Applied Energy*, v. 87, p. 1083 – 1095, 2010.

LI, H. X. A comparative design and tuning for conventional fuzzy control. *IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics - Part B: Cybernetics*, v. 27, p. 884 – 889, October 1997.

LI, H. X.; GATLAND, H. B. Conventional fuzzy control and its enhancement. *IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics - Part B: Cybernetics*, v. 26, p. 791 – 796, October 1996.

MARJANOVIC, A. V.; STAMENKOVIC, O. S.; TODOROVIC, Z. B.; LAZIC, M. L.; VELJKOVIC, V. B. Kinetics of the base-catalyzed oil ethanolysis. *Fuel*, v. 89, p. 665 – 671, 2010.

MARLIN, T. E. *Process Control: designing processes and control systems for dynamic performance*. Boston: McGraw-Hill chemical engineering series, 1995. 725 - 729 p.

MJALLI, F. S.; HUSSAIN, M. A. Approximate predictive versus self-tuning adaptive control strategies of biodiesel reactors. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 48, p. 11034 – 11047, 2009.

MJALLI, F. S.; SAN, L. K.; YIN, K. C.; HUSSAIN, M. A. Dynamics and control of a biodiesel transesterification reactor. *Chemical Engineering Technology*, v. 32, p. 13 – 26, 2009.

MOSSIN, E. A.; PANTONI, R. P.; BRANDÃO, A. D. A fieldbus simulator for training purposes. *ISA Transactions*, v. 48, p. 132 – 141, 2009.

NASCIMENTO JR., C. L.; YONEYAMA, T. *Inteligência artificial em controle e automação*. 3ª. ed. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda., 2004. 68 - 91 p.

RUSSBUELDT, B. M. E.; HOELDERICH, W. F. New rare earth oxide catalyst for the transesterification of triglycerides with methanol resulting in biodiesel and pure glycerol. *Journal of Catalysis*, v. 271, p. 290 – 304, 2010.

SANPOSH, P.; LEENANITHIKUL, W.; PHOOJARUENCHANACHAI, S.; SRINOPHAKUN, P.; SRINOPHAKUN, T.; PANJAPORNPON, C. Feedback linearization controller design for continuous stirred-tank reactor (cstr) in biodiesel production process. *Proceedings of ECTI-CON*, p. 613 – 616, 2008.

SCHUMACHER, L. G.; MARSHALL, W.; KRAHL, J.; WETHERELL, W. B.; GRABOWSKI, M. S. Biodiesel emissions data from series 60 ddc engines. *Transactions of the ASAE*, v. 44, p. 1465 – 1468, 2001.

SHEN-HUIL, D.; GANG, Z.; MEI-RONG, H. Research on regulator signal segment match to control valve in split range control system. *IEEE Symposium on Computers and Informatics*, p. 4350 – 4353, 2011.

SILVA, G. F.; CAMARGO, F. L.; FERREIRA, A. L. Application of response surface methodology for optimization of biodiesel production by transesterification of soybean oil with ethanol. *Fuel Process Technology*, v. 92, p. 407 – 413, 2011.

SIMÕES, M. G.; SHAW, I. S. *Controle e Modelagem Fuzzy*. 2ª. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2007. 13 - 16 e 45 - 56 p.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. *Princípios e Prática do Controle Automático de Processo*. 3ª. ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2008.

SMITH, C. L. *Digital Computer Process Control*. [S.l.]: PA: Intext Educational Publishers, 1972.

STAMENKOVIC, O. S.; VELICKOVIC, A. V.; VELJKOVIC, V. B. The production of biodiesel from vegetable oils by ethanolysis: Current state and perspectives. *Fuel*, v. 90, p. 3141 – 3155, 2011.

STEPHANOPOULOS, G. *Chemical Process Control*. 1ª. ed. Englewood Cliffs, N.J: Editora Prentice Hall, 1984. 407 - 409 p.

TAN, T.; LU, J.; NIE, K.; DENG, L.; WANG, F. Biodiesel production with immobilized lipase: A review. *Biotechnology Advances*, v. 28, p. 628 – 634, 2010.

VERHAPPEN, I. Foundation fieldbus economics comparison. *ISA Transactions*, v. 39, p. 281 – 285, 2000.

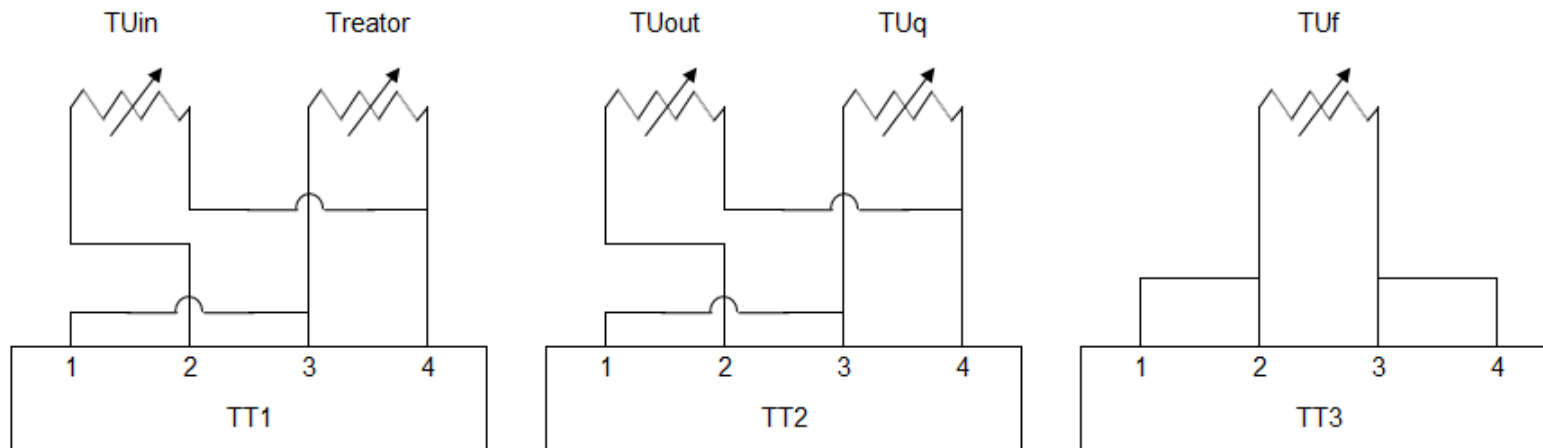
WAKABAYASHI, C.; EMBIRUÇU, M.; FONTES, C.; KALID, R. Fuzzy control of a nylon polymerization semi-batch reactor. *Fuzzy Sets and Systems*, p. 537 – 553, 2009.

WALI, W. A.; CULLEN, J. D.; HASSAN, K. H.; MASON, A.; AL-SHAMMA'A, A. Comparison between adaptative and fuzzy logic controllers for advance microwave biodiesel reactor. *IEEE Symposium on Computers and Informatics*, p. 23 – 28, 2011.

WALI, W. A.; CULLEN, J. D.; HASSAN, K. H.; MASON, A.; AL-SHAMMA'A, A. Comparison between pid and fuzzy logic controllers for advance microwave biodiesel reactor. *IEEE Symposium on Computers and Informatics*, p. 346 – 351, 2011.

Apêndice A

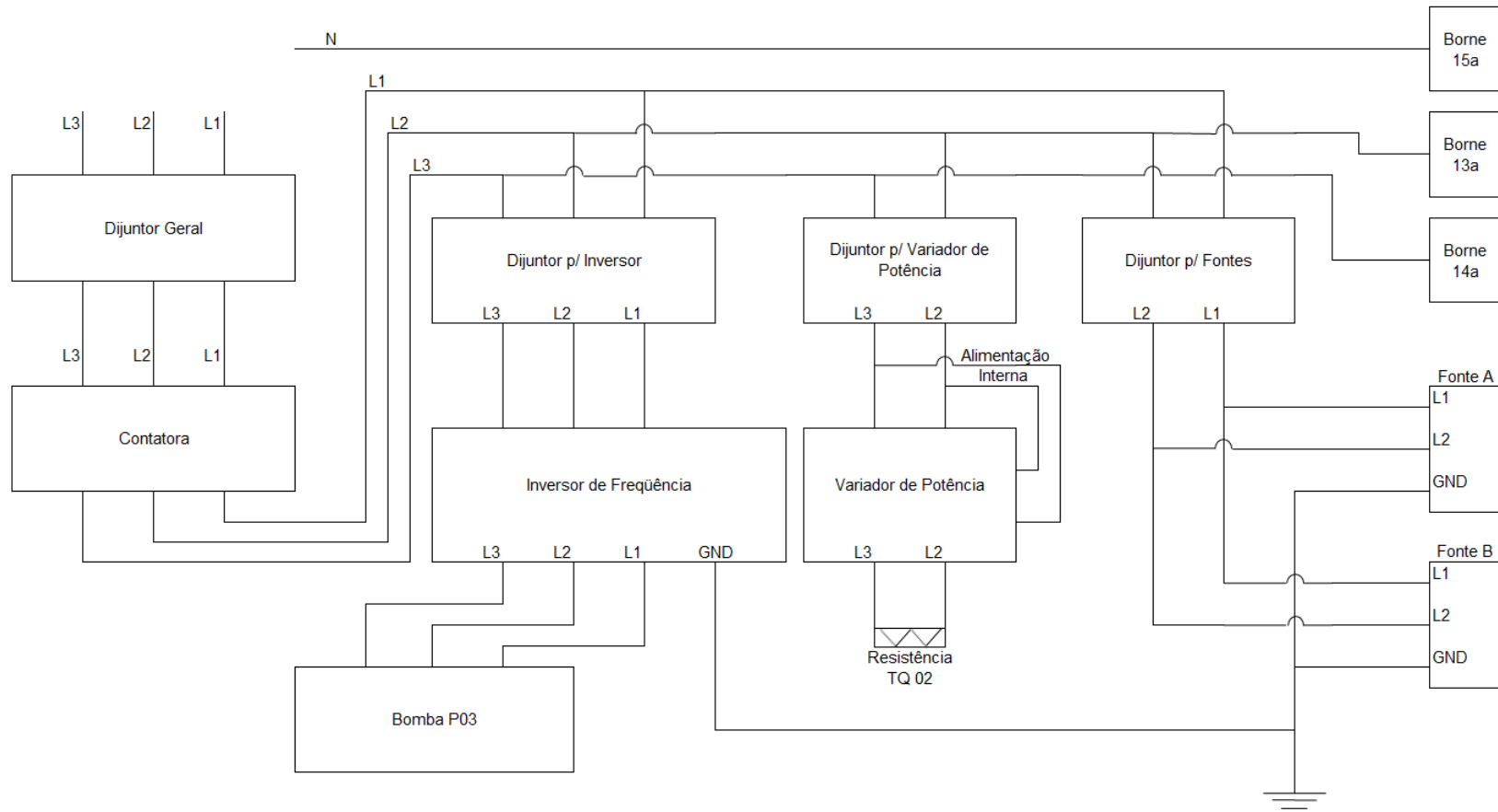
Conexões elétricas para energização e instrumentação da planta.



Legenda

- Treator - Temperatura do meio reacional.
- TUf - Temperatura do fluido no tanque de utilidade fria.
- TUin - Temperatura do fluido na entrada da camisa do reator.
- TUout - Temperatura do fluido na saída da camisa do reator.
- TUq - Temperatura do fluido no tanque de utilidade quente.

Figura A.1: Ligação elétrica dos sensores Pt 100 nos transmissores de temperatura.

**Legenda**

L - Fase 110 V
 N - Neutro
 GND - Terra

Figura A.2: Painel de comando nível energização.

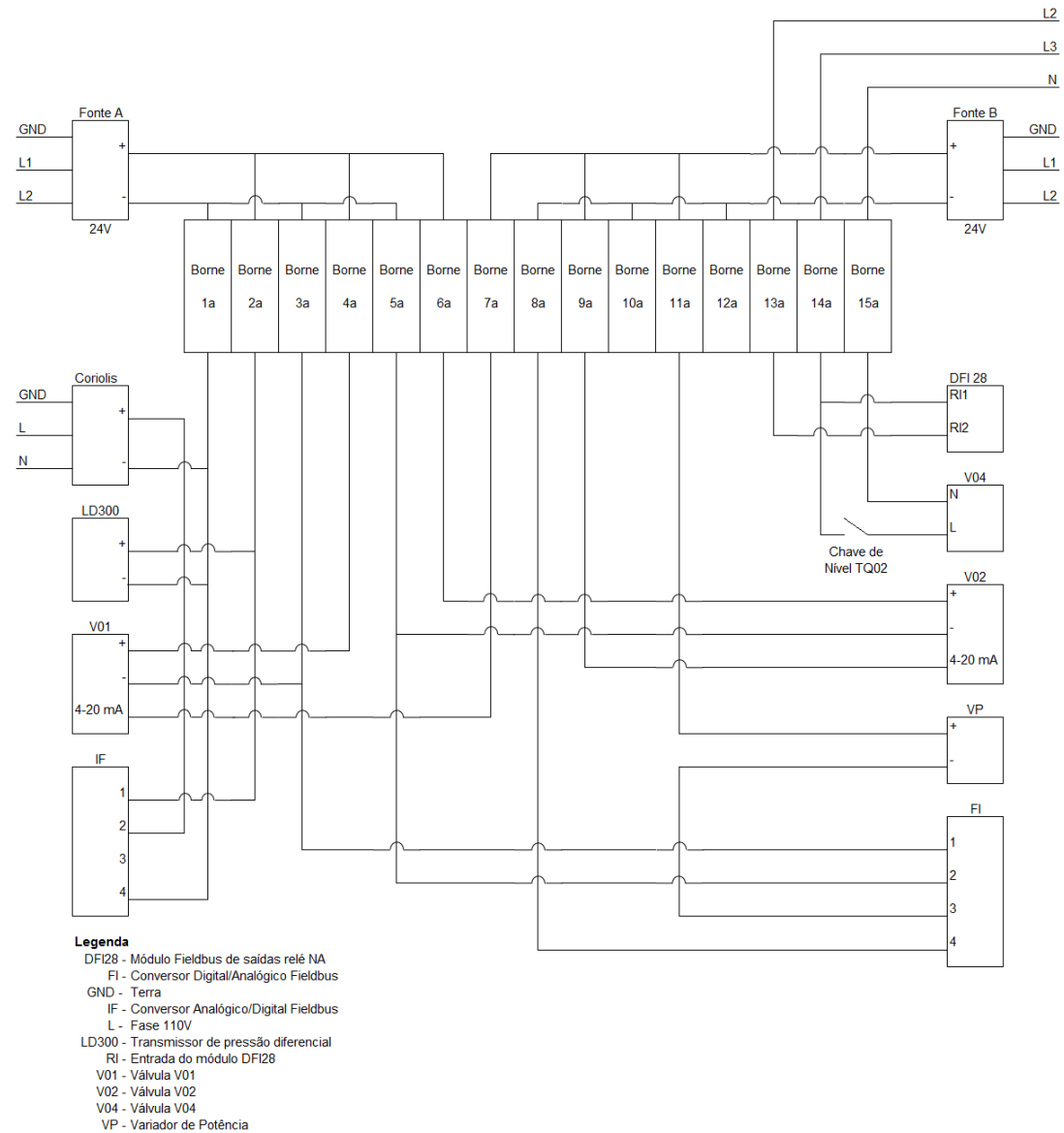
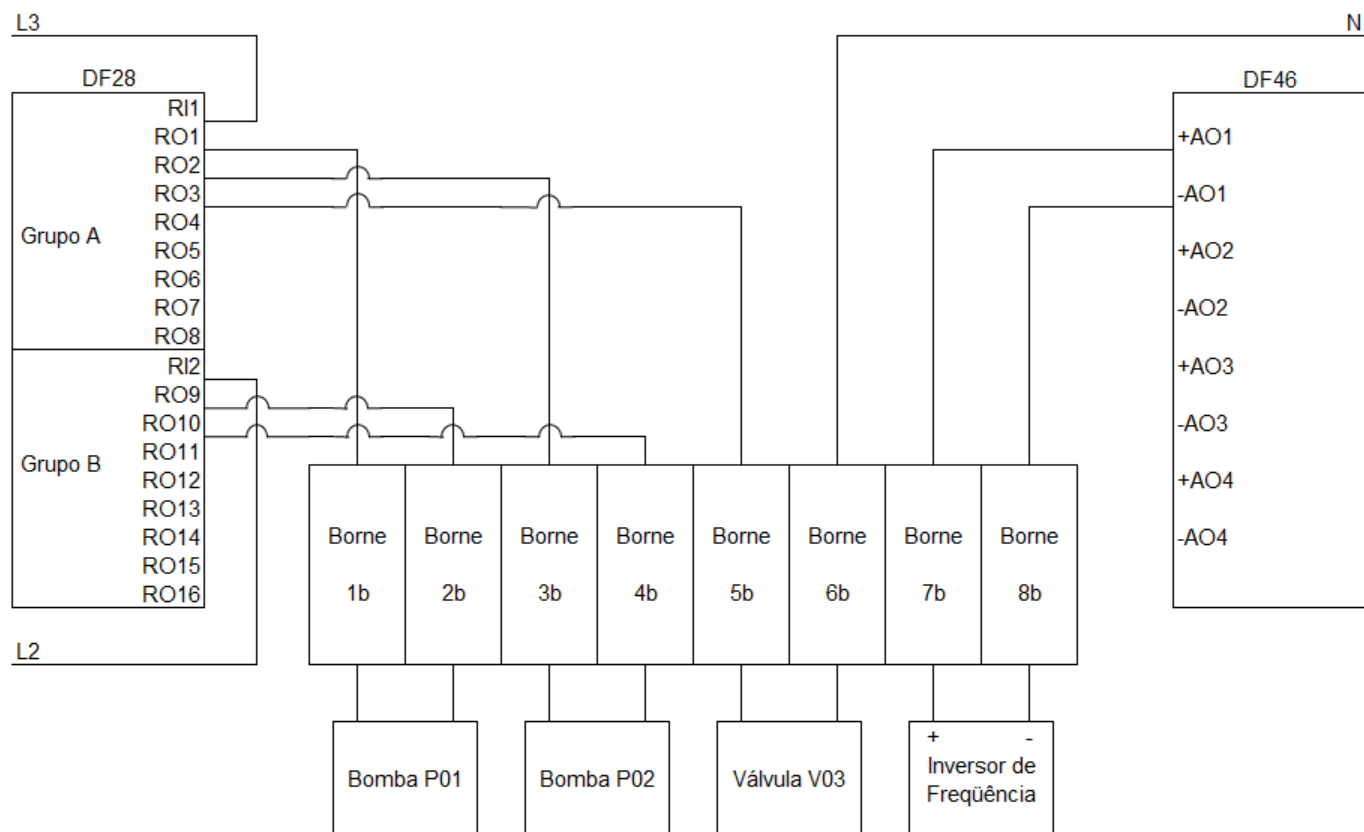


Figura A.3: Painel de comando nível instrumentação.



Legenda

- AO - Saída analógica 4-20mA
- DF28 - Módulo Fieldbus de saídas relé NA
- DF46 - Módulo Fieldbus de saídas analógicas 4-20mA
- L - Fase 110 V
- N - Neutro
- RI - Entrada relé
- RO - Saída relé

Figura A.4: Painel com módulos Fieldbus.

Apêndice B

Fotos do protótipo experimental de produção de biodiesel.

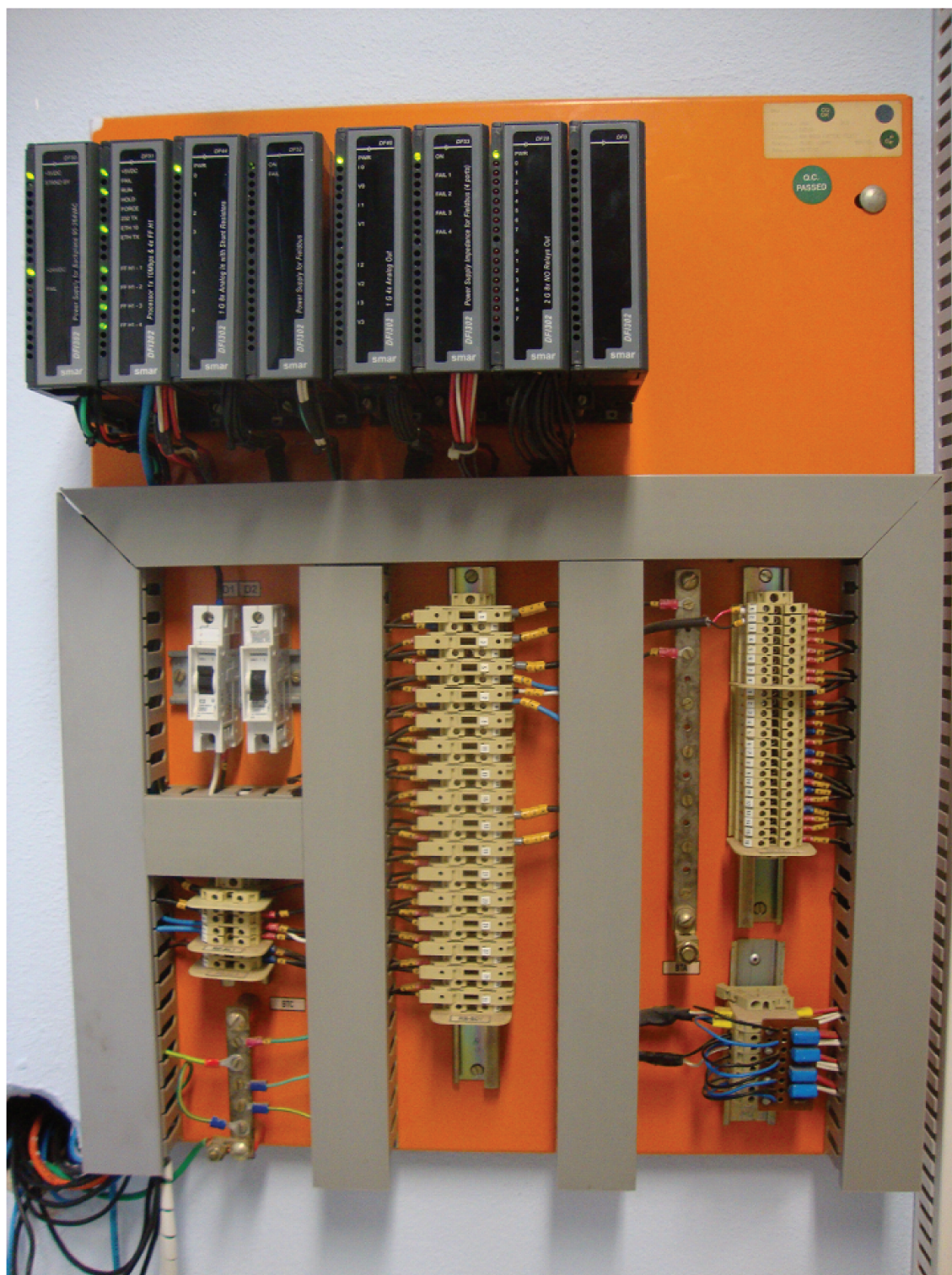


Figura B.1: Painel utilizado no trabalho com módulos de gerenciamento da rede *Foundation Fieldbus* DF51, fornecimento de energia para os *racks*, fornecimento de energia para os *devices*, filtro de impedância, 4 saídas analógicas, 4 entradas analógicas e 8 saídas relés.

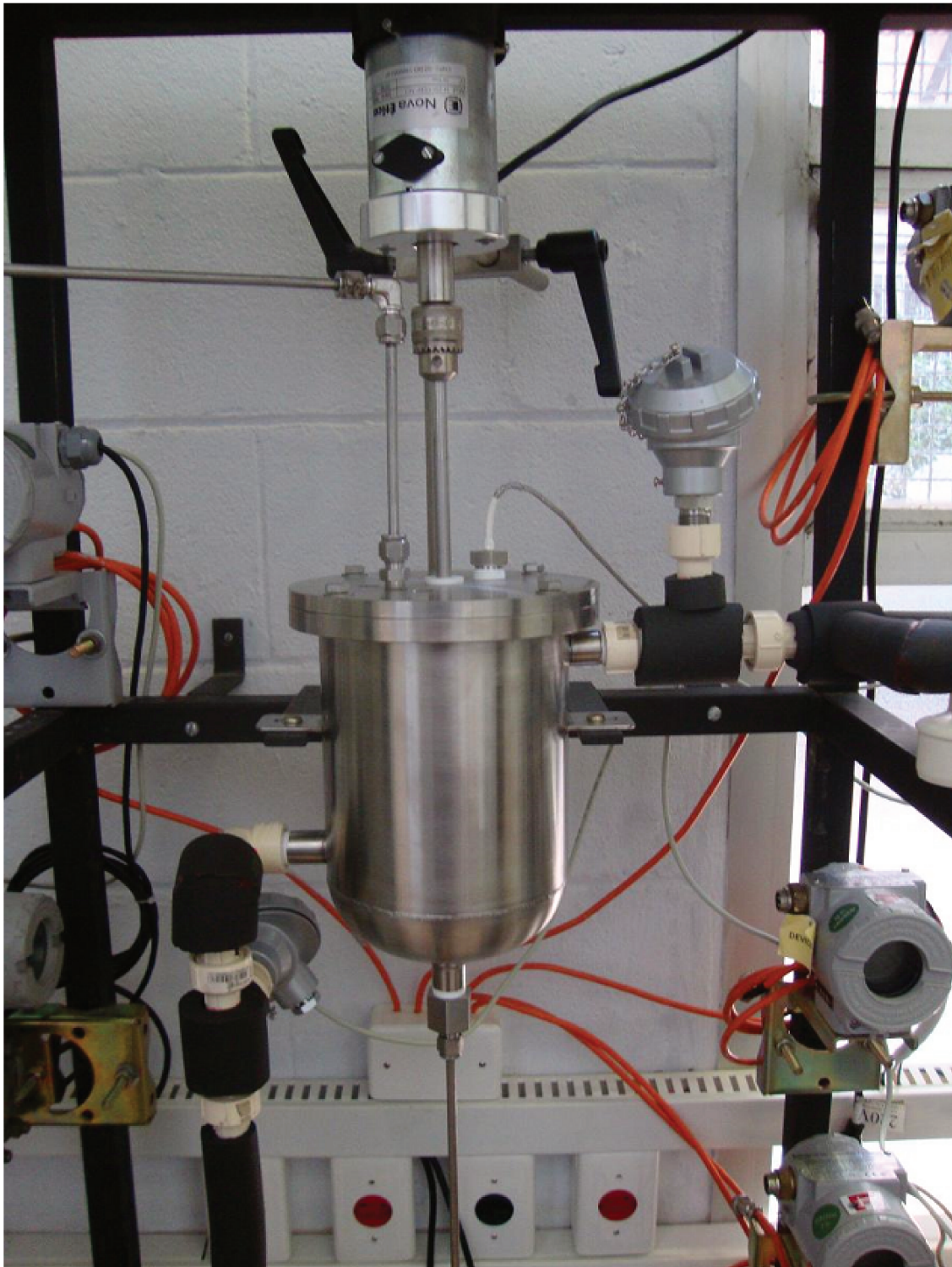


Figura B.2: Reator encamisado de 2 L utilizado nos ensaios, construído em aço inoxidável com tomadas de temperatura do meio reacional, da utilidade na entrada e na saída da camisa.



Figura B.3: Válvulas de controle solenóides proporcionais e bombas centrífugas instaladas nas linhas de utilidade.

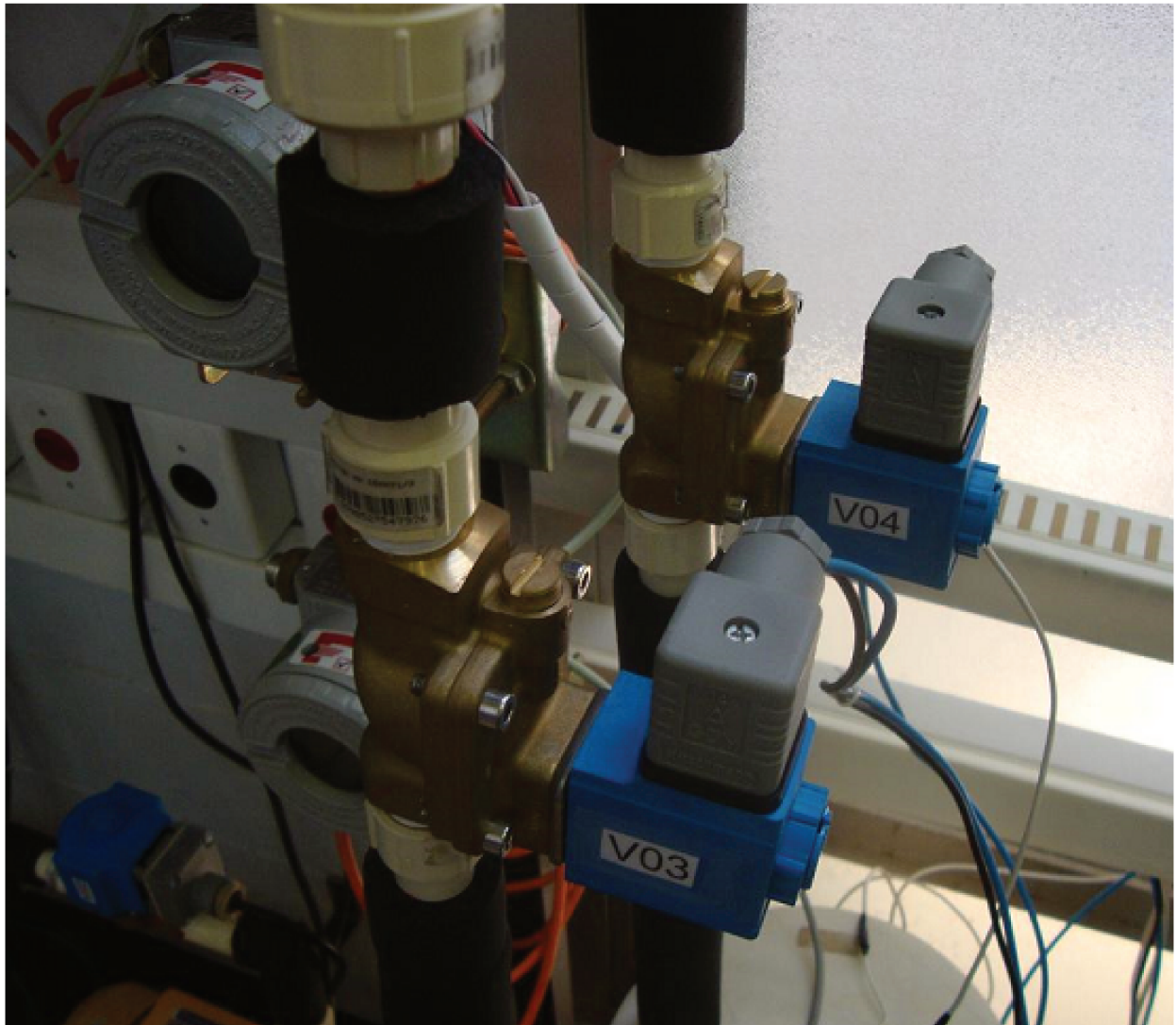


Figura B.4: Válvulas solenóides nas linhas de retorno das utilidades para os tanques.

Apêndice C

Perfil das funções de pertinência de alguns controladores *Fuzzy*.

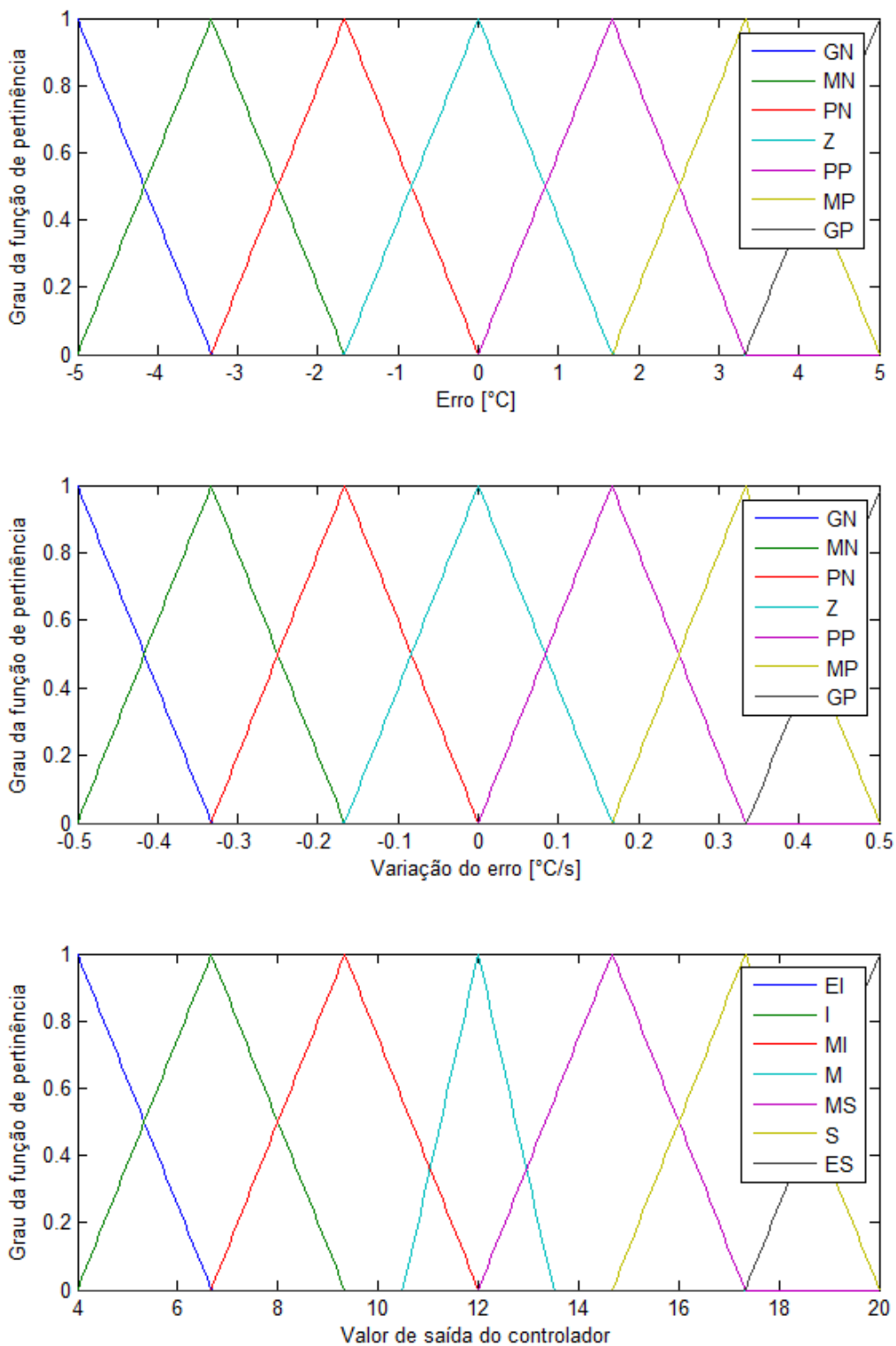


Figura C.1: Perfil das funções de pertinência para o controlador *Fuzzy E / dE - SR III* N° 3.

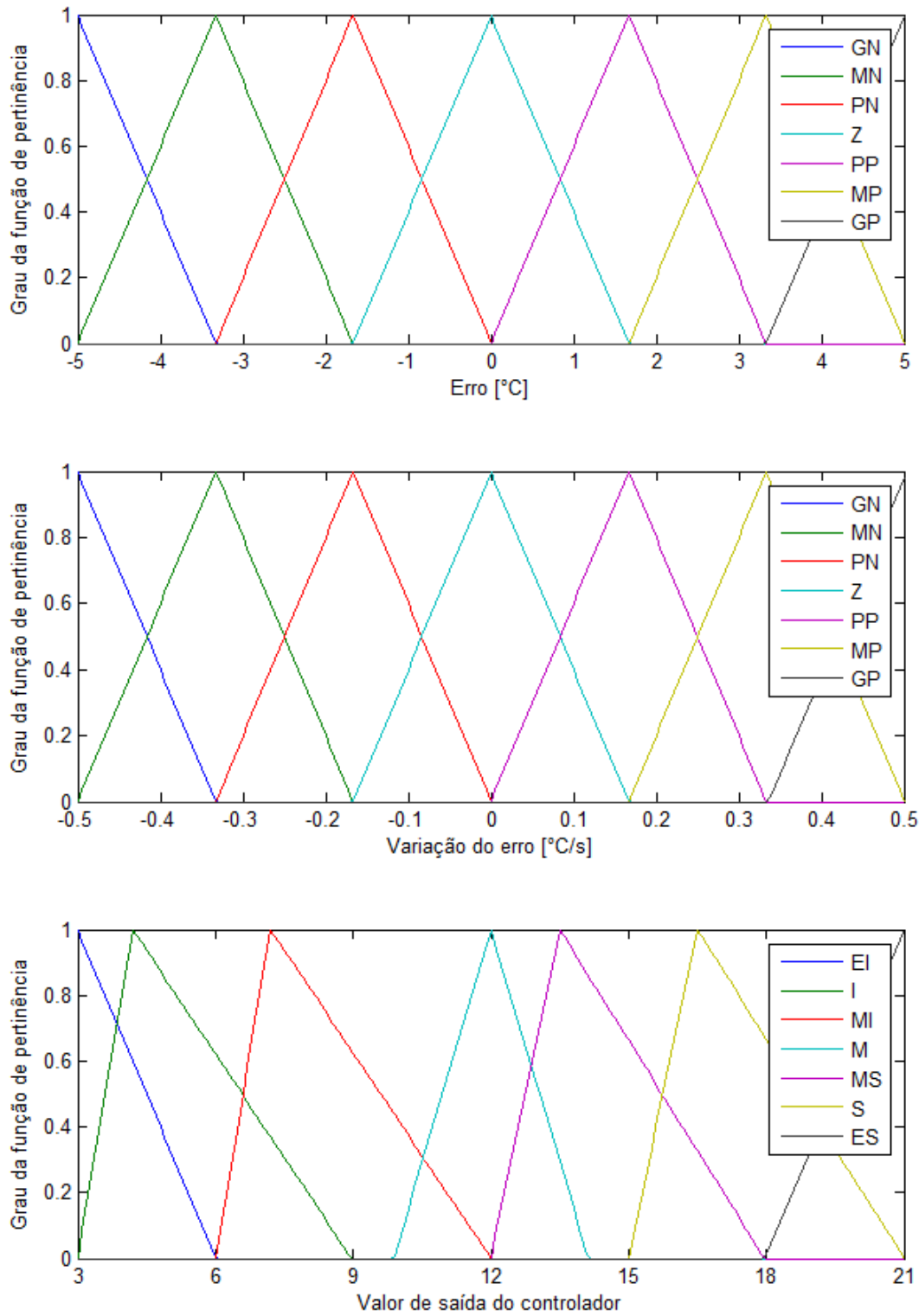


Figura C.2: Perfil das funções de pertinência para o controlador *Fuzzy E / dE - SR III* N° 6.

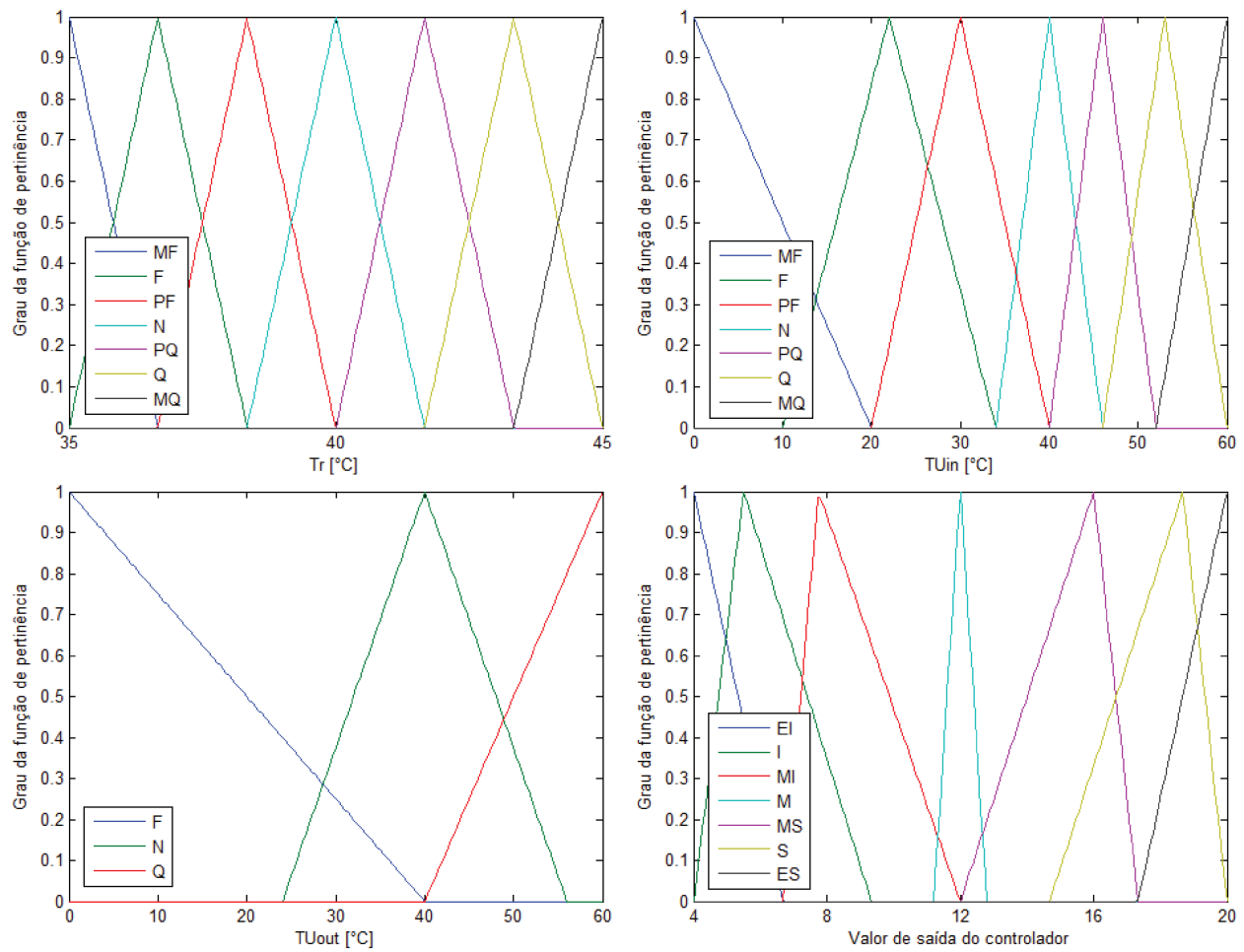


Figura C.3: Perfil das funções de pertinência para o controlador *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - SR III N° 2.

Apêndice D

**Base de regras do controlador *Fuzzy* T_r / TU_{in}
 $/ TU_{out}$ - *SR III* N° 1.**

Tabela D.1: Regras do controlador *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - SR III N° 1.

| Regra | T_r | TU_{in} | TU_{out} | Saída | Regra | T_r | TU_{in} | TU_{out} | Saída |
|-------|-------|-----------|------------|-------|-------|-------|-----------|------------|-------|
| 1 | MF | MF | F | EI | 38 | F | Q | N | I |
| 2 | MF | MF | N | EI | 39 | F | Q | Q | I |
| 3 | MF | MF | Q | EI | 40 | F | MQ | F | EI |
| 4 | MF | F | F | EI | 41 | F | MQ | N | I |
| 5 | MF | F | N | EI | 42 | F | MQ | Q | I |
| 6 | MF | F | Q | EI | 43 | PF | MF | F | EI |
| 7 | MF | PF | F | EI | 44 | PF | MF | N | EI |
| 8 | MF | PF | N | EI | 45 | PF | MF | Q | EI |
| 9 | MF | PF | Q | EI | 46 | PF | F | F | EI |
| 10 | MF | N | F | I | 47 | PF | F | N | I |
| 11 | MF | N | N | EI | 48 | PF | F | Q | I |
| 12 | MF | N | Q | I | 49 | PF | PF | F | EI |
| 13 | MF | PQ | F | EI | 50 | PF | PF | N | I |
| 14 | MF | PQ | N | I | 51 | PF | PF | Q | I |
| 15 | MF | PQ | Q | I | 52 | PF | N | F | EI |
| 16 | MF | Q | F | EI | 53 | PF | N | N | I |
| 17 | MF | Q | N | I | 54 | PF | N | Q | I |
| 18 | MF | Q | Q | I | 55 | PF | PQ | F | I |
| 19 | MF | MQ | F | EI | 56 | PF | PQ | N | I |
| 20 | MF | MQ | N | EI | 57 | PF | PQ | Q | I |
| 21 | MF | MQ | Q | EI | 58 | PF | Q | F | I |
| 22 | F | MF | F | EI | 59 | PF | Q | N | I |
| 23 | F | MF | N | EI | 60 | PF | Q | Q | MI |
| 24 | F | MF | Q | EI | 61 | PF | MQ | F | I |
| 25 | F | F | F | EI | 62 | PF | MQ | N | MI |
| 26 | F | F | N | EI | 63 | PF | MQ | Q | MI |
| 27 | F | F | Q | EI | 64 | N | MF | F | I |
| 28 | F | PF | F | EI | 65 | N | MF | N | MI |
| 29 | F | PF | N | I | 66 | N | MF | Q | MI |
| 30 | F | PF | Q | I | 67 | N | F | F | I |
| 31 | F | N | F | EI | 68 | N | F | N | MI |
| 32 | F | N | N | I | 69 | N | F | Q | M |
| 33 | F | N | Q | I | 70 | N | PF | F | I |
| 34 | F | PQ | F | EI | 71 | N | PF | N | MI |
| 35 | F | PQ | N | I | 72 | N | PF | Q | M |
| 36 | F | PQ | Q | I | 73 | N | N | F | M |
| 37 | F | Q | F | EI | 74 | N | N | N | M |

Tabela D.2: Regras do controlador *Fuzzy* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ - *SR III* N° 1: Continuação.

| Regra | T_r | TU_{in} | TU_{out} | Saída | Regra | T_r | TU_{in} | TU_{out} | Saída |
|-------|-------|-----------|------------|-------|-------|-------|-----------|------------|-------|
| 75 | N | N | Q | M | 112 | Q | PF | F | M |
| 76 | N | PQ | F | M | 113 | Q | PF | N | MS |
| 77 | N | PQ | N | M | 114 | Q | PF | Q | MS |
| 78 | N | PQ | Q | M | 115 | Q | N | F | MS |
| 79 | N | Q | F | MI | 116 | Q | N | N | S |
| 80 | N | Q | N | MI | 117 | Q | N | Q | S |
| 81 | N | Q | Q | M | 118 | Q | PQ | F | S |
| 82 | N | MQ | F | MI | 119 | Q | PQ | N | S |
| 83 | N | MQ | N | M | 120 | Q | PQ | Q | S |
| 84 | N | MQ | Q | MS | 121 | Q | Q | F | S |
| 85 | PQ | MF | F | MI | 122 | Q | Q | N | ES |
| 86 | PQ | MF | N | MI | 123 | Q | Q | Q | ES |
| 87 | PQ | MF | Q | M | 124 | Q | MQ | F | S |
| 88 | PQ | F | F | MI | 125 | Q | MQ | N | ES |
| 89 | PQ | F | N | M | 126 | Q | MQ | Q | ES |
| 90 | PQ | F | Q | M | 127 | MQ | MF | F | S |
| 91 | PQ | PF | F | M | 128 | MQ | MF | N | S |
| 92 | PQ | PF | N | M | 129 | MQ | MF | Q | MS |
| 93 | PQ | PF | Q | MS | 130 | MQ | F | F | S |
| 94 | PQ | N | F | M | 131 | MQ | F | N | S |
| 95 | PQ | N | N | M | 132 | MQ | F | Q | MS |
| 96 | PQ | N | Q | M | 133 | MQ | PF | F | S |
| 97 | PQ | PQ | F | M | 134 | MQ | PF | N | S |
| 98 | PQ | PQ | N | M | 135 | MQ | PF | Q | MS |
| 99 | PQ | PQ | Q | MS | 136 | MQ | N | F | S |
| 100 | PQ | Q | F | M | 137 | MQ | N | N | ES |
| 101 | PQ | Q | N | M | 138 | MQ | N | Q | ES |
| 102 | PQ | Q | Q | MS | 139 | MQ | PQ | F | S |
| 103 | PQ | MQ | F | M | 140 | MQ | PQ | N | ES |
| 104 | PQ | MQ | N | MS | 141 | MQ | PQ | Q | ES |
| 105 | PQ | MQ | Q | S | 142 | MQ | Q | F | ES |
| 106 | Q | MF | F | M | 143 | MQ | Q | N | ES |
| 107 | Q | MF | N | M | 144 | MQ | Q | Q | ES |
| 108 | Q | MF | Q | MS | 145 | MQ | MQ | F | ES |
| 109 | Q | F | F | M | 146 | MQ | MQ | N | ES |
| 110 | Q | F | N | M | 147 | MQ | MQ | Q | ES |
| 111 | Q | F | Q | MS | | | | | |

Apêndice E

Superfícies de controle dos controladores

Fuzzy - SR III.

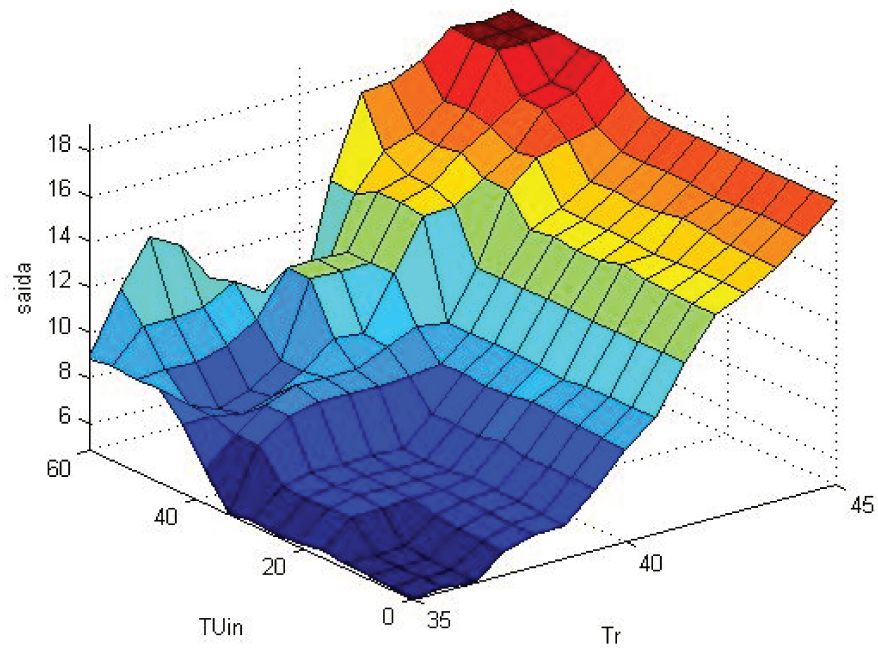


Figura E.1: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy* - *SR III* T_r / TU_{in} N° 1.

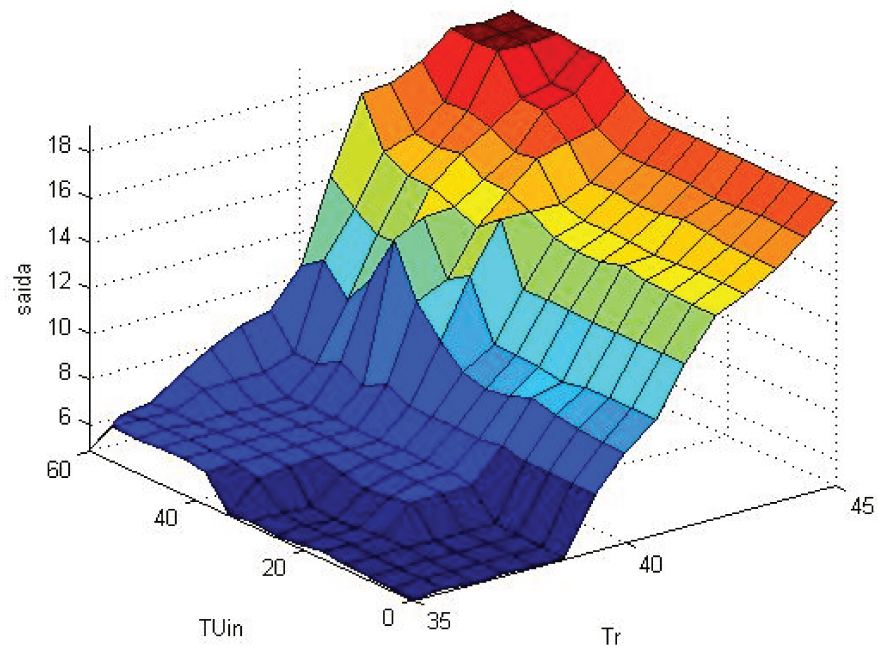


Figura E.2: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy* - *SR III* T_r / TU_{in} N° 4.

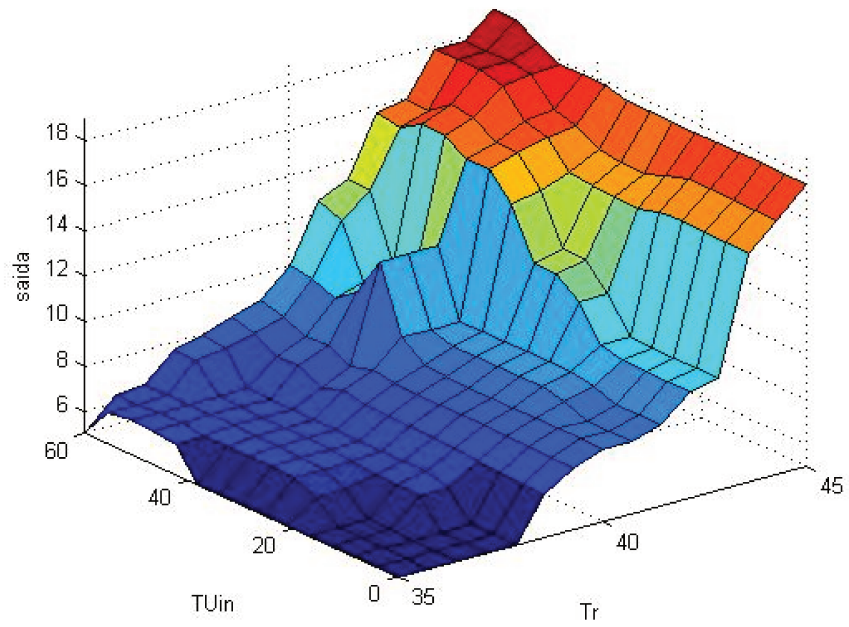


Figura E.3: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 1 para as variáveis T_r e TU_{in} .

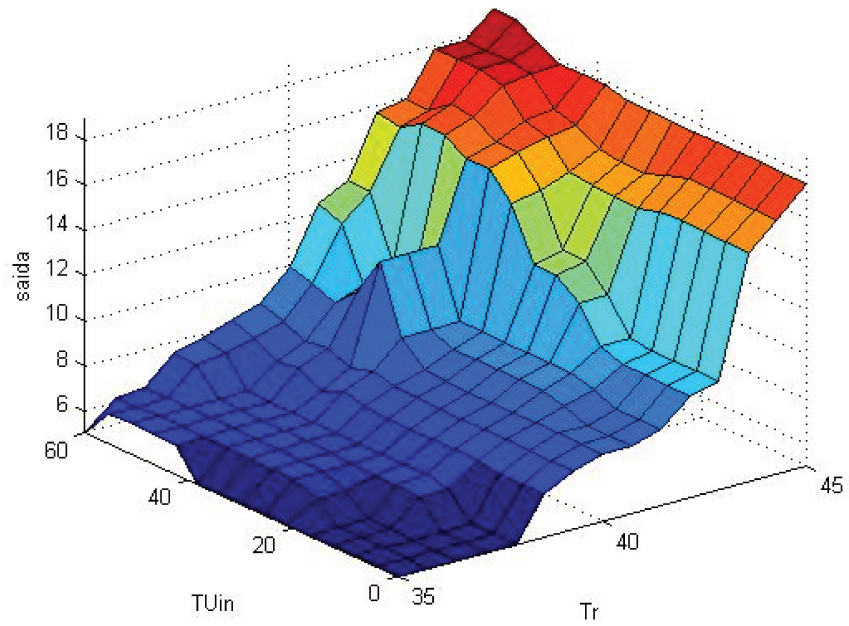


Figura E.4: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 2 para as variáveis T_r e TU_{in} .

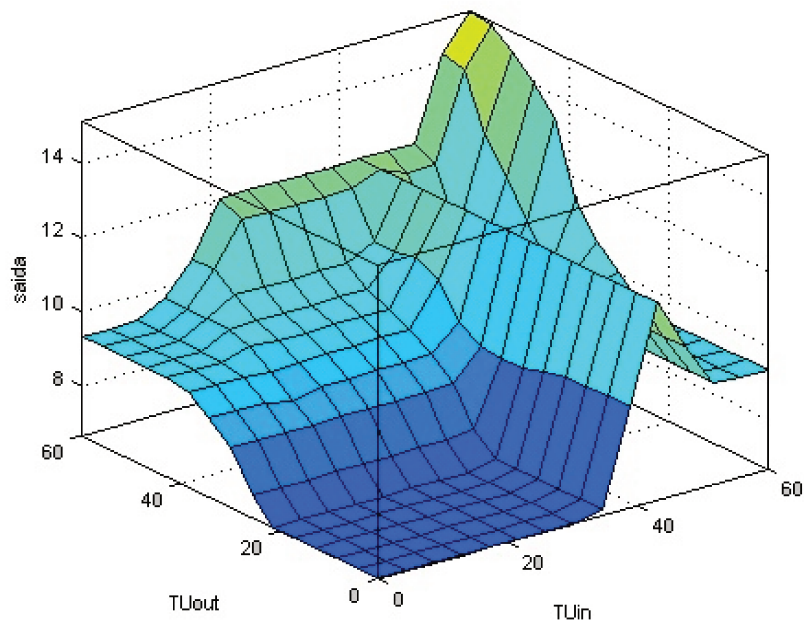


Figura E.5: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 1 para as variáveis TU_{in} e TU_{out} .

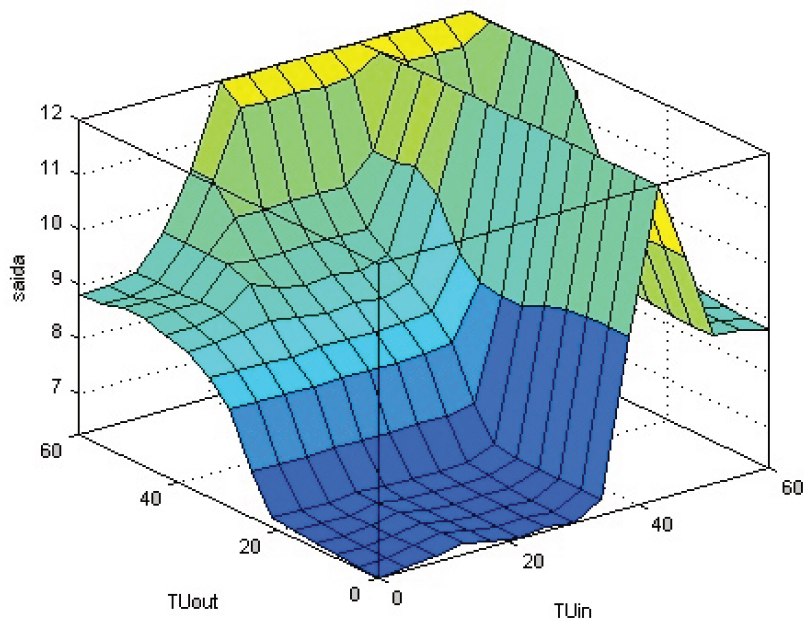


Figura E.6: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 2 para as variáveis TU_{in} e TU_{out} .

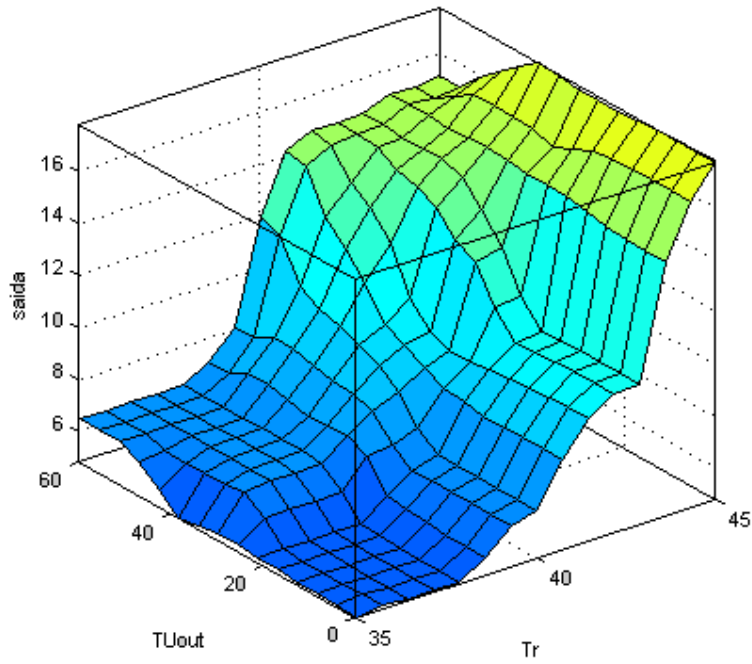


Figura E.7: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 1 para as variáveis T_r e TU_{out} .

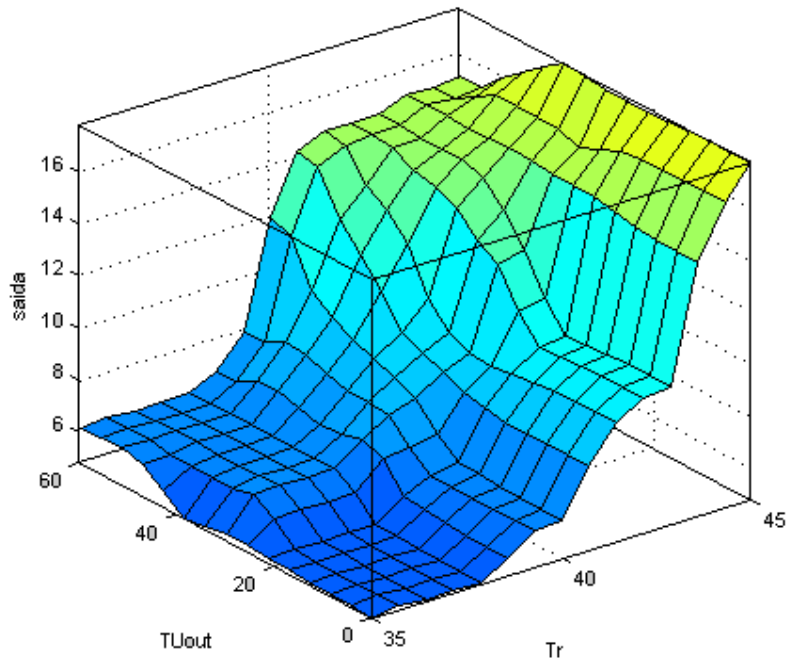


Figura E.8: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III* $T_r / TU_{in} / TU_{out}$ N° 2 para as variáveis T_r e TU_{out} .

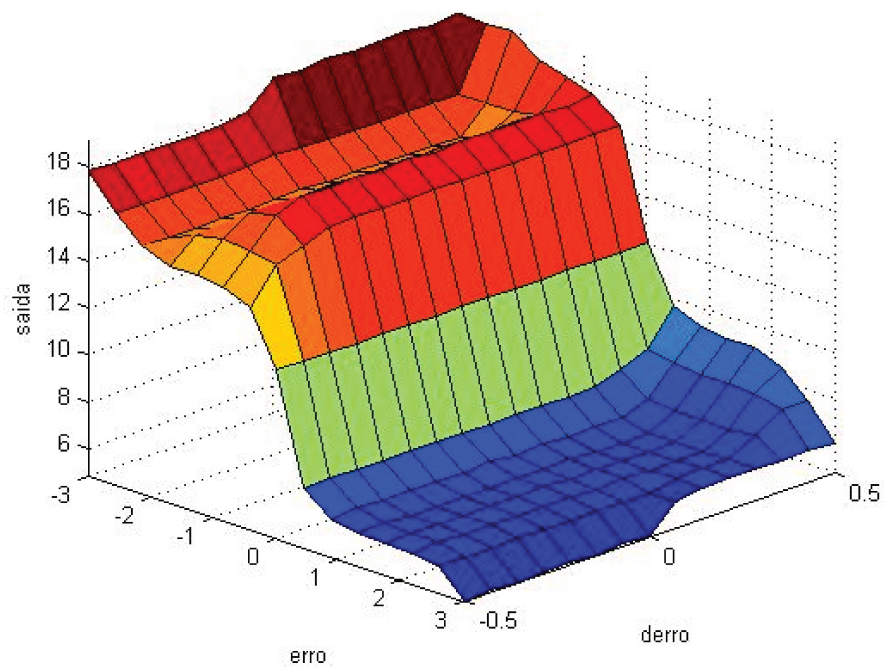


Figura E.9: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III E / dE* N° 1.

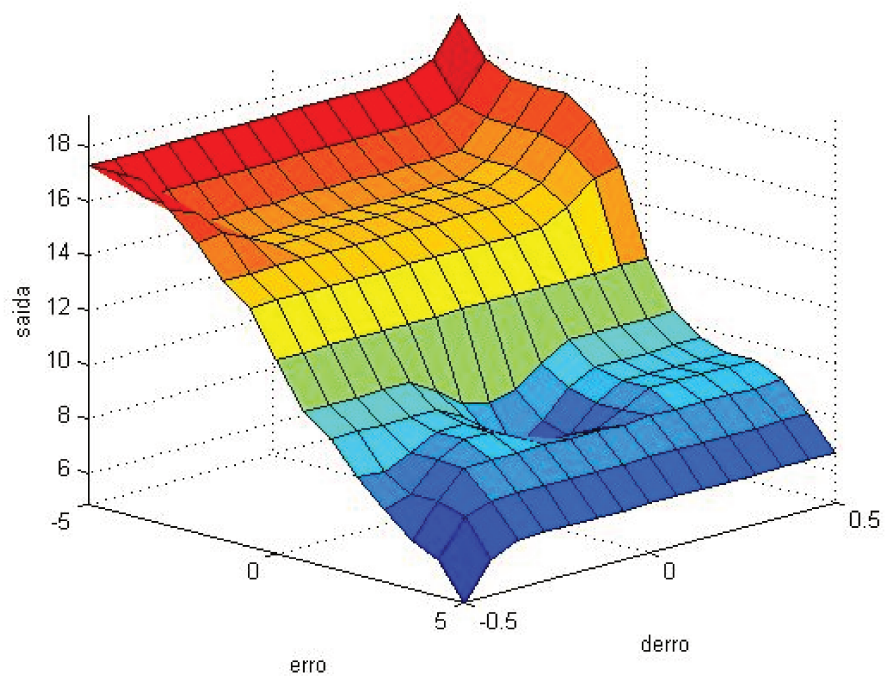


Figura E.10: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III E / dE* N° 3.

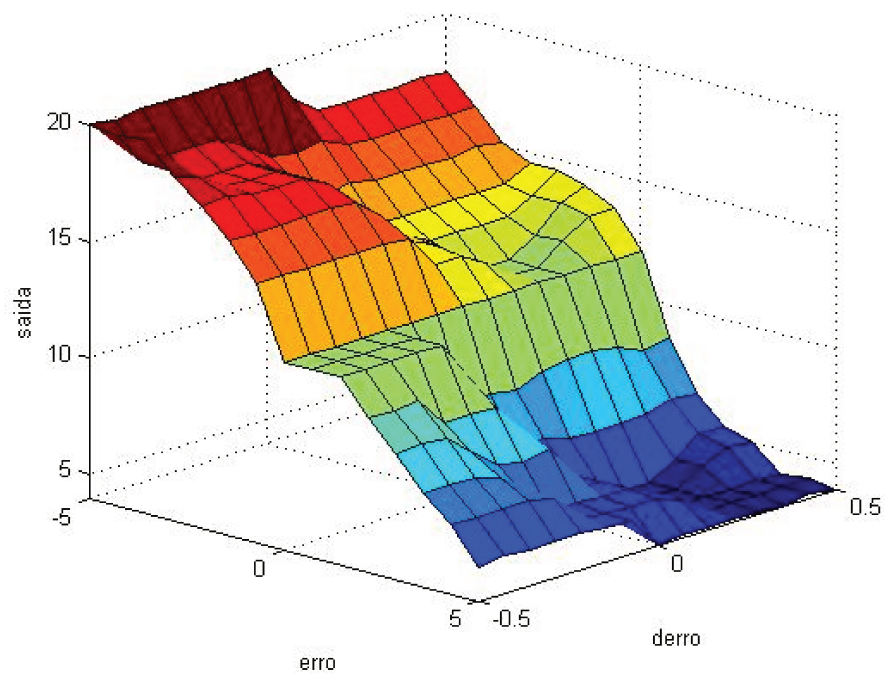


Figura E.11: Superfície de controle para o controlador *Fuzzy - SR III E / dE* N° 6.

Apêndice F

Fluxograma do processo.

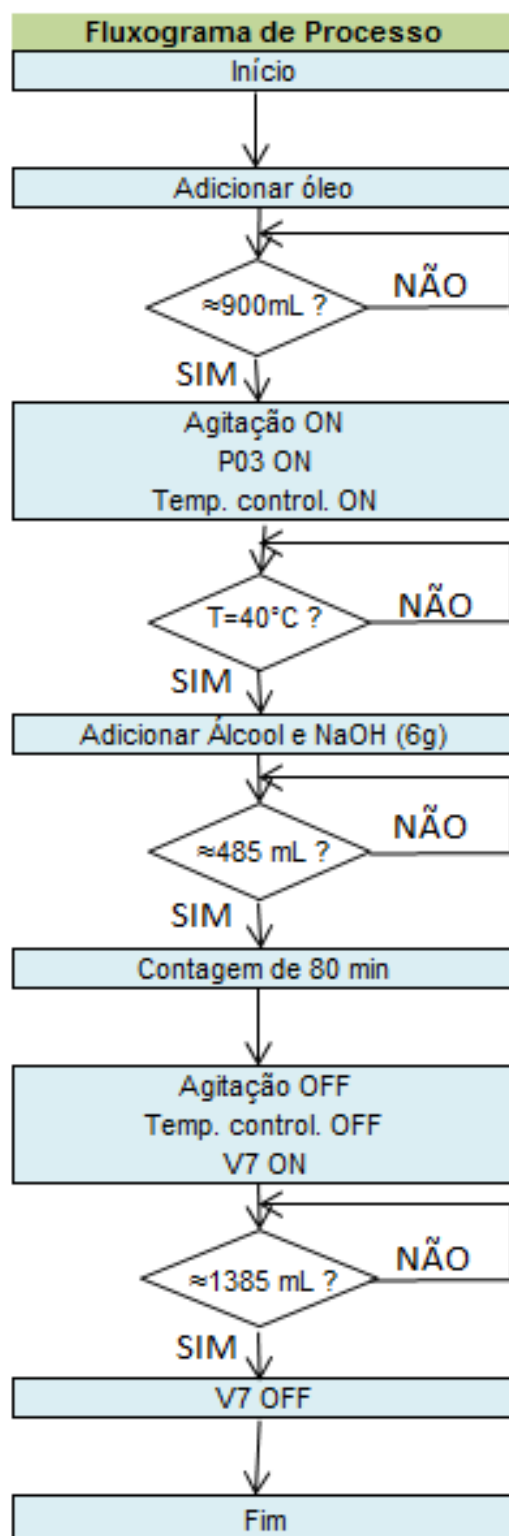


Figura F.1: Fluxograma das etapas envolvidas nos experimentos.