



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**COMPARAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE
REFRIGERAÇÃO PARA RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO,
CONTROLADO A DIFERENTES MODOS DE CONTROLE**

Aluno: Flávio Vasconcelos da Silva

Engenheiro Químico
Mestre em Engenharia de Alimentos

Orientador: Prof. Dr. Vivaldo Silveira Júnior

Tese apresentada ao curso de Pós-graduação
da Faculdade de Engenharia de Alimentos da
Universidade Estadual de Campinas, para a
obtenção do título de DOUTOR EM
ENGENHARIA DE ALIMENTOS

-Campinas, 2003-

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. – UNICAMP

Si38c Silva, Flávio Vasconcelos da
Comparação do desempenho de um sistema de
refrigeração para resfriamento líquido, controlado a
diferentes modos de controle. – Campinas, SP: [s.n.],
2003.

Orientador: Vivaldo Silveira Junior
Tese (doutorado) – Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Controladores PID. 2.Refrigeração. I.Silveira Junior,
Vivaldo. II.Universidade Estadual de Campinas.Faculdade
de Engenharia de Alimentos. III.Título.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Vivaldo Silveira Júnior
(Orientador)

Prof^a. Dr. Ana Maria Frattini Fileti
(Membro)

Prof. Dr. Jaime Vilela de Resende
(Membro)

Prof. Dr. José Maria S. Jabardo
(Membro)

Prof. Dr. Nelson Luis Cappelli
(Membro)

Prof. Dr. Luiz Augusto B. Cortez
(Membro)

Prof. Dr. Rubens Maciel Filho
(Membro)

"Há pessoas que vêem as coisas como elas são e que perguntam a si mesmas: "Porquê?" e há pessoas que sonham as coisas como elas jamais foram e que perguntam a si mesmas: "Por que não?"

(George Bernard Shaw)

AGRADECIMENTOS

A Deus, pela Sua presença constante.

Ao Prof. Dr. Vivaldo Silveira Júnior, por criar todas as condições para o meu desenvolvimento acadêmico, com respeito e confiança. Muito obrigado!!!.

Ao Prof. Lincoln Camargo Neves Filho, pela dedicação, ensinamentos oportunos, apoio e principalmente pelos incentivos nos momentos mais “críticos”.

Aos integrantes da banca examinadora pela leitura atenta e cuidadosa, pelos comentários pertinentes, pelas fundamentais correções, observações e sugestões.

As empresas Smar, Bitzer Compressores, Danfoss e Apema pela contribuição dada através de doações ou incentivos à aquisição de sensores e equipamentos, indispensáveis ao andamento deste trabalho.

A FAPESP pelo apoio financeiro.

A Kity, por tudo de bom que representa em minha vida, por sua presença fundamental e por proporcionar os momentos mais felizes da minha vida. Te adoro!!!.

Ao grande amigo Mauro, por ter dado um sentido amplo à amizade e ao espírito de equipe. Muito obrigado!!!

Aos amigos (quase irmãos) Luciano e Márcia Crystal pelo companheirismo durante todos estes anos, em que sempre pude contar, nos bons e maus momentos. Vocês são minha “Grande Família”!!!

A Dinda Rose pelo apoio, bondade, bom senso e, principalmente, bom humor. Muito obrigado!!!

A minha mãe Marlene e meus irmãos Cláudio, Izabel, Gleide e Carlinhos pelo apoio durante todos esses anos.

Ao Izaías (Zazá), pela cooperação indispensável, alegria e por tornar o cotidiano do laboratório bastante agradável. Valeu!!!

A Carlos Parreira (Carlão) pela inestimável contribuição técnica, pela amizade e bom humor de todos os dias.

Aos grandes amigos André, Janaína e Gustavo, pelos bons momentos vividos e pela certeza de que ter amigos é nunca estar só. Obrigado Pestes!!!

Aos amigos distantes de Aracaju: Franklin, Sayonara, Fransley, Nicélia, Anselmo, Alana, Gerson, Selma e Profa. Marina, pelos incontáveis, indispensáveis e sempre divertidos telefonemas. Obrigado por tudo!!!

Aos meus fiéis "escravinhos" Beto, Eliane e o "inacreditável" Edson Coxinha, pela ajuda inestimável durante todo o trabalho. Muito obrigado!!!

Aos amigos de República: Jones, Fábio Pirão, Anselmo, Renato, Fábio Conselheiro, Wesley, Efabiano (Senhor dos Passos), Amaro e Sérgio, por tornar minha vida em Campinas bastante agradável.

A todos os colegas do LACPA, pelo bom relacionamento que sempre proporcionou um ambiente de trabalho tranquilo e agradável.

A todos que compõem o Departamento de Engenharia de Alimentos, em especial ao pessoal da oficina mecânica: Edinho, Valdeci e Nilson. Obrigado pela paciência e atenção!

Enfim, a todos que contribuíram de alguma forma (e não foram poucos!) para este trabalho.

A meu pai Esperidião (*in memoriam*), sem o seu apoio e confiança, nada disso teria acontecido. Muitas saudades!!!

Flávio

ÍNDICE GERAL

ÍNDICE GERAL	ix
ÍNDICE DE TABELAS	xv
ÍNDICE DE FIGURAS	xvii
NOMENCLATURA	xxxi
RESUMO	xxxiii
SUMMARY	xxxv
OBJETIVO	1
INTRODUÇÃO GERAL	1
<u>CAPÍTULO 1 – MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO PARA RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO</u>	5
1.1- INTRODUÇÃO	5
1.2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	5
1.2.1- INSTRUMENTAÇÃO EM SISTEMAS DE REFRIGERAÇÃO	6
1.2.2- COMUNICAÇÃO DIGITAL E ARQUITETURA FIELDBUS	7
1.2.3- APLICAÇÃO DA ARQUITETURA FIELDBUS NO SETOR PRODUTIVO	17
1.3- METODOLOGIA	19
1.3.1- MONTAGEM DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO	19
1.3.2- INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO	20
1.4- RESULTADOS OBTIDOS	22
1.4.1- MONTAGEM DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO	22
1.4.2- INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO	27
1.4.2.1- Implementação da rede fieldbus	27
1.4.2.2- Controlador Lógico Programável (LC700)	30

1.4.2.3- Sensores de temperatura	31
1.4.2.4- Sensores de Pressão	32
1.4.2.5- Sensores de Vazão	33
1.4.2.6- Elementos finais de controle	35
1.4.2.7- Potência consumida pela bomba de propileno glicol	38
1.4.2.8- Potência consumida pelo compressor	39
1.4.2.9- Software configurador SYSCON	40
1.4.2.10- Sistema de supervisão	41
1.5- CONCLUSÕES	43
1.6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	44

CAPÍTULO 2 – COMPORTAMENTO DINÂMICO DAS VARIÁVEIS SOB PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS

2.1- INTRODUÇÃO	47
2.2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	48
2.2.1- LINEARIDADE EM PROCESSOS DINÂMICOS	50
2.3- METODOLOGIA	53
2.3.1- DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES INICIAIS DOS ENSAIOS	53
2.3.2- ENSAIOS PARA VERIFICAÇÃO DO COMPORTAMENTO DAS VARIÁVEIS DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO (CHILLER)	54
2.3.3- VERIFICAÇÃO DO GRAU DE LINEARIDADE DAS VARIÁVEIS DE PROCESSO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO (CHILLER)	54
2.3.4- PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS COM DIVERSAS AMPLITUDES	55
2.3.5- ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DO GANHO (K) DAS VARIÁVEIS DE PROCESSO	57
2.4- RESULTADOS OBTIDOS	58
2.4.1- DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES INICIAIS DOS ENSAIOS.	58
2.4.2- ENSAIOS PARA VERIFICAÇÃO PRELIMINAR DO COMPORTAMENTO DAS VARIÁVEIS DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO (CHILLER).	59
2.4.3- VERIFICAÇÃO DO COMPORTAMENTO NÃO LINEAR DAS VARIÁVEIS DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO (CHILLER).	64
2.4.4- PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS COM DIVERSAS AMPLITUDES	70

2.4.5- ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DO GANHO PARA AS VARIÁVEIS DE PROCESSO	77
2.5- CONCLUSÕES	80
2.6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	81

CAPÍTULO 3 – COMPORTAMENTO DINÂMICO DAS VARIÁVEIS SOB PERTURBAÇÕES SIMULTÂNEAS

3.1- INTRODUÇÃO	83
3.2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	84
3.2.1- METODOLOGIA DE PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL	86
3.3- METODOLOGIA	87
3.3.1- DESENVOLVIMENTO DOS PLANEJAMENTOS EXPERIMENTAIS	87
3.4- RESULTADOS OBTIDOS	90
3.4.1- DESENVOLVIMENTO DOS PLANEJAMENTOS EXPERIMENTAIS	90
3.5- CONCLUSÕES	111
3.6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	112

CAPÍTULO 4 – CONTROLADORES PI E PID CONVENCIONAIS

4.1- INTRODUÇÃO	113
4.2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	114
4.2.1- LÓGICAS DE CONTROLE	114
4.2.2- CONTROLE DE PROCESSOS	117
4.2.3- SINTONIA DOS CONTROLADORES PI E PID	119
4.2.3.1- Métodos de Ziegler-Nichols	120
4.2.3.2- Método de Åström e Hägglund	122
4.2.4- CRITÉRIOS DE DESEMPENHO DE SISTEMAS DE CONTROLE (SISO/FEEDBACK)	123
4.2.5- CONTROLE AVANÇADO APLICADO EM SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO	125
4.2.6- CONTROLE DE PROCESSOS E INSTRUMENTAÇÃO NA INDÚSTRIA DE ALIMENTOS	127
4.3- METODOLOGIA	128
4.3.1- IMPLEMENTAÇÃO DOS CONTROLADORES PI E PID	128
4.3.2- SINTONIA DOS CONTROLADORES PI E PID	129
4.3.3- ENSAIOS COM OS CONTROLADORES CONVENCIONAIS	130

4.3.3.1- Atuação individual dos controladores convencionais PI e PID	130
4.3.3.2- Atuação conjunta dos controladores convencionais e PID	131
4.4- RESULTADOS OBTIDOS	133
4.4.1- IMPLEMENTAÇÃO DOS CONTROLADORES PI E PID	133
4.4.2- SINTONIA DOS CONTROLADORES PI E PID	135
4.4.3- ENSAIOS COM OS CONTROLADORES CONVENCIONAIS	138
4.4.3.1- Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TSP-FRC	138
4.4.3.2- Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TSP-FRB	141
4.4.3.3- Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TEV-FRC	144
4.4.3.4- Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TEV-FRB	147
4.4.3.5- Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TCOND-FRC	150
4.4.3.6- Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TCOND-FVC	152
4.4.4- ATUAÇÃO CONJUNTA DOS CONTROLADORES CONVENCIONAIS PID	155
4.4.4.1- Ensaios dos controladores duplo-PID para as malhas TSP- FRC/FRB	156
4.4.4.2- Ensaios dos controladores duplo-PID para as malhas TEV- FRC/FRB	159
4.4.4.3- Ensaios dos controladores duplo-PID para as malhas TCOND- FRC/FVC	162
4.4.5- ANÁLISE COMPARATIVA DOS CONTROLADORES PID E DUPLO-PID	164
4.5- CONCLUSÕES	168
4.6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	169

CAPÍTULO 5 – CONTROLADORES FUZZY-PI E FUZZY-PID **171**

5.1- INTRODUÇÃO	171
5.2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	172
5.2.1- SISTEMA DE CONTROLE FUZZY BASEADO EM REGRAS	172
5.2.2- PROJETO DE UM CONTROLADOR FUZZY	179
5.2.3- CONTROLE FUZZY NO PROCESSO INDUSTRIAL	184
5.3- METODOLOGIA	193

5.3.1- IMPLEMENTAÇÃO DAS FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA	193
5.3.2- CONSTRUÇÃO DA BASE DE CONHECIMENTO DOS CONTROLADORES SISO FUZZY E FUZZY MULTIVARIÁVEL	194
5.3.3- PROJETO DOS CONTROLADORES FUZZY	195
5.3.4- SINTONIA DOS CONTROLADORES FUZZY	198
5.3.5- ENSAIOS COM OS CONTROLADORES FUZZY	199
5.3.6- CONTROLADORES FUZZY MULTIVARIÁVEIS	200
5.4- RESULTADOS OBTIDOS	203
5.4.1- IMPLEMENTAÇÃO DAS FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA	203
5.4.2- BASE DE CONHECIMENTO DOS CONTROLADORES FUZZY	204
5.4.3- SINTONIA DOS CONTROLADORES FUZZY	207
5.4.4- ENSAIOS COM OS CONTROLADORES FUZZY	208
5.4.4.1- Ensaios com os controladores PID e PI para a malha <i>fuzzy</i> TSP-FRC.	208
5.4.4.2- Ensaios com os controladores PID e PI para a malha <i>fuzzy</i> TSP-FRB.	212
5.4.4.3- Ensaios com os controladores PID e PI para a malha <i>fuzzy</i> TEV-FRC.	216
5.4.4.4- Ensaios com os controladores PID e PI para a malha <i>fuzzy</i> TEV-FRB.	219
5.4.4.5- Ensaios com os controladores PID e PI para a malha <i>fuzzy</i> TCOND-FRC.	222
5.4.4.6- Ensaios com os controladores PID e PI para a malha <i>fuzzy</i> TCOND-FVC.	225
5.4.5- ENSAIOS COM OS CONTROLADORES FUZZY MULTIVARIÁVEIS.	228
5.4.5.1- Ensaios com o controlador <i>fuzzy</i> -PI multivariável para a malha TSP-FRC/FRB.	230
5.4.5.2- Ensaios com o controlador <i>fuzzy</i> -PI multivariável para a malha TEV-FRC/FRB.	233
5.4.5.3- Ensaios com o controlador <i>fuzzy</i> -PI multivariável para a malha TCOND-FRC/FVC.	235

5.4.6- ANÁLISE COMPARATIVA DOS CONTROLADORES FUZZY-SISO E FUZZY-SIMO	236
5.5- CONCLUSÕES	238
5.6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	241

<u>CAPÍTULO 6 – ESTUDO COMPARATIVO DO DESEMPENHO DOS CONTROLADORES FUZZY E CONVENCIONAIS</u>	<u>245</u>

6.1 INTRODUÇÃO	245
6.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	246
6.3 METODOLOGIA	250
6.3.1 ENSAIOS DE COMPARAÇÃO ENTRE CONTROLADORES CONVENCIONAIS E FUZZY EM ESTRATÉGIA SISO/FEEDBACK	250
6.3.2 ANÁLISE DOS PARÂMETROS DE COMPARAÇÃO PARA OS CONTROLADORES CONVENCIONAIS E FUZZY.	251
6.4 RESULTADOS OBTIDOS	251
6.4.1 ENSAIOS DE COMPARAÇÃO PARA TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL COMO VARIÁVEL CONTROLADA.	251
6.4.1.1 <i>Malha TSP-FRC</i>	251
6.4.1.2 <i>Malha TSP-FRB</i>	255
6.4.2 ENSAIOS DE COMPARAÇÃO ENTRE CONTROLADORES CONVENCIONAIS E FUZZY PARA TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO COMO VARIÁVEL CONTROLADA.	258
6.4.2.1 <i>Malha TEV-FRC</i>	258
6.4.2.2 <i>Malha TEV-FRB</i>	261
6.4.3 ANÁLISE DOS PARÂMETROS DE COMPARAÇÃO CONTROLADORES CONVENCIONAIS E FUZZY.	264
6.5 CONCLUSÕES	272
6.6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	273

<u>CONCLUSÕES GERAIS</u>	<u>275</u>

<u>APÊNDICE A</u>	<u>283</u>

APÊNDICE B	289

APÊNDICE C	301

APÊNDICE D	303

ÍNDICE DE TABELAS

TABELA 1.1 - DESCRIÇÃO DOS CANAIS DOS CONVERSORES IF 302 E FI 302.	30
TABELA 1.2 - LOCALIZAÇÃO DOS SENSORES DE TEMPERATURA NO PROTÓTIPO.	31
TABELA 1.3 - EQUAÇÕES DAS CURVAS DE CALIBRAÇÃO DOS SENSORES DE TEMPERATURA.....	32
TABELA 1.4 - LOCALIZAÇÃO DOS SENSORES DE PRESSÃO NO PROTÓTIPO.	33
TABELA 2.1 - CONDIÇÕES INICIAIS (CI2) E NÍVEIS DE PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS TIPO DEGRAU, COM DIVERSAS AMPLITUDES.	55
TABELA 2.2 - PLANEJAMENTO DE ENSAIOS COM PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS EM DIVERSAS AMPLITUDES, PARTINDO-SE DAS CONDIÇÕES INICIAIS (CI2).	56
TABELA 2.3 - CONDIÇÕES INICIAIS (CI1) E VALORES DO REGIME PERMANENTE OBTIDO. ...	59
TABELA 2.4 - PERTURBAÇÕES REALIZADAS NAS VARIÁVEIS MANIPULADAS PARA A CI1. ...	60
TABELA 2.5 - CONDIÇÕES INICIAIS E VALORES DO REGIME PERMANENTE OBTIDO.	65
TABELA 2.6 - PERTURBAÇÕES REALIZADAS NAS VARIÁVEIS MANIPULADAS PARA A CI2. ...	66
TABELA 2.7 - PARÂMETROS DE GRÁFICOS DE GANHO (K), CONSTANTE DE TEMPO (T) E TEMPO MORTO (L) DOS ENSAIOS COM PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS EM DIVERSAS AMPLITUDES.	74
TABELA 3.1 - FATORES E NÍVEIS FINAIS ADOTADOS NO PEFC 01.	88
TABELA 3.2 - FATORES E NÍVEIS ADOTADO NO PEFC 02.....	89
TABELA 3.3 - FATORES E NÍVEIS FINAIS ADOTADOS NO PEFC 03.	89
TABELA 3.4 - FATORES E NÍVEIS FINAIS ADOTADOS NO PEFC 04.	90

TABELA 3.5 - RESULTADOS DOS PARÂMETROS OBTIDOS PARA TEV E TSP DA	
MATRIZ DO PEFC 01.....	91
TABELA 3.6 - PARÂMETROS ESTATÍSTICOS DA ANÁLISE DO PEFC 01.	92
TABELA 3.7 - RESULTADOS DOS PARÂMETROS OBTIDOS PARA TEV E TSP DA	
MATRIZ DO PEFC 02.....	98
TABELA 3.8 - PARÂMETROS ESTATÍSTICOS DA ANÁLISE DO PEFC 02.	99
TABELA 3.9 - RESULTADOS DOS PARÂMETROS OBTIDOS PARA TCOND DA	
MATRIZ DO PEFC 03.....	104
TABELA 3.10 - PARÂMETROS ESTATÍSTICOS DA ANÁLISE DO PEFC 03.....	105
TABELA 3.11 - RESULTADOS DOS PARÂMETROS OBTIDOS PARA TCOND DA	
MATRIZ DO PEFC 04.....	108
TABELA 3.12 - PARÂMETROS ESTATÍSTICOS DA ANÁLISE DO PEFC 04.....	109
TABELA 4.1 - RELAÇÕES DE SINTONIA BASEADOS NA CURVA DE REAÇÃO DE PROCESSO -	
MÉTODO DE ZIEGLER-NICHOLS.....	120
TABELA 4.2 - PARÂMETROS DE SINTONIA PARA O MÉTODO DO PERÍODO CRÍTICO.	121
TABELA 4.3 - ENSAIOS REALIZADOS COM OS CONTROLADORES PI E PID.	131
TABELA 4.4 - ENSAIOS REALIZADOS COM OS CONTROLADORES CONVENCIONAIS	
PID, DUPLO SISO, ATUANDO EM CONJUNTO.....	132
TABELA 4.5 - VALORES DOS GANHOS CRÍTICOS (Ku) E PERÍODOS CRÍTICOS (Tu)	
OBTIDOS NO MÉTODO DE ÅSTRÖM E HÄGGLUND.	136
TABELA 4.6 - VALORES DOS PARÂMETROS DOS CONTROLADORES CONVENCIONAIS	
UTILIZANDO O MÉTODO DE ÅSTRÖM E HÄGGLUND.	137
TABELA 4.7 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES PID E PI	
UTILIZADOS NOS ENSAIOS C01 A C04.	140
TABELA 4.8 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES PID E PI	
UTILIZADOS NOS ENSAIOS C05 A C08.	143
TABELA 4.9 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES PID E PI	
UTILIZADOS NOS ENSAIOS C09 A C12.	146
TABELA 4.10 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES S PID E PI	
UTILIZADOS NOS ENSAIOS C13 A C16.	149

TABELA 4.11 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES PID E PI UTILIZADOS NOS ENSAIOS C17 A C20.	152
TABELA 4.12 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DOS CONTROLADORES S PID E PI UTILIZADOS NOS ENSAIOS C21 A C24.	155
TABELA 4.13 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR DUPLO-PID UTILIZADO NOS ENSAIOS M01 E M02.....	158
TABELA 4.14 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR DUPLO-PID UTILIZADO NOS ENSAIOS M03 E M04.....	161
TABELA 4.15 - PARÂMETROS DE DESEMPENHO DO CONTROLADOR DUPLO-PID UTILIZADO NOS ENSAIOS M05 E M06.....	164
TABELA 6.1 - ENSAIOS REALIZADOS COM CONTROLADORES CONVENCIONAIS (PI E PID) E <i>FUZZY (FUZZY-PI E FUZZY-PID)</i>	250

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1 - FLUXOGRAMA DE ENGENHARIA DO SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO PARA RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO (<i>CHILLER</i>).	22
FIGURA 1.2 - FLUXOGRAMA DE ENGENHARIA DA LINHA DE PROPILENO GLICOL.....	23
FIGURA 1.3 - FLUXOGRAMA DE ENGENHARIA DA LINHA DE ÁGUA DA TORRE DE RESFRIAMENTO.	23
FIGURA 1.4 - REDE <i>FIELD BUS</i> IMPLEMENTADA PARA O SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO.	28
FIGURA 1.5 - CURVA DE CALIBRAÇÃO DA PLACA DE ORIFÍCIO.	34
FIGURA 1.6 - CURVA CARACTERÍSTICA DE VAZÃO INSTALADA	37
FIGURA 1.7 - RELAÇÕES ENTRE A POTÊNCIA CONSUMIDA E A FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DA BOMBA COM A VAZÃO DA BOMBA DE PROPILENO GLICOL.	38
FIGURA 1.8 - RELAÇÕES ENTRE A POTÊNCIA CONSUMIDA E A FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DO COMPRESSOR COM A VAZÃO DO REFRIGERANTE LÍQUIDO (R-404A).	39
FIGURA 1.9 - TELA DA CONFIGURAÇÃO LÓGICA DA REDE <i>FIELD BUS</i> DO PROTÓTIPO.	40

FIGURA 1.10 - TELAS DESENVOLVIDAS NO SUPERVISÓRIO AIMAX. TELA INICIAL (A), MICROCOMPUTADOR DE CONFIGURAÇÃO E MONITORAÇÃO COM A TELA INICIAL (B), TELA DE SUPERVISÃO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO (C) E TELA DE OPERAÇÃO DO QUADRO DE COMANDO (D).....	42
FIGURA 2.1 - REPRESENTAÇÃO DO PRINCÍPIO DA SUPERPOSIÇÃO APLICADO A SISTEMAS LINEARES	52
FIGURA 2.2 - REPRESENTAÇÃO DO PRINCÍPIO DA INDEPENDÊNCIA DA RESPOSTA DINÂMICA E DAS CONDIÇÕES DO PROCESSO EM SISTEMAS LINEARES	52
FIGURA 2.3 - CURVA DE REAÇÃO DE UM PROCESSO E A DETERMINAÇÃO GRÁFICA DO TEMPO DE ATRASO (L), DA CONSTANTE DE TEMPO (T) E DO GANHO (K).....	57
FIGURA 2.4 - CURVAS DE REAÇÃO PARA PERTURBAÇÕES POSITIVAS E NEGATIVAS ($\pm 5\%$) NO FECHAMENTO DA VÁLVULA DE CONTROLE DA ÁGUA (FVC).	61
FIGURA 2.5 - CURVAS DE REAÇÃO PARA PERTURBAÇÕES POSITIVAS E NEGATIVAS ($\pm 10\%$) NA FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DA BOMBA DE PROPILENO GLICOL (FRB). ...	62
FIGURA 2.6 - CURVAS DE REAÇÃO PARA PERTURBAÇÕES POSITIVAS E NEGATIVAS ($\pm 10\%$) NA FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DO COMPRESSOR (FRC).	63
FIGURA 2.7 - CURVAS DE REAÇÃO PARA PERTURBAÇÕES POSITIVA E NEGATIVA ($\pm 5\%$) NO FVC, A PARTIR DAS CONDIÇÕES INICIAIS CI1 E CI2.	66
FIGURA 2.8 - CURVAS DE REAÇÃO PARA PERTURBAÇÕES POSITIVA E NEGATIVA ($\pm 10\%$) NA FRB, A PARTIR DAS CONDIÇÕES INICIAIS CI1 E CI2.	67
FIGURA 2.9 - CURVAS DE REAÇÃO PARA PERTURBAÇÕES POSITIVA E NEGATIVA ($\pm 10\%$) NA FRC, A PARTIR DAS CONDIÇÕES INICIAIS CI1 E CI2.	67
FIGURA 2.10 - HISTÓRICO DAS TEMPERATURAS DE CONDENSACÃO E ENTRADA DA ÁGUA NO CONDENSADOR ANTES (A) E DEPOIS (B) DA INSTALAÇÃO DO VARIADOR DE FREQUÊNCIA NO VENTILADOR DA TORRE DE RESFRIAMENTO.....	69
FIGURA 2.11 - VARIAÇÃO HORÁRIA DA TEMPERATURA AMBIENTE E UMIDADE RELATIVA DO AR OCORRIDA EM 28/11/2001. (FONTE: ESTAÇÃO METEOROLÓGICA AUTOMÁTICA SITUADA NA FEAGRI/UNICAMP – CEPAGRI).....	70

FIGURA 2.12 - CURVAS DE REAÇÃO DA TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO (A), TEMPERATURA DE CONDENSAÇÃO (B) E TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL (C) PARA PERTURBAÇÕES NO FECHAMENTO DA VÁLVULA DE CONTROLE DA ÁGUA, EM DIVERSAS AMPLITUDES.....	71
FIGURA 2.13 - CURVAS DE REAÇÃO DA TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO (A), TEMPERATURA DE CONDENSAÇÃO (B) E TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL (C) PARA PERTURBAÇÕES NA FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DA BOMBA DE PROPILENO GLICOL, EM DIVERSAS AMPLITUDES.....	72
FIGURA 2.14 - CURVAS DE REAÇÃO DA TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO (A), TEMPERATURA DE CONDENSAÇÃO (B) E TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL (C) PARA PERTURBAÇÕES NA FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DO COMPRESSOR, EM DIVERSAS AMPLITUDES.	73
FIGURA 2.15 - COMPORTAMENTO DAS POTÊNCIAS CONSUMIDAS NOS MOTORES DA BOMBA DE PROPILENO GLICOL (A) E DO COMPRESSOR (B) QUANDO O SISTEMA É SUBMETIDO A PERTURBAÇÕES NA FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DA BOMBA DE PROPILENO GLICOL A PARTIR DAS CONDIÇÕES INICIAIS Cl2, CONFORME A TABELA 2.2.....	75
FIGURA 2.16 - COMPORTAMENTO DAS POTÊNCIAS CONSUMIDAS NO MOTOR DO COMPRESSOR COM O SISTEMA SOB PERTURBAÇÕES NO FECHAMENTO DA VÁLVULA DE CONTROLE DA ÁGUA (A) E NA FREQUÊNCIA DE ROTAÇÃO DO COMPRESSOR (B).....	76
FIGURA 2.17 - FATOR DE SENSIBILIDADE DO GANHO DAS VARIÁVEIS DE PROCESSO A PARTIR DAS PERTURBAÇÕES POSITIVAS DAS VARIÁVEIS DE CONTROLE.....	77
FIGURA 2.18 - FATOR DE SENSIBILIDADE DO GANHO DAS VARIÁVEIS DE PROCESSO A PARTIR DAS PERTURBAÇÕES NEGATIVAS DAS VARIÁVEIS DE CONTROLE.....	79
FIGURA 3.1 - EFEITOS DAS VARIÁVEIS MANIPULADAS NO GANHO (A) E INCLINAÇÃO DA RETA NA CURVA S (B) APRESENTADOS NO PEFC 01.	91
FIGURA 3.2 - SUPERFÍCIES DE RESPOSTA DO GANHO DO PROCESSO (A, B E C) E DA INCLINAÇÃO DA CURVA S (D, E E F) PARA A TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO (PEFC 01).....	94

FIGURA 3.3 - SUPERFÍCIES DE RESPOSTA DO GANHO DO PROCESSO (A E B) E DA INCLINAÇÃO DA CURVA S (C, D E E) PARA A TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL (PEFC 01).....	95
FIGURA 3.4 - EFEITOS DAS VARIÁVEIS MANIPULADAS NO GANHO (A) E INCLINAÇÃO DA RETA NA CURVA S (B) APRESENTADOS NO PEFC 02.	98
FIGURA 3.5 - SUPERFÍCIES DE RESPOSTA DO GANHO DO PROCESSO (A, B E C) E DA INCLINAÇÃO DA CURVA S (D, E E F) PARA A TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO (PEFC 02).....	101
FIGURA 3.6 - SUPERFÍCIES DE RESPOSTA DO GANHO DO PROCESSO (A, B E C) E DA INCLINAÇÃO DA CURVA S (D, E E F) PARA A TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL (PEFC 02).....	102
FIGURA 3.7 - EFEITOS DAS VARIÁVEIS MANIPULADAS NO GANHO (A) E INCLINAÇÃO DA RETA NA CURVA S (B) APRESENTADOS NO PEFC 03.	104
FIGURA 3.8 - SUPERFÍCIES DE RESPOSTA DO GANHO DO PROCESSO (A, B E C) E DA INCLINAÇÃO DA CURVA S (D, E E F) PARA A TEMPERATURA DE CONDENSAÇÃO (PEFC 03).....	106
FIGURA 3.9 - EFEITOS DAS VARIÁVEIS MANIPULADAS NO GANHO (A) E INCLINAÇÃO DA RETA NA CURVA S (B) APRESENTADOS NO PEFC 04.	108
FIGURA 3.10 - SUPERFÍCIES DE RESPOSTA DO GANHO DO PROCESSO (A, B E C) E DA INCLINAÇÃO DA CURVA S (D, E E F) PARA A TEMPERATURA DE CONDENSAÇÃO (PEFC 04).....	110
FIGURA 4.1 - ESTRUTURA DO CONTROLADOR PID ADOTADA NOS ENSAIOS.	129
FIGURA 4.2 - ESTRUTURA DO CONTROLADOR MULTIMALHA (DUPLO PID).....	132
FIGURA 4.3 - ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PI E PID IMPLEMENTADAS NO SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO DE RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO.....	133
FIGURA 4.4 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C01 E C03).....	138

FIGURA 4.5 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C01 E C03).	139
FIGURA 4.6 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS C02 E C04).	139
FIGURA 4.7 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C05 E C07).	141
FIGURA 4.8 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C05 E C07).	142
FIGURA 4.9 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS C06 E C08).	142
FIGURA 4.10 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C09 E C11).	144
FIGURA 4.11 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C09 E C11).	145
FIGURA 4.12 -	COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS C10 E C12).	145

FIGURA 4.13 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C13 E C15).	147
FIGURA 4.14 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C13 E C15).	148
FIGURA 4.15 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS C14 E C16).	148
FIGURA 4.16 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TCOND-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C17 E C19).	150
FIGURA 4.17 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TCOND-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C17 E C19).	151
FIGURA 4.18 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TCOND-FRC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS C18 E C20).	151
FIGURA 4.19 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TCOND-FVC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C21 E C23).	153
FIGURA 4.20 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TCOND-FVC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS C21 E C23).	154

FIGURA 4.21 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID E PI NA MALHA TCOND-FVC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS C22 E C24).	154
FIGURA 4.22 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TSP-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO M01).	156
FIGURA 4.23 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TSP-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO M01).	157
FIGURA 4.24 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TSP-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS M02).	157
FIGURA 4.25 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TEV-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO M03).	159
FIGURA 4.26 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TEV-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO M03).	160
FIGURA 4.27 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TEV-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS M04).	160
FIGURA 4.28 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TCOND-FRC/FVC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO M05).	162

FIGURA 4.29 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TCOND-FRC/FVC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO M05).	163
FIGURA 4.30 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR DUPLO-PID NAS MALHAS TCOND-FRC/FVC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS M06).....	163
FIGURA 4.31 - PERCENTUAL MÉDIO DA DIFERENÇA ENTRE OS VALORES DOS PARÂMETROS DE DESEMPENHO (ISE, IAE E ITAE) DOS CONTROLADORES DUPLO-PID E CONTROLADORES PID (MALHAS SISO).....	165
FIGURA 4.32 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL SOB A AÇÃO DO CONTROLE COMERCIAL DO <i>CHILLER</i> E O CONTROLE PID PARA PERTURBAÇÕES DE +30% (A) E -30% (B) NA CARGA TÉRMICA.....	166
FIGURA 4.33 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO SOB A AÇÃO DO CONTROLE COMERCIAL DO <i>CHILLER</i> E O CONTROLE PID PARA PERTURBAÇÕES DE +30% (A) E -30% (B) NA CARGA TÉRMICA.....	167
FIGURA 4.34 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA TEMPERATURA DE CONDENSAÇÃO SOB A AÇÃO DO CONTROLE COMERCIAL DO <i>CHILLER</i> E O CONTROLE PID PARA PERTURBAÇÕES DE +30% (A) E -30% (B) NA CARGA TÉRMICA.....	167
FIGURA 5.1 - ESTRUTURA BÁSICA DE UM CONTROLADOR <i>FUZZY</i>	177
FIGURA 5.2 - ESTRUTURAS BÁSICAS DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID POSICIONAIS.....	180
FIGURA 5.3 - ESTRUTURAS BÁSICAS DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID INCREMENTAIS.....	180
FIGURA 5.4 - ESTRUTURA DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PI INCREMENTAL E <i>FUZZY</i> -PD POSICIONAL COM DUAS ENTRADAS.....	196
FIGURA 5.5 - ESTRUTURA HÍBRIDA DO CONTROLADOR <i>FUZZY</i> -PID.....	197
FIGURA 5.6 - ESTRUTURA SIMPLIFICADA DO CONTROLADOR <i>FUZZY</i> -PID.....	198

FIGURA 5.7 - ESTRUTURAS DAS FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA UTILIZADAS, INICIALMENTE, NA IMPLEMENTAÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> PARA A TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL UTILIZANDO A FRC COMO VARIÁVEL DE CONTROLE.	203
FIGURA 5.8 - TELA DE CONFIGURAÇÃO DA BASE DE REGRAS.....	206
FIGURA 5.9 - ESTRUTURA DAS FUNÇÕES DE PERTINÊNCIA NA SINTONIA FINAL DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> PARA A TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL UTILIZANDO A FRC COMO VARIÁVEL DE CONTROLE.....	207
FIGURA 5.10 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F01 E F03).	209
FIGURA 5.11 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F01 E F03).	210
FIGURA 5.12 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS F02 E F04).....	210
FIGURA 5.13 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F05 E F07).	213
FIGURA 5.14 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F05 E F07).	214

FIGURA 5.15 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS F06 E F08).....	214
FIGURA 5.16 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F09 E F11).	216
FIGURA 5.17 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F09 E F11).	217
FIGURA 5.18 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS F10 E F12).....	217
FIGURA 5.19 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F13 E F15).	219
FIGURA 5.20 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F13 E F15).	220
FIGURA 5.21 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS F14 E F16).....	220
FIGURA 5.22 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TCOND-FRC PARA PERTURBAÇÃO +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F17 E F19).	222

FIGURA 5.23 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TCOND-FRC PARA PERTURBAÇÃO -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F17 E F19).	223
FIGURA 5.24 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TCOND-FRC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIOS F18 E F20).....	223
FIGURA 5.25 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TCOND-FVC PARA PERTURBAÇÃO +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F21 E F23).	225
FIGURA 5.26 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TCOND-FVC PARA PERTURBAÇÃO -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS F21 E F23).	226
FIGURA 5.27 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI NA MALHA TCOND-FVC PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIO F24).	226
FIGURA 5.28 - ESTRUTURA DOS CONTROLADORES <i>FUZZY</i> -PI MULTIVARIÁVEL.....	229
FIGURA 5.29 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR <i>FUZZY</i> -PI MULTIVARIÁVEL (SIMO) NA MALHA TSP-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO FM01).....	230
FIGURA 5.30 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR <i>FUZZY</i> -PI MULTIVARIÁVEL (SIMO) NA MALHA TSP-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO FM01).....	231
FIGURA 5.31 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR <i>FUZZY</i> -PI MULTIVARIÁVEL (SIMO) NA MALHA TSP- FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO NO SET POINT (ENSAIO FM02).	231

FIGURA 5.32 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR <i>FUZZY-PI</i> MULTIVARIÁVEL (SIMO) NA MALHA TEV-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO FM03).....	233
FIGURA 5.33 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DAS VARIÁVEIS CONTROLADA E MANIPULADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR <i>FUZZY-PI</i> MULTIVARIÁVEL TEV-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIO FM03).	234
FIGURA 5.34 - COMPORTAMENTO DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA SOB AÇÃO DO CONTROLADOR <i>FUZZY-PI</i> MULTIVARIÁVEL (SIMO) NA MALHA TEV-FRC/FRB PARA PERTURBAÇÃO NO <i>SET-POINT</i> (ENSAIO FM04).	234
FIGURA 5.35 - PERCENTUAL MÉDIO DA DIFERENÇA ENTRE OS VALORES DOS PARÂMETROS DE DESEMPENHO (ISE, IAE E ITAE) DOS CONTROLADORES <i>FUZZY-SIMO</i> E CONTROLADORES <i>FUZZY-SISO</i>	237
FIGURA 6.1 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA DO COMPRESSOR SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY-PID</i> E <i>FUZZ-PI</i> (B) NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E01 A E04).	252
FIGURA 6.2 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA DO COMPRESSOR SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY-PID</i> E <i>FUZZY-PI</i> (B) NA MALHA TSP-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E01 A E04).	253
FIGURA 6.3 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA NA BOMBA DE PROPILENO GLICOL SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY-PID</i> E <i>FUZZY-PI</i> (B) NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E05 A E08).	256

FIGURA 6.4 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA NA BOMBA DE PROPILENO GLICOL SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI (B) NA MALHA TSP-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E05 A E08).....	257
FIGURA 6.5 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA NO COMPRESSOR SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI (B) NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E09 A E12).....	259
FIGURA 6.6 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA NO COMPRESSOR SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI (B) NA MALHA TEV-FRC PARA PERTURBAÇÃO DE -30% (B) NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E09 A E12).....	260
FIGURA 6.7 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA NA BOMBA DE PROPILENO GLICOL SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI (B) NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE +30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E13 A E16).....	262
FIGURA 6.8 - COMPORTAMENTOS DOS DESVIOS DA VARIÁVEL CONTROLADA E DA POTÊNCIA CONSUMIDA NA BOMBA DE PROPILENO GLICOL SOB AÇÃO DOS CONTROLADORES PID, PI (A), <i>FUZZY</i> -PID E <i>FUZZY</i> -PI (B) NA MALHA TEV-FRB PARA PERTURBAÇÃO DE -30% NA CARGA TÉRMICA (ENSAIOS E13 A E16).....	263
FIGURA 6.9 - VALORES DO PARÂMETRO ISE (INTEGRAL DO QUADRADO DO ERRO) PARA OS ENSAIOS REALIZADOS SOB PERTURBAÇÃO POSITIVA (A) E NEGATIVA (B).....	265
FIGURA 6.10 - VALORES DO PARÂMETRO IAE (INTEGRAL DO ERRO ABSOLUTO) PARA OS ENSAIOS REALIZADOS SOB PERTURBAÇÃO POSITIVA (A) E NEGATIVA (B).....	266

FIGURA 6.11 - VALORES DO PARÂMETRO ITAE (NTEGRAL DO ERRO ABSOLUTO NO TEMPO) PARA OS ENSAIOS REALIZADOS SOB PERTURBAÇÃO POSITIVA (A) E NEGATIVA (B).....	267
FIGURA 6.12 - VALORES DOS CONSUMOS DE ENERGIA ELÉTRICA, DURANTE OS ENSAIOS DE CONTROLE DA TEMPERATURA DE SAÍDA DO PROPILENO GLICOL SOB PERTURBAÇÕES POSITIVA (A) E NEGATIVA (B), DOS DIFERENTES EQUIPAMENTOS.....	268
FIGURA 6.13 - VALORES DOS CONSUMOS DE ENERGIA ELÉTRICA, DURANTE OS ENSAIOS DE CONTROLE DA TEMPERATURA DE EVAPORAÇÃO SOB PERTURBAÇÕES POSITIVA (A) E NEGATIVA (B), DOS DIFERENTES EQUIPAMENTOS.....	269
FIGURA 6.14 - PERCENTUAIS DE AUMENTO E REDUÇÃO DO CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA DOS ENSAIOS NAS PERTURBAÇÕES POSITIVA (A) E NEGATIVA (B).....	270

NOMENCLATURA

A	Amplitude de perturbação	
a	Amplitude, pico a pico, de oscilação	
Cn	Valor de saída do controlador	
COP	Coeficiente de desempenho	
Cs	Sinal de bias do controlador	
d	Amplitude de chaveamento da variável manipulada	
e	Erro	°C
k	Ganho	
Kc	Ganho proporcional do controlador	
Kp	Ganho estático	
Ku	Ganho crítico	
L	Tempo de atraso	s
p	Pressão	kPa
Pc	potência	W
T	Constante de tempo	s
t	Temperatura	°C
Tu	Período crítico	s
u	Valor de saída de uma variável no controlador <i>fuzzy</i>	
v	Vazão volumétrica	L/h
VM	Variável manipulada	
VP	Variável de processo	
y	Valor de saída de uma variável do processo	
yr	Valor de referência (<i>set-point</i>)	°C
τ_d	Constante de tempo derivativa	s
τ_i	Constante de tempo integral	s
μ	Grau de pertinência	
Δ	Variação	
Ψ	Conjunto <i>fuzzy</i>	
Σ	Somatório	

RESUMO

O trabalho consiste na montagem e instrumentação de um protótipo de refrigeração para resfriamento de líquido (*Chiller*) que permita a implementação de sistemas de controle convencionais (PID e PI) e controle *fuzzy*. O uso do controle *fuzzy* nos processos industriais vem crescendo rapidamente nas últimas décadas, principalmente em processos de difícil modelagem matemática, devido à sua capacidade de atuar no sistema baseando-se apenas no conhecimento especialista e na capacidade de inter-relacionar todas as variáveis do processo. Em um ciclo de refrigeração a eficiência do sistema esta diretamente ligada à capacidade de manter as temperaturas e pressões correspondentes às exigidas pelo processo. As temperaturas de evaporação e condensação possuem uma grande influência quanto ao consumo de energia e desempenho geral do sistema frigorífico, sendo altamente influenciada por perturbações externas; o controle da temperatura do fluido secundário do *chiller* (propileno glicol) está diretamente ligada à qualidade do produto a ser resfriado, por essas razões essas temperaturas foram definidas como variáveis a serem controladas, sendo utilizadas como variáveis manipuladas as frequências de rotação, do compressor e da bomba alternativa, e o fechamento da válvula de controle. Foram realizados, inicialmente, ensaios de conhecimento do comportamento dinâmico do sistema, frente a perturbações, utilizando a metodologia de planejamento experimental onde foram conhecidas as magnitudes dos efeitos individuais e de interação das variáveis do sistema. A realização de ensaios de controle, utilizando estratégias SISO (Single Input - Single Output) e SIMO (Single Input - Multi Output), permitiu a definição das melhores malhas de controle através da análise dos parâmetros de erro e da demanda de energia elétrica do sistema.

Palavras chave: Controle *fuzzy*, Controle PID, refrigeração, resfriador de líquido, perturbações simultâneas.

SUMMARY

A prototype of refrigeration system in a chiller plant was assembled and instrumented for development of a conventional and fuzzy controllers. Fuzzy controls are increasingly being applied to industrial process especially in process with complex mathematical modeling. The capacity of action in a system controlled by a fuzzy logic is based only on a expert knowledge and its capacity to interact with all variables of process. The efficiency in a cycle of refrigeration is directly related to system capacity to maintain the temperatures and pressures values corresponding to process demand. Evaporating and condensing temperatures have a great influence on electrical demand and general performance of the cooling system. Being highly influenced by external disturbs. In a secondary fluid of the chiller (propylene glycol), the temperature control is associated with the product quality to be cooled. Then, evaporating and condensing temperatures were assumed as controlled variables. The manipulated variables were: compressor and reciprocating pump rotation frequencies and position of pneumatic control valve.

Experiments of dynamic behavior knowledge of the system were done applying the experimental design methodology to evaluate the individuals and interactions effects of the systems variables under disturbances. Control experiments were developed using SISO (Single Input – Single Output) and SIMO (Single Input – Multi Output) strategies. The time-integral performance criteria and electrical energy consume allowed to define the best control loops.

Key words: fuzzy control, PID control, refrigeration, chiller, simultaneous disturbs

OBJETIVO

O presente trabalho teve por objetivo o desenvolvimento, automação e controle de um protótipo experimental de um sistema de refrigeração para resfriamento de líquidos (*Chiller*), que permitiu a avaliação dinâmica do processo e a comparação de diferentes tipos de controle (convencionais e *fuzzy*) com a aplicação de comunicação digital e supervisão em tempo real.

INTRODUÇÃO GERAL

A partir da última década, a refrigeração industrial, comercial e doméstica vem passando por diversas mudanças conceituais e estruturais. As questões ambientais referentes à degradação da camada de ozônio e ao aquecimento global, em conjunto com a crescente preocupação quanto à economia e o uso racional de energia, vêm promovendo o desenvolvimento de novos sistemas e a utilização de novos refrigerantes.

A concepção de novos sistemas de refrigeração, que até então se limitava aos aspectos termodinâmicos e mecânicos do processo, passou a ter uma maior ênfase no controle dos parâmetros e na redução do consumo energético, criando-se alternativas comercialmente viáveis.

O mercado de refrigeração se tornou bastante exigente, diversificado e competitivo, buscando maior qualidade e confiabilidade nos produtos. Este cenário trouxe ao ambiente industrial a necessidade de um controle quase que total sobre máquinas e processos, possibilitando uma expansão do uso da automação e controle nos processos frigoríficos, dispondo-se de sistemas que correspondem às exigências requeridas por estes processos e às oscilações das variáveis de processo.

Observa-se em diversos ramos da indústria a utilização extensiva de controladores convencionais, principalmente os controladores tipo PID, que se tornaram bastante populares devido à sua robustez e facilidade de implantação. Já os controladores avançados são bastante utilizados e desenvolvidos no meio acadêmico, sofrendo uma certa resistência à utilização no meio industrial principalmente pela falta de informações técnicas mais precisas e implementações práticas bem sucedidas.

As técnicas de instrumentação e o controle de sistemas frigoríficos conferem confiabilidade ao processo, redução nos custos energéticos, aperfeiçoamento da supervisão e melhora da qualidade dos produtos refrigerados.

Os sistemas de refrigeração disponíveis no mercado, em sua grande maioria, utilizam o controle convencional com o objetivo de eliminar ou minimizar os efeitos das cargas variáveis e demais perturbações no sistema, sempre mantendo o consumo de energia em seu patamar máximo.

Neste contexto, aumenta-se a importância da utilização de técnicas mais avançadas tais como o uso de controladores industriais microprocessados, instrumentação digital e controle *fuzzy*.

Este trabalho se comprometeu na implementação de uma instrumentação avançada aplicada a um sistema de refrigeração de líquido que permitiu o conhecimento mais aprofundado do sistema e o desenvolvimento de sistemas de controles convencionais (PI e PID) e avançado (controle *fuzzy*) para comparação de desempenho.

A tese está organizada em seis capítulos.

No capítulo 1 é relatada a fase de concepção, projeto de instrumentação e montagem do sistema de refrigeração. Detalham-se as configurações dos

sensores e atuadores, a seqüência de operações, a programação do controlador lógico programável (CLP) e programa supervisor utilizado.

No capítulo 2 são apresentadas as metodologias e os resultados obtidos no estudo do comportamento dinâmico do processo sob perturbações individuais das variáveis de controle, em diversas amplitudes, que podem ser utilizadas no sistema de resfriamento.

No capítulo 3 é estudado o comportamento dinâmico do processo sob perturbações simultâneas das variáveis de controle, aplicando-se a metodologia de planejamento experimental. Foi possível a realização de correlações multivariáveis e análise dos efeitos individuais e de interação das variáveis manipuladas sobre as variáveis controladas.

No capítulo 4 é descrita a implementação dos controladores convencionais PID e PI no sistema de resfriamento de líquido. As malhas desenvolvidas foram construídas a partir das conclusões dos capítulos 2 e 3. Ensaios foram desenvolvidos para a determinação de parâmetros de desempenho dos controladores estudados.

No capítulo 5 são descritas noções relativas a sistemas *fuzzy*. Os aspectos relativos ao projeto e à estruturação das malhas de controle *fuzzy* são enfatizados. Controladores *fuzzy*, utilizando as mesmas malhas e estratégias avaliadas no capítulo 4, são projetados e analisados, aplicando-se os parâmetros de desempenho usados nos controladores convencionais.

No capítulo 6 é realizado um estudo comparativo do desempenho dos controladores convencionais e *fuzzy* através dos parâmetros de erro, enfatizando o consumo de energia elétrica.

CAPÍTULO 1 – MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DO SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO PARA RESFRIAMENTO DE LÍQUIDO

1.1 Introdução

O sistema de refrigeração proposto para o desenvolvimento dos experimentos foi projetado para atender às necessidades frigoríficas do processo de resfriamento de líquido. Todos os componentes do circuito frigorífico foram especificados com o objetivo principal de se alcançar a máxima versatilidade de aplicações.

O desempenho do controle do processo depende diretamente da adequada seleção da instrumentação utilizada, características tais como comportamento linear de medição e transmissão dos sinais devem ser cuidadosamente observadas.

Tendo em vista que a instrumentação em sistemas comerciais, mesmo em protótipos experimentais, é insuficiente foi realizada a montagem de uma instrumentação que possibilite uma melhor monitoração das condições de operação satisfazendo a necessidade de se obter maiores informações das variáveis de processo e de controle do sistema, permitindo efetuar correções de possíveis desvios dos valores pré-estabelecidos para os controles propostos.

1.2 Revisão bibliográfica e fundamentação teórica

O sistema de refrigeração caracteriza-se por um comportamento dinâmico, onde as variáveis são interdependentes e sujeitas a oscilações que ocasionam

alterações nas condições de operação, provocando gastos de energia indesejáveis.

Estas características ratificam a importância de um adequado dimensionamento e seleção de equipamentos para condições de operação pré-definidas como, por exemplo, a capacidade frigorífica máxima (carga térmica) e temperaturas de evaporação e condensação (Dossat, 1985).

1.2.1 Instrumentação em sistemas de refrigeração

Nas últimas décadas diversos estudos foram efetuados para avaliar os sistemas de refrigeração existentes e facilitar a compreensão de seu funcionamento: modelagem em regime permanente (Browne & Bansal, 1998) e de comportamento termodinâmico de resfriadores de líquido centrífugos (Gordon et al., 1995).

Técnicas de simulação em sistemas de refrigeração também estão sendo desenvolvidas com o objetivo de se determinar condições de operação que levem a um melhor desempenho do sistema. Devido a imposições econômicas quanto a redução dos custos de energia, tornou-se de fundamental importância a otimização das condições de operação. O primeiro passo seria o projeto de instrumentação da planta e a utilização de recursos computacionais para o controle satisfatório do processo (Houte & Bulck, 1994).

Assim, as técnicas de instrumentação e o controle de sistemas frigoríficos vêm crescendo rapidamente nos últimos anos, devido à necessidade de uma maior confiabilidade no processo, redução nos custos de energia, aperfeiçoamento da supervisão e melhora da qualidade dos produtos refrigerados.

A revista “**Australian Refrigeration, Air Conditioning and Heating**” (Anônimo, 1985) destaca uma economia de energia da ordem de 59 a 66% proporcionada pela instalação, em aparelhos de ar condicionado, de sensores

com infravermelho que reconhecem a quantidade de pessoas presentes no ambiente, racionalizando assim a potência do sistema de refrigeração.

Nicholson & Graham (1985) desenvolveram um trabalho de monitoração, através de microcomputador, em armazenagem frigorificada, constatando muitos benefícios deste procedimento, tais como: melhoria da eficiência operacional, ampla identificação de falhas, economia de energia, otimização do procedimento de descongelamento, aumento da qualidade do produto e melhoria das condições de estocagem através da redução das taxas de desidratação, oxidação e outras mudanças adversas associadas às oscilações de temperatura de armazenamento.

Wong & James (1988) propuseram um modelo analítico para o controle de um sistema de refrigeração que, depois de operado simultaneamente com o sistema experimental, dotado de um eficiente controle, fornece um incremento no rendimento do processo e redução nos custos de operação. Uma planta de resfriamento de líquido foi usada para investigar o desenvolvimento de um controle inteligente. Testes foram realizados utilizando um controlador eletrônico PID, verificando-se a sua superioridade. O controle inteligente se justifica pela visão econômica, já que se observa redução considerável nos custos operacionais.

Um aumento de 4 a 8% no coeficiente de eficácia (COP) foi obtido por Lindhard et al. (1988) na utilização de controladores eletrônicos no evaporador de cabines refrigeradas, usando o controlador PID e a variação da abertura da válvula de expansão como variável manipulada.

1.2.2 Comunicação digital e arquitetura fieldbus

Os padrões de transmissão de sinais utilizados inicialmente em sistemas de controle eram baseados na codificação dos sinais de pressão que normalmente possuíam valores entre 3 e 15 psi. A tecnologia pneumática foi amplamente utilizada, porém, gradativamente, substituída pelo padrão de transmissão em

corrente, 4-20 mA, não eliminando a característica analógica e o caráter unidirecional dos sinais de transmissão. Com o advento do protocolo HART (*Highway Addressable Remote Transducer*), que sobrepõe informação digital sobre os sinais analógicos, tentou-se ampliar a funcionalidade do padrão 4-20 mA para acomodar fluxo bidirecional de dados e os chamados dispositivos inteligentes, porém a aceitação destas soluções foi limitada.

A transição para sistemas totalmente digitais se tornou indispensável frente às necessidades tecnológicas do desenvolvimento do controle de processo moderno. O sucesso limitado dos sistemas híbridos revelou as reais características que uma nova arquitetura deveria possuir para alcançar uma aceitação amplamente difundida: a capacidade de substituição completa do padrão 4-20 mA, desenvolvimento de padrões abertos para a garantia de interoperabilidade total entre dispositivos de fabricantes diferentes e garantia de funcionalidade estável equivalente à do padrão 4-20 mA.

De forma a minimizar custos e aumentar a operabilidade de uma aplicação, introduziu-se o conceito de rede para interligar os vários equipamentos de uma aplicação. A utilização de redes em aplicações industriais prevê um significativo avanço nos custos de instalação, procedimentos de manutenção, opções de *upgrades* e informação de controle de qualidade.

As redes digitais industriais classificam-se quanto ao tipo de equipamento e os dados que ela transporta:

Sensorbus - de característica determinística e tempos de resposta extremamente curtos, dedicada a atender às necessidades de comunicação no nível dos sensores e atuadores, predominantemente de natureza discreta e dados no formato de *bits*.

Devicebus - com perfil determinístico e elevado desempenho orientada para distribuição dos dispositivos de controle e seus periféricos com íntima relação

com unidades centrais de processamento. A transmissão dos dados se dá no formato de *bytes*.

Fieldbus - dotada de estrutura de dados mais completa e alto desempenho aplicado na comunicação entre dispositivos inteligentes em processo contínuo no formato de pacotes de mensagens.

Databus - com a capacidade de manipular grandes quantidades de informações em tempo não crítico, destinada ao domínio da informática industrial (Smar,1998).

Em 1985, a ISA – *International Society for Measurement and Control*, posteriormente unindo-se com o IEC – *International Electrotechnical Committee*, iniciou o desenvolvimento de um padrão para comunicações digitais, bi-direcionais e *multidrop* entre dispositivos de campo. O objetivo desta normalização é gerar um único padrão internacional para o *fieldbus*.

Com o objetivo de construir uma base de implementação e apoio ao IEC para desenvolver os equipamentos conforme o mesmo padrão, em outubro de 1994, dois dos maiores consórcios que trabalhavam em propostas similares, ISPF (*Interoperable Systems Project Foundation*) e WorldFIP (*World Factory Instrumentation Protocol*), se fundiram em uma única organização, a Fieldbus Foundation, baseada em padrões da ISA e IEC e suportada por mais de cem grandes companhias. Desde a sua criação, a Fieldbus Foundation vem usando recursos das companhias associadas para definir e testar um protocolo padrão, habilitando e pondo a disposição este produto em 1996.

De uma forma geral o *fieldbus* pode ser definido como um sistema de comunicação digital, serial e bidirecional que permite a interligação em rede de múltiplos instrumentos diretamente no campo, realizando funções de controle e monitoração de processo e estações de operação, através de *softwares* supervisórios (Smar, 1998; Thomesse, 1998).

A opção pela implementação de sistemas de controle baseados em redes, requer um estudo para determinar o tipo de rede que apresenta as maiores vantagens de implementação ao usuário final, que deve buscar uma plataforma de aplicação compatível com o maior número de equipamentos possível. Surge daí a opção pela utilização de arquiteturas de sistemas abertos que, ao contrário das arquiteturas proprietárias onde apenas um fabricante lança produtos compatíveis com a sua própria arquitetura de rede, o usuário pode encontrar em mais de um fabricante a solução para os seus problemas. Além disso, muitas redes abertas possuem organizações de usuários que podem fornecer informações e possibilitar trocas de experiências a respeito dos diversos problemas de funcionamento de uma rede. Diante de um processo de escolha e devido à importância estratégica, faz-se necessário conhecer os principais elementos que caracterizam as redes de comunicação industriais, de forma a compor um critério de seleção que conduza a uma escolha consciente, baseada em conceitos fundamentais para o sucesso do empreendimento (Fuentes et al., 1999; Rodd et al., 1998).

A comunicação *fieldbus* apresenta algumas vantagens como substituto dos padrões de comunicação anteriormente estabelecidos, são elas:

Interoperabilidade: definida como a capacidade de operação em conjunto de diversos dispositivos sem comprometimento da funcionalidade. Garantindo a coexistência de equipamentos de diversos fabricantes na mesma planta e a compatibilidade entre as comunicações. Tal característica representa vantagens tanto para o usuário, que não fica dedicado a um fornecedor específico, quanto aos fabricantes, que não precisam desviar recursos no desenvolvimento de protocolos proprietários ou linhas de produtos completas.

Menores custos de instalação: redução no custo de fiação, instalação e operação, simplicidade de projeto e implementação de várias funções em *software* são fatores que determinam redução de custos iniciais com a utilização de tecnologia *fieldbus*. A informação imediata sobre diagnósticos de falhas nos equipamentos de campo facilita as operações de *start up*.

Menores custos de manutenção: devido à disponibilidade da informação em tempo real de forma bidirecional, as operações de diagnóstico de falhas, manutenção preventiva e calibração de instrumentos são extremamente facilitadas. Além disso, todos os dados de operação disponíveis podem ser utilizados para procedimentos de otimização global ou para auditoria e documentação, caso exigido por agências de regulamentação.

Desempenho: a distribuição das funções de controle nos equipamentos de campo, para os instrumentos inteligentes com Fieldbus Foundation, dispensando equipamentos dedicados ao controle confere aumentos de desempenho e confiabilidade. A possibilidade de implementar estratégias de controle sofisticadas de forma simples, utilizando a capacidade combinada de poucos dispositivos físicos e funções em *software*, proporciona a coordenação de operações para maximizar a eficiência do sistema (Smar, 1998; Thomesse, 1999).

A arquitetura *fieldbus* inclui duas funções principais: interconexão e aplicação. Interconexão diz respeito à passagem de dados entre dispositivos, sejam estes de campo, consoles de operação ou configuração. A parte do padrão que endereça essa funcionalidade é o protocolo de comunicações. Aplicação diz respeito ao desenvolvimento de sistemas de controle e automação.

A arquitetura de interconexão *fieldbus* é baseada em um subconjunto de três das sete camadas propostas no modelo de referência OSI (*Open System Standards Organization*), proposto pela ISO (*International Standards Organization*). Tanto o modelo OSI quanto seu gerenciamento foram desenvolvidos utilizando-se a técnica de programação orientada por objetos (*Object Oriented Programming* - OOP), característica essa que também se reflete no padrão *fieldbus*. O conceito de modelagem orientada por objetos torna possível decompor sistemas complexos em hierarquias de entidades funcionais de muito mais fácil tratamento.

O modelo de referência OSI é um padrão internacional para o desenvolvimento de arquiteturas de rede como sistemas abertos, em contraste com arquiteturas e protocolos proprietários. Todos os aspectos funcionais de um sistema de telecomunicações, em todos os níveis, foram considerados.

O modelo OSI é composto por sete camadas descritas sucintamente a seguir:

• **Camada física (1)**

Possui a função de fornecer as características mecânicas, elétricas, funcionais e de procedimento para ativar, manter e desativar conexões físicas para transmissão de bits.

• **Camada de *enlace* (2)**

Detecta e opcionalmente corrige erros que eventualmente ocorram no nível físico.

• **Camada de rede (3)**

Fornece as características de roteamento dos pacotes trocados entre estações não diretamente interconectadas.

• **Camada de transporte (4)**

Gerencia o estabelecimento, a desativação, o controle de fluxo e a multiplexação das conexões entre estações além de controlar a seqüência dos pacotes de dados, detectar e recuperar erros.

• **Camada de sessão (5)**

Gerencia o estabelecimento das conexões entre processos (uma estação de rede pode manter vários processos ativos comunicantes) e permite referenciar nomes simbólicos ao destino, fazendo assim um mapeamento com os endereços de transporte.

• **Camada de apresentação (6)**

Responsável pela realização de transformações adequadas nos dados, antes de seu envio ao nível de sessão (preocupação adicional com a sintaxe utilizada nas transferências de informações). As transformações típicas são: compreensão de textos, criptografia, autenticação de usuários, compressão de dados e conversão de padrões de terminais e arquivos para padrões de rede e vice-versa.

• **Camada de aplicação (7)**

Responsável pelas trocas semânticas entre aplicações (Baretto, 2000).

As camadas 3 a 6 não foram incluídas no padrão *fieldbus*, principalmente devido a que conexões inter-redes não são necessárias; as funções pertinentes dessas camadas foram absorvidas principalmente pela camada de aplicação. Tal simplificação permite que o protocolo *fieldbus* seja rápido e eficiente, mesmo quando implementado em dispositivos com capacidade de processamento limitada (Fuentes et al., 1999).

Uma descrição mais detalhada das camadas implementadas na arquitetura *fieldbus* se segue:

Camada física (1): interface com o meio físico. Responsável pela transformação do fluxo de bits em sinais adequados para transmissão através do meio. Define ainda questões como número de nodos suportados e de comprimento máximo por segmento de rede, bem como o fornecimento de energia aos dispositivos alimentados pelo barramento, no caso do *fieldbus*.

Camada de enlace (2): transferência de dados entre os nodos da rede. Responsável pelo estabelecimento, manutenção e encerramento de conexões, pelo controle de fluxo e de erro, e pelo controle de acesso ao meio. No padrão *fieldbus*, inclui ainda a responsabilidade pelo endereçamento (no padrão OSI, função da camada de rede).

Camada de aplicação (7): suporte ao sistema distribuído, oferecendo serviços locais e de comunicações. O padrão define formatos de mensagem e serviços disponíveis (Smar, 1998; Biegacki & Vangompel, 1996).

No que concerne ao usuário final, o interesse está basicamente na conexão física dos dispositivos e no desenvolvimento de aplicações. A camada física está completamente definida no padrão e embora possa sofrer extensões para, por exemplo, suportar novos meios físicos como rádio, não está sujeita a sofrer modificações. No que diz respeito às aplicações, ainda há algumas pequenas diferenças entre as diversas implementações propostas pelos fabricantes. Em termos de utilização prática, porém, os usuários não necessitam se preocupar com eventuais modificações nas camadas de aplicação e *enlace*, e na gerência de rede; tais desenvolvimentos devem ser absorvidos pelos fabricantes de equipamentos e de ferramentas *de software*.

Conforme a descrição acima, o padrão *fieldbus* implementa apenas as camadas 1, 2 e 7 do modelo de referência OSI. O suporte à aplicação é fornecido pelos blocos de função.

Uma série de alterações pode ser efetuada em cada camada possibilitando serviços e protocolos diferenciados. Os diferentes objetivos, formas de conceituação e interesses comerciais particularizados do protocolo *fieldbus* fazem com que ocorra uma proliferação de diversas redes *fieldbus* no mercado mundial (Thomesse, 1998).

A necessidade de desempenho equivalente ao de sistemas 4-20 mA demanda altas velocidades de transmissão e conseqüentemente um consumo de potência mais alto, o que pode entrar em conflito com os requerimentos de segurança intrínseca em aplicações com tal conceito. Assim, duas opções de velocidade foram previstas no padrão *fieldbus*: uma, moderadamente alta (H1 - 31,25 kbps), mas ainda capaz de atender os requisitos de segurança intrínseca, e outra, com performance ainda maior (H2 – 100 Mbps).

Dentro do padrão *fieldbus* foram previstas várias opções de meio físico, cada qual com suas vantagens e desvantagens. Em um barramento, todos os dispositivos devem utilizar as mesmas opções de meio, conexão e taxa de transmissão. No entanto, dispositivos energizados pelo barramento ou não, ou ainda dispositivos com segurança intrínseca ou não podem coexistir em um mesmo barramento.

É intencional, com a substituição do protocolo analógico de 4-20 mA, uma oferta de benefícios, inclusive a habilidade de migração dos dispositivos já existentes neste padrão para o padrão *fieldbus*. Para isto, inclui-se suporte para várias opções, como energização de dispositivos pelo barramento, segurança intrínseca e interface com DCS (sistema de controle distribuído). A tecnologia *fieldbus* pode aproveitar diretamente a fiação instalada para dispositivos no padrão 4-20 mA. O processo de *upgrade* de uma planta pode inclusive ser feito, refinando os recursos já existentes, segmento a segmento ou mesmo dispositivo a dispositivo, com a disponibilidade de interfaces adequadas.

A interoperabilidade é um dos pontos fundamentais da arquitetura *fieldbus*. Testes de interoperabilidade entre dispositivos são administrados pela Fundação Fieldbus em seu laboratório independente em Austin, Texas. Portanto, é necessário descrever dois aspectos da especificação que provêm essa capacidade: os blocos de função e a descrição de dispositivos. *Synchrude Canada Ltd.* recentemente realizou testes de interoperabilidade verificando que a operação em conjunto de dispositivos de campo e sistemas de controle de fabricantes diversos era possível (Verhappen, 2000).

Para garantir a interoperabilidade entre os equipamentos *fieldbus* é de extrema importância a padronização de blocos funcionais. Os blocos definem uma interface comum para entradas, saídas, alarmes, eventos e algoritmos. Como dispositivos semelhantes incluem os mesmos tipos de blocos, a padronização evita divergências estruturais entre equipamentos de diferentes fabricantes. A padronização não impede a diversificação de recursos entre os fabricantes, uma

vez que a implementação dos algoritmos nos blocos é livre, porém a interoperabilidade é mantida.

Blocos funcionais como entradas e saídas analógicas e digitais, controladores PI, PID e razão, *bias* e ganho foram criados com o objetivo de proporcionar ao sistema de controle distribuído a possibilidade de se dedicar às funções de mais alto nível, como otimização.

Um importante aspecto na concepção de um projeto *Fieldbus* é a determinação de como serão instalados os equipamentos que farão parte da rede. Dessa forma devem ser consideradas as distâncias máximas permitidas entre os equipamentos de forma a otimizar ao máximo o comprimento do barramento (*trunk*) e das derivações (*spurs*).

Outras características também devem ser consideradas: número máximo de equipamentos ligados a uma mesma rede (um fator limitante pode ser a fonte de alimentação, que deve alimentar todos os transmissores caso o barramento seja energizado), a topologia utilizada na implementação dos equipamentos e os elementos que constituirão a rede *fieldbus* conjuntamente com os equipamentos.

No sistema *fieldbus*, as topologias utilizadas são:

Topologia de barramento: usa-se um barramento único onde dispositivos e/ou barramentos secundários (*spurs*) são conectados diretamente a ele.

Topologia ponto a ponto: observa-se uma ligação em série de todos os equipamentos utilizados na aplicação. O cabo *fieldbus* é conectado de equipamento para equipamento neste segmento. As instalações que utilizam esta topologia devem usar conectores de forma que a desconexão de um simples equipamento não interrompa a continuidade do segmento.

Topologia em árvore: apresenta acopladores/caixas de campo para ligação de vários equipamentos. Devido à sua distribuição, esta topologia é conhecida também como "Pé de galinha".

Topologia "end to end": mais utilizada quando se conecta diretamente apenas dois equipamentos. Esta ligação pode estar inteiramente no campo ou pode ligar um equipamento de campo ao gerenciador.

Topologia mista: nesta configuração utiliza-se duas ou mais topologias com o mesmo barramento. Atenção especial deve ser dada ao comprimento total da rede, pois o comprimento das ramificações (*spurs*) deve ser considerado.

O tempo de supervisão é um importante aspecto quando se trabalha com sistemas *fieldbus*. É definido como o tempo gasto para que todos os instrumentos na linha possam atualizar seus parâmetros na supervisão de um processo. Este tempo deve ser minimizado tanto quanto possível, pois pode comprometer o tempo de atualização dos *links* entre os blocos funcionais que operam na malha de controle (Smar, 1998).

1.2.3 Aplicação da arquitetura fieldbus no setor produtivo

Para criar um ambiente produtivo completamente automatizado é necessário promover interligações entre os dispositivos de campo e os computadores que promovem o controle das atividades, supervisionam o processo e corrigem eventuais falhas de produção. Em busca destas características, cientistas e projetistas procuram desenvolver arquiteturas de redes capazes de integrar sistemas compatíveis e promover *conectividade* e flexibilidade entre *hardwares e softwares* (Fuentes et al., 1999).

Em 1997, no estado de Washington (EUA), foi implementada uma das primeiras instalações usando o *fieldbus* que foi capaz de demonstrar a interoperabilidade de dispositivos de vários fabricantes em uma mesma rede. A

instalação era composta de 1 *host*, 6 transmissores, 6 entradas analógicas e 5 saídas analógicas; durante 18 meses foram realizadas diversas experiências, analisando-se os benefícios, problemas com manutenção e treinamento. Hoje, plantas muito maiores podem ser citadas como exemplo de aplicações utilizando Fieldbus Foundation, tais como as da SFT - França, BASF - Bélgica, Estação Geradora de Mohave – EUA e CFE - México.

Biegacki & Vangompel (1996) descrevem a aplicação da arquitetura DeviceNet (baseada na tecnologia *CAN-Controller Area Network*) em substituição à estrutura convencional de automação existente em uma linha de embalagem em Rhode Island (EUA). Foi observado um menor custo de instalação, um melhor desempenho do sistema de controle e uma melhor adaptação às mudanças exigidas pelo mercado.

Na tentativa de se reduzir custos na conversão de sistemas convencionais de pequeno porte em sistemas *fieldbus*, Švéda & Vrba (1999) propuseram um desenvolvimento de conectividade de sensores-atuadores binários com o sistema *fieldbus* ASI (*Actuator and Sensor Interface*), padrão alemão.

Pu et al. (2000) apresentam a necessidade do desenvolvimento de dispositivos pneumáticos inteligentes, devido aos avanços na tecnologia *fieldbus* e à crescente necessidade de fornecimento de dados em tempo real.

A importância da comunicação em tempo real é evidenciada por Livani et al. (1999) quando atribuem ao sistema *CAN bus* vantagens quanto à robustez, múltiplo acesso de informações e indicação de erros e falhas.

Assumindo-se a viabilidade técnica do sistema *fieldbus* é necessário obter informações quanto a seus aspectos financeiros. Para isto Verhappen (2000) desenvolveu um estudo de viabilidade econômica analisando comparativamente os custos envolvidos no desenvolvimento de três sistemas diferentes de automação e controle: sistema convencional analógico, sistema híbrido HART e

sistema *fieldbus* - Foundation Fieldbus. Apesar de um maior custo inicial, os sistemas HART e *fieldbus* são mais econômicos que o sistema convencional quando somados os custos de manutenção e outros. O sistema *fieldbus* apresenta uma vantagem extremamente competitiva por se tratar de um sistema completamente digital e possuir um mercado em plena expansão, o que permite uma previsão de redução dos custos de seus dispositivos.

Por se tratar de uma tecnologia relativamente recente, observa-se uma predominância de artigos tipicamente descritivos, tratando do padrão em si e seus potenciais, mas ainda poucos tratando de aplicações em casos concretos.

1.3 Metodologia

Neste item são detalhadas as etapas realizadas, relativas às montagens do protótipo do resfriador de líquido e da instrumentação utilizada. Os equipamentos e instrumentos são descritos quanto à sua funcionalidade no processo e configuração, habilitando-o para a realização dos ensaios propostos.

1.3.1 Montagem do sistema de resfriamento de líquido

Todos os componentes do circuito frigorífico foram especificados e definidos, rigorosamente sob aspectos técnicos, com o objetivo principal de se alcançar a máxima versatilidade de aplicações. O planejamento e a montagem do protótipo flexibilizaram os experimentos e principalmente permitiram um maior conhecimento das tecnologias envolvidas e dos instrumentos utilizados, concedendo uma maior independência quanto a manutenções preventivas e corretivas.

O acionamento elétrico e o intertravamento físico dos componentes do sistema de resfriamento de líquido foram realizados através da operação de um quadro de comando geral que foi habilitado para operação automática ou manual, de acordo com a opção do operador do sistema.

1.3.2 Instrumentação do sistema de resfriamento de líquido

A instrumentação instalada seguiu a determinação de se obter a maior quantidade possível de informações das variáveis de processo e de controle do sistema, de maneira confiável e precisa, possibilitando maior monitoração das condições de operação e corrigindo possíveis desvios dos valores pré-estabelecidos para os controles propostos.

Inicialmente, foi realizado um estudo para definir os dispositivos *fieldbus* que seriam necessários para compor a rede de campo, seguindo-se da configuração dos dispositivos e a parametrização dos blocos funcionais.

Após a implementação da rede *fieldbus*, o controlador lógico programável (CLP) foi configurado e programado para a realização dos intertravamentos lógicos e as medidas dos sensores de temperatura.

Para as medidas de temperatura no sistema de resfriamento de líquido foram utilizadas termoresistências (Pt100). As temperaturas no circuito de refrigeração foram obtidas por contato direto do sensor de temperatura com as paredes da tubulação, o qual era isolado termicamente do meio ambiente, considerando-se aproximadas as temperaturas do centro e da superfície da tubulação de cobre, respaldado por Linton et al. (1995) e Sand et al. (1990). As medidas de temperatura na linha de aço carbono do propileno glicol foram efetuadas por termoresistências (Pt100) a três fios com cabeçote e poço em aço inoxidável de contato direto com o fluido através de conexões BSP.

O método de calibração dos sensores de temperatura por comparação é considerado suficientemente preciso para a maioria dos trabalhos laboratoriais e industriais. O procedimento de calibração seguiu o uso de um banho termostático com circulação (Ultra-Criostato OPTHERM), nas temperaturas de trabalho. Uma solução a 50% de etileno glicol/água foi utilizada no banho de circulação e termômetros de bulbo de mercúrio aferidos foram usados como padrões. As

leituras das temperaturas dos sensores Pt100 e do padrão foram realizadas após a estabilização da temperatura do banho no valor desejado para calibração.

Foram especificados e instalados transmissores de pressão com comunicação analógica 4-20 mA para a monitoração das pressões do refrigerante primário no circuito frigorífico.

As vazões dos fluidos foram medidas por diferentes sensores. Sensor de vazão magnético, para o propileno glicol; medidor deprimogênio, tipo placa de orifício, para a água do condensador, e sensor tipo turbina, para o refrigerante primário (R-404A).

Os elementos finais de controle foram definidos de acordo com as malhas de controle que foram, posteriormente, propostas para o sistema. Variadores de frequência foram configurados e instalados no compressor, no ventilador da torre de resfriamento de água e na bomba alternativa do fluido refrigerante secundário do sistema; uma válvula pneumática de controle foi instalada na linha de água do condensador para o controle da vazão de água neste equipamento.

O sistema foi submetido à carga térmica artificial com resistências elétricas de imersão fabricadas com elementos tubulares blindadas em aço inoxidável. Três resistências elétricas trifásicas e três monofásicas foram instaladas no tanque de propileno glicol. Uma resistência monofásica pode ser acionada parcialmente, utilizando-se um variador de potência (THERMA, modelo TH1927), com o objetivo de se impor carga modulada ao sistema. O ajuste fino da carga térmica é de fundamental importância na determinação da capacidade frigorífica do sistema, permitindo simular as variações de carga que ocorrem nos processo reais de refrigeração e obter reprodutibilidade nos ensaios.

Para o gerenciamento do sistema utilizou-se o *software* supervisor AIMAX, versão 4.2, que se comunica com dispositivos *fieldbus* e com o CLP,

fornecendo informações em tempo real e permitindo monitorar e alterar os parâmetros de controle do sistema de refrigeração.

1.4 Resultados Obtidos

1.4.1 Montagem do sistema de resfriamento de líquido

Nas figuras 1.1 a 1.3 são apresentados fluxogramas do sistema de refrigeração para resfriamento de líquidos implementado, de acordo com a Norma ANSI/ISA-S5.1-1992, que utilizou como refrigerante primário o R-404A, uma mistura ternária de refrigerantes da família dos hidrofluorcarbonos, que não apresenta um potencial de degradação da camada de ozônio, seguindo desta forma uma tendência mundial de aplicação deste tipo de refrigerante.

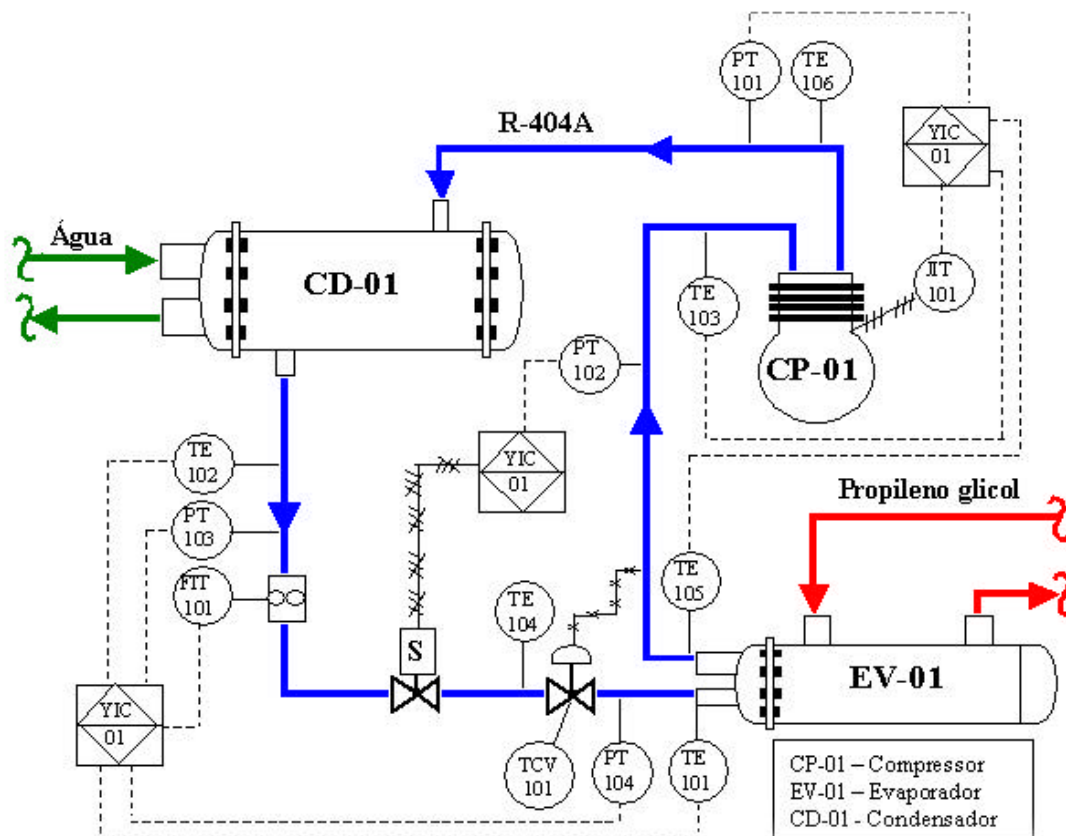


Figura 1.1 - Fluxograma de engenharia do sistema de refrigeração para resfriamento de líquido (*chiller*).

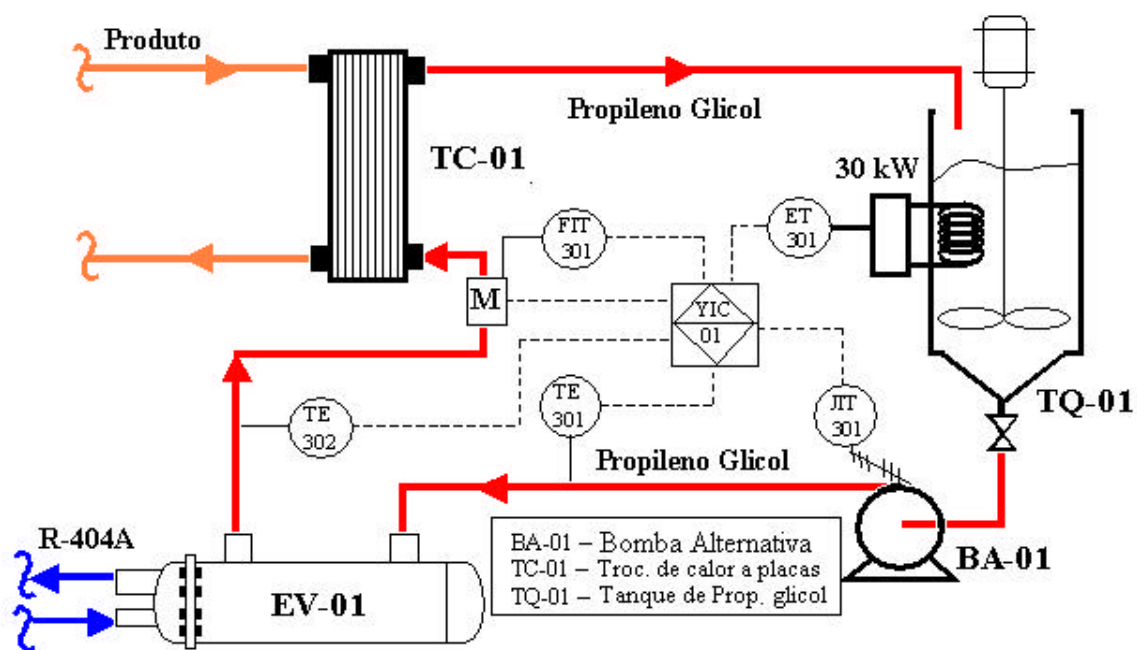


Figura 1.2 - Fluxograma de engenharia da linha de propileno glicol.

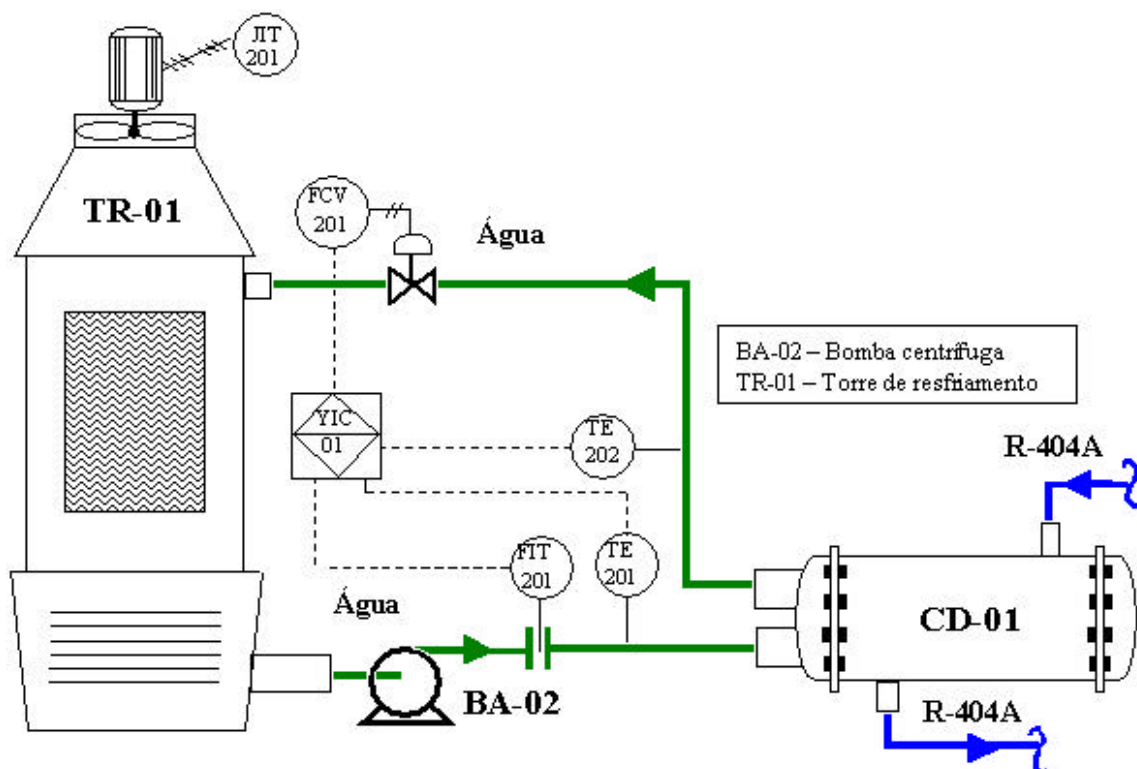


Figura 1.3 - Fluxograma de engenharia da linha de água da torre de resfriamento.

Segue-se uma breve descrição dos equipamentos utilizados no desenvolvimento do estudo proposto. As especificações técnicas são disponibilizadas, de maneira mais detalhada, no Apêndice A.

▪ **Compressor (CP-01)**

O compressor semi-hermético, modelo **4Z-5.2Y**, utilizado no sistema frigorífico faz parte da unidade condensadora **UCC 0124 4Z-5.2Y** da Bitzer Compressores Ltda. Esta unidade condensadora possui um condensador a ar constituído por tubos de cobre e aletas de alumínio, ventiladores com hélices de alta eficiência e baixo nível de ruído, acionadas por motores monofásicos 220V/60Hz e grade de proteção.

▪ **Condensador (CD-01)**

Visando promover a versatilidade ao protótipo, foi adicionado, em paralelo à unidade condensadora, um condensador a água, modelo CST 10, tipo “*shell and tube*” da APEMA. A utilização individual dos condensadores foi definida por válvulas de manutenção do tipo esfera.

O modelo CST10 é baseado no princípio de construção casco e tubos com tampas removíveis para acesso aos tubos. O casco é construído em chapa de aço carbono com costura longitudinal soldada eletricamente pelo processo arco submerso. O feixe tubular, em cobre, possui aletas integrais para aumento do rendimento termodinâmico. O modelo CST10 possui grande capacidade de recolhimento de refrigerante líquido.

▪ **Evaporador (EV-01)**

Um evaporador de expansão seca de halogenados da série VKW 141.5.4B *shell and tube* da APEMA foi instalado no sistema para troca térmica com o propileno glicol, o qual oferece vantagens como maior eficiência e manutenção fácil. Construído com tubos curvados em "U", o feixe tubular permite

a dilatação entre os tubos e o casco eliminando a possibilidade de alguma tensão mecânica. O feixe de tubos removível facilita a manutenção, limpeza e permite a reposição.

Os tubos micro-aletados internamente promovem uma maior eficiência e conseqüente redução de área de troca térmica, tornando-o mais compacto, mais leve e reduzindo o volume de refrigerante necessário.

▪ **Válvula de expansão (TCV-01)**

O protótipo apresenta uma válvula de expansão termostática Danfoss modelo TES-02, com orifício de expansão número 06, que possui a função de regular a vazão de líquido refrigerante no evaporador proporcionalmente ao superaquecimento do vapor na sucção. É usual a instalação de válvulas de expansão termostáticas em sistemas de refrigeração para garantir o mínimo superaquecimento estável no evaporador.

▪ **Torre de resfriamento (TR-01)**

Para garantir uma operação estável do condensador e uma maior economia no consumo de água, o sistema possui uma torre de resfriamento SEIKAN DEGETHOFF, modelo F25, tipo T-800.

As condições de operação da torre foram determinadas utilizando temperatura de bulbo úmido de 27°C e diferencial de temperatura de 5°C no recheio da torre.

▪ **Acessórios e instrumentação convencional**

A montagem do sistema de refrigeração contemplou alguns acessórios e uma instrumentação básica para garantir a segurança e aumentar o desempenho dos equipamentos, tais como: filtro de refrigerante, visor de líquido, pressostato conjugado de alta e baixa, separador de óleo e acumulador de líquido.

▪ **Bombas de deslocamento positivo (BA-01) e centrífuga (BA-02)**

Para o circuito da água do condensador foi utilizada uma bomba centrífuga (INAPI, de 0,5 HP de potência e tensão de 220V) com vazão máxima de 18000 L/h. Devido à alta viscosidade do propileno glicol a baixas temperaturas foi utilizada uma bomba de deslocamento positivo Waukesha modelo 10 acionada por um motor WEG, modelo W21, de 1 HP de potência

Com a finalidade de diversificação de aplicações do protótipo, a solução de propileno glicol a 50% (v/v) resfriada no evaporador do sistema de refrigeração também pode ser direcionada, como refrigerante secundário, para outros processos de tratamentos térmicos (TC-01) que estão sendo desenvolvidos no Laboratório de Automação e Controle de Processos de Alimentos –LACPA.

▪ **Quadro de comando**

A montagem do quadro de comando do sistema viabilizou o controle lógico e a operação manual do processo. O quadro consiste basicamente de contadoras, botões de comando e *leds* indicadores de estado. Os indicadores de vazão de refrigerante (R-404A) e dos variadores de frequência do compressor e da bomba alternativa de propileno glicol também foram instalados no quadro de comando pela facilidade de configuração e visualização dos mesmos.

A protótipo opera sob os modos remoto e manual. O modo remoto é gerenciado via CLP (Controlador Lógico Programável – YIC-01) remoto ao microcomputador, onde os intertravamentos e seqüências de comandos são realizados. No modo manual cada equipamento pode ser acionado individualmente através da ação direta sobre o painel, respeitando-se os intertravamentos elétricos adotados.

▪ Tubulações e Isolamentos

As tubulações utilizadas nas linhas de propileno glicol e água foram de aço carbono, a sua escolha foi baseada nas características mecânicas e estruturais deste material quando submetido a baixas temperaturas. Os diâmetros foram calculados de acordo com a velocidade recomendada para cada processo. Foram utilizadas tubulações de uma polegada (1") para as linhas de propileno glicol e descarga da bomba centrífuga e duas polegadas (2") para a linha de sucção da bomba centrífuga.

O sistema de refrigeração utilizou tubulações de cobre com diâmetros de 7/8", 5/8" e 1 1/8" para as linhas de descarga, refrigerante líquido e sucção, respectivamente.

Os isolamentos do evaporador, do tanque de propileno glicol e das tubulações de sucção e propileno glicol foram efetuados utilizando-se borracha elastomérica com espessura de 19 mm. Optou-se pelo uso deste isolante em virtude de sua reduzida condutividade térmica e facilidade de manuseio. Atenção especial foi dedicada ao isolamento da linha de sucção no intuito de se evitar, o máximo possível, os efeitos do superaquecimento do refrigerante.

1.4.2 Instrumentação do sistema de resfriamento de líquido

1.4.2.1 Implementação da rede fieldbus

Na construção da rede *fieldbus* foi utilizada a topologia tipo barramento onde se tem um barramento principal, constituído de um cabo blindado com um par de fios trançado interno. Nos locais onde os dispositivos *fieldbus* eram conectados individualmente, através de barramentos secundários constituídos do mesmo cabo blindado, foram instaladas caixas de junção. Esta configuração foi adotada pela simplicidade e facilidade de construção e manutenção da rede *fieldbus*.

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

A configuração física determinou os dispositivos de campo e de sala de controle que foram conectados ao barramento principal e atribuiu blocos funcionais de acordo com a utilização de cada um. Todos os dispositivos possuem blocos funcionais padrões (*resource block*, *transducer block* e *display block*) que devem ser devidamente configurados para um perfeito funcionamento, além dos blocos específicos para cada utilização.

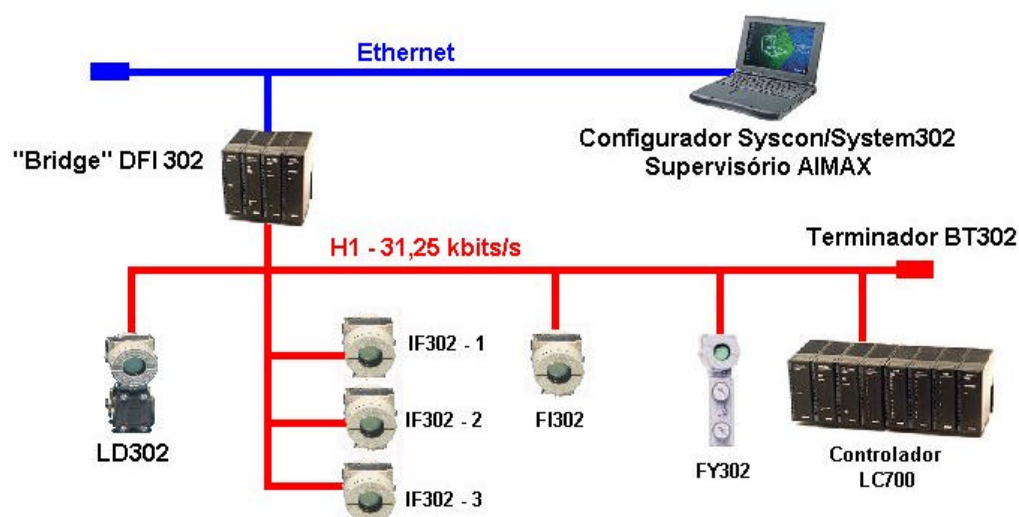


Figura 1.4 - Rede *fieldbus* implementada para o sistema de resfriamento de líquido.

A rede *fieldbus* instalada (figura 1.4) é composta por oito dispositivos Fieldbus Foundation (FF), relacionados e descritos a seguir:

- **Uma interface de campo distribuída (DFI 302)**

Dispositivo de fundamental importância nos sistemas de controle de campo, possui a habilidade de interligar redes com taxas de transmissão de dados diferentes: H1 (31,25 *kbits/s*) e HSE (*“High Speed Ethernet”*, 100 *Mbits/s*). Constituindo-se como dispositivo mestre do barramento H1, gerenciando a comunicação em cada canal e a comunicação com a rede externa.

- **Um transmissor de pressão diferencial (LD 302)**

Transmissor inteligente FF utilizado para a determinação da vazão de água da linha do condensador através da medida da pressão diferencial causada pela placa de orifício.

- **Três conversores corrente - *fieldbus* (IF 302)**

O IF 302 possui a função de converter as informações de campo transmitidas por instrumentos analógicos de sinais 4-20 mA em protocolo Foundation Fieldbus. Possui três canais de entradas independentes dedicados aos respectivos instrumentos analógicos, conforme mostrado na tabela 1.1, promovendo a integração das informações de campo às malhas de controle implementadas na rede.

- **Um conversor *fieldbus* - corrente (FI 302)**

A conversão de sinais digitais *fieldbus* para analógicos 4-20 mA é efetuada pelo conversor FI 302. Estes sinais foram enviados aos atuadores para fins de controle. O dispositivo possui três canais de saída independentes, dedicados aos respectivos instrumentos analógicos, conforme mostrado na tabela 1.1.

Tabela 1.1 - Descrição dos canais dos conversores IF 302 e FI 302.

Dispositivo	Canal	Variável	Instrumento / TAG
IF 302 - 1	01	Pressão de descarga	Transmissor de pressão / PT 101
	02	Pressão de condensação	Transmissor de pressão / PT 103
	03	Pressão de evaporação	Transmissor de pressão / PT 104
IF 302 - 2	01	Pressão de sucção	Transmissor de pressão / PT 102
	02	Potência da bomba de propileno	Variador de frequência
	03	Potência no compressor	Variador de frequência
IF 302 - 3	01	Vazão de propileno glicol	Medidor de vazão magnético / FIT 301
	02	Vazão de refrigerante R-404A	Medidor de vazão tipo turbina / FIT 101
	03	* canal livre	-
FI 302	01	Rotação do compressor	Variador de frequência / JIT 101
	02	Rotação da bomba de propileno	Variador de frequência / JIT 301
	03	Potência da resistência elétrica	Variador de potência / ET 301

▪ **Um posicionador *fieldbus* (FY 302).**

O posicionador de válvula de controle para atuadores pneumáticos, FY 302 em sistema *fieldbus*, produz a pressão de saída requerida para posicionamento da válvula de controle, conforme entrada recebida pela rede ou controle interno com o objetivo de modular a vazão de água do condensador.

▪ **Módulo FB 700 do controlador lógico programável (LC 700).**

O cartão de interface *fieldbus* (FB 700) interage com os dispositivos da rede, interligando a capacidade de controle discreto do LC 700 e as variáveis dos módulos de temperatura das termoresistências (AI) e dos módulos de relés (DO).

1.4.2.2 Controlador Lógico Programável (LC700)

O controlador lógico programável LC700 é compacto e modular, possuindo um módulo *fieldbus* (FB 700) para interação com os instrumentos da

rede. Possui a finalidade de gerenciar funções de intertravamentos, acionar motores e bobinas e leitura de temperatura em termopares e termoresistências, além da possibilidade de efetuar controle nas variáveis do processo.

O LC700 possui uma configuração compatível com a lógica LADDER, proporcionada pelo programa CONF700, em ambiente amigável. A programação foi baseada na configuração dos módulos (módulos de leitura de temperatura e relés) e na construção do diagrama LADDER apresentado no Apêndice B.

1.4.2.3 Sensores de temperatura

Para uma melhor avaliação e monitoração do comportamento do sistema os sensores de temperatura foram instalados em locais importantes para a identificação das condições operacionais do sistema (tabela 1.2).

Tabela 1.2 - Localização dos sensores de temperatura no protótipo.

Tag do sensor	Localização	Tag do sensor	Localização
TE-101	Entrada do Evaporador	TE-106	Saída do Compressor
TE-102	Saída do Condensador	TE-201	Entrada da Água do Condensador
TE-103	Entrada do Compressor	TE-202	Saída da Água do Condensador
TE-104	Entrada da Válvula de Expansão	TE-301	Entrada do propileno glicol
TE-105	Saída de Evaporador	TE-302	Saída do propileno glicol

- **Calibração dos sensores de temperatura**

Os dados de calibração foram tratados obtendo-se curvas de calibração com ajuste linear para cada sensor de temperatura do sistema. Os modelos lineares obtidos são apresentados na tabela 1.3.

Tabela 1.3 - Equações das curvas de calibração dos sensores de temperatura.

Tag do sensor	Equação de ajuste *	(r ²)
TE-101	$T_c = 1,0027.T - 0,2045$	0,9998
TE-102	$T_c = 1,0084.T - 0,1520$	0,9999
TE-103	$T_c = 1,0029.T - 0,1600$	0,9998
TE-104	$T_c = 1,0144.T - 0,0546$	0,9999
TE-105	$T_c = 1,0041.T - 0,1114$	0,9997
TE-106	$T_c = 1,0115.T - 0,0831$	0,9999
TE-201	$T_c = 1,0129.T - 0,1005$	0,9998
TE-202	$T_c = 1,0138.T - 0,1133$	0,9998
TE-301	$T_c = 1,0139.T - 0,3146$	0,9998
TE-302	$T_c = 1,0150.T - 0,3182$	0,9998

* T_c = temperatura corrigida (°C) T = temperatura lida (°C)

Através da análise das equações de ajuste e dos dados de calibração pôde-se demonstrar a consistência e exatidão dos dados obtidos.

1.4.2.4 Sensores de Pressão

O compressor do sistema possui dois manômetros, um de alta e outro de baixa, (GITTA) para monitoração visual das condições de operação. Porém, para o desenvolvimento do trabalho foram instalados no protótipo quatro transmissores de pressão (Robertshaw) , dois do modelo EWPA007, para pressões entre -0.5 e 7 bar, e dois do modelo EPWA030, para pressões entre 0 e 30 bar, todos com sinal de saída de 4 a 20 mA e precisão de 0,32% de fundo de escala, aferidos pelo fabricante. Os transmissores foram instalados adequadamente para medidas da pressão de evaporação, sucção, descarga e condensação (tabela 1.4).

Tabela 1.4 - Localização dos sensores de pressão no protótipo.

Tag dos transmissores de Pressão	Localização
PT-101	Saída do Compressor (Descarga)
PT-102	Entrada do Compressor (Sucção)
PT-103	Saída do Condensador
PT-104	Entrada do Evaporador

1.4.2.5 Sensores de Vazão

Os elementos sensores de vazão para o protótipo foram especificados de acordo com a aplicação. Um sensor de vazão magnético foi escolhido para a medida da vazão do propileno glicol por apresentar estabilidade de leitura e não proporcionar perda de carga à linha.

Para a medida da vazão do refrigerante primário (R-404A) foi selecionado um medidor de vazão tipo turbina, uma vez que a insuficiente condutividade elétrica deste refrigerante impossibilita o uso do medidor magnético.

O medidor de vazão tipo turbina consiste basicamente de um rotor, montado entre buchas, que gira com uma velocidade proporcional à velocidade do produto dentro do corpo do medidor. Um sensor eletromagnético detecta a velocidade de giro do rotor gerando um trem de pulsos, que serão condicionados pelo circuito eletrônico, podendo ser lido em vazão instantânea ou totalização nas unidades de engenharia ou fornecendo sinal de saída em 4 a 20 mA, posteriormente convertidos em sinal digital e inseridos na rede *fieldbus*.

Os sensores de vazão tipo turbina e magnético foram aferidos previamente pelos fabricantes.

A vazão de água para condensação do refrigerante foi determinada pela medida do diferencial de pressão promovida pela inclusão na tubulação de uma placa de orifício concêntrica circular com tomadas de pressões nos flanges.

A pressão diferencial foi determinada pelo transmissor digital LD 302 D2 da Smar que possui um sensor de célula capacitiva para medida das pressões.

- **Calibração da placa de orifício**

A determinação do coeficiente de descarga (K) da placa de orifício foi realizada medindo-se a perda de carga proporcionada pelo elemento deprimogênio quando submetido a diversas vazões de fluido.

A curva de determinação do coeficiente K e seu respectivo valor estão apresentados na figura 1.5.

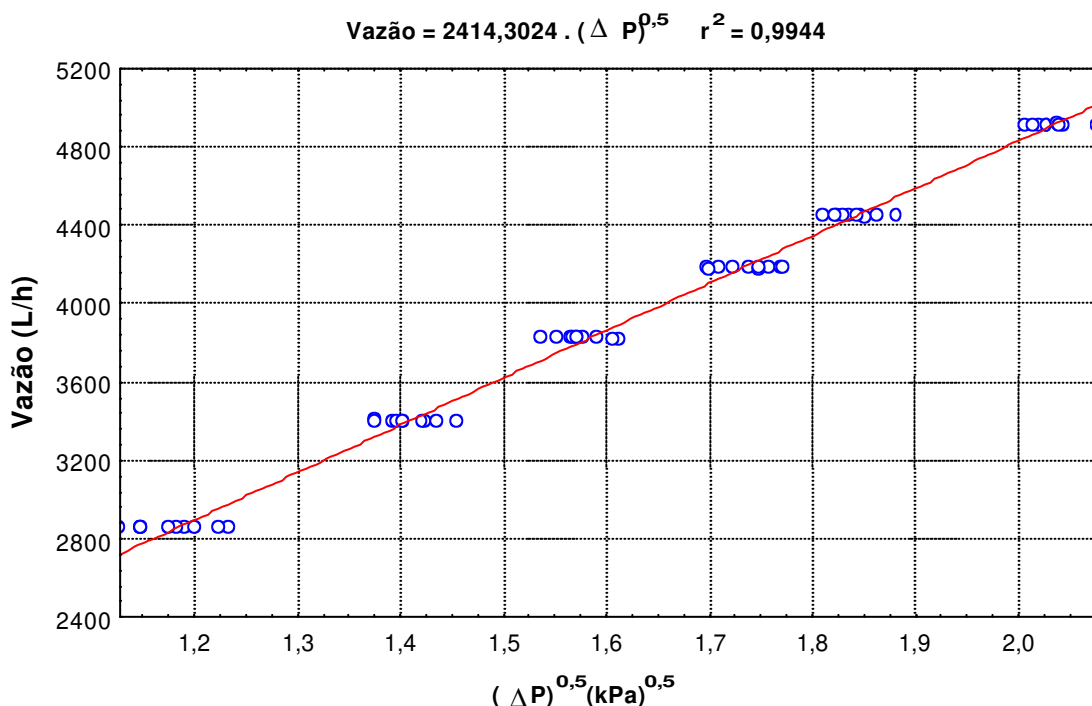


Figura 1.5 - Curva de calibração da placa de orifício.

1.4.2.6 Elementos finais de controle

Uma das tarefas mais comuns, difíceis e importantes no projeto de sistemas de controle é a escolha adequada dos elementos finais de controle.

Para um controle contínuo da capacidade do sistema de refrigeração, um inversor de frequência (Danfoss, modelo VLT 5011) foi selecionado para modular a velocidade de rotação do motor do compressor através da variação da frequência da tensão elétrica de 220 V trifásica.

Variações na vazão de propileno glicol foram realizadas por um variador de frequência (Danfoss, modelo VLT 2807) instalado no circuito elétrico da bomba de deslocamento positivo. A utilização de válvulas de controle nesta linha é inviável devido à possibilidade de pressão excessiva na linha do refrigerante secundário.

Os variadores de frequência foram configurados para efetuarem a medida da potência consumida pelos motores durante os ensaios e comunicá-la via rede *fieldbus*, para posterior determinação da energia consumida no processo.

As condições de condensação do sistema frigorífico foram controladas por modulação da vazão de água no condensador utilizando-se uma válvula de controle (MICROVAL, modelo RM 20), tipo borboleta com atuador pneumático, instalada na linha de saída de água do condensador.

O posicionador *fieldbus* de válvula de controle (FY302) pertencente à primeira geração destes equipamentos, controle a pressão de saída requerida para posicionamento de uma válvula de controle, conforme entrada recebida pela rede *fieldbus* ou controle interno.

- **Curva característica da válvula de controle**

O elemento final de controle mais utilizado em processos industriais é a válvula de controle. Basicamente, a válvula de controle é um instrumento capaz de variar a restrição ao escoamento de um fluido em resposta a um comando recebido na forma de um sinal padrão.

A válvula de controle é projetada para assegurar a manutenção da vazão do fluido. Ela altera, remotamente, a vazão do fluido, baseada em sinais recebidos de dispositivos sensores num processo contínuo (Stephanopoulos, 1984).

O tamanho e o tipo da válvula podem influir no desempenho do conjunto da válvula de controle do sistema. A capacidade de vazão da válvula é determinada pela sua curva característica, definida como a relação entre a vazão e o curso da válvula, quando a queda diferencial de pressão da válvula é mantida constante.

Convencionalmente, gráficos chamados curvas características de válvulas de controle são obtidos através da correlação do percentual de variação da vazão e o percentual de variação do curso da haste do atuador. Sabe-se que a vazão é uma função do curso de cada tipo de válvula e da queda de pressão, porém tradicionalmente os testes de construção das curvas características são realizados com perda de carga constante, o que não ocorre na prática industrial, mas fornece um modo comparativo de características de projeto de válvulas e freqüentemente é fornecida pelos fabricantes.

Sob condições de perda de carga constante, a vazão torna-se apenas função do curso da válvula e do projeto inerente da válvula, sendo estas características chamadas “*características inerentes da válvula*”.

O conhecimento da característica inerente da válvula é útil, porém, o conhecimento da característica da vazão instalada no processo, como um todo,

incluindo válvula, atuador e todos os equipamentos da malha, é mais importante para o controle do processo. A característica de vazão instalada é definida como a relação entre a vazão da válvula e seu curso, quando a válvula é instalada em um sistema específico e a perda de carga é naturalmente variável (Rinehart & Jury, 1999).

As curvas características instaladas foram obtidas na malha aberta de controle operacional. A vazão foi estabelecida em condições normais de operação, o curso da válvula foi alterado em diversos valores e a vazão produzida foi medida. Pode ser observado que a curva característica encontrada para a válvula de controle, do tipo borboleta (figura 1.6), se aproxima do comportamento de uma curva característica tipo igual porcentagem, como demonstrado por Stephanopoulos (1984).

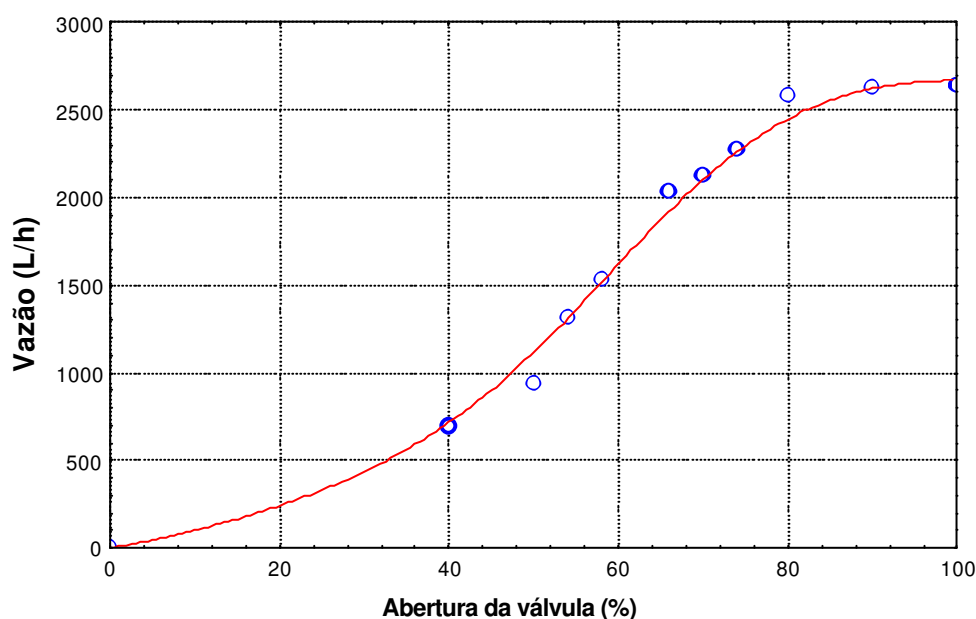


Figura 1.6 - Curva característica de vazão instalada

As vazões referentes ao percentual de abertura da válvula inferior a um curso de 40% não puderam ser medidas devido a limitações quanto à medida de baixas perdas de carga na placa de orifício. Esta restrição não causou nenhum dano ao controle, pois baixas vazões de água no condensador provocariam altas

pressões e temperaturas de condensação, indesejáveis ao desempenho do sistema e à segurança de operação.

1.4.2.7 Potência consumida pela bomba de propileno glicol

A utilização de um variador de frequência para controle da vazão de propileno glicol levou à necessidade de determinar a relação entre a potência consumida no motor da bomba e a vazão proporcionada pela redução da frequência (figura 1.7) para construção de possíveis malhas de controle com estes parâmetros.

O ensaio foi realizado de forma simplificada. A frequência de funcionamento (60 Hz) do motor da bomba alternativa do propileno glicol foi sendo reduzida gradativamente em intervalos de 10 Hz, sendo medida a vazão correspondente de propileno glicol na linha.

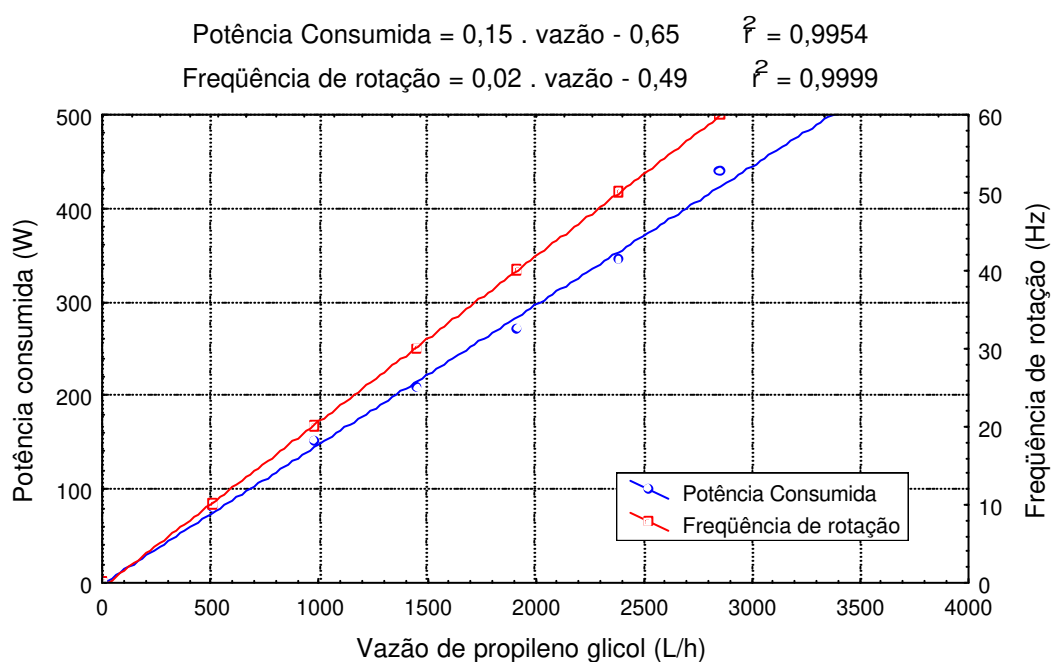


Figura 1.7 - Relações entre a potência consumida e a frequência de rotação da bomba com a vazão da bomba de propileno glicol.

Na figura anterior, é evidenciada a propriedade do variador de frequência, segundo o qual, ocorre uma redução no consumo de energia quando existe a necessidade de diminuir a vazão de um sistema.

Em sistemas similares, é muito comum a utilização de desvios de fluxo (*by-pass*) para redução de vazão não ocorrendo, com esse procedimento, uma redução de energia consumida na bomba.

1.4.2.8 Potência consumida pelo compressor

O compressor é um importante componente do sistema frigorífico e a utilização de um variador de frequência para o controle da vazão de refrigerante leva a necessidade de se determinar a relação entre potência consumida no compressor quando submetido a diferentes valores de rotação (figura 1.8). O ensaio foi realizado determinando-se a potência consumida e a vazão do refrigerante líquido (R-404A) com o compressor submetido a diferentes valores de rotação.

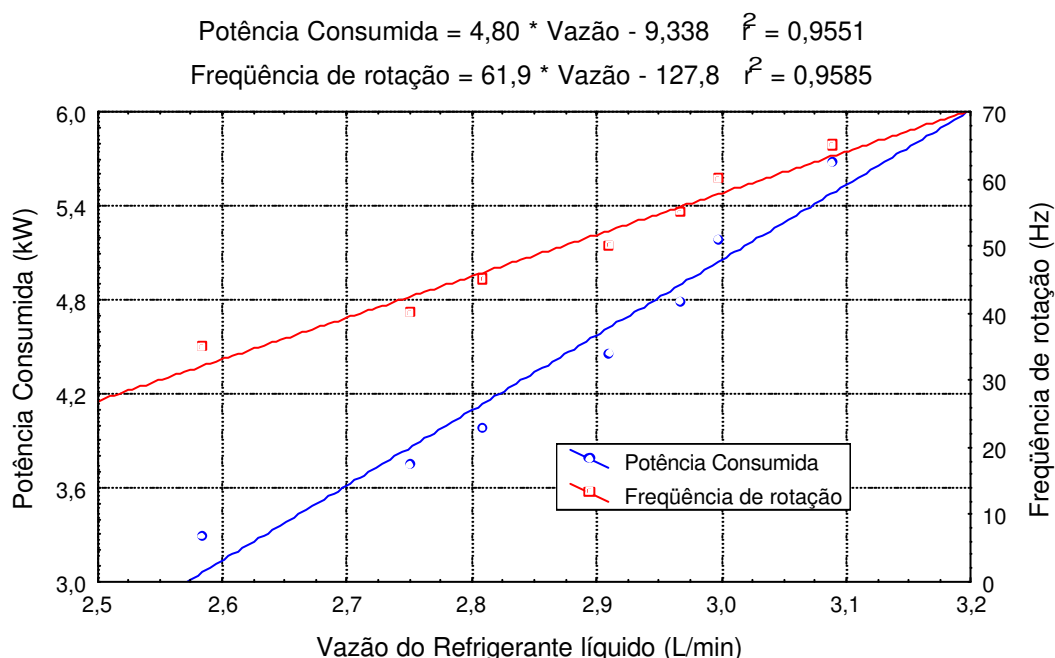


Figura 1.8 - Relações entre a potência consumida e a frequência de rotação do compressor com a vazão do refrigerante líquido (R-404A).

1.4.2.9 Software configurador SYSCON

A definição das malhas de controle convencionais foi efetuada através da configuração lógica do projeto desenvolvido no sistema *fieldbus*. Os blocos funcionais são conectados de maneira a realizar as estratégias de controle definidas. Na figura 1.9 está representada a tela do configurador SYSCON da estratégia de controle para o sistema de refrigeração.

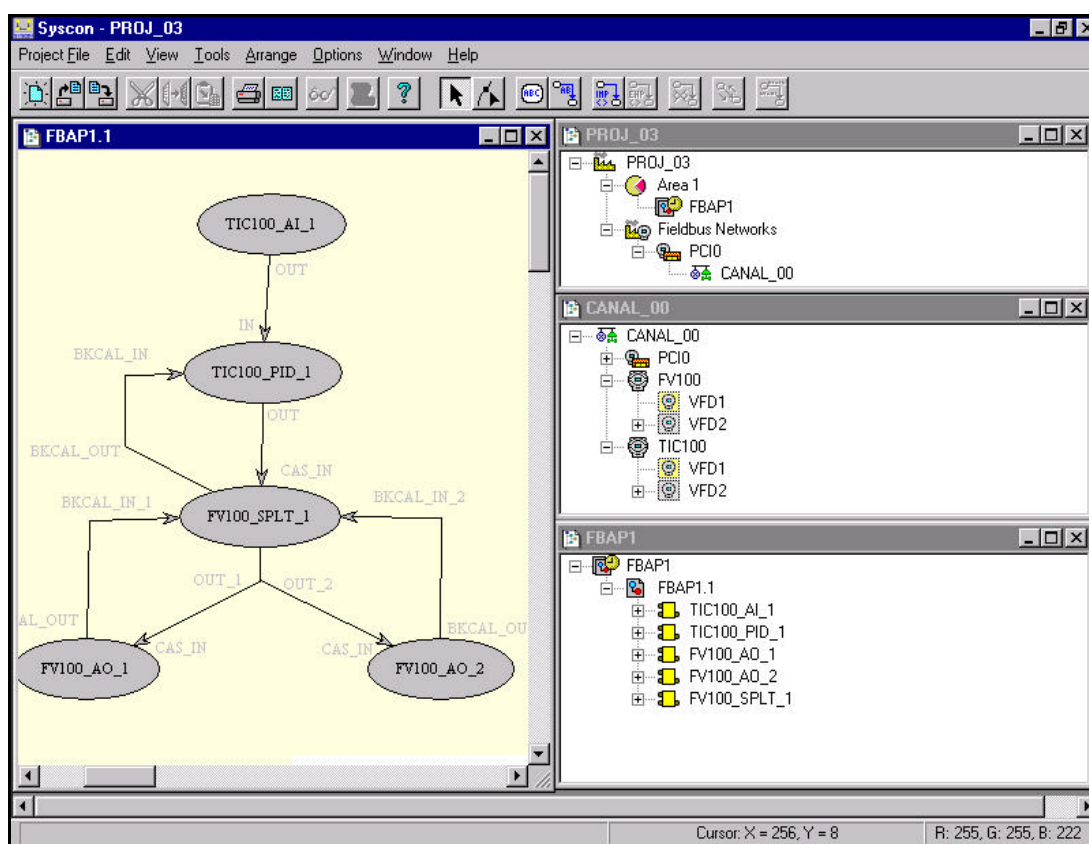


Figura 1.9 - Tela da configuração lógica da rede *fieldbus* do protótipo.

Após a definição dos instrumentos de campo e a criação das estratégias de controle, passou-se à parametrização dos blocos funcionais utilizados.

Os parâmetros de escala, tipo de controle, alarme, limites e canais de leitura foram definidos observando-se a faixa de cada instrumento do sistema.

1.4.2.10 Sistema de supervisão

A contínua utilização do programa supervisorio AIMAX e a progressiva habilidade de utilização de seus recursos permitiram o desenvolvimento de telas gráficas de supervisão do sistema mais representativas e com maior quantidade de informações. As telas foram construídas de forma seqüencial, permitindo uma operação fácil e racional. As telas desenvolvidas para o sistema de refrigeração são apresentadas na figura 1.10.

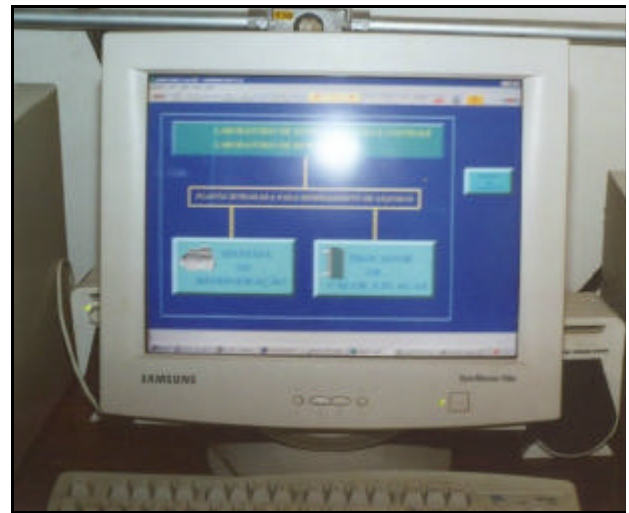
O AIMAX permite a representação dos valores das variáveis de processo e dos estados das variáveis digitais, diretamente na tela, na forma numérica ou por gráficos temporais

O sistema de aquisição de dados utilizado na realização dos experimentos consistiu no armazenamento dos valores de interesse em memória, com taxa de aquisição escolhida de acordo com a aplicação, para posterior gravação em arquivo.

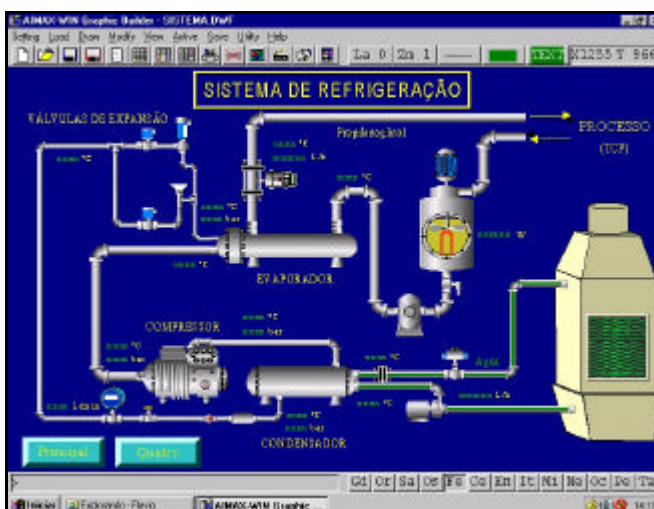
Ressalta-se a potencialidade do supervisorio AIMAX de habilitar a comunicação com a internet de forma dinâmica. Assim, os dispositivos de campo podem ser monitorados e operados a distância por diversos usuários com diferentes níveis de permissões de acesso.



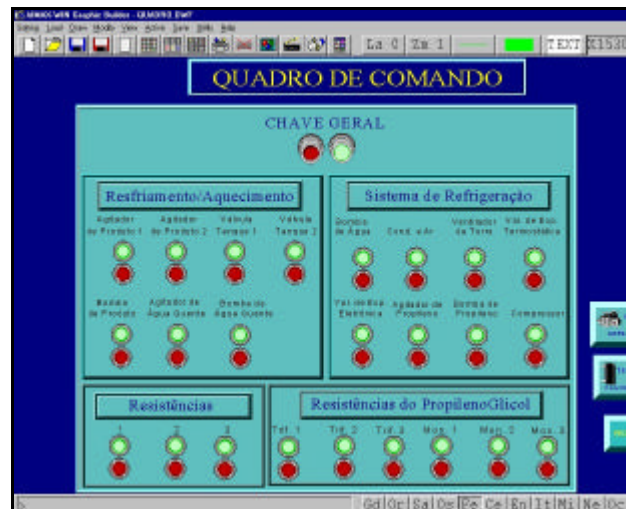
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 1.10 - Telas desenvolvidas no supervisor AIMAX. Tela inicial (a), microcomputador de configuração e monitoração com a tela inicial (b), tela de supervisão do sistema de resfriamento de líquido (c) e tela de operação do quadro de comando (d).

1.5 Conclusões

A montagem e instalação de um sistema de resfriamento de líquido que apresentasse versatilidade de aplicações foram satisfatoriamente realizadas.

O projeto de instrumentação não convencional, baseado em uma configuração híbrida de instrumentos inteligentes (Fieldbus Foundation) e instrumentos de comunicação analógica (4-20 mA), apresentou inúmeras vantagens:

- Redução de fiação e de pontos de entradas e saídas analógicas.
- Automação de maior número de atividades operacionais com menor número de instrumentos.
- Melhoria da qualidade dos dados e da segurança.
- Menor tempo de implementação do projeto.

A utilização de protocolos digitais de comunicação para interligar os instrumentos inteligentes possibilitou a obtenção de, pelo menos, nove informações de um único instrumento, desde valores da variável medida ao *status* de comunicação do instrumento. Estas vantagens possibilitam um maior gerenciamento do processo através de uma análise real, facilitando o controle de processo e a agenda de manutenções do sistema.

1.6 Referências Bibliográficas

ANÔNIMO. Occupancy control: The new energy saving potencial for HVAC systems. **Australian Refrigeration, Air Conditioning and Heating**, p.26-29, nov, 1985.

BARETTO, M. Apostila do curso: Redes de computadores. v.1, p.7-19, 2000.

BIEGACKI, S. e VANGOMPEL, D. The application of DeviceNet in process control. **ISA Transactions**, v.35, p.169-176, 1996.

BROWNE, M. W. e BANSAL, P. K. Steady-state model of centrifugal liquid chillers. **International Journal of Refrigeration**, v.21, n.5, p.343-358, 1998.

DOSSAT, R. J. **Princípios de Refrigeração**. Editora Hemmus, 1985.

FUERTES, J. M.; HERRERA, J.; ARBOLEDA, J. P.; HEIT, F.; CASAS, C. e COMPANY, J. Communication system far a distributed intelligent controller. **Microprocessors and Microsystems**, v.23, p.89-93, 1999.

GORDON, J. M.; NG, K. C. e CHUA, H. T. Centrifugal chillers: thermodynamic modelling and a diagnostic case study. **International Journal of Refrigeration**, v.18, n.4, p.253-257, 1995.

HOUTE, U. V. e BULCK, E. V. D. Modelling chiller performance using simultaneous equation-solving procedures. **International Journal of Refrigeration**, v.17, n.3, p.191-198, 1994.

LINDHARD, B.; BARMWATER, P. e HEININGEN, K. V. Consideration regarding the practical use of electronic evaporator controls for refrigerated display cabinets. **International Journal of Refrigeration**, p.337-347, jan, 1988.

LINTON, J. W.; TRIEBE, A. R.; SNELSON, W. K. e HEARTY, P. F. System performance comparison of R-507 with R-502. **ASHRAE Transactions**, v.101, n.2, p.502-510, 1995.

LIVANI, M. A.; KAISER, J. e JIA, W. Scheduling hard and soft real-time communication in controller area network. **Control Engineering Practice**, v.7, p.1515-1523, 1999.

NICHOLSON, F. J. e GRAHAM, J. Microcomputer manitoring of commercial cold stores. **International Journal of Refrigeration**, p.125-132, 1985.

PU, J.; MOORE, P. R. e WONG, C. B. Smart components-based servo pneumatic actuation systems. **Microprocessors and Microsystems**, v.24, p.113-119, 2000.

RINEHART, N. e JURY, F. O impacto das válvulas de controle na otimização de processos. **InTech Brasil**, v.14, n.4, p.38-44, abril, 1999.

RODD, M. G.; DIMYATI, K. e MOTUS, L. The design and analysis of low-cost real-time fieldbus systems. **Control Engineering Practice**, v.6, p.83-91, 1998.

SAND, J. R.; VIENEYARD, P. E. e NOWAK, P. E. Experimental performance of ozone-safe alternative refrigerants. **ASHRAE Transactions**, v.96, n.2, p.173-782, 1990.

SMAR **Como implementar projetos com fieldbus foundation**. Sertãozinho: 1998. v.1, 236p.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical process control: An introduction to theory and practice**. 1.ed. New Jersey: Prentice-Hall International Inc, 1984. 696p.

THOMESSE, J. P. Fieldbuses and interoperability. **Control Engineering Practice**, v.7, p.81-94, 1999.

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

ŠVÉDA, M. e VRBA, R. Actuador-sensor-interface interconnectivity. **Control Engineering Practice**, v.7, p.95-100, 1999.

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

WONG, A. K. H. e JAMES, R. W. Control strategies if an intelligent controller for a liquid chilling plant. **International Journal of Refrigeration**, v.1, p.327-335, 1988.

CAPÍTULO 2 – COMPORTAMENTO DINÂMICO DAS VARIÁVEIS SOB PERTURBAÇÕES INDIVIDUAIS

2.1- Introdução

Tradicionalmente, a engenharia de controle baseia-se em buscar modelos matemáticos que representem de forma simplificada o processo a ser controlado. Normalmente restrições e simplificações são utilizadas para a obtenção de tais modelos, que, geralmente, são representados utilizando-se as transformadas de Laplace e z . Para a obtenção de soluções analíticas ideais dos modelos encontrados, assume-se a linearidade dos sistemas, onde variações nas entradas resultam em variações proporcionais nas saídas e a invariância dos parâmetros com o tempo. Sistemas não lineares não possuem teoria geral para solução analítica, exigindo a sua linearização em torno do ponto de operação para esta finalidade.

A busca teórica de modelos, em muitos casos, não se aplica devido à complexidade e ao caráter fortemente não linear dos sistemas reais.

Após a montagem e instalação do sistema de refrigeração e da instrumentação passou-se à fase crítica do *start up* do sistema. Esta fase caracterizou-se por diversos ajustes nas condições de operação. Problemas de implementação e montagem foram sendo solucionados, sucessivamente, de forma satisfatória com os recursos disponíveis.

Devido à complexidade do sistema de refrigeração, diversos ensaios de conhecimento do comportamento das variáveis e suas interações tiveram que ser

realizados. Tais ensaios fazem parte da metodologia de construção de um conhecimento especialista do sistema, que foi de fundamental importância no desenvolvimento dos controladores *fuzzy*.

Com o objetivo de obter um conhecimento do comportamento dinâmico das variáveis dependentes, o sistema de refrigeração para resfriamento de líquido foi submetido a diferentes perturbações individuais, a partir de condições em regime permanente, a fim de analisar as tendências e atenuações dos parâmetros do modelo a partir das mesmas condições iniciais.

2.2- Revisão bibliográfica e fundamentação teórica

As simplificações adotadas nos modelos propostos os afastam de uma descrição matemática significativa e realista dos processos industriais. As principais causas das dificuldades encontradas em se representar de forma real um sistema industrial são (Shaw & Simões, 1999):

- **Compreensão deficiente dos fenômenos químicos e físicos.**

A completa compreensão física e matemática dos fenômenos envolvidos nos processos é uma tarefa difícil de ser realizada, quanto mais se obtém conhecimento dos fenômenos que ocorrem nos processos mais complexos se tornam.

- **Valores imprecisos de parâmetros do modelo.**

Os valores dos parâmetros do modelo são de fundamental importância para a análise quantitativa dos mesmos, porém, raramente estão disponíveis ou variam com o tempo, o que leva a um esforço adicional para o entendimento de como isso ocorre. O tempo morto (*dead time*) é um parâmetro típico em processos

industriais e crítico de se avaliar, devido à sua imprecisão podendo, inclusive, causar sérios problemas de estabilidade.

- **Dimensão e complexidade do modelo.**

Precisão e alta resolução aumentam significativamente a dimensão e complexidade dos modelos. Cuidados devem ser tomados para que a complexidade não exceda certo grau, que dificulte sua aplicação em tempo real. Observa-se que 80% dos controladores industriais são baseados na lógica PID; já controladores multivariáveis complexos e avançados estão implementados em menor número. Por outro lado, deve-se salientar que controladores PID são lineares, portanto, inapropriados ao controle de sistemas não lineares.

- **Perturbações externas.**

As perturbações externas afetam os sistemas e devem ser consideradas na implementação do modelo. Quando de pequeno impacto, podem ser negligenciadas.

- **Deficiência de qualificação técnica.**

O conhecimento necessário para projetar, implementar e manter um sistema de controle multivariável e não linear está muito além do necessário para operar sistemas PID em plantas industriais, sendo necessário recrutar mão-de-obra especializada para este fim. Aqui se deve notar que a propriedade fundamental dos controladores *fuzzy* é a de se basearem na experiência dos operadores e, portanto, de operação mais rápida e amigável. Esse fator, por si só, torna-se um argumento plausível e poderoso na adoção do sistema *fuzzy* em aplicações específicas.

Os processos industriais, geralmente, apresentam características de atraso de transporte, não linearidades, modelos de ordem elevada, além de serem

afetados por ruídos, perturbações de carga ou outras condições que causam mudanças repentinas na estrutura do modelo. Assim, grande esforço acadêmico e industrial vem sendo realizado no sentido de implementar controladores PID que proporcionem um adequado controle de tais processos, superando e viabilizando dinâmicas assintóticas à planta (Almeida & Coelho, 1999).

O método da “curva de reação de processo” pode ser usado para obter parâmetros de sintonia com técnicas usuais baseado no modelo de primeira ordem com tempo morto. Porém, estas técnicas não podem ser realizadas *on-line* e requerem procedimentos tediosos (Sung et al., 1998).

2.2.1- Linearidade em processos dinâmicos

Todos os processos industriais reais exibem, em maior ou menor grau, comportamento não linear. Quando o comportamento apresentado é fortemente não linear, a teoria de controle clássico, que se fundamenta em modelos lineares, se torna inadequada, sendo necessário o desenvolvimento de uma modelagem não linear que descreva o processo.

Quando um processo apresenta um comportamento levemente não linear são aplicados métodos de linearização facilitando a aplicação da teoria de controle clássico.

Um processo não-linear pode ser definido como um processo que possui um ganho, uma constante de tempo ou uma taxa de integração que não é constante, mas depende dos valores das entradas e saídas do processo (Ogunnaike & Ray, 1994).

É claro que as mudanças no ganho e na constante de tempo podem ser tão pequenas que não chegam a ser significativas, mas, em alguns casos, as mudanças são tão grandes que os sistemas de controle podem se tornar instáveis.

Existem duas propriedades básicas que caracterizam o comportamento linear de um sistema (Ogunnaike & Ray, 1994):

- **Princípio da superposição**

O princípio da superposição estabelece que a resposta de um sistema linear para a soma de N entradas é igual a soma das respostas relativas às entradas individuais. Assim, se a resposta de um sistema linear à entrada P_1 é R_1 e a resposta à P_2 é R_2 então, de acordo com o princípio da superposição, a resposta para $(P_1 + P_2)$ é $(R_1 + R_2)$.

Como resultado deste princípio, a resposta de um sistema linear para uma perturbação degrau de magnitude A é igual a A vezes a resposta obtida por uma perturbação degrau unitária. O mesmo se aplica para qualquer tipo de entrada no sistema (figura 2.1a).

O princípio da superposição também determina que, partindo de um mesmo regime permanente, a resposta observada para uma certa mudança positiva na entrada será um perfeito espelho à resposta apresentada quando aplicada uma mudança negativa de igual amplitude (figura 2.1b).

- **Independência do caráter dinâmico da resposta e das condições do processo.**

Em um sistema linear, o caráter dinâmico da resposta do sistema a mudanças na entrada é independente de condições de operação específicas, ou seja, mudanças idênticas implementadas em diferentes condições iniciais de regime permanente promoverão respostas de mesma magnitude (figura 2.2).

Um sistema não linear não exibe nenhuma dessas características. Em particular, a resposta final de um processo não linear submetido a um sinal de entrada perfeitamente senoidal não apresentará um comportamento similar.

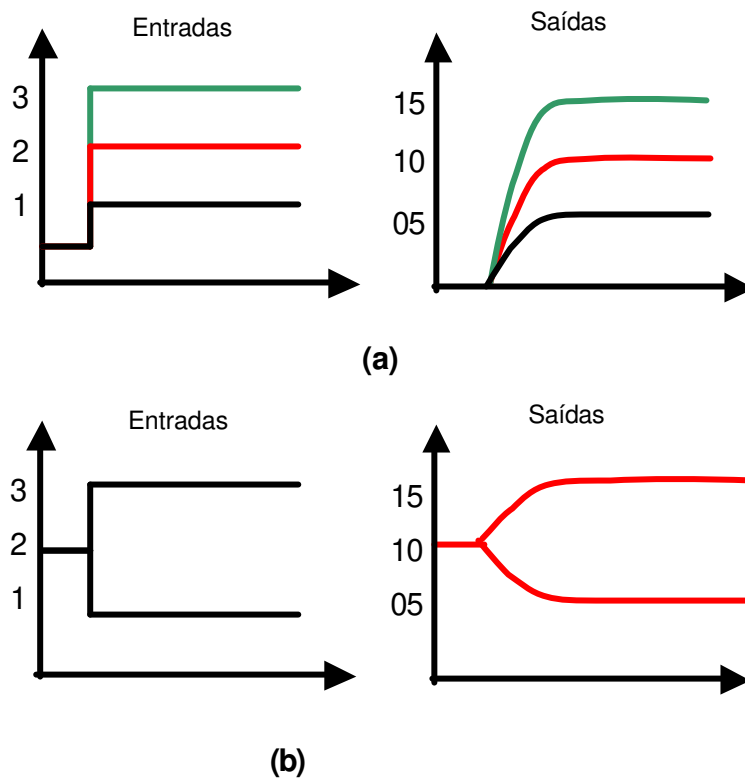


Figura 2.1 - Representação do princípio da superposição aplicado a sistemas lineares.

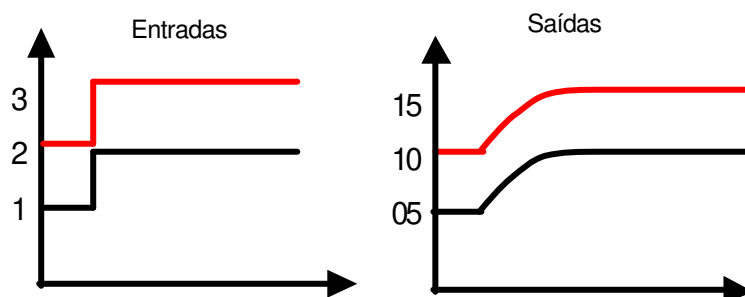


Figura 2.2 - Representação do princípio da independência da resposta dinâmica e das condições do processo em sistemas lineares.

As dinâmicas não lineares são inevitáveis na maioria dos processos industriais especialmente quando se deseja um maior aprimoramento nas modelagens para uma perfeita representação dos sistemas.

2.3- Metodologia

2.3.1- Determinação das condições iniciais dos ensaios

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

A abertura da válvula de controle de vazão de água do condensador, a frequência de rotação da bomba de propileno glicol e a frequência de rotação do compressor foram pré-estabelecidas como as variáveis manipuláveis do sistema de refrigeração. A definição das condições iniciais consistiu em alcançar um regime permanente que permitisse obter a amplitude das variações positiva e negativa das variáveis manipuláveis do sistema.

A realização do ensaio consistiu em colocar o sistema de refrigeração em funcionamento, com as resistências do tanque de propileno glicol ligadas promovendo uma carga térmica artificial de 11,2 kW. O ensaio foi considerado terminado quando se estabeleceu um regime permanente das variáveis monitoradas do sistema.

Sabe-se que o sistema de refrigeração é um ciclo fechado, cujas condições termodinâmicas do refrigerante primário em cada posição do circuito são dependentes entre si e das condições externas. Intrinsecamente, as variáveis se adequarão a uma condição induzida devido ao controle exercido pela válvula de expansão mediante a manutenção do superaquecimento do refrigerante na saída do evaporador.

2.3.2- Ensaios para verificação do comportamento das variáveis do sistema de resfriamento de líquido (Chiller)

Um dos procedimentos mais utilizados para se ajustar os parâmetros de sintonia dos controladores é o método da curva de reação que consiste em abrir a malha de controle imediatamente antes do elemento final de controle e impor uma perturbação do tipo degrau na variável manipulada.

A curva de reação gerada é caracterizada de acordo com a sua amplitude e tempo de estabilização, permitindo uma avaliação do comportamento dinâmico das variáveis sob perturbação, o que subsidiará uma análise de sensibilidade de parâmetros, utilizada para a definição das malhas de controle mais adequadas.

2.3.3- Verificação do grau de linearidade das variáveis de processo do sistema de resfriamento de líquido (Chiller)

O grau de linearidade das variáveis de processo do sistema de refrigeração para resfriamento de líquido foi verificado mediante a realização de ensaios para a verificação da sua conformidade com os princípios de linearidade.

Para a avaliação do princípio da independência da resposta dinâmica, as condições iniciais, CI1, foram modificadas sendo alcançado um novo regime permanente, CI2.

Em seguida, o processo foi submetido às mesmas perturbações aplicadas nos ensaios de verificação do comportamento das variáveis. Uma análise gráfica comparativa foi realizada com as respostas apresentadas por ensaios similares.

Para a verificação do princípio da superposição, foram realizados ensaios impondo ao sistema perturbações (positivas e negativas) com diferentes amplitudes das variáveis manipuladas, para as mesmas condições iniciais.

2.3.4- Perturbações individuais com diversas amplitudes

É usual em ensaios de sintonia de controladores convencionais apenas a investigação da reação do processo frente à perturbação com uma única amplitude e sentido, considerando-se que perturbações diversas promoverão reações proporcionais às obtidas nos ensaios. Esta consideração é equivocada em sistemas não lineares.

Foram definidos três níveis de perturbação positiva (grande positiva “GP”, média positiva “MP” e pequena positiva “PP”) e três níveis de perturbação negativa (grande negativa “GN”, média negativa “MN” e pequena negativa “PN”) para cada variável manipulada. As condições iniciais dos ensaios e os níveis de perturbações individuais são apresentados na tabela 2.1.

As condições iniciais (CI2) foram escolhidas como condição padrão nos ensaios de perturbações devido a sua faixa de variação das variáveis manipuladas mais conveniente.

Tabela 2.1 - Condições iniciais (CI2) e níveis de perturbações individuais tipo degrau, com diversas amplitudes.

Condições Iniciais (CI2)								
Fechamento da válvula de controle da água (%)			Freq. de rotação do compressor (Hz)			Freq. de rot. da bomba de Propileno glicol (Hz)		
38% ($\dot{V}_{\text{água}}$ = 1808,3 L/h)			50 Hz ($\dot{V}_{R404A}$ = 174,6 L/h)			40 Hz ($\dot{V}_{\text{Prop}}$ = 1912,1 L/h)		
Variações dos valores das perturbações individuais								
Fechamento da válvula de controle da água (%) - ΔFVC			Frequência de rotação do compressor (Hz) - ΔFRC			Freq. de rot. da bomba de propileno glicol (Hz) - ΔFRB		
PP	MP	GP	PP	MP	GP	PP	MP	GP
4%	8%	12%	5 Hz	10 Hz	15 Hz	5 Hz	10 Hz	15 Hz
PN	MN	GN	PN	MN	GN	PN	MN	GN
-4%	-8%	-12%	-5 Hz	-10 Hz	-15 Hz	-5 Hz	-10 Hz	-15 Hz

Os ensaios de perturbações seguiram o planejamento apresentado na tabela 2.2. Os dados experimentais das curvas de reação foram ajustados a uma curva tipo S onde foram caracterizadas três constantes, o tempo de atraso (L) e a constante de tempo (T) e o ganho estático (k).

O tempo de atraso e a constante de tempo foram determinadas traçando-se uma reta tangente ao ponto de inflexão da curva. A intersecção da reta com a abscissa e com a linha $c(t) = k$ definem o tempo de atraso e a constante de tempo, respectivamente (figura 2.3).

Tabela 2.2 - Planejamento de ensaios com perturbações individuais em diversas amplitudes, partindo-se das condições iniciais (CI2).

Ensaio	ΔFVC (%)	ΔFRC (Hz)	ΔFRB (Hz)
01	4% - 1535,5 L/h - PP	0	0
02	8% - 1316,0 L/h - MP	0	0
03	12% - 935,0 L/h - GP	0	0
04	-4% - 2032,1 L/h - PN	0	0
05	-8% - 2128,2 L/h - MN	0	0
06	-12% - 2277,1 L/h - GN	0	0
07	0	5 Hz - 178,2 L/h - PP	0
08	0	10 Hz - 180,0 L/h - MP	0
09	0	15 Hz - 186,0 L/h - GP	0
10	0	-5 Hz - 168,0 L/h - PN	0
11	0	-10 Hz - 164,4 L/h - MN	0
12	0	-15 Hz - 154,2 L/h - GN	0
13	0	0	5 Hz - 2132,5 L/h - PP
14	0	0	10 Hz - 2362,6 L/h - MP
15	0	0	15 Hz - 2608,0 L/h - GP
16	0	0	-5 Hz - 1681,5 L/h - PN
17	0	0	-10 Hz - 1438,5 L/h - MN
18	0	0	-15Hz - 1210,1 L/h - GN

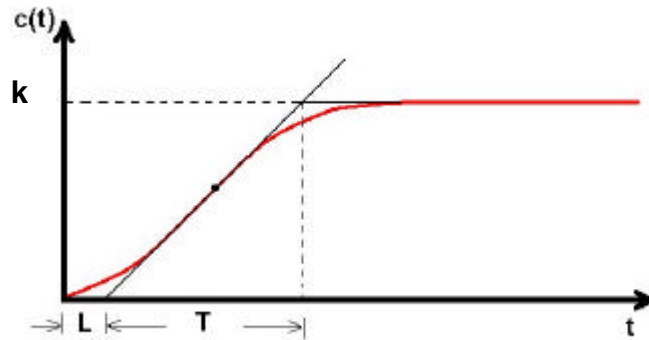


Figura 2.3 - Curva de reação de um processo e a determinação gráfica do tempo de atraso (L), da constante de tempo (T) e do ganho (k).

A determinação desses parâmetros permite uma aproximação de um modelo primeira ordem com tempo morto, conforme equação 2.1 (Stephanopoulos, 1984).

$$G(s) = \frac{K_p \cdot e^{-Ls}}{T \cdot s + 1} \quad \text{ou} \quad y(t - L) = K_p \cdot \left(1 - e^{-\frac{(t-L)}{T}}\right) \quad (2.1)$$

O módulo não linear do programa STATISTICA 5.0 foi usado para a realização dos ajustes dos dados experimentais.

2.3.5- Análise de sensibilidade do ganho (k) das variáveis de processo

Com o objetivo de selecionar a melhor estratégia SISO para as malhas de controle do processo, utilizando os controladores convencionais, as curvas de reação, ajustadas para a sintonia, foram utilizadas na determinação dos fatores de sensibilidade das variáveis de controle frente às perturbações nas variáveis manipuladas.

O fator de sensibilidade é uma forma quantitativa de expressar o grau de influência de um parâmetro sobre a variável-resposta, sendo calculado como a razão entre a variação percentual dos parâmetros de saída (variável de processo, VP) e a variação percentual dos parâmetros de entrada (variável manipulada, VM), conforme equação abaixo. Este fator indica o ganho (k), no regime permanente, ou seja, quanto varia o parâmetro de saída, em relação à variação do parâmetro de entrada, no novo regime permanente.

$$FS = \frac{\frac{VP_{2^{\circ}RP} - VP_{1^{\circ}RP}}{VP_{1^{\circ}RP}} \cdot 100}{\frac{VM_{2^{\circ}RP} - VM_{1^{\circ}RP}}{VM_{1^{\circ}RP}} \cdot 100} \quad (2.2)$$

onde 1°RP e 2°RP representam os regimes permanentes inicial e final, antes e após a perturbação, respectivamente.

2.4- Resultados Obtidos

2.4.1- Determinação das condições iniciais dos ensaios.

As condições iniciais (CI1) obtidas em regime permanente, apresentadas na tabela 2.3, foram alcançadas e utilizadas como ponto de partida em todos os ensaios de perturbações nas variáveis manipuladas para construção das curvas de reação do processo. Algumas variações nos valores foram identificadas devido a alterações ambientais e de natureza inerente ao processo de resfriamento.

Tabela 2.3 - Condições iniciais (CI1) e valores do regime permanente obtido.

Condições iniciais					
Variável Manipulada			Valores fixados		
Fechamento da válvula de controle da água (FVC)			30%		
Frequência da bomba de propileno glicol (FRB)			30 Hz		
Frequência da rotação do compressor (FRC)			52 Hz		
Carga térmica / COP			11,2 kW / 1,2		
Potência do compressor			5,2 kW		
Potência da bomba de propileno glicol			0,2 kW		
Potência da bomba centrífuga da água			0,4 kW (nominal)		
Regime Permanente alcançado					
Temperaturas do sistema					
Evaporação	-17,1 °C	Descarga	61,8 °C		
Condensação	27,6 °C	Entrada da água	19,2 °C		
Sucção	-1,4 °C	Saída da água	24,1 °C		
Refrigerante líquido	26,7 °C	Entrada do propileno glicol	5,6 °C		
Saída do evaporador	-12,8 °C	Saída do propileno glicol	-1,7 °C		
Pressões do sistema (manométrica)					
Pressão de Evaporação	0,21 MPa	Pressão de Descarga	1,22 MPa		
Pressão de Sucção	0,19 MPa	Pressão de Condensação	1,23 MPa		
Vazões do sistema					
Água	2174,6 L/h	Propileno glicol	1379,4 L/h	Refrigerante Líquido (R-404A)	204,6 L/h

2.4.2- Ensaios para verificação preliminar do comportamento das variáveis do sistema de resfriamento de líquido (Chiller).

Depois de alcançado o regime permanente das variáveis do sistema de refrigeração, com as condições iniciais CI1, foram realizadas perturbações individuais de mesma magnitude, porém positiva e negativa, do tipo degrau (tabela 2.4) nas variáveis manipuladas com o objetivo de se obter as curvas de reação das variáveis de possível controle.

Atenção especial foi dada ao comportamento da temperatura da saída do propileno glicol do evaporador, pois esta variável é de fundamental importância

quanto à aplicação no processo de resfriamento e define a qualidade final do processo. As perturbações das variáveis efetivamente manipuláveis promovem, respectivamente, as alterações nas condições de operação das respectivas variáveis de processo.

Tabela 2.4 - Perturbações realizadas nas variáveis manipuladas para a CI1.

Variável manipulada	Perturbação	Var. de processo	Perturbação
Fechamento da válvula de controle da água (FVC)	30 $\Rightarrow$ 35%	Vazão de água	2174,6 $\Rightarrow$ 1957,3 L/h
	30 $\Rightarrow$ 25%		2174,6 $\Rightarrow$ 2296,2 L/h
Frequência da bomba de propileno glicol (FRB)	30 $\Rightarrow$ 40 Hz	Vazão de propileno glicol	1379,4 $\Rightarrow$ 1912,1 L/h
	30 $\Rightarrow$ 20 Hz		1379,4 $\Rightarrow$ 959,6 L/h
Frequência do compressor (FRC)	52 $\Rightarrow$ 62 Hz	Vazão do refrigerante líquido (R-404A)	204,6 $\Rightarrow$ 219,6 L/h
	52 $\Rightarrow$ 42 Hz		204,6 $\Rightarrow$ 196,8 L/h

A carga térmica manteve-se inalterada, apesar de não ser considerada como uma variável manipulada nos ensaios, onde os controladores serão testados frente a perturbações na carga.

Nas figuras 2.4, 2.5 e 2.6 estão apresentadas as curvas de reação das variáveis de processo, temperatura de evaporação (TEV), temperatura de condensação (TCOND) e temperatura de saída do propileno glicol (TSP), respectivamente. Os eixos ordenados dos gráficos são expressos em termos de diferencial de temperatura relativa às condições iniciais (CI1).

Evidencia-se o histórico da temperatura de saída do propileno glicol do evaporador, por ser considerada uma temperatura importante na definição da qualidade do processo.

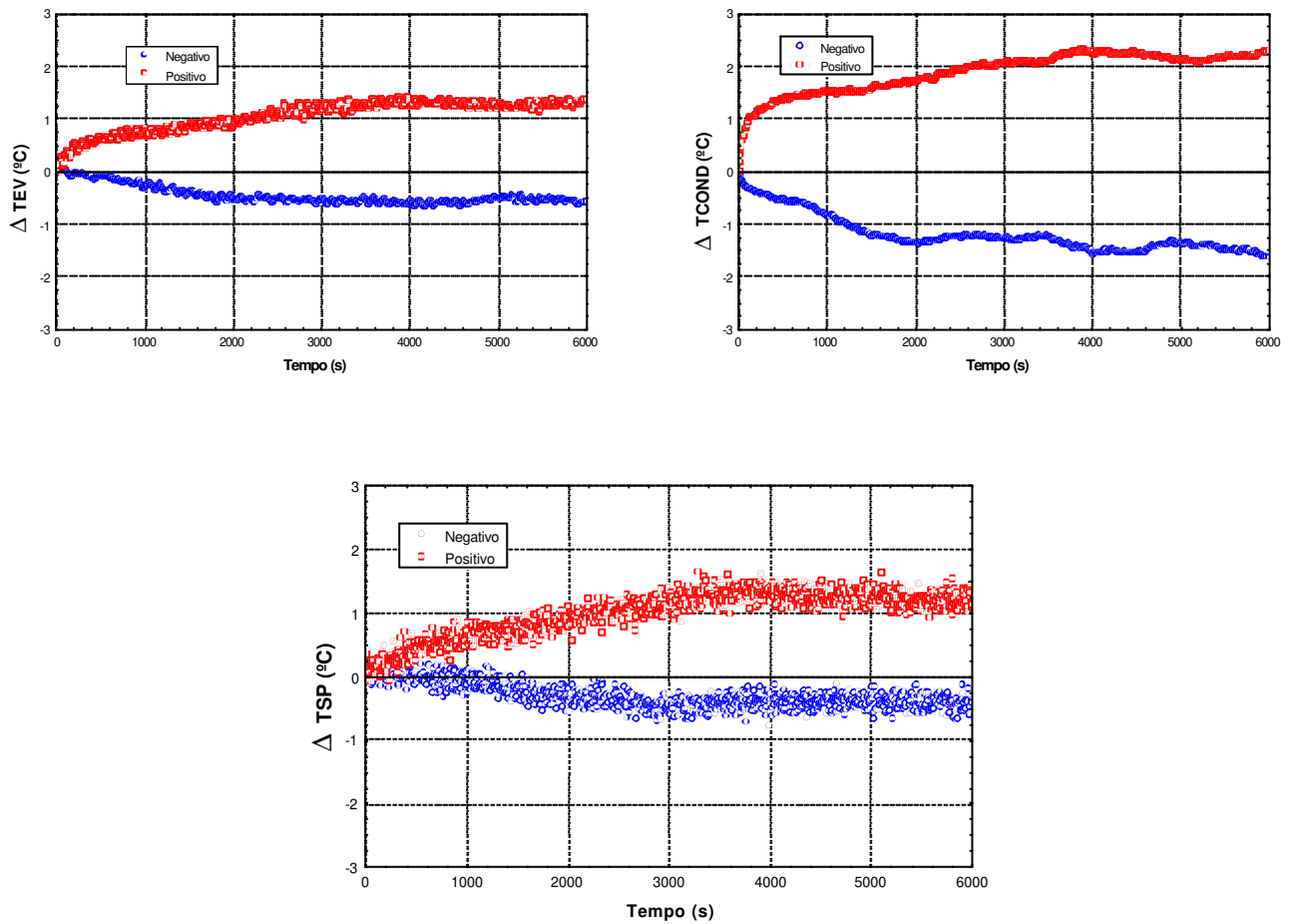


Figura 2.4 - Curvas de reação para perturbações positivas e negativas ($\pm 5\%$) no fechamento da válvula de controle da água (FVC).

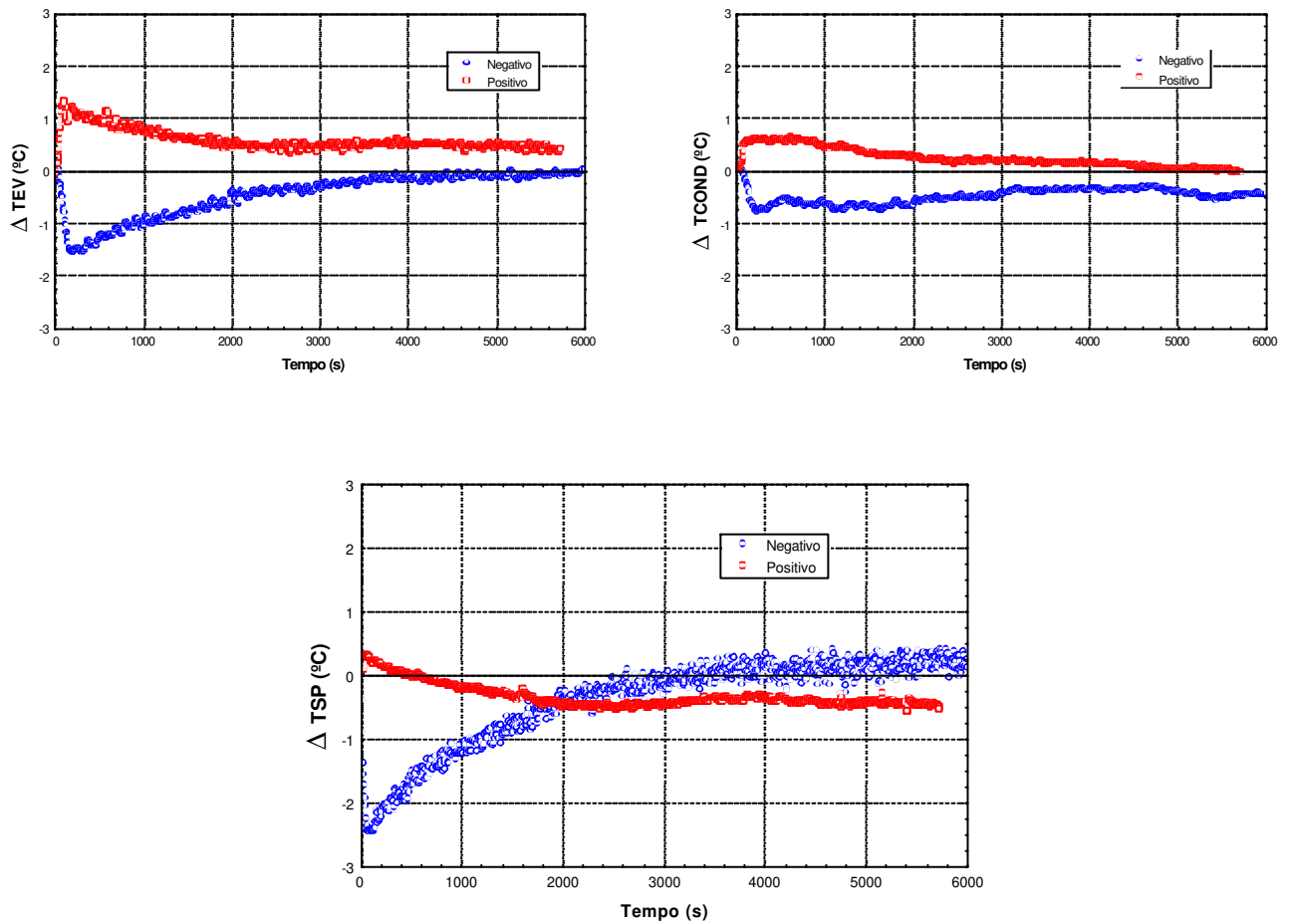


Figura 2.5 - Curvas de reação para perturbações positivas e negativas ($\pm 10\%$) na frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB).

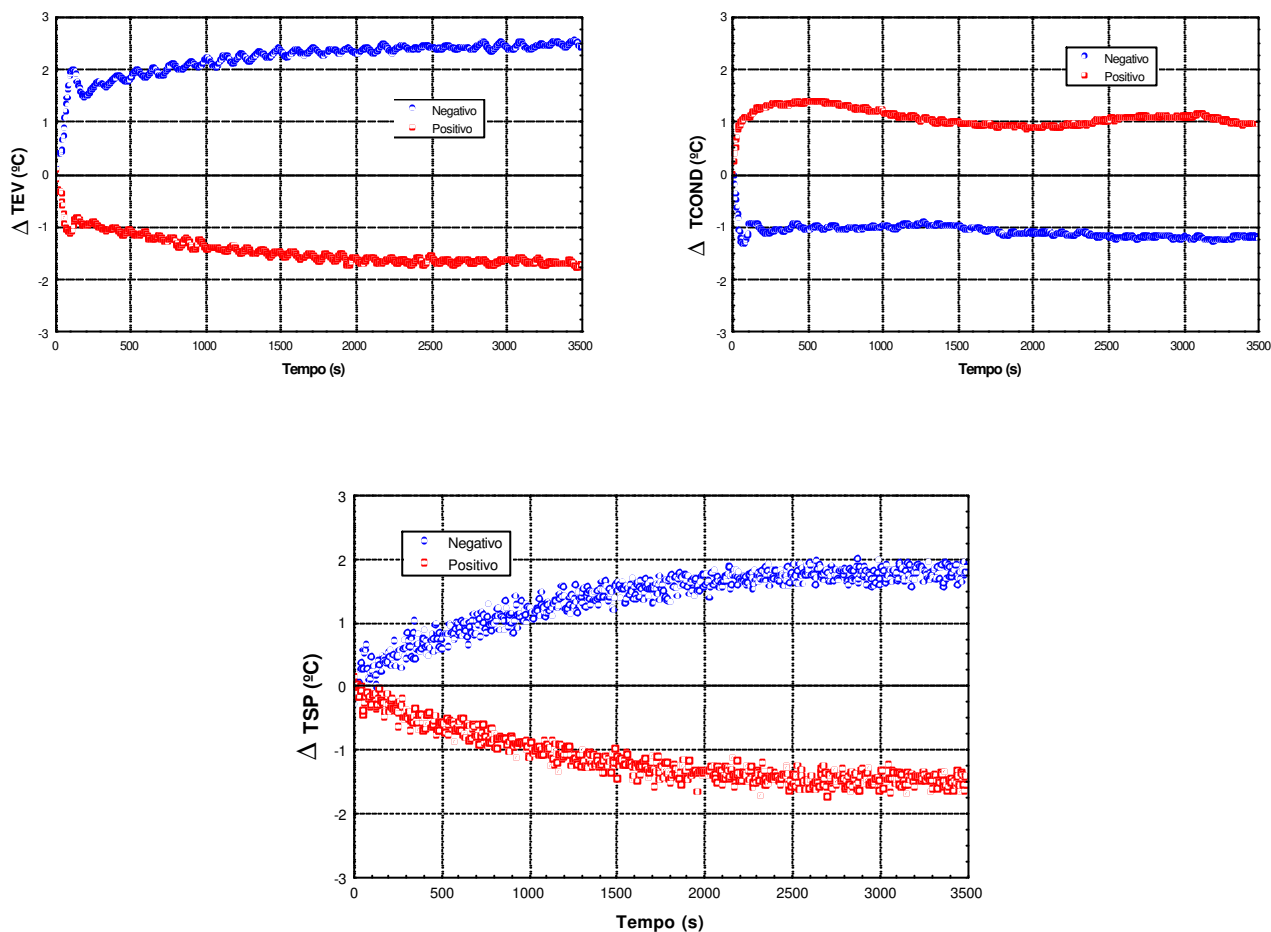


Figura 2.6 - Curvas de reação para perturbações positivas e negativas ($\pm 10\%$) na frequência de rotação do compressor (FRC).

Uma característica importante foi observada no comportamento dinâmico das temperaturas do propileno glicol e evaporação, quando submetidas a perturbações na frequência de rotação da bomba de propileno glicol (figura 2.5), em que se verificou inicialmente, uma resposta inversa e, depois de alguns minutos, seguiu-se uma tendência semelhante às da perturbação. Geralmente esse tipo de reação é caracterizado por ação combinada de efeitos, com ações opostas, no sistema (Stephanopoulos, 1984).

A complexidade num sistema que exhibe respostas inversas reside na determinação das ações contrárias que afetam o processo e, assim, ajustá-las aos dados. Esses sistemas são particularmente difíceis de controlar e requerem atenção especial.

No caso específico das perturbações da frequência de rotação da bomba de propileno glicol, as respostas inversas apresentadas pelas temperaturas de evaporação e saída do propileno glicol podem ser atribuídas à ação da válvula de expansão termostática que tende a corrigir as alterações de temperatura na saída do evaporador, invertendo o comportamento destas temperaturas. Para o sistema de refrigeração estudado este comportamento se constitui numa característica intrínseca do sistema, não sendo possível, com a instrumentação utilizada, a determinação exata da intensidade dos efeitos da válvula de expansão e da frequência de rotação da bomba.

No desenvolvimento de sistemas de controle para refrigeração, o objetivo específico é manter condições de operação estáveis independente das variações de carga térmica na operação. Portanto, não são comuns nestes sistemas alterações de *set-point* que levariam a uma fraca atuação dos controladores. Assim, neste trabalho, é dada uma atenção maior aos instantes iniciais após perturbação, sendo consideradas as tendências iniciais, mesmo no caso de respostas reversas.

2.4.3- Verificação do comportamento não linear das variáveis do sistema de resfriamento de líquido (Chiller).

As condições iniciais dos ensaios foram alteradas para observar a existência de não linearidades do sistema quando submetido a perturbações de igual amplitude das variáveis manipuladas. Para fins comparativos os valores das condições iniciais adotados são apresentados na tabela 2.5. As primeiras condições iniciais são denominadas **CI1** e as novas condições iniciais **CI2**.

Tabela 2.5 - Condições iniciais e valores do regime permanente obtido.

Condições Iniciais		
Variável manipulada	CI1	CI2
Fechamento da válvula de controle da água (FVC)	30%	38%
Frequência da bomba de propileno glicol (FRB)	30 Hz	40 Hz
Frequência da rotação do compressor (FRC)	52 Hz	50 Hz
Carga térmica / COP	11,2 kW / 1,2	8,6 kW / 1,9
Potência do compressor	5,20 kW	4,45 kW
Potência da bomba de propileno glicol	0,2 kW	0,3 kW
Potência da bomba centrífuga da água	0,4 kW *	0,4 kW *
Regime permanente alcançado		
Temperaturas do sistema	CI1	CI2
Evaporação	-17,1 °C	-24,4 °C
Condensação	27,6 °C	31,2 °C
Sucção	-1,4 °C	-9,6 °C
Refrigerante líquido	26,7 °C	27,6 °C
Saída do evaporador	-12,8 °C	-18,7 °C
Descarga	61,8 °C	68,2 °C
Entrada da água	19,2 °C	20,0 °C
Saída da água	24,1 °C	24,2 °C
Entrada do propileno glicol no evaporador	5,6 °C	-7,5 °C
Saída do propileno glicol do evaporador	-1,7 °C	-11,9 °C
Pressões do sistema (man)	CI1	CI2
Pressão de Evaporação	0,21 MPa	0,14 MPa
Pressão de Sucção	0,19 MPa	0,13 MPa
Pressão de Descarga	1,23 MPa	1,45 MPa
Pressão de Condensação	1,22 MPa	1,44 MPa
Vazões do sistema	CI1	CI2
Vazão de água	2174,6 L/h	1808,3 L/h
Vazão de propileno glicol	1379,4 L/h	1912,1 L/h
Vazão de R-404A líquido	3,41 L/min	2,91 L/min

* Potência nominal

Os níveis de perturbações individuais positivas e negativas, análogas às CI1, a partir da segunda condição inicial (CI2), para posterior comparação, são mostrados na tabela 2.6.

Tabela 2.6 - Perturbações realizadas nas variáveis manipuladas para a CI2.

Variável manipulada	Perturbação	Var. de processo	Perturbação
Fechamento da válvula de controle da água (FVC)	38 $\Rightarrow$ 43%	Vazão de água	1808,3 $\Rightarrow$ 1494,8 L/h
	38 $\Rightarrow$ 33%		1808,3 $\Rightarrow$ 2102,5 L/h
Frequência da bomba de propileno glicol (FRB)	40 $\Rightarrow$ 50 Hz	Vazão de propileno glicol	1912,1 $\Rightarrow$ 2356,7 L/h
	40 $\Rightarrow$ 30 Hz		1912,1 $\Rightarrow$ 1402,1 L/h
Frequência do compressor (FRC)	50 $\Rightarrow$ 60 Hz	Vazão do refrigerante líquido - 404A	2,91 $\Rightarrow$ 3,00 L/min
	50 $\Rightarrow$ 40 Hz		2,91 $\Rightarrow$ 2,74 L/min

Os ensaios de perturbação das variáveis manipuladas foram realizados nas novas condições iniciais e obtidas as curvas de reação das variáveis de processo. Nas figuras 2.7, 2.8 e 2.9 são apresentadas as curvas de reação partindo-se das duas condições iniciais submetidas às perturbações propostas nas tabelas 2.4 e 2.6.

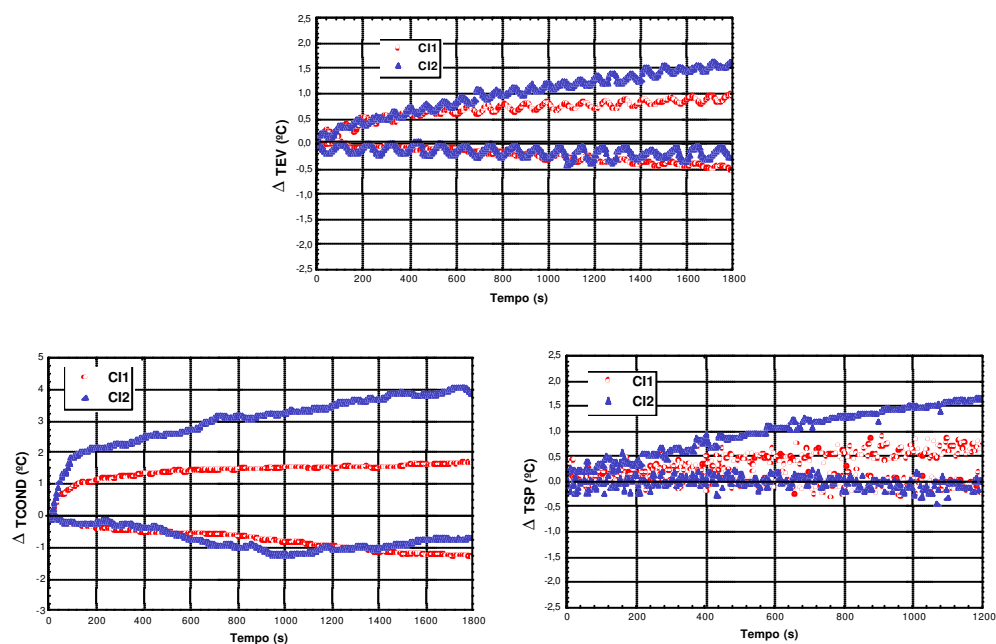


Figura 2.7 - Curvas de reação para perturbações positiva e negativa ($\pm 5\%$) no FVC, a partir das condições iniciais CI1 e CI2.

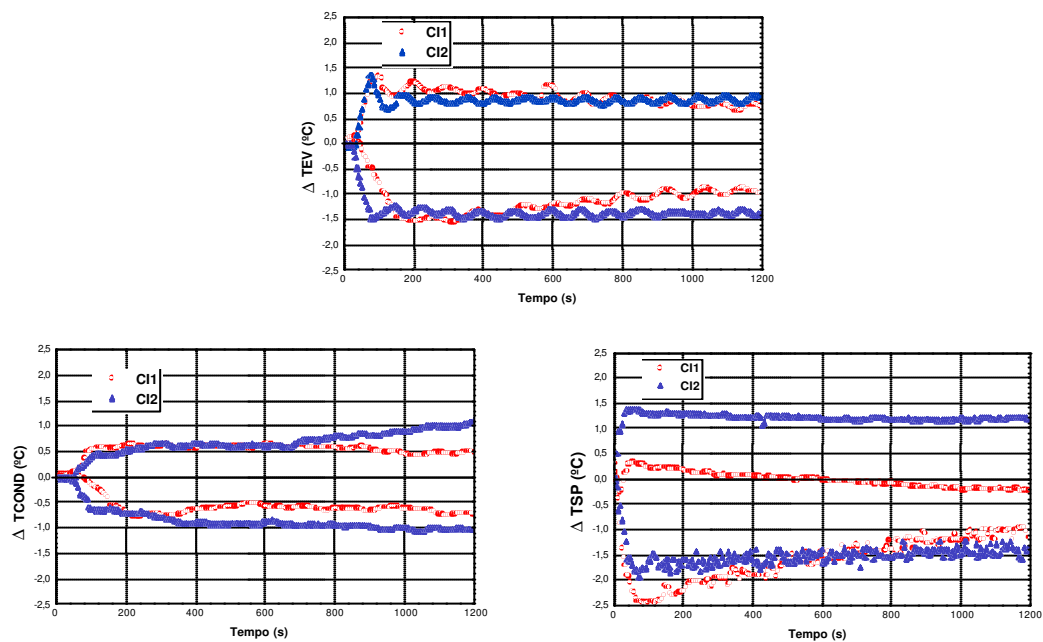


Figura 2.8 - Curvas de reação para perturbações positiva e negativa ($\pm 10\%$) na FRB, a partir das condições iniciais CI1 e CI2.

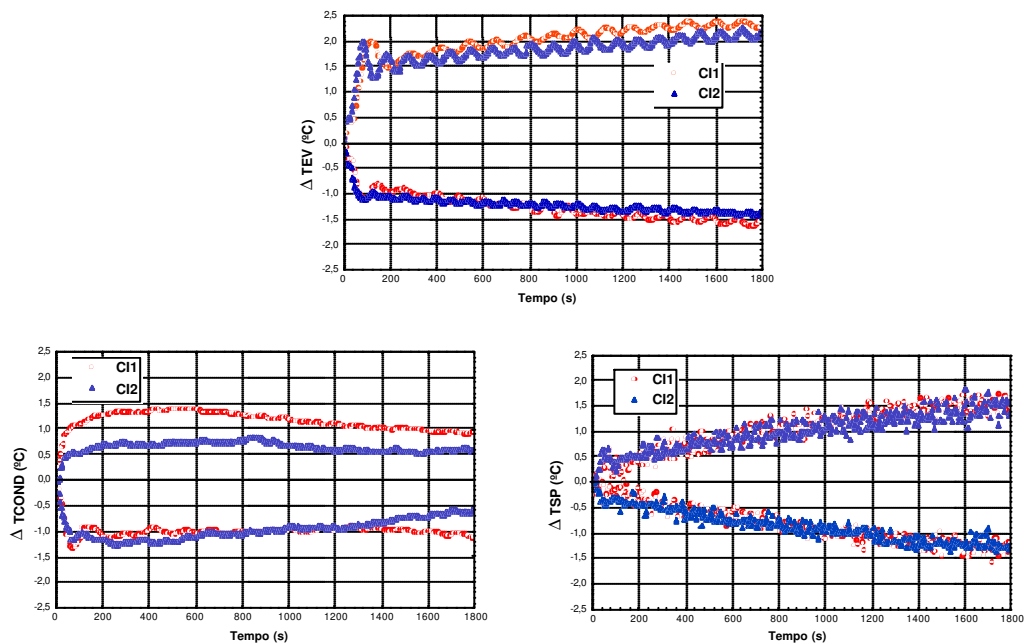


Figura 2.9 - Curvas de reação para perturbações positiva e negativa ($\pm 10\%$) na FRC, a partir das condições iniciais CI1 e CI2.

A não linearidade também pode ser observada quando o sistema, nas mesmas condições iniciais, é submetido a perturbações de diferentes intensidades e apresenta respostas não proporcionais.

Uma análise qualitativa das figuras anteriores indica pequena diferença nas curvas de reação da temperatura de evaporação nas duas condições iniciais estudadas, utilizando os princípios da superposição e da independência dinâmica do processo, a não linearidade é mais fortemente observada nas temperaturas de condensação e saída de propileno glicol.

Um comportamento não linear das variáveis pode ser observado na amplitude diferenciada da curva de reação das variáveis quando submetidas a perturbações opostas e de igual intensidade.

Este comportamento não linear pode ser atribuído às características complexas do sistema quanto às trocas térmicas, processos termodinâmicos e a presença de elemento de controle substancialmente não linear (válvula de controle da água).

O controle convencional apresenta um bom desempenho em sistemas lineares, sem descontinuidades ou que devam operar em condição fixa, na qual pequenas variações podem ser aproximadas para uma proporcionalidade. Para que o controle convencional seja satisfatório em sistemas não lineares é necessária a implementação de algoritmos adaptativos e auto-sintonia dos parâmetros do controlador.

Foi constatado que as variações ambientais ocorridas durante a realização dos experimentos, tais como a temperatura de bulbo úmido, a temperatura de bulbo seco e a umidade relativa do ar afetam significativamente o desempenho da torre de resfriamento, causando alterações na temperatura de entrada da água no

condensador e, por consequência, na temperatura de condensação, conforme se verifica na figura 2.10.

Uma vez que estas variáveis não constavam do escopo do trabalho, tentou-se reduzir os efeitos das variáveis climáticas utilizando-se um variador de frequência no ventilador da torre de resfriamento, ajustando-se manualmente sua rotação a fim de que se obtivesse o valor desejado da temperatura de entrada da água em um intervalo de variação aceitável durante a realização dos experimentos.

Na figura 2.10 são apresentadas as variações da temperatura de entrada da água no condensador e seu efeito na temperatura de condensação antes e depois da utilização do variador de frequência no ventilador da torre.

A alteração da rotação do ventilador da torre foi eficiente na manutenção da temperatura de entrada da água no condensador apesar das fortes oscilações ambientais normalmente apresentadas nesta época do ano, conforme é mostrada na figura 2.11.

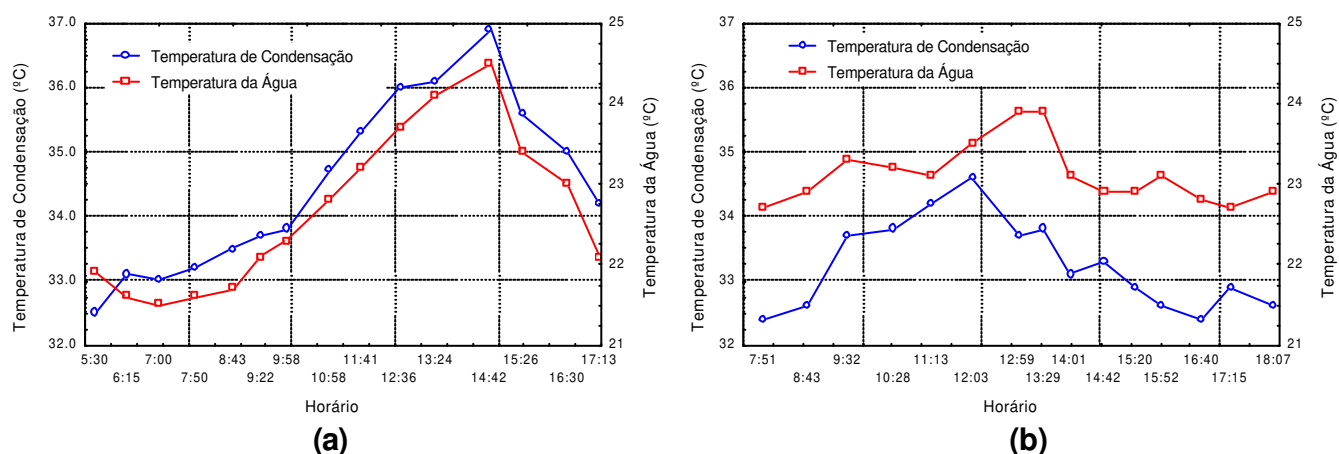


Figura 2.10 - Histórico das temperaturas de condensação e entrada da água no condensador antes (a) e depois (b) da instalação do variador de frequência no ventilador da torre de resfriamento.

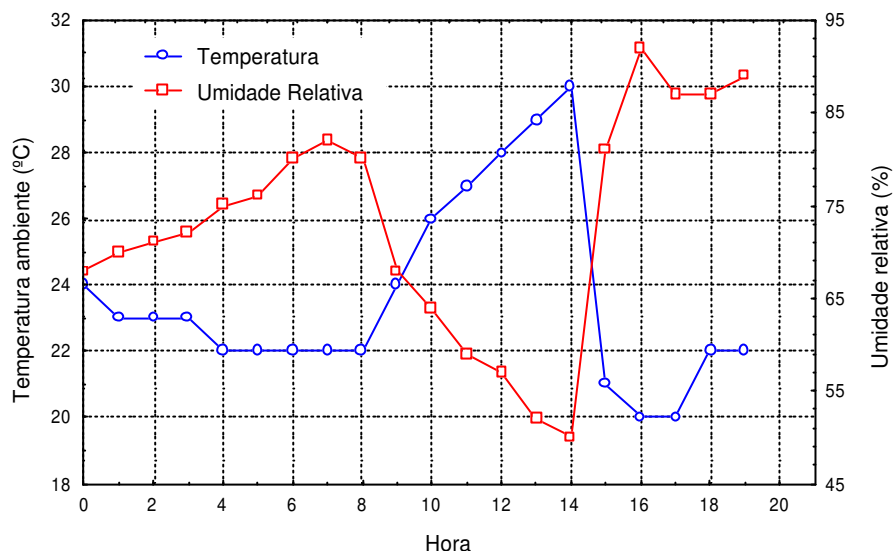
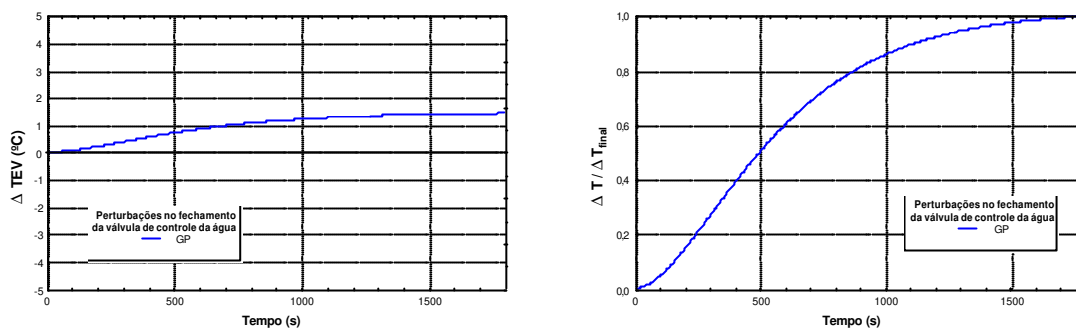


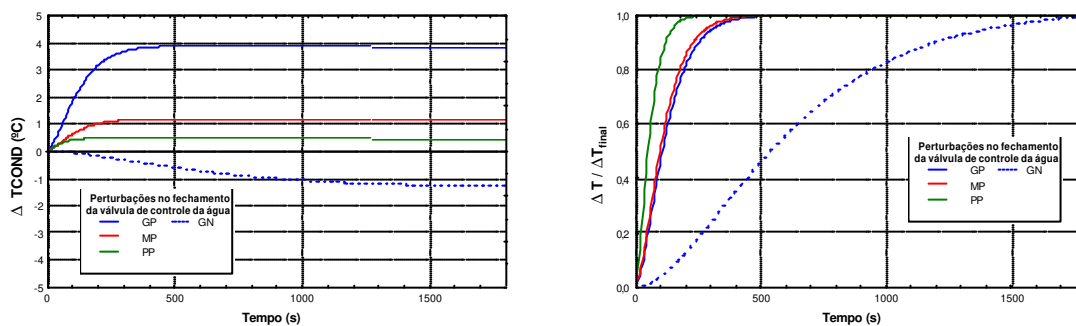
Figura 2.11 - Variação horária da temperatura ambiente e umidade relativa do ar ocorrida em 28/11/2001. (Fonte: Estação meteorológica automática situada na FEAGRI/UNICAMP – CEPAGRI).

2.4.4- Perturbações individuais com diversas amplitudes

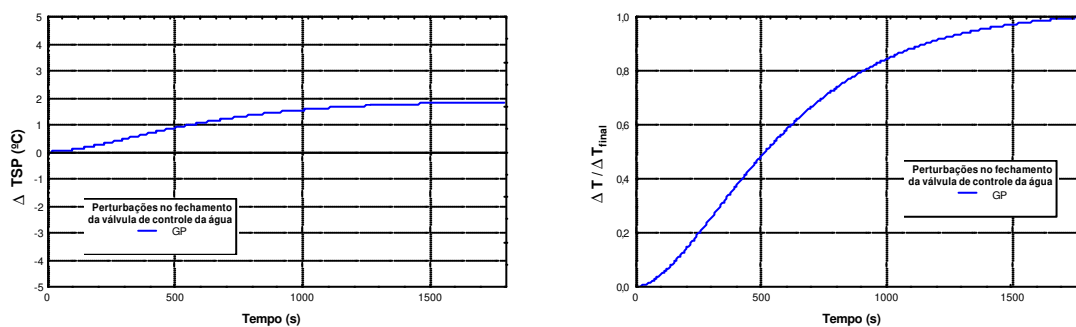
Após a realização dos ensaios, propostos na tabela 2.2, e ajuste das curvas reação tipo S aos dados experimentais, foram construídos gráficos (figuras 2.12, 2.13 e 2.14) que representam todas as curvas de reação apresentadas pelas variáveis de processo sob perturbações e respectivos gráficos adimensionalizados para verificação de possíveis comportamentos análogos. Todos os ensaios partiram das condições iniciais CI2, pois estas favoreceram a obtenção de uma temperatura de saída do propileno glicol mais baixa e uma maior flexibilidade de atuação nas variáveis manipuladas.



(a)

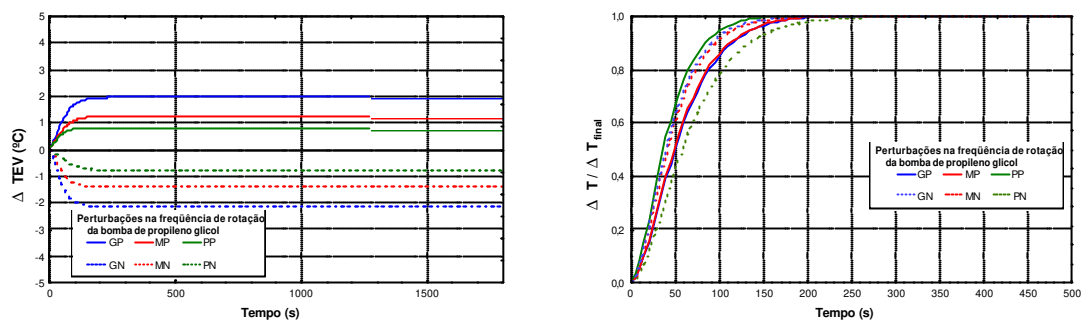


(b)

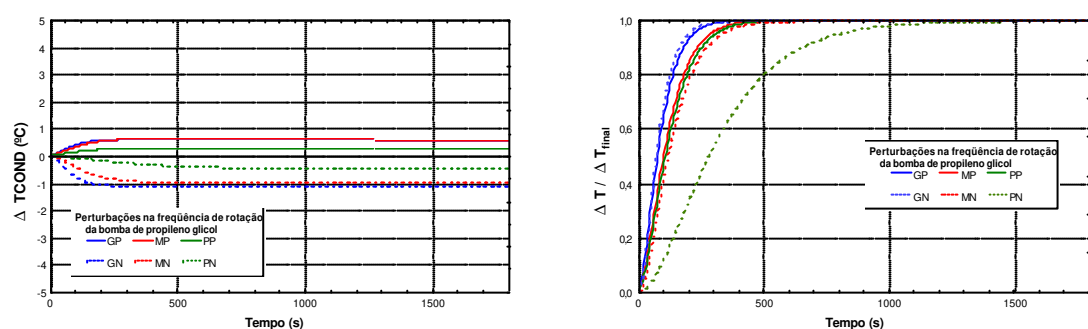


(c)

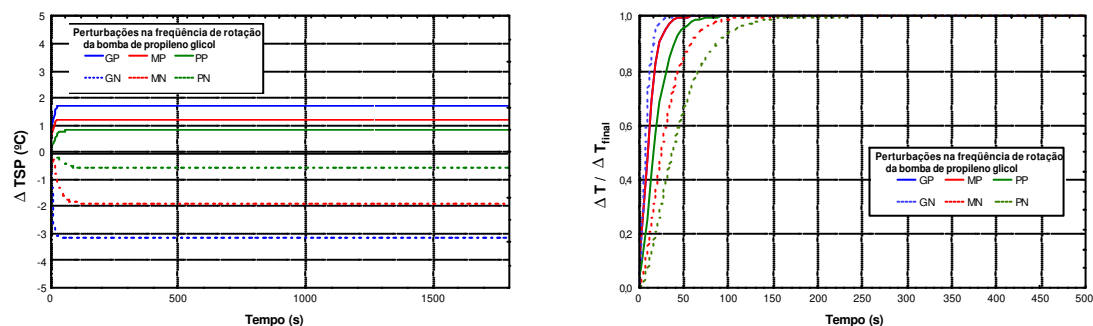
Figura 2.12 - Curvas de reação da temperatura de evaporação (a), temperatura de condensação (b) e temperatura de saída do propileno glicol (c) para perturbações no fechamento da válvula de controle da água, em diversas amplitudes.



(a)



(b)



(c)

Figura 2.13 - Curvas de reação da temperatura de evaporação (a), temperatura de condensação (b) e temperatura de saída do propileno glicol (c) para perturbações na frequência de rotação da bomba de propileno glicol, em diversas amplitudes.

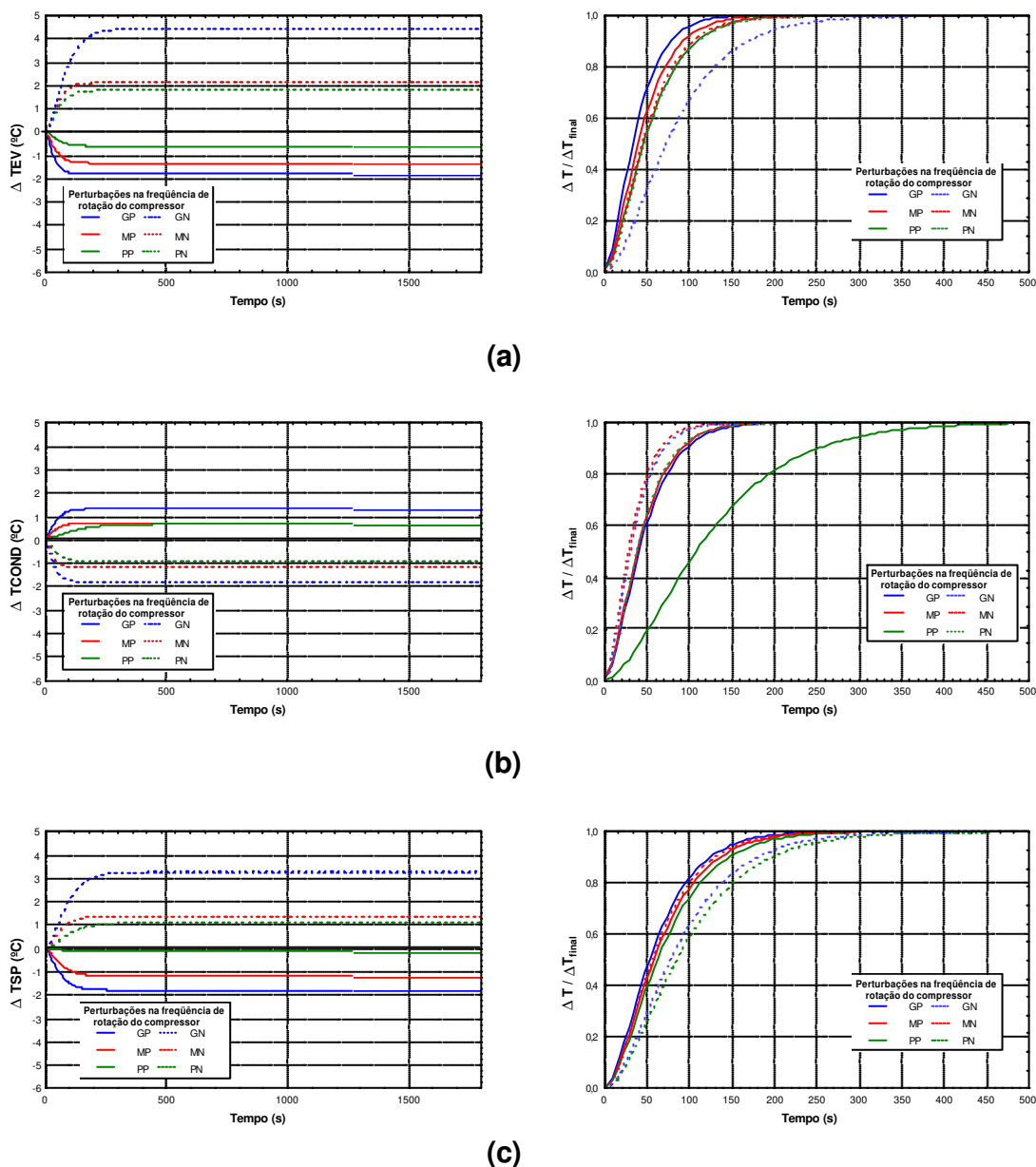


Figura 2.14 - Curvas de reação da temperatura de evaporação (a), temperatura de condensação (b) e temperatura de saída do propileno glicol (c) para perturbações na frequência de rotação do compressor, em diversas amplitudes.

Utilizando as curvas de reação ajustadas apresentadas nas figuras 2.12 a 2.14 foram determinados os parâmetros gráficos de aproximação para um sistema de primeira ordem com tempo morto (equação 2.1). Os resultados são apresentados na tabela 2.7 e serão utilizados como índices quantitativos dos ganhos do processo e das velocidades de resposta das variáveis de processo dos ensaios realizados a partir do conjunto de experimentos propostos na tabela 2.2.

Tabela 2.7 - Parâmetros de gráficos de ganho (k), constante de tempo (T) e tempo morto (L) dos ensaios com perturbações individuais em diversas amplitudes.

Ensaio	ΔFVC (%)	ΔFRC (Hz)	ΔFRB (Hz)	Parâmetros								
				TEV			TSP			TCOND		
				k	T	L	k	T	L	k	T	L
01	4%	0	0	*	*	*	*	*	*	0,5	180	9
02	8%	0	0	*	*	*	*	*	*	1,2	166	17
03	12%	0	0	1,4	806	83	1,9	859	89	3,9	87	18
04	-4%	0	0	*	*	*	*	*	*	*	*	*
05	-8%	0	0	*	*	*	*	*	*	*	*	*
06	-12%	0	0	*	*	*	*	*	*	-1,3	880	91
07	0	5 Hz	0	-0,6	78	8	-0,2	106	11	0,6	180	18
08	0	10 Hz	0	-1,4	67	7	-1,2	98	10	0,7	66	7
09	0	15 Hz	0	-1,9	58	5	-1,8	89	9	1,3	70	7
10	0	-5 Hz	0	1,8	77	8	1,1	138	14	-0,9	63	6
11	0	-10 Hz	0	2,1	73	7	1,4	91	9	-1,2	53	5
12	0	-15 Hz	0	4,5	118	12	3,3	126	13	-1,8	49	5
13	0	0	5 Hz	0,8	61	6	0,8	31	2	0,3	18	2
14	0	0	10 Hz	1,2	80	8	1,2	20	1	0,6	168	17
15	0	0	15 Hz	1,9	83	8	1,7	20	1	0,6	128	13
16	0	0	-5 Hz	-0,8	95	9	-0,7	70	6	-0,4	450	47
17	0	0	-10 Hz	-1,4	67	7	-1,9	43	3	-1,0	188	19
18	0	0	-15Hz	-2,1	64	6	-3,1	14	0	-1,1	116	12

*não apresentou reação significativa

A superposição das curvas nos gráficos adimensionais representaria um comportamento linear para as reações das variáveis de processo relativas às análises da constante de tempo. A influência dos valores do ganho é eliminada

nos gráficos adimensionais, sendo $k = \Delta T_{\text{final}}$. Em todos os ensaios foi observada forte não linearidade evidenciada pelos gráficos adimensionais.

As perturbações negativas no fechamento da válvula de controle de água (figura 2.12) foram pouco eficientes em promover reações nas variáveis de processo, este comportamento pode ser atribuído à característica não linear da válvula de controle, a qual não promove variações significativas de vazão de água. Os ensaios com perturbações em diversas amplitudes serão utilizados como base de conhecimento para a configuração do controlador *Fuzzy/SISO*.

Nas figuras 2.15 e 2.16 estão representados os comportamentos das potências consumidas nos motores do compressor e da bomba de propileno glicol quando o sistema foi submetido às perturbações individuais que constam na tabela 2.2. Não foram utilizados filtros para o tratamento dos sinais apresentados nas figuras abaixo.

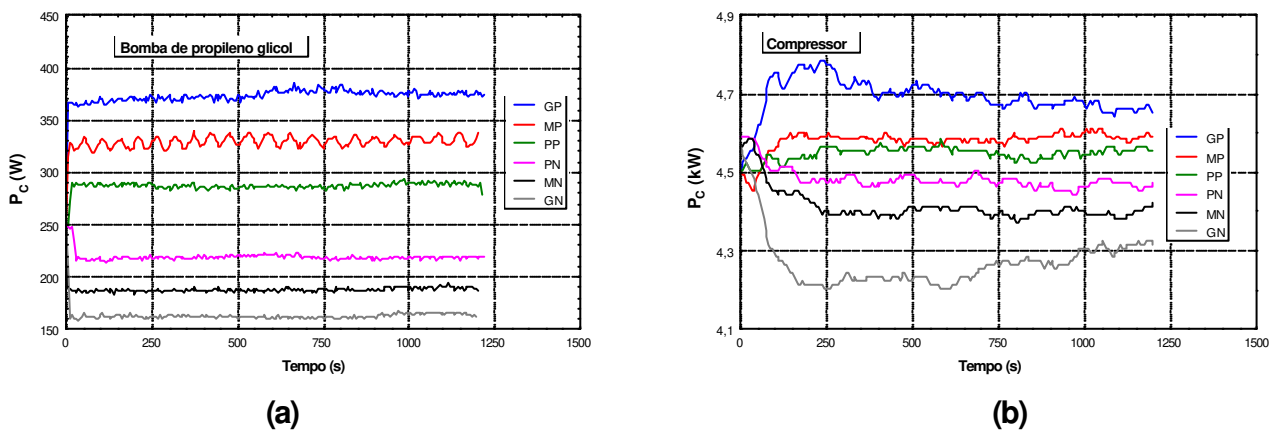
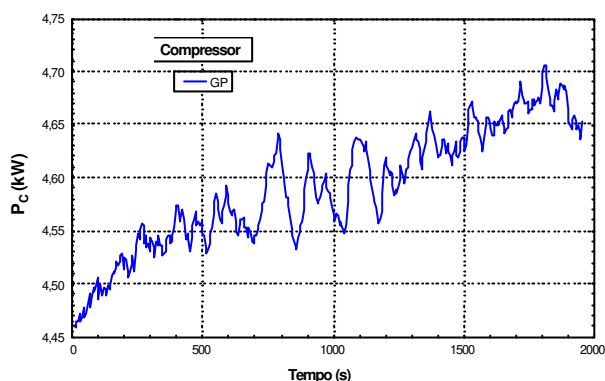
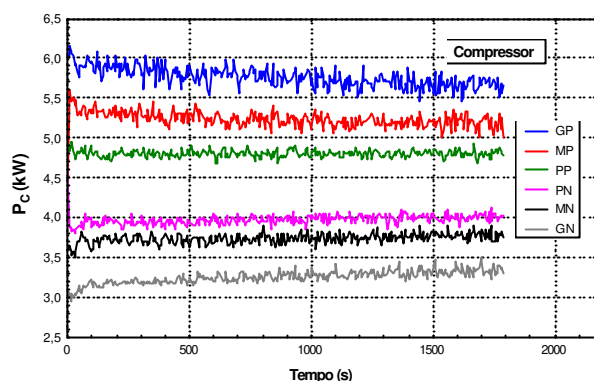


Figura 2.15 - Comportamento das potências consumidas nos motores da bomba de propileno glicol (a) e do compressor (b) quando o sistema é submetido a perturbações na frequência de rotação da bomba de propileno glicol a partir das condições iniciais CI2, conforme a tabela 2.2.



(a)



(b)

Figura 2.16 - Comportamento das potências consumidas no motor do compressor com o sistema sob perturbações no fechamento da válvula de controle da água (a) e na frequência de rotação do compressor (b).

Na figura 2.15 pode ser observado que perturbações do tipo degrau na FRB ocasionam alterações na potência consumida no motor da bomba de propileno glicol e também na potência consumida no motor do compressor. Este comportamento é atribuído a mudanças nas taxas de transferência de calor no evaporador (carga térmica), alterando o ciclo termodinâmico estabelecido sendo necessária uma adaptação do compressor ao novo ciclo, implicando numa variação da potência de compressão, decorrente da variação da vazão de refrigerante e alteração da temperatura de evaporação.

Perturbações no FVC não causam alterações na potência consumida no motor da bomba de propileno glicol. Entretanto, na figura 2.16a pode ser visto que apenas a perturbação GP (grande positiva) no FVC ocasiona alterações na potência consumida do compressor. Esta restrita influência da válvula de controle na potência do compressor se deve à não linearidade de atuação da válvula, que não promove variações suficientes na vazão de água que sensibilize a temperatura de condensação e conseqüentemente a pressão de condensação.

No caso de perturbações na FRC, a potência consumida no motor da bomba de propileno glicol não é afetada, apenas a potência consumida no próprio motor do compressor (figura 2.16b).

Com o estudo do comportamento da potência consumida nos motores do sistema frigorífico, pode ser estabelecido que a alteração da FRB promove uma demanda de energia elétrica adicional devido a ação do compressor. Portanto, a utilização de uma malha SISO, utilizando a FRB como variável manipulada, apresentará uma demanda de energia elétrica maior do que a esperada apenas com a manipulação da FRB. Esta característica pode ser observada nos comportamentos das potências consumidas nos motores (figura 2.15).

2.4.5- Análise de sensibilidade do ganho para as variáveis de processo

Os fatores de sensibilidade do ganho para as variáveis de processo propostas são apresentados na figura 2.17 para perturbações GP (Grande Positivas), apresentadas na tabela 2.2.

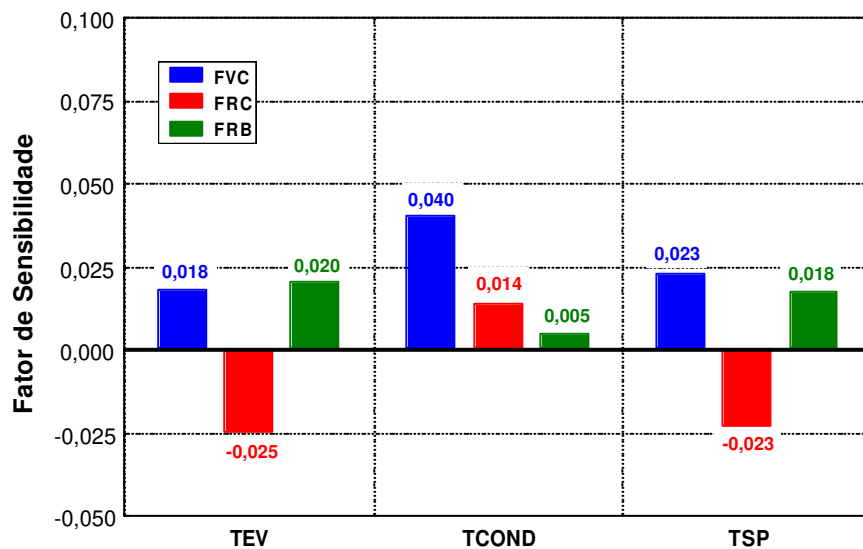


Figura 2.17 - Fator de sensibilidade do ganho das variáveis de processo a partir das perturbações positivas das variáveis de controle.

Analisando-se os fatores de sensibilidade apresentados na figura acima, pode ser escolhida a variável manipulada mais efetiva no controle do processo, quanto a magnitude final da resposta apresentada para as três variáveis de processo (TEV, TCOND e TSP).

Para a malha SISO do controle da temperatura de condensação fica evidente a escolha do fechamento da válvula de controle da água como variável manipulada, devido ao seu alto fator de sensibilidade quando comparado com as outras variáveis. Entretanto, nos ensaios foi observado um excessivo tempo de estabilização, indicando que esta variável não promove um satisfatório tempo de resposta. Faz-se necessária uma análise conjunta do comportamento das variáveis manipuladas para a escolha da malha de controle mais apropriada ao sistema.

As malhas de controle da temperatura de evaporação e da temperatura de saída de propileno glicol apresentaram fatores de sensibilidade semelhantes para todas as variáveis manipuladas. Neste caso a escolha da variável manipulada também será feita através da constante de tempo que revela a velocidade na qual a resposta final é alcançada. Assim, para a malhas da temperatura de evaporação e temperatura de saída do propileno glicol poderiam ser escolhidas a frequência de rotação do compressor e a frequência de rotação da bomba de propileno glicol, respectivamente.

Buscando a confirmação das conclusões obtidas acima, foram realizados ensaios com perturbações negativas, porém com a mesma amplitude (GN apresentada na tabela 2.2), para a verificação dos fatores de sensibilidade do ganho sob outra condição de perturbação.

Na figura 2.18 são apresentados os fatores de sensibilidade do ganho nas variáveis de processo, calculados para este novo ensaio.

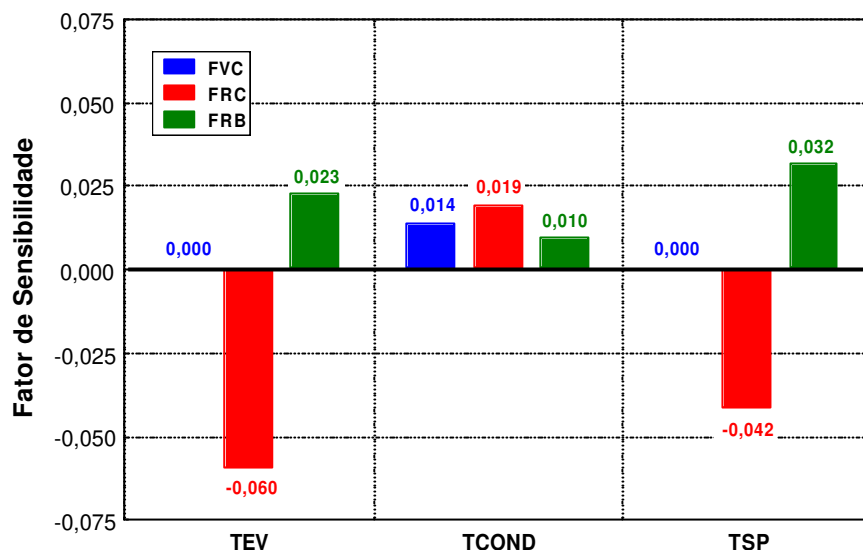


Figura 2.18 - Fator de sensibilidade do ganho das variáveis de processo a partir das perturbações negativas das variáveis de controle.

Observando os fatores de sensibilidade apresentados na figura 2.18 se confirma a não linearidade do processo de resfriamento de líquido, não se dando apenas quanto às mudanças de condições iniciais, mas também devido à magnitude das alterações as quais o processo está submetido.

Para a definição mais precisa das malhas de controle, passase a uma análise conjunta das figuras 2.17, 2.18 e da tabela 2.7.

Nos ensaios de perturbação positiva e negativa do fechamento da válvula de controle ficou evidente a ação efetiva na resposta da temperatura de condensação. A sensibilidade das temperaturas de evaporação e saída do propileno glicol foi comprometida quando submetido à perturbação negativa que não foi suficiente para causar algum efeito nestas variáveis, devido à pequena variação de vazão de água proporcionada pela abertura da válvula de controle nos ensaios.

Perturbações na frequência de rotação do compressor se mostraram mais eficientes na composição da malha e controle SISO da temperatura de evaporação, principalmente na perturbação negativa.

A temperatura de saída do propileno glicol apresentou uma maior sensibilidade à perturbação na frequência de rotação da bomba de propileno glicol, apesar dos ensaios apresentarem resposta reversa.

Depois de estudado o comportamento dinâmico individual das variáveis sob perturbações, naturalmente constatou-se a necessidade de um conhecimento das influências das interações dessas variáveis quando submetidas a perturbações simultâneas, assunto abordado no próximo capítulo. Além disso, Tentou-se levantar subsídios para a definição das melhores malhas de controle quando implementado o controlador *Fuzzy*/SIMO (Single Input/Multi Output).

2.5- Conclusões

O estudo do comportamento dinâmico individual das variáveis de processo revelou importantes características do sistema de refrigeração para resfriamento de líquido:

- A temperatura de saída do propileno glicol e a temperatura de evaporação apresentaram respostas inversas quando submetidas a perturbações na frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB). Essa característica sugere uma maior complexidade no projeto dos controladores que utilizem a FRB como variável manipulada.
- O sistema apresentou não linearidades, observadas, principalmente, nas curvas de reação da temperatura de condensação. As prováveis causas da não linearidade apresentadas podem ser atribuídas à

complexidade do sistema quanto às trocas térmicas e aos processos termodinâmicos envolvidos.

- Com o estudo do comportamento das potências consumidas nos motores do sistema de refrigeração, pode ser observada a influência direta da FRB na demanda de energia elétrica dos motores da bomba de propileno glicol e compressor, ou seja, alterando a FRB, ocorre uma variação de demanda do compressor que possui maior consumo de energia.

As perturbações individuais realizadas em diversas amplitudes (positivas e negativas) possibilitaram a obtenção de uma base de conhecimento que subsidiará a implementação dos controladores SISO/fuzzy quanto às magnitudes dos ganhos e as velocidades de atuação.

A determinação do fator de sensibilidade dos ganhos proporcionou a indicação das variáveis manipuladas mais efetivas para compor as malhas de controle SISO. Foi constatado que a frequência de rotação do compressor, de uma maneira geral, apresentou melhor desempenho quanto à sensibilidade das variáveis de processo (TEV, TSP e TCOND).

2.6- Referências Bibliográficas

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

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

SHAW, I. S. e SIMÕES, M. G. **Controle e modelagem fuzzy**. 1.ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda, 1999. 165p.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical process control: An introduction to theory and practice**. 1.ed. New Jersey: Prentice-Hall International Inc, 1984. 696p.

SUNG, S. W.; LEE, I.-B. e LEE, J. New process identification method for automatic design of PID controllers. **Automatica**, v.34, n.4, p.513-520, 1998.

CAPÍTULO 3 – COMPORTAMENTO DINÂMICO DAS VARIÁVEIS SOB PERTURBAÇÕES SIMULTÂNEAS

3.1 Introdução

O sistema de refrigeração caracteriza-se como um circuito fechado, onde todas as variáveis interagem entre si e o meio externo. Esta interação foi observada nos ensaios preliminares pela constatação de respostas reversas e desvios do comportamento esperado.

O estudo das interações das variáveis manipuladas nas variáveis de processo é de fundamental importância para a implementação do controle multivariável a partir de uma estratégia *fuzzy* por realimentação.

Tendo em vista a não linearidade constatada no capítulo 2, a aplicação de controladores convencionais pode ser ineficiente, possibilitando a viabilidade da utilização de controladores avançados neste tipo de processo, no caso, o controlador *fuzzy*.

A implementação do controle *fuzzy* multivariável é realizada em ambiente amigável, porém, sua sintonia depende fortemente do conhecimento das interações das variáveis para uma definição das funções de pertinência e suas regras. A fase de aprendizagem do sistema para a construção da base de regras do controlador *fuzzy* compreende a identificação de limites de operação, reações das variáveis de processo e a dinâmica das interações do processo.

No desenvolvimento deste capítulo, a metodologia de planejamento experimental foi aplicada, objetivando o conhecimento da dinâmica das interações das variáveis de processo do sistema de resfriamento de líquido quando submetidas a perturbações das variáveis manipuladas. O conhecimento deste comportamento permitirá a construção das bases de conhecimento das malhas de controle *fuzzy* multivariável.

3.2 Revisão bibliográfica e fundamentação teórica

Diversas publicações científicas enfatizam a contribuição do comportamento transiente na interação das variáveis dos processos industriais.

Zamponi et al. (1996) realizaram uma investigação experimental e uma modelagem matemática para a determinação e estudo do comportamento dinâmico de uma coluna de extração através de medidas das condições fluidodinâmicas da coluna quando aplicadas perturbações nas vazões e concentrações de entrada de solvente e de soluto. As curvas de reação experimentais adequadamente previstas pelo modelo matemático proposto, indicando a simulação como uma importante ferramenta de predição do comportamento de transferência de massa em extratores.

Trocadores de calor são amplamente utilizados na maioria das indústrias, sendo freqüentemente conectados a outros equipamentos, sofrendo, em consequência, impacto considerável resultante de alterações em parâmetros tais como, temperaturas e vazões de entrada, criando a necessidade de um conhecimento do regime transiente para a definição do controle em tempo real, da otimização e do uso racional da energia (Abdelghani-Idrissi et al., 2001).

Abdelghani-Idrissi et al. (2001) estudaram a variação da resposta transiente da temperatura ao longo de um trocador de calor tubular em contracorrente quando aplicada perturbação na vazão de entrada do fluido quente.

A resposta dinâmica da temperatura foi aproximada a uma resposta de um sistema de primeira ordem. As constantes de tempo das respostas apresentaram-se como uma função da vazão no trocador e assimétricas quando aplicadas perturbações positivas e negativas.

Em um estudo de modelagem e simulação do comportamento dinâmico de um condensador casco e tubo, Botsch et al. (1997) impuseram perturbações na carga do sistema. Constatou-se que os modelos propostos puderam ser utilizados na predição das respostas apresentadas pela temperatura de saída do condensador, algumas falhas na predição dos tempos de resposta foram atribuídas a inércia térmica do condensador.

Em um trabalho similar, Alcock et al. (1997) realizaram a instrumentação de uma unidade piloto de um condensador casco e tubo para possibilitar o acompanhamento da resposta transiente da temperatura de saturação quando realizadas perturbações na pressão, na vazão de vapor, na vazão de ar, na vazão de água de resfriamento e na temperatura da água de resfriamento. O objetivo do trabalho foi o detalhamento dos fenômenos físicos que acompanham estas mudanças. Com os resultados experimentais obtidos pode-se determinar que a taxa de condensação é significativamente reduzida pelas perturbações no processo.

Para o correto projeto e implementação de sistemas de refrigeração é importante conhecer o perfil de carga térmica de determinada aplicação pois as variações da demanda térmica afetam significativamente os equipamentos e o comportamento do sistema de controle (López & Lacarra, 1999).

López & Lacarra (1999) utilizaram modelos matemáticos dinâmicos de sistemas de estocagem térmica (banco de gelo e tanque de água gelada) para o estudo da variabilidade da demanda de refrigeração. Os modelos foram, potencialmente, úteis tanto na predição do comportamento transiente do sistema

quanto no estabelecimento das melhores estratégias de controle da temperatura da água gelada utilizada como variável controlada.

3.2.1 Metodologia de planejamento experimental

A metodologia de planejamento fatorial permite a obtenção de correlações multivariáveis e o estudo dos efeitos e das interações das variáveis a partir de ensaios com valores adequadamente estabelecidos (níveis), possibilitando uma análise estatística dos resultados obtidos (resposta).

Inicialmente, desenvolve-se um planejamento fatorial de dois níveis, sendo as variáveis de estudo definidas em um valor máximo (+1) e um valor mínimo (-1), denominados níveis. Os níveis são correlacionados com um nível central de referência (nível 0). Esta investigação inicial é de grande utilidade para o estudo dos efeitos das variáveis na variável resposta.

Esse planejamento pode ser então ampliado para um planejamento fatorial completo, através da adição de níveis axiais ($+\alpha$ e $-\alpha$), podendo-se, assim, estabelecer relações matemáticas entre as respostas e os fatores. Estas relações podem ser polinomiais lineares ou quadráticas.

A quantidade de ensaios do planejamento é definida pela expressão 2^n , onde o valor de n representa a quantidade de variáveis (fatores) estudados. Na realização do planejamento fatorial completo, o valor do nível α é definido pela expressão $\sqrt[n]{2^n}$ e é adicionado ao planejamento um número de ensaios definido pela expressão $2n$.

A significância estatística dos modelos obtidos é avaliada através do cálculo do teste “F” e sua comparação com o valor tabelado no intervalo de confiança adotado. O valor do teste “F” calculado no modelo proposto deve ser, pelo menos, cinco vezes maior que o valor do “F” tabelado (Neto et al., 1996).

3.3 Metodologia

3.3.1 Desenvolvimento dos planejamentos experimentais

Planejamentos experimentais fatoriais completos (PEFC) foram propostos para verificar e quantificar os efeitos individuais e de interações a partir das perturbações simultâneas das variáveis manipuladas (fatores) nas variáveis de processo (resposta). A metodologia de superfície de resposta foi utilizada para definir modelos empíricos que auxiliassem na predição do comportamento do sistema dentro do intervalo de trabalho das variáveis. Pretendeu-se definir uma metodologia para o conhecimento do sistema, mais eficiente e rápida, baseada em tratamentos estatísticos, reduzindo a necessidade de um número maior de observações.

Foi constatado anteriormente que perturbações individuais positivas e negativas produziam efeitos de diferentes amplitudes nas variáveis de processo. Assim, foram propostos dois planejamentos experimentais para estudar os comportamentos de mesmo sentido com cada tipo de perturbação: frequência de rotação do compressor (FRC), frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB) e fechamento da válvula de controle da água (FVC).

O ganho estático (k) e a inclinação da reta (l) no ponto de inflexão da curva S, que definem a intensidade e a velocidade do desvio da curva de reação, respectivamente, foram definidos como variáveis-resposta dos planejamentos experimentais. As três variáveis manipuladas foram utilizadas como fatores do planejamento sendo necessária a realização de 17 ensaios, ou seja $2^n + 2n$ ensaios e uma triplicata no ponto central para a estimativa do erro experimental.

Quando se utiliza três fatores no planejamento experimental, os pontos axiais ($+\alpha$ e $-\alpha$) possuem o valor codificado de 1,682. As perturbações promovidas

dos ensaios dos planejamentos experimentais foram realizadas a partir das condições iniciais CI2, conforme tabela 2.5.

Nos ensaios preliminares foi observado que a FRC produz efeito inverso nas temperaturas de evaporação e condensação. É importante ressaltar que o objetivo da metodologia adotada foi a obtenção do conhecimento das interações entre as perturbações nas variáveis manipuladas visando alcançar um tipo de resposta específico (positivo ou negativo) das variáveis de processo. Assim, os planejamentos experimentais não poderiam ser realizados para a análise simultânea das três variáveis manipuladas devido à necessidade de definição de níveis de perturbações diferentes para a FRC. Por exemplo, para obter respostas com variações positivas das temperaturas de evaporação e condensação é necessário promover, respectivamente, variações negativas e positivas na FRC. Assim, foram realizados planejamentos experimentais adicionais para a análise específica das respostas da temperatura de condensação. As variáveis-resposta foram analisadas através de parâmetros estatísticos e pela construção de superfícies de resposta dos modelos para cada variável de processo (fatores).

Na tabela 3.1 são apresentados os fatores do planejamento experimental e seus níveis de estudo para as perturbações que promovem reações positivas nas temperaturas de evaporação e saída de propileno glicol.

Tabela 3.1 - Fatores e níveis finais adotados no PEFC 01.

Fatores														
Fechamento da válvula de controle da água (FVC,%)					Frequência de rotação do compressor (FRC,HZ)					Frequência de rot. da bomba de propileno glicol (FRB,HZ)				
Valores dos níveis / valores absolutos														
-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α
39,3	42	46	50	52,7	31,6	35	40	45	48,4	41,6	45	50	55	58,4
Variações das perturbações efetuadas														
+1,3	+4	+8	+12	+14,7	-18,4	-15	-10	-5	-1,6	+1,6	+5	+10	+15	+18,4

Os fatores e seus níveis de estudo para as perturbações que promovem reações negativas nas temperaturas de evaporação e saída de propileno glicol, são apresentadas na tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Fatores e níveis adotado no PEFC 02.

Fatores														
Fechamento da válvula de controle da água (FVC,%)					Frequência de rotação do compressor (FRC,Hz)					Frequência de rot. da bomba de propileno glicol (FRB,Hz)				
Valores dos níveis / valores absolutos														
-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α
23,3	26	30	34	36,7	51,6	55	60	65	68,4	21,6	25	30	35	38,4
Variações das perturbações efetuadas														
-14,7	-12	-8	-4	-1,3	+1,6	+5	+10	+15	+18,4	-18,4	-15	-10	-5	-1,6

Na tabela 3.3 são apresentados os fatores do planejamento experimental e seus níveis de estudo para as perturbações que promovem reação positiva na temperatura de condensação do sistema.

Tabela 3.3 - Fatores e níveis finais adotados no PEFC 03.

Fatores														
Fechamento da válvula de controle da água (FVC,%)					Frequência de rotação do compressor (FRC,Hz)					Frequência de rot. da bomba de propileno glicol (FRB,Hz)				
Valores dos níveis / valores absolutos														
-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α
39,3	42	46	50	52,7	51,6	55	60	65	68,4	41,6	45	50	55	58,4
Variações das perturbações efetuadas														
+1,3	+4	+8	+12	+14,7	+1,6	+5	+10	+15	+18,4	+1,6	+5	+10	+15	+18,4

Os fatores do planejamento experimental e seus níveis de estudo para as perturbações que promovem reação negativa na temperatura de condensação do sistema são apresentados na tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Fatores e níveis finais adotados no PEFC 04.

Fatores														
Fechamento da válvula de controle da água (FVC,%)					Frequência de rotação do compressor (FRC,HZ)					Frequência de rot. da bomba de propileno glicol (FRB,HZ)				
Valores dos níveis / valores absolutos														
-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α	-α	-1	0	+1	+α
23,3	26	30	34	36,7	31,6	35	40	45	48,4	21,6	25	30	35	38,4
Variações das perturbações efetuadas														
-14,7	-12	-8	-4	-1,3	-18,4	-15	-10	-5	-1,6	-18,4	-15	-10	-5	-1,6

3.4 Resultados Obtidos

3.4.1 Desenvolvimento dos planejamentos experimentais

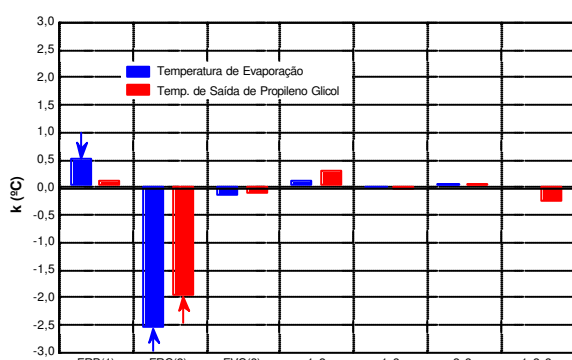
Na tabela 3.5 é apresentada a matriz de planejamento desenvolvida no PEFC 01 e as respostas associadas a cada ensaio. A combinação das respostas dos ensaios permite a obtenção de uma correlação multivariável (modelos linear ou quadrático) que facilita a compreensão e visualização do comportamento das variáveis de processo, temperatura de evaporação (TEV) e temperatura de saída do propileno glicol (TSP), de maneira gráfica e matemática.

As curvas ajustadas aos históricos das variáveis de processo dos ensaios dos planejamentos experimentais são mostradas no Apêndice C.

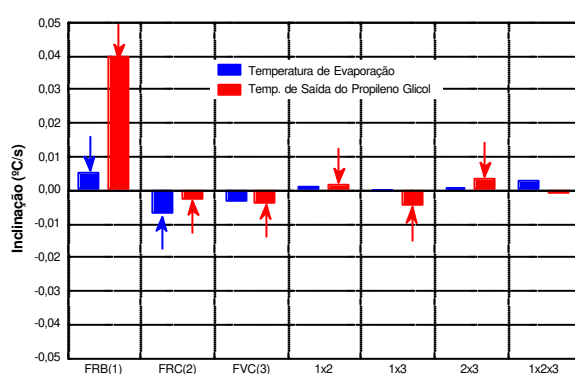
Os efeitos individuais e de interações das variáveis manipuladas foram determinados e representados na figura 3.1.

Tabela 3.5 - Resultados dos parâmetros obtidos para TEV e TSP da matriz do PEFC 01.

Ensaio	Fatores			Respostas					
	FRB	FRC	FVC	TEV		TSP		TCOND	
				k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)
1	1	1	1	3,2	0,0262	2,6	0,0675	1,5	0,0082
2	-1	1	1	2,5	0,0179	2,5	0,0323	1,0	0,0026
3	1	-1	1	5,5	0,0288	4,5	0,0662	-1,2	-0,0121
4	-1	-1	1	5,1	0,0278	4,4	0,0325	-1,2	-0,0161
5	1	1	-1	3,2	0,0273	3,0	0,0742	-0,6	-0,0137
6	-1	1	-1	2,6	0,0227	2,2	0,0266	-0,7	-0,0135
7	1	-1	-1	5,8	0,0367	4,4	0,078	-1,5	-0,0259
8	-1	-1	-1	5,4	0,0289	4,8	0,0361	-1,9	-0,0407
9	1,682	0	0	3,6	0,0229	3,4	0,0932	-0,8	-0,0108
10	-1,682	0	0	3,2	0,0226	2,9	0,0175	-0,6	-0,0086
11	0	1,682	0	1,6	0,0149	1,4	0,0691	-0,6	-0,0114
12	0	-1,682	0	5,8	0,0341	4,7	0,0651	-0,8	-0,0216
13	0	0	1,682	4,1	0,0295	3,5	0,0544	2,4	0,0115
14	0	0	-1,682	3,4	0,0249	2,9	0,0477	-1,2	-0,0347
15(C)	0	0	0	3,4	0,0232	3,0	0,0532	0,8	0,0048
16(C)	0	0	0	3,6	0,0253	3,3	0,0541	-0,4	-0,0104
17(C)	0	0	0	3,4	0,0277	2,8	0,0536	-0,7	-0,0147



(a)



(b)

Figura 3.1 - Efeitos das variáveis manipuladas no ganho (a) e inclinação da reta na curva S (b) apresentados no PEFC 01.

As variáveis individuais e suas interações que apresentaram efeitos estatisticamente significativos, indicados pelas setas na figura 3.1 (a) e (b), foram selecionadas para compor o modelo que foi definido. Posteriormente, na análise do planejamento fatorial completo. Os valores de efeito indicam quantitativamente a influencia sofrida pelas variáveis-resposta (ganho e inclinação) quando os fatores (FRC, FRB e FVC) alteram seus valores do nível -1 ao nível +1.

Na tabela 3.6 são apresentados os resultados obtidos no tratamento estatístico do planejamento fatorial completo para os modelos linear (L) e quadrático (Q).

Tabela 3.6 - Parâmetros estatísticos da análise do PEFC 01.

Variável	TEV				TSP			
Resposta	Ganho (k)		Inclinação (I)		Ganho (k)		Inclinação (I)	
Modelos	L	Q	L	Q	L	Q	L	Q
Coeficiente de correlação (R^2)	0,9195	<u>0,9398</u>	<u>0,7175</u>	0,5976	<u>0,8683</u>	0,8759	<u>0,9967</u>	0,9641
Teste F calc.	45,69	<u>46,84</u>	<u>10,16</u>	22,28	<u>59,32</u>	105,91	<u>198,80</u>	20,86
Teste F tab.	4,46	<u>3,26</u>	<u>3,11</u>	4,54	<u>5,12</u>	4,54	<u>6,16</u>	2,72
Interv. de Conf.	95%	<u>95%</u>	<u>90%</u>	95%	<u>95%</u>	95%	<u>95%</u>	90%

O modelo quadrático foi selecionado para representar a correlação entre o ganho da perturbação e as variáveis manipuladas por apresentar um melhor coeficiente de correlação e um valor de teste F suficientemente elevado para garantir a utilização do modelo para fins preditivos.

A análise da inclinação da reta da curva S apresentou valores mais significativos utilizando-se o modelo linear, porém não foram obtidos bons coeficientes de correlação e os valores do teste F para a temperatura de evaporação, garantindo apenas a significância estatística, indisponibilizando o modelo para a predição do processo. Como o objetivo principal da metodologia é o conhecimento do comportamento das variáveis, sem a necessidade de obter

valores matematicamente preditivos, o modelo pode ser usado para a construção de superfícies de resposta que auxiliarão na construção da base de conhecimento para o controlador *fuzzy*.

Os modelos codificados escolhidos para a correlação das variáveis-resposta e os fatores estudados, são:

- Variável de processo: Temperatura de evaporação.

$$k = 3,6 + 0,2 \Delta FRB - 1,3 \Delta FRC + 0,2 \Delta FRC^2 + 0,2 \Delta FVC^2 \quad (3.1)$$

$$I = 0,0266 + 0,0027 \Delta FRB - 0,0035 \Delta FRC \quad (3.2)$$

- Variável de processo: Temperatura de saída do propileno glicol.

$$k = 3,4 - 2,0 \Delta FRC \quad (3.3)$$

$$I = 0,0522 + 0,0198 \Delta FRB - 0,0015 \Delta FRC - 0,0020 \Delta FVC + \\ 0,0009 \Delta FRB \Delta FRC - 0,0026 \Delta FRB \Delta FVC + 0,0018 FRC \Delta FVC \quad (3.4)$$

onde:

ΔFRC é a perturbação efetuada na frequência de rotação do compressor;

ΔFRB é a perturbação efetuada na frequência de rotação da bomba de propileno glicol;

ΔFVC é a perturbação no fechamento da válvula de controle.

O comportamento e tendências do processo para as condições do PEFC 01 podem ser facilmente observados através das superfícies de resposta (figuras 3.2 e 3.3) que foram construídas obedecendo ao modelo escolhido dentro de cada

faixa estudada. Observa-se que os níveis referem-se às perturbações das variáveis independentes relativas as condições iniciais C12.

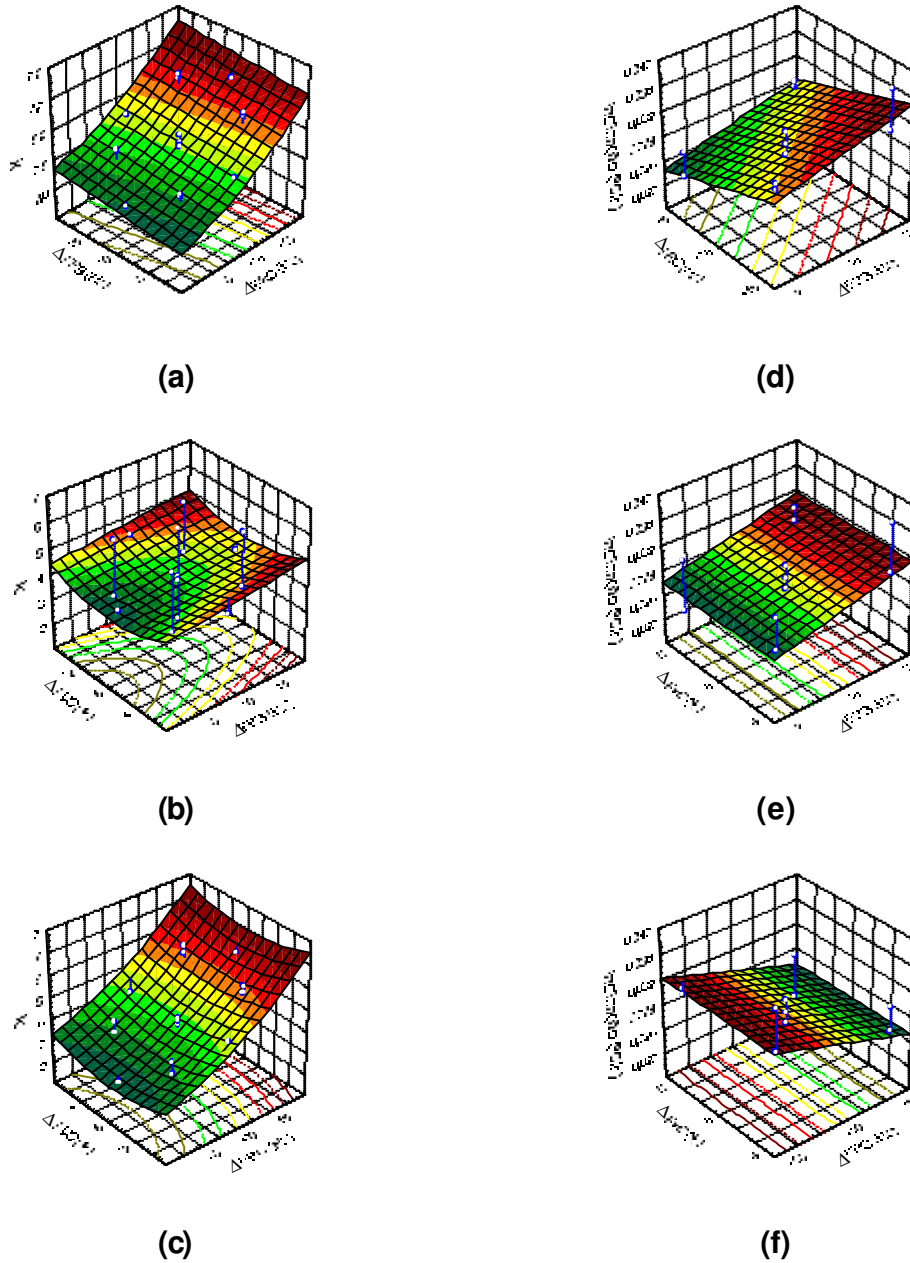
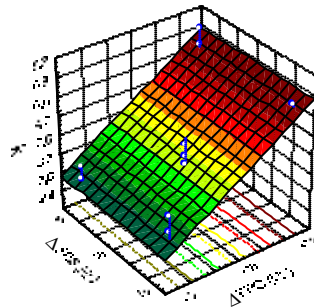
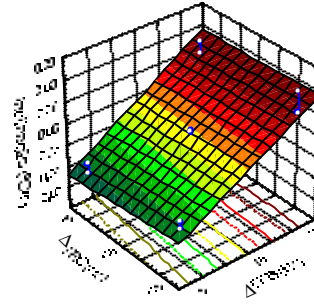


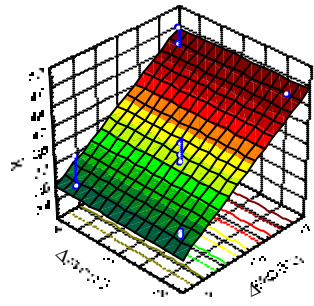
Figura 3.2 - Superfícies de resposta do ganho do processo (a, b e c) e da inclinação da curva S (d, e e f) para a temperatura de evaporação (PEFC 01).



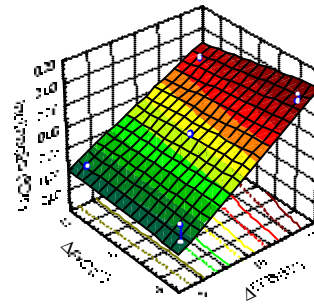
(a)



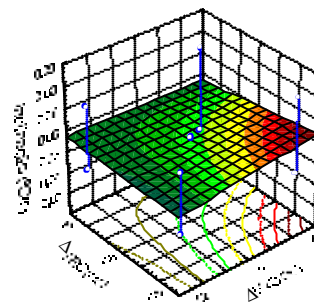
(c)



(b)



(d)



(e)

Figura 3.3 - Superfícies de resposta do ganho do processo (a e b) e da inclinação da curva S (c, d e e) para a temperatura de saída do propileno glicol (PEFC 01).

No desenvolvimento de uma malha de controle, o objetivo é uma ação efetiva das variáveis manipuladas na variável de processo, num intervalo de tempo menor possível. Portanto, neste trabalho, a análise foi realizada utilizando as informações a respeito da inclinação e do ganho conjuntamente.

Na figura 3.1a pode ser observado que apenas os efeitos individuais das frequências de rotação da bomba de propileno glicol (FRB) e do compressor (FRC) foram significativas no ganho estático do sistema para a temperatura de evaporação. Como um modelo quadrático foi melhor ajustado aos dados experimentais, adicionou-se um termo quadrático do fechamento da válvula de controle (FVC). Porém, nas figuras 3.2b e 3.2c pode ser constatada a pequena influência desta variável manipulada.

A temperatura de evaporação apresentou efeitos significativos, quanto à inclinação da reta, apenas na participação individual das FRB e FRC (figura 3.1b). Esta tendência é confirmada na análise das figuras 3.2d, 3.2e e 3.2f, onde se observa que variações no FVC praticamente não afetam a velocidade em que a temperatura de evaporação alcança o seu valor final (inclinação).

A temperatura de evaporação é fortemente influenciada pela FRC, que está relacionada com a vazão de refrigerante R-404A, e pela FRB, relativa à vazão do propileno glicol (carga térmica do sistema).

Sabe-se da importante influência das variações da temperatura de condensação na temperatura de evaporação, porém esta influência foi minimizada durante a realização dos ensaios pois os níveis de perturbações adotados para a FVC (redução da vazão da água) promoveram um aumento da temperatura de condensação, entretanto os níveis da FRC (redução da vazão de refrigerante) promoveram uma redução desta temperatura.

O ganho estático da temperatura de saída do propileno glicol é unicamente influenciado pelas alterações na FRC (figuras 3.1a, 3.3a e 3.3b) e a inclinação da curva S possui uma maior influência da FRB (figuras 3.1b, 3.3c, 3.3d e 3.3e). Estas observações evidenciam a importância da transferência de calor no evaporador (trocador casco e tubo) como fator limitante do desempenho do sistema de controle.

Assim, na implementação de um controlador multivariável pode-se afirmar que o par FRB e FRC apresenta o comportamento mais adequado para compor uma malha desse controle.

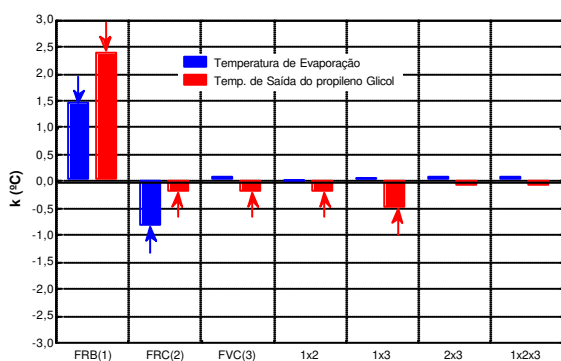
Como os modelos obtidos possuem significância estatística, serão utilizados na construção da base de regras do controlador *fuzzy* para promover ações positivas na variável controlada. As bases de regra para ações negativas serão definidas em outro planejamento de ensaios fatorial na tentativa de absorver as não linearidades do sistema.

Os ensaios e as respectivas respostas do PEFC 02 são apresentados na tabela 3.7.

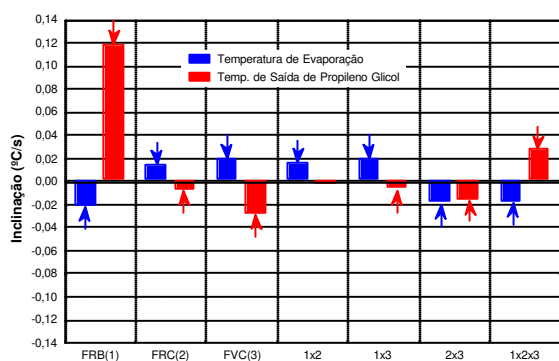
Na figura 3.4 estão representados os efeitos individuais e de interações das variáveis manipuladas.

Tabela 3.7 - Resultados dos parâmetros obtidos para TEV e TSP da matriz do PEFC 02.

Ensaio	Fatores			Respostas					
	FRB	FRC	FVC	TEV		TSP		TCOND	
				k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)
1	1	1	1	-2,0	-0,0182	-1,9	-0,0495	1,1	0,0291
2	-1	1	1	-3,5	-0,0149	-3,5	-0,1860	0,5	0,026
3	1	-1	1	-1,2	-0,0118	-1,3	-0,0500	0,2	0,0084
4	-1	-1	1	-2,7	-0,0122	-3,5	-0,1374	-0,5	-0,0016
5	1	1	-1	-2,3	-0,0215	-1,0	-0,0246	0,6	0,0222
6	-1	1	-1	-3,5	-0,0147	-3,8	-0,1197	0,4	0,0154
7	1	-1	-1	-1,2	-0,0090	-0,8	-0,0022	0,3	0,007
8	-1	-1	-1	-2,7	-0,0127	-3,8	-0,1585	-0,4	-0,0019
9	1,682	0	0	-1,1	-0,0119	-1,3	-0,0272	0,6	0,0136
10	-1,682	0	0	-3,9	-0,0163	-1,7	-0,0028	-0,2	-0,0008
11	0	1,682	0	-3,0	-0,0265	-2,0	-0,0609	0,6	0,013
12	0	-1,682	0	-1,6	-0,0100	-2,6	-0,0997	-0,4	-0,0008
13	0	0	1,682	-2,3	-0,0135	-3,0	-0,0991	0,7	-0,0002
14	0	0	-1,682	-2,4	-0,0127	-4,2	-0,0517	-0,4	-0,004
15(C)	0	0	0	-2,2	-0,0124	-3,5	-0,0527	1,0	0,0206
16(C)	0	0	0	-2,5	-0,0201	-3,4	-0,0518	-0,7	-0,0019
17(C)	0	0	0	-2,3	-0,0158	-3,5	-0,0483	0,7	0,0281



(a)



(b)

Figura 3.4 - Efeitos das variáveis manipuladas no ganho (a) e inclinação da reta na curva S (b) apresentados no PEFC 02.

Na figura 3.4 (a) e (b) as variáveis individuais e suas interações que possuem efeitos estatisticamente significativos foram indicadas por setas e comporão o modelo definido no planejamento fatorial completo.

O tratamento estatístico do PEFC 02 para os modelos linear (L) e quadrático (Q) são apresentados na tabela 3.8.

Tabela 3.8 - Parâmetros estatísticos da análise do PEFC 02.

Variável	TEV				TSP			
Resposta	Ganho (k)		Inclinação (I)		Ganho (k)		Inclinação (I)	
Modelos	L	Q	L	Q	L	Q	L	Q
Coeficiente de correlação (R^2)	<u>0,9808</u>	0,9806	<u>0,9644</u>	0,5485	<u>0,8419</u>	0,7597	<u>0,9013</u>	0,5431
Teste F calc.	<u>204,63</u>	352,83	<u>11,61</u>	2,67	<u>5,33</u>	4,06	<u>6,09</u>	1,19
Teste F tab.	<u>4,46</u>	3,74	<u>8,89</u>	3,20	<u>5,05</u>	2,51	<u>4,01</u>	2,59
Interv. de Conf.	<u>95%</u>	95%	<u>95%</u>	95%	<u>95%</u>	90%	<u>90%</u>	90%

No PEFC 02 o modelo linear apresentou melhores parâmetros estatísticos para o ganho e inclinação da reta quando analisadas as temperaturas de evaporação e saída de propileno glicol.

Na análise do PEFC 02 foi necessária a redução do intervalo de confiança para a análise da temperatura de saída do propileno glicol, para que fosse possível a inclusão de mais variáveis no modelo e assim caracterizar uma análise multivariável. Este procedimento não afeta o objetivo principal da metodologia, que é a observação do comportamento do sistema.

Os modelos codificados das variáveis-resposta são apresentados a seguir:

- Variável de processo: Temperatura de evaporação.

$$k = - 2,4 + 0,7 \Delta FRB - 0,4 \Delta FRC \quad (3.5)$$

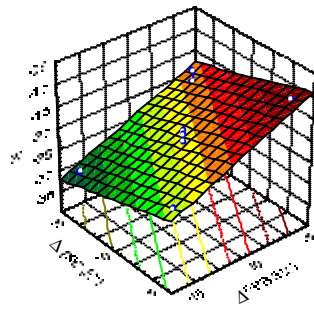
$$\begin{aligned} I = & - 0,0222 - 0,0109 \Delta FRB + 0,0072 \Delta FRC + 0,0102 \Delta FVC \\ & + 0,0084 \Delta FRB \Delta FRC + 0,0102 \Delta FRB \Delta FVC - 0,0094 \Delta FRC \Delta FVC \\ & - 0,0093 \Delta FRB \Delta FRC \Delta FVC \end{aligned} \quad (3.6)$$

- Variável de processo: Temperatura de saída do propileno glicol.

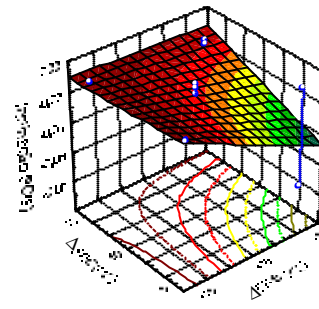
$$\begin{aligned} k = & - 2,7 + 1,2 \Delta FRB - 0,1 \Delta FRC - 0,1 \Delta FVC - 0,1 \Delta FRB \Delta FRC \\ & - 0,2 \Delta FRB \Delta FVC \end{aligned} \quad (3.7)$$

$$\begin{aligned} I = & - 0,0801 + 0,0594 \Delta FRB - 0,0040 \Delta FRC - 0,0147 \Delta FVC \\ & - 0,0034 \Delta FRB \Delta FVC - 0,0081 \Delta FRC \Delta FVC \\ & + 0,0138 \Delta FRB \Delta FRC \Delta FVC \end{aligned} \quad (3.8)$$

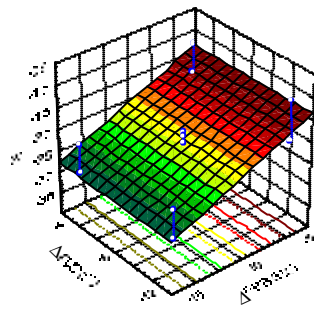
Nas figuras 3.5 e 3.6 podem ser observados os comportamentos do sistema e suas tendências através das superfícies de respostas.



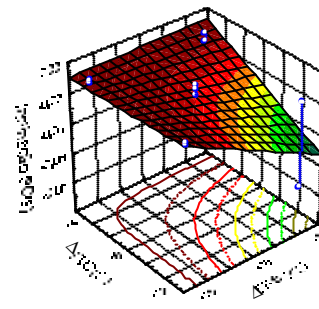
(a)



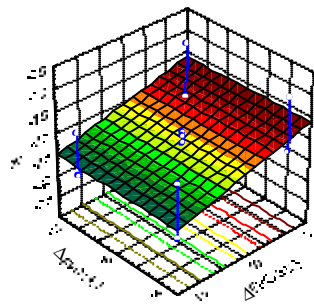
(d)



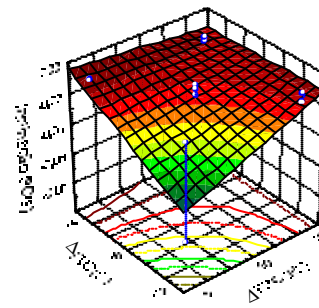
(b)



(e)

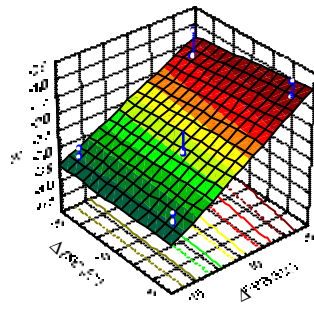


(c)

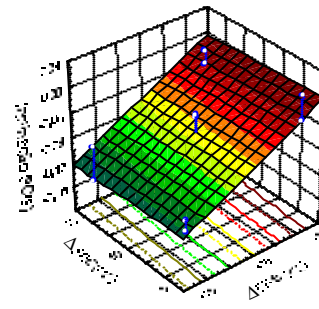


(f)

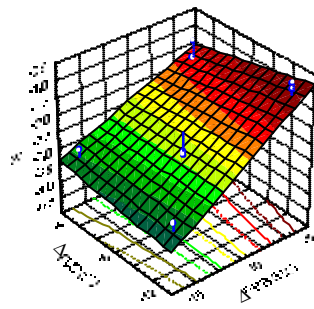
Figura 3.5 - Superfícies de resposta do ganho do processo (a, b e c) e da inclinação da curva S (d, e e f) para a temperatura de evaporação (PEFC 02).



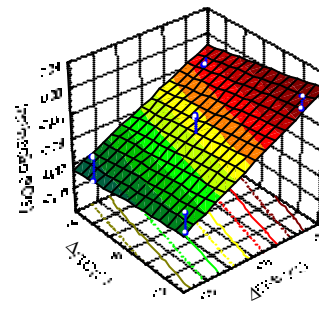
(a)



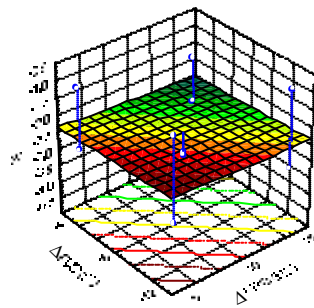
(d)



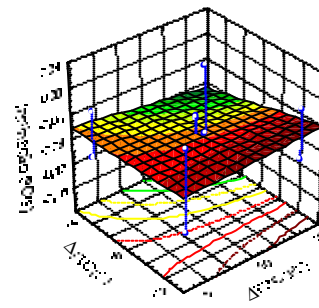
(b)



(e)



(c)



(f)

Figura 3.6 - Superfícies de resposta do ganho do processo (a, b e c) e da inclinação da curva S (d, e e f) para a temperatura de saída do propileno glicol (PEFC 02).

A análise das superfícies das figuras 3.5 e 3.6 deve ser realizada de maneira inversa que a do PEFC 01, pois as perturbações promoveram reações negativas nas variáveis estudadas.

Conforme a figura 3.4a, o FVC não promove reações negativas significativas na temperatura de evaporação, seguindo um comportamento similar ao PEFC 01. A temperatura de saída do propileno glicol é estatisticamente influenciada pelas FRB, FRC e FVC e as interações FRBxFRC e FRBxFVC, sendo FRB a mais importante. Estas observações podem ser confirmadas pela análise das figuras 3.5 e 3.6.

Na figura 3.4b pode ser observada uma maior atuação da FRB no ganho da temperatura de evaporação, não sendo negligenciadas as interações das outras variáveis manipuladas, caracterizando um possível sistema para construção de malha SIMO para a temperatura de evaporação. Similarmente, a temperatura de saída do propileno glicol é mais fortemente influenciada pela FRB.

Novamente, foi demonstrada a importância das variáveis diretamente ligadas ao fenômeno de transferência de calor no evaporador no desempenho do sistema de controle.

Nas superfícies apresentadas na figura 3.6 pode ser constatado que variações nas perturbações da FRC e no FVC não promovem reações significativas no ganho estático (k) da temperatura de saída do propileno glicol, indicando que a implementação de malhas de controle SISO com a FRB como variável manipulada seria a alternativa mais eficiente para o controle desta variável de processo.

A matriz de planejamento desenvolvida e as respostas de cada ensaio são apresentadas na tabela 3.9

Tabela 3.9 - Resultados dos parâmetros obtidos para TCOND da matriz do PEFC 03.

Ensaio	Fatores			Respostas					
	FRB	FRC	FVC	TCOND		TEV		TSP	
				k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)
1	1	1	1	4,6	0,0569	5,0	0,0441	3,6	0,0875
2	-1	1	1	4,5	0,0520	-4,5	-0,0365	3,4	0,0447
3	1	-1	1	3,6	0,0336	-3,2	-0,0335	-2,3	-0,0517
4	-1	-1	1	3,1	0,0331	-2,4	-0,0324	-2,1	-0,0606
5	1	1	-1	2,3	0,0316	-4,6	-0,0414	-3,2	-0,0550
6	-1	1	-1	1,7	0,0285	-4,1	-0,0404	-2,9	-0,0421
7	1	-1	-1	1,5	0,0134	-2,2	-0,0274	-2,2	-0,0949
8	-1	-1	-1	1,2	0,0124	-1,7	-0,0242	-1,1	-0,0195
9	1,682	0	0	2,7	0,0243	-3,6	-0,0229	-3,3	-0,0874
10	-1,682	0	0	2,7	0,0202	3,0	0,019	-2,6	-0,0175
11	0	1,682	0	3,2	0,0313	2,1	0,0288	-4,8	-0,0631
12	0	-1,682	0	1,7	0,0112	-2,0	-0,0139	-1,9	-0,0456
13	0	0	1,682	6,0	0,0448	-4,0	-0,0242	3,5	0,0548
14	0	0	-1,682	1,6	0,0129	-2,8	-0,0205	-2,3	-0,0478
15(C)	0	0	0	2,1	0,0267	-2,4	-0,0279	1,7	0,0854
16(C)	0	0	0	2,7	0,0330	-3,1	-0,0290	-2,0	-0,0801
17(C)	0	0	0	2,4	0,0183	-3,0	-0,0300	-1,8	-0,0403

Os efeitos individuais e de interações das variáveis manipuladas foram determinados e representados na figura 3.7.

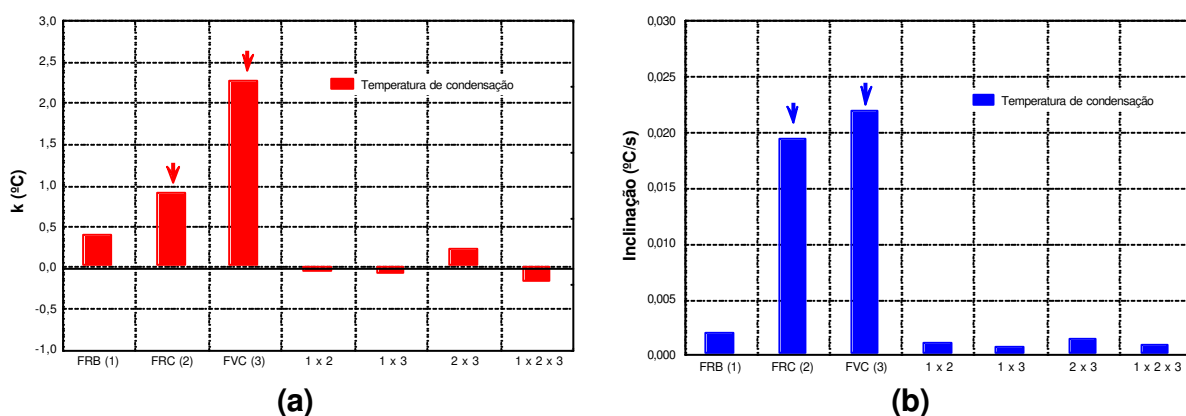


Figura 3.7 - Efeitos das variáveis manipuladas no ganho (a) e inclinação da reta na curva S (b) apresentados no PEFC 03.

As variáveis individuais e suas interações que possuem efeitos estatisticamente significativos, indicados pelas setas na figura 3.7 (a) e (b), comporão o modelo que será definido na análise do planejamento fatorial completo.

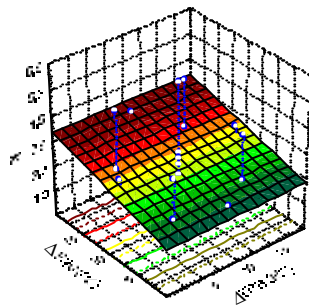
Na tabela 3.10 são apresentados os resultados obtidos no tratamento estatístico do planejamento fatorial completo para os modelos linear (L) e quadrático.(Q).

Tabela 3.10 - Parâmetros estatísticos da análise do PEFC 03.

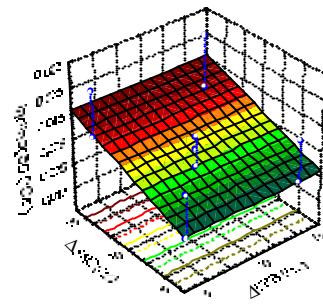
Variável	TCOND			
Resposta	Ganho (k)		Inclinação (I)	
Modelos	L	Q	L	Q
Coeficiente de correlação (R^2)	0,9194	<u>0,9625</u>	<u>0,8824</u>	0,8167
Teste F calc.	45,63	111,26	30,00	31,19
Teste F tab.	4,46	<u>3,41</u>	<u>3,11</u>	2,73
Intervalo de Confiança	95%	<u>90%</u>	<u>90%</u>	90%

O modelo quadrático foi selecionado para representar a correlação entre o ganho da perturbação e as variáveis manipuladas por apresentar um melhor coeficiente de correlação e um valor de teste F bem acima do valor mínimo para garantir a utilização do modelo para predição. A análise da inclinação da reta da curva S apresentou bons resultados para os dois modelos propostos. Optou-se pelo modelo linear por seu melhor coeficiente de correlação, o teste F realizado demonstra a garantia da significância estatística e a predição do processo.

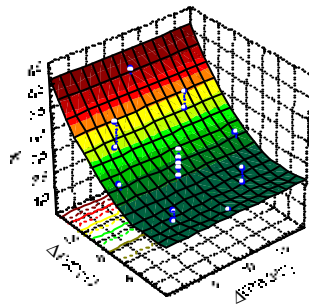
O comportamento e tendências do processo para as condições do PEFC 03 podem ser facilmente observados através das superfícies de resposta (figura 3.8) que foram construídas dentro de cada faixa estudada, obedecendo ao modelo escolhido.



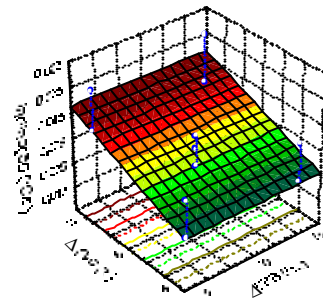
(a)



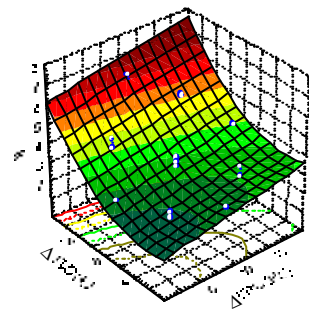
(d)



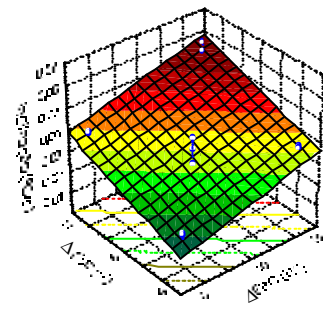
(b)



(e)



(c)



(f)

Figura 3.8 - Superfícies de resposta do ganho do processo (a, b e c) e da inclinação da curva S (d, e e f) para a temperatura de condensação (PEFC 03).

Os modelos codificados escolhidos para a correlação das variáveis-resposta e os fatores estudados, são:

- Variável de processo: Temperatura de condensação.

$$k = 2,4 + 0,4 \Delta FRC + 1,2 \Delta FVC + 0,4 \Delta FVC^2 \quad (3.9)$$

$$I = 0,0309 + 0,0096 \Delta FRC + 0,0112 \Delta FVC \quad (3.10)$$

Pode ser observado na figura 3.8 que a FRC e a FVC afetam significativamente a temperatura de condensação. Essa observação confirma a figura 3.7 de efeitos das variáveis manipuladas e a importância da vazão de água e de refrigerante na definição da temperatura de condensação, abrindo a possibilidade de utilização de controladores SIMO para o controle desta variável.

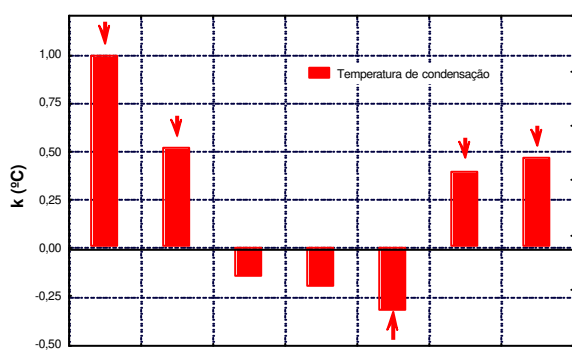
É apresentada na tabela 3.11 a matriz de planejamento desenvolvida e as respostas obtidas em cada ensaio.

Os efeitos individuais e de interações das variáveis manipuladas foram determinados e estão representados na figura 3.9.

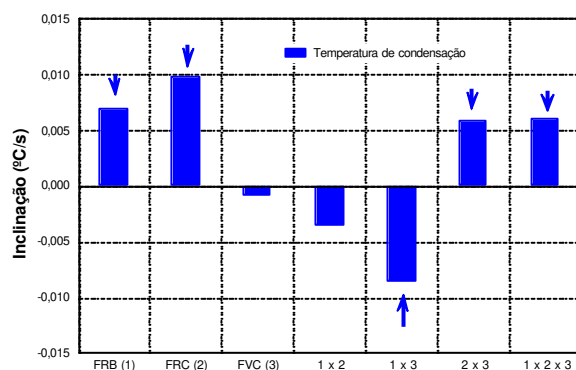
Serão utilizados no modelo proposto no PEFC as variáveis individuais e as interações que possuam efeitos estatisticamente significativos.

Tabela 3.11 - Resultados dos parâmetros obtidos para TCOND da matriz do PEFC 04.

Ensaio	Fatores			Respostas					
	FRB	FRC	FVC	TCOND		TEV		TSP	
				k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)	k (°C)	I (°C/s)
1	1	1	1	-1,1	-0,0159	0,9	0,0056	-0,7	-0,0049
2	-1	1	1	-2,0	-0,0166	1,6	0,0042	1,6	0,0093
3	1	-1	1	-2,2	-0,0342	1,7	0,0106	-0,3	-0,0015
4	-1	-1	1	-2,6	-0,0300	1,8	0,0058	1,9	0,0029
5	1	1	-1	-1,4	-0,0184	-0,6	-0,0054	1,9	0,0216
6	-1	1	-1	-2,1	-0,0243	0,8	0,0027	-1,5	-0,0032
7	1	-1	-1	-0,9	-0,0127	0,6	0,005	2,4	0,1178
8	-1	-1	-1	-2,9	-0,0379	1,5	0,0043	2,1	0,0041
9	1,682	0	0	-1,4	-0,0209	-0,2	-0,0063	-3,1	-0,0361
10	-1,682	0	0	-2,7	-0,0180	1,0	0,0029	2,7	0,08
11	0	1,682	0	-0,3	-0,0039	1,3	0,0058	3,7	0,1891
12	0	-1,682	0	-3,0	-0,032	0,4	0,0017	3,0	0,0751
13	0	0	1,682	-2,5	-0,0176	-0,7	-0,0045	2,3	0,108
14	0	0	-1,682	-2,7	-0,0278	0,7	0,0033	0,3	0,007
15(C)	0	0	0	-1,8	-0,0273	1,2	0,0043	3,5	0,0525
16(C)	0	0	0	-1,9	-0,0240	1,1	0,0052	3,4	0,0519
17(C)	0	0	0	-2,0	-0,0253	-0,8	-0,0037	3,5	0,0484



(a)



(b)

Figura 3.9 - Efeitos das variáveis manipuladas no ganho (a) e inclinação da reta na curva S (b) apresentados no PEFC 04.

Na tabela 3.12 são apresentados os resultados obtidos no tratamento estatístico do PEFC para os modelos linear (L) e quadrático (Q).

Tabela 3.12 - Parâmetros estatísticos da análise do PEFC 04.

Variável	TCOND			
Resposta	Ganho (k)		Inclinação (I)	
Modelos	L	Q	L	Q
Coeficiente de correlação (R^2)	<u>0,9590</u>	0,8059	<u>0,9777</u>	0,7405
Teste F calc.	<u>23.41</u>	6,92	<u>29.27</u>	4,76
Teste F tab.	<u>5,05</u>	2,46	<u>4,01</u>	2,46
Intervalo de Confiança	<u>95%</u>	95%	<u>90%</u>	90%

O modelo linear foi selecionado nas duas respostas por possuir uma melhor correlação e apresentar um valor de F que satisfaz a condição de predição.

Os modelos codificados escolhidos para a correlação das variáveis-resposta e os fatores estudados, são:

- Variável de processo: Temperatura de condensação.

$$k = -1,9 + 0,5 \Delta FRB + 0,2 \Delta FRC - 0,2 \Delta FRB \Delta FRC + 0,2 \Delta FRC \Delta FVC + 0,2 \Delta FRB \Delta FRC \Delta FVC \quad (3.11)$$

$$I = -0,0242 + 0,0034 \Delta FRB + 0,0050 \Delta FRC - 0,0018 \Delta FRB \Delta FRC - 0,0043 \Delta FRB \Delta FVC + 0,0030 \Delta FRC \Delta FVC + 0,0030 \Delta FRB \Delta FRC \Delta FVC \quad (3.12)$$

Através das superfícies de resposta (figura 3.10) foram estudados as tendências e comportamentos da temperatura de condensação quando submetida à reações negativas.

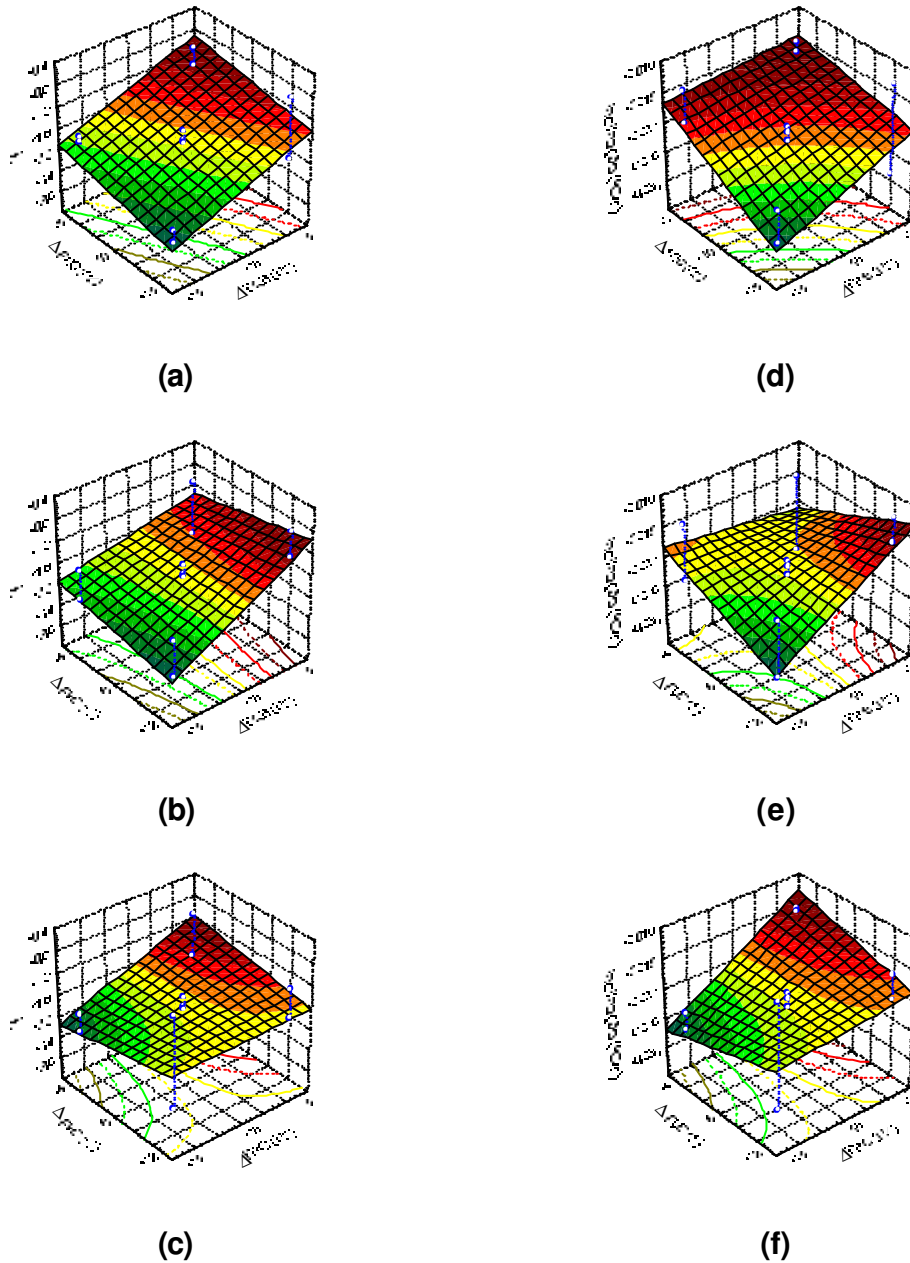


Figura 3.10 - Superfícies de resposta do ganho do processo (a, b e c) e da inclinação da curva S (d, e e f) para a temperatura de condensação (PEFC 04).

Para promover reações negativas da temperatura de condensação, ao contrário do que seria óbvio, o FVC não se mostrou eficiente na faixa estudada. Nos ensaios foram observadas ações mais efetivas da FRC e da FRB. Este comportamento pode ser explicado pela pequena margem de manipulação da válvula de controle, o que limita a ação desta importante variável do sistema.

3.5 Conclusões

A investigação do comportamento dinâmico simultâneo das variáveis de processo possibilitou o conhecimento dos efeitos individuais e de interação das variáveis manipuladas, levantando subsídios para a definição das malhas de controle mais efetivas para o projeto de controladores *fuzzy* multivariáveis.

Significativas variações da temperatura de evaporação foram observadas manipulando-se as frequências de rotação do compressor (FRC) e da bomba de propileno glicol (FRB), podendo-se concluir que estas variáveis manipuladas podem compor satisfatoriamente uma malha de controle SIMO para a temperatura de evaporação.

De uma forma geral, a temperatura de saída do propileno glicol (TSP) apresentou comportamento análogo à temperatura de evaporação, sendo significativamente influenciada pelas variações da FRC e da FRB. Entretanto, foi observado que a FRC afeta mais o ganho da TSP, enquanto que a FRB proporciona uma maior velocidade de resposta, característica atribuída à inclinação da reta construída. Assim, a malha composta pelas FRC e FRB apresentaria melhor desempenho em um controlador SIMO.

Para a temperatura de condensação, foi observado um maior efeito do fechamento da válvula de controle da água (FVC), diretamente ligado à vazão de água no condensador, e da FRC para perturbações positivas. O FVC não foi efetivo para promover reações negativas na temperatura de condensação, devido

à pequena variação da vazão de água quando se reduz a amplitude de fechamento da válvula.

Os efeitos individuais foram similares aos apresentados no capítulo 2, onde a FRC foi a variável manipulada mais adequada para compor as malhas SISO propostas.

3.6 Referências Bibliográficas

ABDELGHAN-HIRISSI, M. A.; BAGUI, F. e ESTEL, L. Analytical and experimental response time to flow rate step along a counter flow double pipe heat exchange. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, n.44, p.3721-3730, 2001.

ALCOCK, J.-L.; WEBB, D. R.; BOTSCH, T. W. e STEPHAN, K. An experimental investigation of the dynamic behaviour of a shell-and-tube condenser. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v.40, n.17, p.4129-4135, 1997.

BOTSCH, T. W.; STEPHAN, K.; ALCOCK, J.-L. e WEBB, D. R. Modelling and simulation of the dynamic behaviour of shell-and-tube condenser. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v.40, n.17, p.4137-4149, 1997.

LÓPEZ, A. e LACARRA, G. Mathematical modelling of thermal storage for the food industry. **International Journal of Refrigeration**, n.22, p.650-658, 1999.

NETO, B. B.; SCARMINIO, I. S. e BRUNS, R. E. **Planejamento e otimização de experimentos**. 2.ed. Campinas: Editora da Unicamp, 1996. 299p.

ZAMPONI, G.; STICHLMAIR, J.; GERSTLAUER, A. e GILLES, E. D. Simulation of the transiente behaviour of a stirred liquid/liquid extraction column. **Computers Chemical Engineering**, v.20, n.Suppl., p.S963-S968, 1996.

CAPÍTULO 4 – CONTROLADORES PI e PID CONVENCIONAIS

4.1 Introdução

Em um mercado globalizado, exigente e diversificado, a busca por maior confiabilidade dos processos e produtos de qualidade assegurada tornou-se fator de sucesso e de sobrevivência das empresas.

A incessante busca pela qualidade dos produtos e serviços com o objetivo de alcançar a competitividade internacional trouxe ao ambiente industrial a necessidade de controle total sobre os processos, aumentando a aplicabilidade da automação industrial e do controle de processos.

Parâmetros tais como: tempo de produção, consumo de energia, precisão, eficiência, confiabilidade, supervisão de processos e custos de produção tornaram-se fundamentais na justificativa de utilização de controladores industriais no setor produtivo.

Os controladores industriais evoluíram de tal forma nos últimos tempos que permitem a manutenção dos processos a um nível mínimo de erro em relação a um sinal de referência desejado. Observa-se que a grande parte dos problemas de controle no meio industrial podem ser resolvidos com controladores clássicos simples do tipo PI (proporcional-integral) ou PID (proporcional-integral-derivativo). Entretanto, a sintonia adequada dos parâmetros dos controladores PID se constitui no principal problema encontrado na indústria quanto à correta utilização dos controles, sendo muitas vezes realizadas manualmente, por tentativas, o que deixa o controle altamente dependente da experiência operacional daquele que o opera.

O presente capítulo consiste na implementação de controladores PID e PI no sistema de resfriamento de líquido de acordo com as malhas de controle SISO, conforme sugerido no capítulo 2. Em seguida, foi realizada a sintonia dos parâmetros dos controladores, seguida de testes experimentais com o objetivo de avaliar o desempenho dos controles com base na diferença entre o valor da variável de processo e o valor de referência (erro), em regime transitório.

4.2 Revisão bibliográfica e fundamentação teórica

4.2.1 Lógicas de Controle

Basicamente, as estratégias de controle dividem-se em duas categorias principais: *feedback* e *feedforward*. No controle *feedback*, a variável de processo a ser controlada é medida e seu valor utilizado para ajustar outra variável que pode ser manipulada. Na estratégia de controle *feedforward* a perturbação do processo é medida e usada para ajustar a variável manipulada.

Segundo Stephanopoulos (1984), o controle *feedback* apresenta as seguintes características principais:

- a ação corretiva ocorre assim que a variável controlada se desvia do *set-point*, independente da fonte ou tipo de perturbação;
- não há nenhuma ação corretiva até que um desvio na variável controlada ocorra. Assim, um controle perfeito, onde a variável controlada não se desvia do *set-point* é teoricamente impossível.

Já o controle *feedforward* apresenta as seguintes características:

- a ação corretiva é tomada a partir da observação da perturbação das demais variáveis, antes que ocorram mudanças na variável controlada;
- controle perfeito seria possível utilizando-se o controle *feedforward*, onde é observada a perturbação e toma-se uma ação corretiva antes que a perturbação afete a variável controlada;

A principal desvantagem do controle *feedforward* é que ele necessita do conhecimento das diversas perturbações do processo, sendo que, quando este conhecimento não é possível, pode não ocorrer ação corretiva. Em aplicações industriais, o controle *feedforward* geralmente é usado em combinação com o controle *feedback*.

A habilidade de lidar com perturbações não medidas de origem desconhecida é a principal razão do amplo uso do controle *feedback* para controle de processos.

O comportamento dos diversos controladores convencionais pode variar, dependendo das ações implementadas em cada um deles (Stephanopoulos, 1984):

- controle proporcional (P): A ação proporcional refere-se a uma ação de controle que é proporcional ao erro (diferença entre o *set-point* e o nível atual da variável). Produz uma resposta que apresenta um desvio máximo elevado, um período de oscilação moderado e, o que é mais importante, um desvio residual máximo (*off-set*). Além disso, a oscilação do sistema só cessa após um período de tempo significativo. A representação matemática deste controle é :

$$c_n = K_c \cdot e(t) + c_s \quad (4.1)$$

onde K_c é o ganho proporcional, c_n é a variável de saída do controlador e c_s o valor da variável de saída do controlador quando $e(t) = 0$, ou seja, a variável controlada encontra-se no seu valor desejado (*set-point*).

- controle proporcional-integral (PI): A ação integral é proporcional à integral do erro no tempo. Não apresenta desvio residual. No entanto, esta eliminação do desvio residual é obtida às custas de um desvio máximo mais elevado, um período de oscilação maior e um período de tempo mais longo para cessar a oscilação, em comparação com o controle proporcional. A representação matemática deste controle é :

$$c_n = K_c \left\{ e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t).dt \right\} + c_s \quad (4.2)$$

onde τ_i é a constante de tempo integral.

- controle proporcional-derivativo (PD): A ação derivativa é proporcional à taxa de variação do erro. Geralmente traz o sistema para o regime permanente no tempo mais curto, com a menor oscilação e com o menor desvio mínimo. No entanto, ele apresenta um desvio residual significativo, embora menor do que no caso do controle proporcional. A representação matemática deste controle é :

$$c_n = K_c \left\{ e(t) + \tau_d \cdot \frac{de(t)}{dt} \right\} + c_s \quad (4.3)$$

onde τ_d é a constante de tempo derivativo.

- controle proporcional-integral-derivativo (PID): é essencialmente um compromisso entre as vantagens do PI e PD. O desvio residual é

eliminado pela ação integral, enquanto que a ação derivativa serve para reduzir o desvio máximo e para eliminar parte da oscilação eventualmente provocada pelo controle PI. A representação matemática deste controle é :

$$c_n = K_c \left\{ e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t).dt + \tau_d \cdot \frac{de(t)}{dt} \right\} + c_s \quad (4.4)$$

O ideal é escolher o controlador mais simples que produzirá o controle adequado para a aplicação. Frequentemente, seleciona-se um PID devido a maior capacidade de produzir um controle satisfatório (Coughanowr & Koppel, 1978).

No caso de processos de refrigeração de pequeno porte, a lógica de controle comumente utilizada é a *on-off* (por exemplo, em refrigeradores e condicionadores de ar), chegando a ser utilizado o controle proporcional (em sistemas de médio e grande porte).

4.2.2 Controle de Processos

A finalidade de um sistema de controle de processos é permitir uma operação estável dentro de valores pré-estabelecidos para as condições e variáveis do processo. Esta finalidade é alcançada com o emprego de sistema de sensores que medem o valor atual e comparam com um valor desejado. A partir da diferença entre ambos, inicia-se uma ação visando reduzir a zero o desvio ocorrido, de forma contínua e automatizada.

Um bom controle é avaliado pela sua capacidade de proporcionar um mínimo desvio da variável de processo como resultado de uma perturbação, retornando-a a condição de funcionamento prefixada em um mínimo intervalo de tempo.

O modo de controle convencional estabelece correções, em resposta aos desvios das variáveis de processo, relacionando o erro de entrada da variável de processo e o valor da variável de controle na saída do controlador.

O controlador PID (proporcional + integral + derivativo) é a estratégia de controle mais utilizada na malha de controle de processos industriais devido a sua simplicidade e robustez. Processos industriais, geralmente, apresentam características de atraso de transporte, não linearidades, modelos de ordem elevada, além de serem afetados por ruídos, perturbações de carga ou outras condições que causam mudanças repentinas na estrutura do modelo. Assim, grande esforço acadêmico e industrial vem sendo realizado no sentido de implementar controladores PID que proporcionem um adequado controle de tais sistemas (Almeida & Coelho, 1999).

O método da curva de reação pode ser usado para obter um modelo de primeira ordem com tempo morto, cujos ajustes dos parâmetros podem ser obtidos com as técnicas usuais de sintonia. Porém, estas técnicas não podem ser realizadas *on-line* e requerem procedimentos em malha aberta (Sung et al., 1998).

Sung et al. (1998) propuseram um novo método para projeto automático de controladores PID, simplesmente vencendo os problemas de identificação do valor inicial da sintonia, atribuindo valores ponderados aos parâmetros. Embora simples e não requeira nenhuma técnica numérica complicada, fornece melhor desempenho comparado às técnicas atuais.

Lee et al. (2000) propuseram um novo método de sintonia de controladores PID para aplicação em sistemas com tempo morto. Seis processos instáveis foram aplicados para demonstrar a viabilidade do método apresentado em comparação com os métodos existentes, todas as simulações foram efetuadas utilizando o MATLAB 4.0. Usando um filtro de *set-points*, o controlador sintonizado

por este método elimina a presença de sobre-elevação na resposta de maneira mais eficiente que outros métodos.

A maioria dos controladores PID utilizados em processos industriais é submetido a um processo de sintonia deficiente devido ao pouco conhecimento dos processos aos quais se dispõe a controlar, reduzindo o nível de desempenho. Os métodos de sintonia desenvolvidos são, geralmente, fáceis de implementar, porém, apresentam desvantagens quanto à otimização. Para resolver estes problemas, tem-se incorporado inteligência humana aos sistemas de controle com a finalidade de obter soluções mais eficientes. Assim, cada vez mais é utilizada a lógica *fuzzy* para este fim (Bianco & Dote, 1999).

4.2.3 Sintonia dos controladores PI e PID

Sintonia é o ajuste dos parâmetros do controlador ou sistema para atingir a resposta desejada. Qualquer sistema de controle em malha fechada necessita ser sintonizado.

A sintonia adequada dos parâmetros dos controladores PID industriais se constitui no principal problema de eficácia dos controles de processos. A tarefa de sintonia implica na mútua otimização de características de resposta, tais como amortecimento, sobre-sinal, tempo de acomodação e erro em regime (*off-set*).

Na prática industrial é comum a sintonia ser realizada manualmente por tentativa e erro, produzindo variações de valores de operador para operador. Além deste método ser demorado, existe a dependência da experiência e conhecimento do operador. Apesar de muitas vezes ser alcançada uma boa sintonia, não existe uma repetibilidade de desempenho do processo durante as etapas de produção.

Existem diversos métodos de sintonia para projeto de controladores PID, geralmente, baseados em diferentes condições e considerações que visam

minimizar parâmetros de desempenho previamente definidos (Ogata, 1985; Coughanowr & Koppel, 1978; Stephanopoulos, 1984).

4.2.3.1 Métodos de Ziegler-Nichols

- Primeiro método - Curva de reação.

Este método baseia-se na realização de um único ensaio, com o sistema em malha aberta, para a sintonia do controlador. São aplicáveis a processos que não se tornam instáveis (Coughanowr & Koppel, 1978; Bolton 1995).

O método consiste na obtenção experimental de uma resposta do processo a uma perturbação do tipo degrau, de intensidade **A**, para ajuste e analogia ao modelo de primeira ordem com tempo morto. A maioria dos processos industriais apresenta uma resposta do tipo S, como mostrado na figura 2.3.

A partir do traçado da reta tangente ao ponto de inflexão, obtém-se os valores tempo morto (L) e da constante de tempo (T).

Ziegler-Nichols propuseram um conjunto de equações para determinação dos parâmetros K_c , τ_i e τ_D , conforme a tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Relações de sintonia baseados na curva de reação de processo - Método de Ziegler-Nichols.

Controlador	K_c	τ_i	τ_D
P	$\frac{A.T}{k.L}$	∞	-
PI	$\frac{0,9.A.T}{k.L}$	$\frac{1}{3,33.L}$	-
PID	$\frac{1,2.A.T}{k.L}$	$\frac{1}{2.L}$	$\frac{L}{2}$

Ressalta-se que, as respostas que não exibem uma curva do tipo “S”, este método não se aplica e que as equações são válidas para $0,1 < (L/T) < 1$ (Guimarães, 2001).

- Segundo método – Período crítico (Ogata, 1985).

Este método propõe um ajuste dos parâmetros do controlador através da realização de ensaios em malha fechada, com controle puramente proporcional no limite da estabilidade.

O método baseia-se no aumento progressivo do ganho do controle proporcional até o sistema apresentar um comportamento oscilatório sustentável. O valor mínimo do ganho em que o sistema passa a apresentar esta oscilação é denominado de ganho crítico do processo (K_u) e o período da oscilação de período crítico do processo (T_u). As duas características críticas estão relacionadas com a resposta em frequência do sistema. Portanto, os ajustes dos controladores do sistema podem ser realizados em função destas características, aplicando-se diretamente as expressões propostas na tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Parâmetros de sintonia para o método do período crítico.

Controlador	K_c	τ_I	τ_D
P	$K_u/2$	∞	0
PI	$0,45.K_u$	$T_u/1,2$	0
PID	$0,6.K_u$	$0,5 T_u$	$T_u/8$

Se a resposta não exibir uma oscilação sustentável para qualquer valor que K_c , então este método não se aplica.

A determinação do ganho crítico e do período crítico do processo pelo método de Ziegler-Nichols não se mostra eficiente por diversos motivos. O

aumento do ganho do controle proporcional deve ser efetuado gradativamente, o que leva a certa demora na determinação do ganho crítico, além de se necessitar de um certo conhecimento do sistema para se avaliar o ganho inicial e sua taxa de variação. A aplicação nos processos industriais pode ser limitada por motivos de segurança operacional, pois não se tem controle sobre a oscilação resultante.

4.2.3.2 Método de Åström e Hägglund

Uma maneira mais eficiente de se determinar os parâmetros críticos do sistema foi sugerida por Åström & Hägglund (1984). O método apresentado (também conhecido como método “bang-bang”) baseia-se em promover uma oscilação da variável controlada em torno de um valor de referência chaveando-se a variável manipulada entre dois valores convenientemente escolhidos.

O ganho crítico pode ser determinado pela expressão:

$$K_u = \frac{4.d}{\pi.a} \quad (4.8)$$

onde d é a amplitude de chaveamento da variável manipulada e a é a amplitude pico a pico da oscilação observada.

O período crítico é determinado diretamente da resposta obtida. Após determinadas as características críticas do sistema os parâmetros dos controladores podem ser determinados utilizando as expressões propostas por Ziegler-Nichols, conforme a tabela 4.2.

Deve-se ressaltar que os métodos descritos constituem uma sugestão inicial razoável para o ajuste dos controladores que podem ser finalmente sintonizados pelo método de tentativas até que se alcance o desempenho desejado.

4.2.4 Critérios de desempenho de sistemas de controle (SISO/Feedback)

No desenvolvimento de projetos de sistemas de controle busca-se satisfazer condições de desempenho que proporcionem a manutenção das variáveis controladas em valores pré-estabelecidos. Estas especificações de desempenho podem ser aplicadas em termos do comportamento da resposta transitória a determinadas perturbações ou em termos de índices de desempenho.

O desempenho de um sistema em regime transitório é avaliado, em geral, pela resposta temporal do sistema a uma perturbação do tipo degrau. O desempenho do sistema é medido pelo valor das seguintes grandezas (Stephanopoulos, 1984):

- **Máximo sobre-sinal (*overshoot*):** Caso em que o valor da saída ultrapassa o do *set-point*, sendo o máximo sobre-sinal definido como a máxima diferença entre os valores de saída e de entrada durante o período transitório, ou seja, o valor de pico máximo atingido pela resposta. Se a saída não ultrapassa o valor da entrada o sobre-sinal é, por definição, igual a zero.
- **Tempo de subida:** É definido como o tempo transcorrido para a resposta variar entre 0 e o seu valor final. O tempo de subida é um indicativo de quão rápido reage o sistema à aplicação de uma perturbação em sua entrada. Muitas vezes a redução excessiva do tempo de subida de um sistema a partir da sintonia dos parâmetros de um controlador pode provocar o aparecimento de um alto sobre-sinal. Isto se explica intuitivamente pelo fato que o sistema é "acelerado" de tal maneira que é difícil "pará-lo" o que leva a saída a ultrapassar, de maneira significativa, o valor de *set-point*.

- **Tempo de estabilização (ou acomodação):** é o tempo necessário para que a resposta assuma valores dentro de uma faixa percentual de (± 2 ou 5%) em torno do valor de regime permanente.

Um índice de desempenho é um número que serve como indicativo da qualidade do desempenho do sistema. O sistema de controle é dito ótimo se os parâmetros são escolhidos de forma a minimizar ou maximizar o índice de desempenho escolhido (Caon Jr., 1999).

Existem diversos critérios com os quais se pode obter um sistema ótimo. Os mais amplamente usados são os critérios de erro, em que os índices de desempenho são integrais de uma função ponderada do desvio da saída do sistema em relação à entrada. Os valores das integrais devem ser obtidos como funções dos parâmetros do sistema, de forma que o sistema ótimo será obtido ajustando-se os parâmetros para fornecer, em geral, o menor valor para a integral (Caon Jr., 1999).

Segundo Stephanopoulos (1984) e Ogata (1985) os critérios de erro mais freqüentemente utilizados são:

- **Critério da integral do erro quadrático (ISE), onde:**

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (4.5)$$

- **Critério da integral do erro absoluto (IAE), onde:**

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (4.6)$$

- **Critério da integral do erro absoluto ponderado pelo tempo (ITAE), onde:**

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |e(t)| dt \quad (4.7)$$

Para se alcançar um desempenho ótimo de um sistema de controle, deve-se ajustar os parâmetros dos controladores a fim de minimizar os ISE, IAE e ITAE das respostas. Qualquer um dos três critérios de erro apresentados pode ser utilizado, dependendo da característica da resposta transiente do sistema.

Caso se queira suprimir a presença de erros de grande intensidade, a utilização do critério ISE é mais adequada do que o IAE, pois os valores de erro são elevados ao quadrado contribuindo para um maior valor da integral.

Entretanto, para suprimir erros menores, o critério IAE é melhor que o critério ISE pois, quando estes erros pequenos são elevados ao quadrado, se tornam menores diminuindo o valor da integral.

Para suprimir erros que persistem no tempo, o critério ITAE é utilizado, pois a presença do termo temporal amplifica o efeito de erros pequenos no valor da integral.

4.2.5 Controle avançado aplicado em sistema de refrigeração

O dimensionamento e seleção de equipamentos de um sistema de refrigeração são determinados em condições de operação pré-definidas, como, por exemplo, a capacidade frigorífica máxima (carga térmica) e as temperaturas de operação (evaporação e condensação), de acordo com a aplicação e o refrigerante utilizado (Dossat, 1985). Contudo, em operação, o sistema estará

submetido a oscilações que ocasionarão alterações nas condições de operação, provocando gastos de energia, obviamente, indesejáveis.

Processos de refrigeração são freqüentemente encontrados na indústria de alimentos para resfriamento de laticínios, sucos, frutas, vegetais e carnes. Atualmente, importantes perdas de qualidade dos produtos ocorrem como resultado de um pobre gerenciamento da temperatura de estocagem, incluindo perda de peso, congelamento superficial e riscos microbiológicos (Trelea et al., 1998).

Sistemas de aquecimento, ventilação e ar condicionado requerem controle de variáveis ambientais, tais como temperatura e umidade. Como em outras aplicações industriais, a maioria dos controladores utilizada nestes sistemas é do tipo PID (Bi et al., 2000).

Uma apropriada sintonia de um controlador PID requer um modelo representativo do processo, um efetivo projeto do controlador, além de ser uma fase bastante onerosa e consumir bastante tempo de operação. Alguns engenheiros de controle podem levar de um a três dias para alcançar um razoável ajuste dos parâmetros do controle PID de pressão do ar em um edifício e, em muitas aplicações, este tempo pode ser bem maior. Isto definitivamente aumenta os custos do projeto e prolonga o tempo de execução do mesmo. Caso uma re-sintonia seja necessária, o que ocorre na maioria dos casos, a situação ainda se complica. Isto explica o porquê de se observar sistemas precariamente sintonizados. Problemas de sintonia podem levar a gastos desnecessários de energia, redução do grau de conforto proporcionado pelo sistema e avarias nos atuadores. Embora diversos métodos de sintonia estejam disponíveis, o método proposto por Ziegler Nichols em 1942 é ainda largamente adotado (Bi et al., 2000).

A obtenção de modelos analíticos precisos, para a maioria dos sistemas de ar condicionado, não é uma tarefa simples. Existe uma necessidade de

desenvolvimento prático de auto-sintonizadores avançados. Bi et al. (2000) descrevem o desenvolvimento, implementação e aplicação de um auto-sintonizador avançado de controladores PID para sistemas de controle SISO e MIMO em unidades de ar condicionado em um edifício comercial em Cingapura com o objetivo de controlar as temperaturas do ar de retorno e das salas, regulando-se a válvula de água gelada do *chiller* e a posição dos *dampers*. Os ensaios mostraram que o controle auto-sintonizado desenvolvido se mostrou eficiente, principalmente no sistema de controle multivariável.

Stewart (1990) estudou a utilização de um controlador PID *feedback* no controle da pressão de sucção de um compressor alternativo. Foi observada uma melhora significativa no desempenho do compressor quando utilizado o controlador PID, verificando-se uma resposta rápida às mudanças de carga impostas ao equipamento e um suficiente estabelecimento de estado estacionário.

Trelea et al. (1998) desenvolveu um estudo de aplicação de controladores PID em conjunto com um estimador de parâmetros baseado em predição não linear, em tempo real, utilizados para o controle da temperatura do ar interno de uma câmara de resfriamento de frutas em batelada. A implementação do controle resultou em uma redução de 7% no tempo de processamento.

4.2.6 Controle de Processos e Instrumentação na Indústria de Alimentos

No estudo da implantação do controle de processo em extrusores, Wiedmann & Strecker (1988) alertam para as vantagens econômicas da automação deste processo. Uma economia de 74% foi obtida em relação ao processo convencional sendo também verificada uma acentuada melhoria na qualidade do produto de saída.

Segundo Davidson (1994), o controle PID é o sistema mais comum para controle contínuo de processos variáveis. A partir de 1980, algumas empresas

desenvolveram controladores PID auto-sintonizáveis que podem compensar as oscilações por fatores do meio ambiente. Existem algumas empresas que incorporaram uma forma de sistema especialista no microprocessador PID para incorporar regras empíricas que são necessárias para sintonizar o controlador. Este tipo de controlador auto-sintonizável é usado em processamento de alimentos, onde flutuações na qualidade da matéria-prima podem mudar as características do processo.

Prudhomme & Bruce (1996) mostram a eficiência da automação por sistema especialista e redes neurais na prática industrial quando implantado na Ingomar Packing Company, a maior indústria de polpa de tomate dos Estados Unidos. A produtividade foi duplicada, sem novas contratações de operadores, menores índices de reprocessos, menor tempo de residência no processamento e melhor qualidade do produto final. O artigo enfatiza ainda a progressiva substituição do controle PID pelo controle *fuzzy* nos evaporadores da indústria.

4.3 Metodologia

4.3.1 Implementação dos controladores PI e PID

As malhas de controle PI e PID foram definidas com base nos resultados obtidos no capítulo 2, observando valores obtidos nos fatores de sensibilidade e nos planejamentos experimentais.

Para a planta de resfriamento de líquido foram configuradas três malhas de controle, onde as variáveis controladas são as temperaturas de evaporação (TEV), condensação (TCOND) e saída do propileno glicol (TSP), e as variáveis de controle são as frequências de rotação do compressor (FRC) e da bomba de propileno glicol (FRB) e o fechamento da válvula de controle da vazão da água do condensador (FVC).

Na figura 4.1 é apresentada a estrutura do controlador PID implementado para a realização dos ensaios.

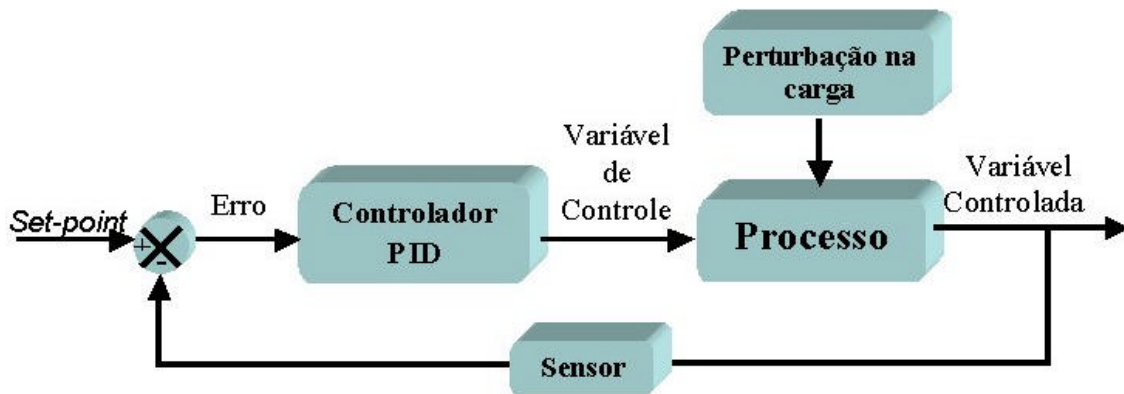


Figura 4.1 - Estrutura do controlador PID adotada nos ensaios.

Dá-se um maior enfoque ao controle da saída do propileno glicol devido à sua importância na qualidade final do processo de resfriamento.

O programa SYSCON de configuração de dispositivos *fieldbus* foi utilizado na implementação das estratégias de controle utilizando os blocos funcionais presentes nos próprios dispositivos de campo.

4.3.2 Sintonia dos controladores PI e PID

Foram utilizados nas sintonias das malhas de controle do sistema de resfriamento de líquido os métodos de Ziegler-Nichols e o método de Åström e Hägglund.

A escolha destes métodos para a sintonia das malhas foi baseada na facilidade de execução dos ensaios e por serem estes os mais largamente utilizados no setor industrial.

As condições iniciais (CI2), mencionadas na tabela 2.5, foram utilizadas como ponto de partida em todos os ensaios de perturbações nas variáveis manipuladas para a obtenção das curvas de reação do processo.

4.3.3 Ensaios com os controladores convencionais

4.3.3.1 Atuação individual dos controladores convencionais PI e PID

Os controladores convencionais, previamente configurados em malha fechada sob a estratégia *SISO/feedback* das variáveis selecionadas de acordo com a definição dos fatores de sensibilidade, foram implementados e sintonizados no protótipo experimental para avaliação de desempenho, análise de estabilidade e futura comparação com o controlador *fuzzy*.

Os ensaios realizados com as malhas de controle são apresentados na tabela 4.3. As perturbações efetuadas nos ensaios tiveram como objetivo avaliar o desempenho dos controladores frente às mudanças no *set-point* e na carga.

As perturbações na carga foram realizadas aumentando-se e diminuindo-se em 30% a carga térmica artificial imposta ao sistema através da variação da corrente nas resistências elétricas do tanque de propileno glicol.

As perturbações no *set-point* foram realizadas aumentando-se e diminuindo-se em 1°C o valor de referência.

Todos os ensaios foram realizados a partir das condições iniciais (CI2) sendo efetuadas as perturbações, positiva e negativa na carga térmica e no *set-point*, e subsequente aquisição de dados para monitorar o desempenho dos controles.

Tabela 4.3 - Ensaios realizados com os controladores PI e PID.

Ensaio	Controlador	Perturbação	Variável controlada	Variável manipulada
C01	PID	Carga	Temp. de saída do propileno glicol	Freq. de rotação do compressor
C02	PID	Set point		
C03	PI	Carga		
C04	PI	Set point		
C05	PID	Carga		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
C06	PID	Set point		
C07	PI	Carga		
C08	PI	Set point		
C09	PID	Carga	Temperatura de Evaporação	Freq. de rotação do compressor
C10	PID	Set point		
C11	PI	Carga		
C12	PI	Set point		
C13	PID	Carga		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
C14	PID	Set point		
C15	PI	Carga		
C16	PI	Set point		
C17	PID	Carga	Temperatura de Condensação	Freq. de rotação do compressor
C18	PID	Set point		
C19	PI	Carga		
C20	PI	Set point		
C21	PID	Carga		Fechamento da válvula de controle
C22	PID	Set point		
C23	PI	Carga		
C24	PI	Set point		

4.3.3.2 Atuação conjunta dos controladores convencionais e PID

Para a verificação de desempenho de controladores PID convencionais atuando em configurações multimalha, foram realizados ensaios onde duas malhas de controle, com a mesma sintonia utilizada anteriormente, monitoravam simultaneamente a mesma variável de processo e efetuavam atuação conjunta.

A estrutura do controlador multimalha (duplo-PID) proposta para a realização dos ensaios é apresentada na figura 4.2

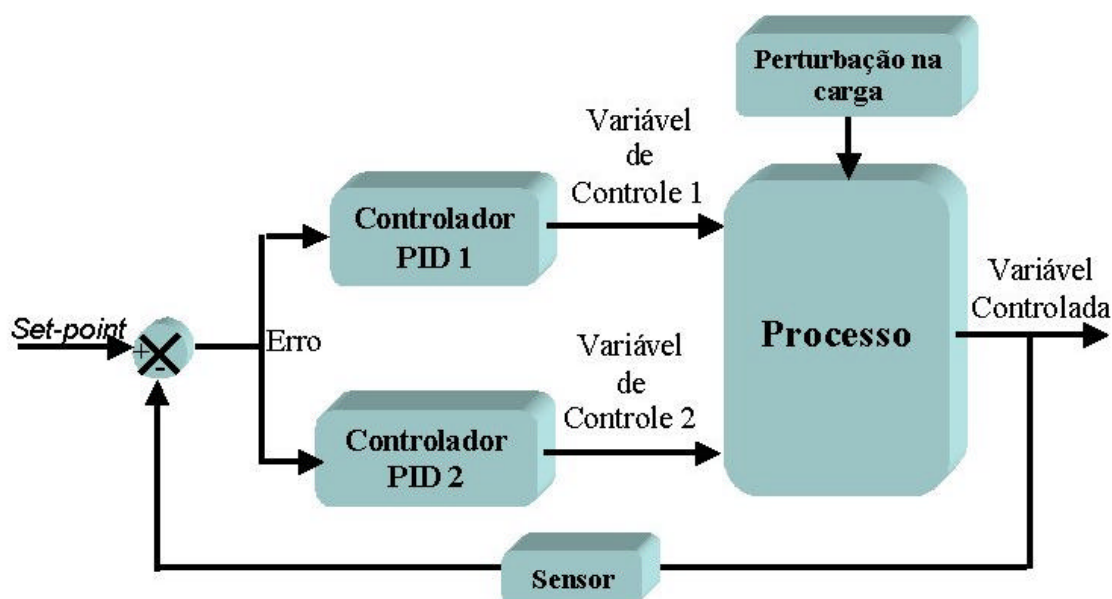


Figura 4.2 - Estrutura do controlador multimalha (duplo PID).

Na tabela 4.4 são apresentados os ensaios realizados com as malhas de controle PID atuando em conjunto.

Tabela 4.4 - Ensaios realizados com os controladores convencionais PID, duplo SISO, atuando em conjunto

Ensaio	Perturbação	Variável controlada	Variável manipulada
M01	Carga	Temp. de saída do propileno glicol	Freq. de rotação do compressor E
M02	Set point		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
M03	Carga	Temp. de Evaporação	Freq. de rotação do compressor E
M04	Set point		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
M05	Carga	Temp. de Condensação	Freq. de rotação do compressor E
M06	Set point		Fechamento da Válvula de controle

4.4 Resultados obtidos

4.4.1 Implementação dos controladores PI e PID

As estratégias de controle PID e PI utilizadas no desenvolvimento dos ensaios foram construídas a partir da interligação de blocos funcionais dos dispositivos de campo Fieldbus. A representação do fluxo de informações das malhas de controle, configuradas a partir do configurador SYSCON, está representada na figura 4.3.

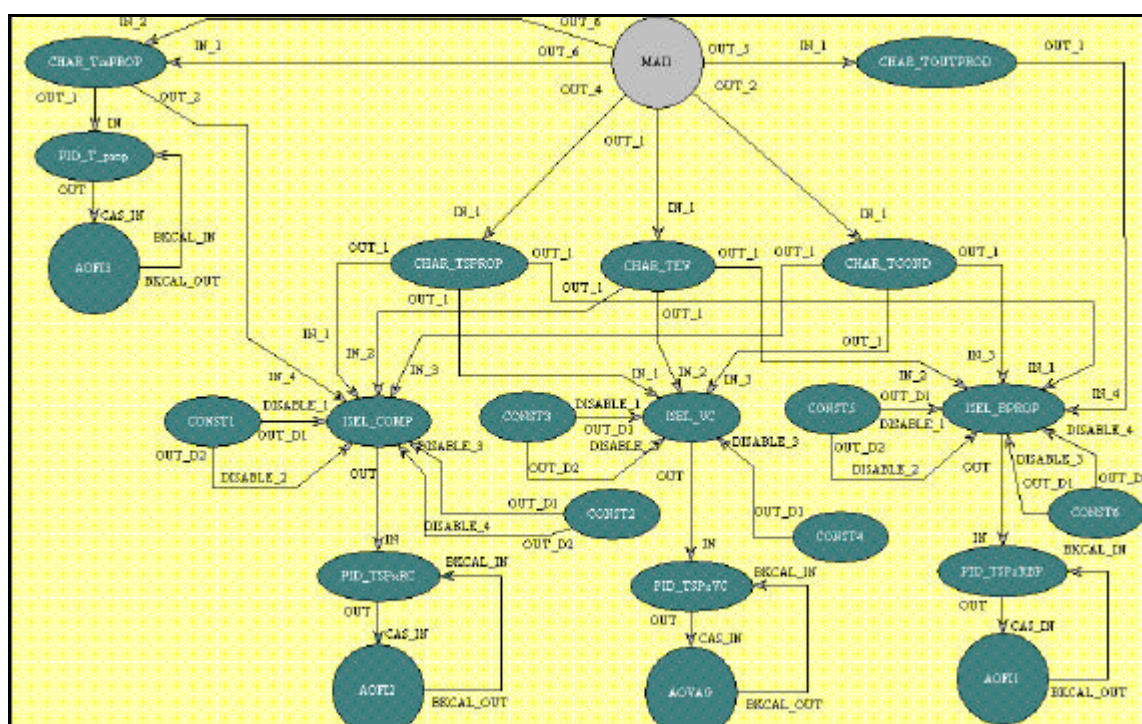


Figura 4.3 - Estratégias de controle PI e PID implementadas no sistema de refrigeração de resfriamento de líquido.

A interligação dos blocos funcionais define a estratégia de controle e programação do processo a ser controlado. Na configuração especifica-se a

escolha do bloco funcional e em que dispositivo serão enviados os dados coletados.

A versatilidade do sistema fieldbus permite, em caso de defeitos em alguns dos blocos funcionais, a reconfiguração automática em tempo real, o que caracteriza uma redundância dos dispositivos, aumentando a confiabilidade de execução do sistema.

Os blocos de entradas analógicos (AI) dispõem dos dados dos transdutores de entrada ligados aos elementos primários de temperatura e os tornam disponíveis para os demais blocos funcionais.

Os blocos caracterizadores de sinal (CHAR) têm duas saídas que são funções não lineares das entradas respectivas. A função é determinada por uma tabela com coordenadas X-Y com vinte pontos cada. Este bloco é utilizado na estratégia para corrigir as temperaturas dos sensores de temperatura Pt100.

Os blocos seletores de sinal (ISEL) fornecem seleção de até três entradas e geram uma saída baseada na ação configurada. Estes blocos são utilizados para a definição da estratégia de controle a ser utilizada, dependendo do valor atribuído pelo bloco (CONST).

Os blocos funcionais PID recebem os sinais dos valores da variável que se deseja controlar enviando sinais de controle para as variáveis manipuladas através das saídas analógicas (AO).

As saídas analógicas (AO) são utilizados por equipamentos que trabalham como elementos de saída em uma malha de controle tais como: válvulas, atuadores, posicionadores, etc. O bloco (AO) recebe um sinal de outro bloco funcional e trabalha sobre ele para fazê-lo compatível com a necessidade do

hardware. Tipicamente, a saída de um bloco (AO) é conectada a um bloco transdutor de saída.

4.4.2 Sintonia dos controladores PI e PID

Apesar de ser bastante aplicado na maioria das sintonias das malhas de controle, o primeiro método de Ziegler-Nichols não se mostrou adequado ao sistema de resfriamento de líquido. As curvas de reação obtidas foram similares às apresentadas nos testes preliminares quanto à presença de respostas reversas e desvios do comportamento, devido às interações entre as variáveis, levando à necessidade de considerações para a definição dos parâmetros gráficos da curva de reação. Foi observado também um elevado tempo de resposta da curva de reação, o que levava a valores de ganho elevadíssimos, desestabilizando a malha de controle quando implementada a sintonia.

Na sintonia, utilizando o segundo método de Ziegler-Nichols em malha fechada, também foram utilizadas as condições iniciais (CI2). O ganho do controlador proporcional foi sendo aumentado até se obter instabilidade na malha de controle.

Neste sistema foram constatadas algumas desvantagens que inviabilizaram a utilização dos dados para a sintonia das malhas.

Uma desvantagem do método foi o tempo de sintonia alto, em virtude das diversas tentativas até que o processo alcance o limite de estabilidade. Outra desvantagem estava relacionada às condições extremas de operação dos atuadores no limite de estabilidade, que, muitas vezes, ultrapassavam os limites de segurança do sistema. Além disso, os dados relativos à instabilidade do sistema não forneciam um período crítico constante.

Pode-se atribuir a inviabilidade dos métodos acima à existência, imprescindível, da válvula de expansão termostática que exercia um controle proporcional na vazão de refrigerante do evaporador, proporcionando interferências nas respostas obtidas, apresentando valores de constante de tempo (T) elevados, fazendo com que a relação (L/T) fosse reduzida. Assim, atribuía-se ao controlador valores excessivamente grandes ao ganho, tornando as malhas de controle instáveis.

Desta forma, o método de sintonia que melhor se aplicou ao sistema de resfriamento de líquido foi o de Åström-Hägglund.

O comportamento apresentado serviu de subsídio para a determinação dos parâmetros de sintonia deste método. Os valores dos ganhos críticos e períodos críticos, para cada malha sintonizada são apresentados na tabela 4.5.

Tabela 4.5 - Valores dos ganhos críticos (Ku) e períodos críticos (Tu) obtidos no método de Åström e Hägglund.

Variável manipulada	FVC		FRC		FRB	
Variável de processo	Ku	Tu	Ku	Tu	Ku	Tu
TSP	6,4	120	25,5	60	2,4	120
TEV	5,8	132	42,4	50	21,2	132
TCOND	14,1	275	25,5	60	12,7	102

Obtidos os valores de ganho crítico e período crítico, os valores dos parâmetros dos controladores PI e PID foram calculados a partir da tabela 4.2 que define os parâmetros para o segundo método de Ziegler-Nichols.

Os valores dos parâmetros dos controladores P, PI e PID convencionais obtidos nesta sintonia são mostrados na tabela 4.6.

Tabela 4.6 - Valores dos parâmetros dos controladores convencionais utilizando o método de Åström e Hägglund.

Método de Åström e Hägglund									
Variável manipulada: Fechamento da válvula de controle (FVC)									
Tipo do controlador	P			PI			PID		
Variável controlada	k_p	τ_i	τ_d	k_p	τ_i	τ_d	k_p	τ_i	τ_d
Temp. de saída do propileno glicol	3,2	∞	0	2,9	100,0	0	3,8	60,0	15,0
Temperatura de evaporação	2,9	∞	0	2,6	110,0	0	3,5	66,0	16,5
Temperatura de condensação	7,1	∞	0	6,4	229,2	0	8,5	137,5	34,4
Variável manipulada: Frequência de rotação do compressor (FRC)									
Tipo do controlador	P			PI			PID		
Variável controlada	k_p	τ_i	τ_d	k_p	τ_i	τ_d	k_p	τ_i	τ_d
Temp. de saída do propileno glicol	12,7	∞	0	11,5	50,0	0	15,3	30,0	7,5
Temperatura de evaporação	21,2	∞	0	19,1	41,7	0	25,5	25,0	6,3
Temperatura de condensação	12,7	∞	0	11,5	50,0	0	15,3	30,0	7,5
Variável manipulada: Freq. de rotação da bomba de propileno glicol (FRB)									
Tipo do controlador	P			PI			PID		
Variável controlada	k_p	τ_i	τ_d	k_p	τ_i	τ_d	k_p	τ_i	τ_d
Temp. de saída do propileno glicol	1,2	∞	0	1,1	100,0	0	1,5	60,0	15,0
Temperatura de evaporação	10,6	∞	0	9,5	110,0	0	12,7	66,0	16,5
Temperatura de condensação	6,4	∞	0	5,7	85,0	0	7,6	51,0	12,8

As sintonias foram utilizadas nos controladores implementados, sem ajustes finos, ou seja, foram utilizados os valores reais encontrados experimentalmente.

4.4.3 Ensaio com os controladores convencionais

4.4.3.1 Ensaio dos controladores PI e PID para a malha TSP-FRC

Nas figuras 4.4 e 4.5 estão ilustrados os comportamentos das variáveis controlada e manipulada sob a ação dos controladores PID e PI para perturbações 30% positiva e negativa na carga térmica do sistema de refrigeração.

Embora a operação normal de um sistema de refrigeração apresente perturbações mais frequentes na carga, os controladores foram testados também para perturbações no *set-point* em $\pm 1^\circ\text{C}$, como pode ser observado na figura 4.6.

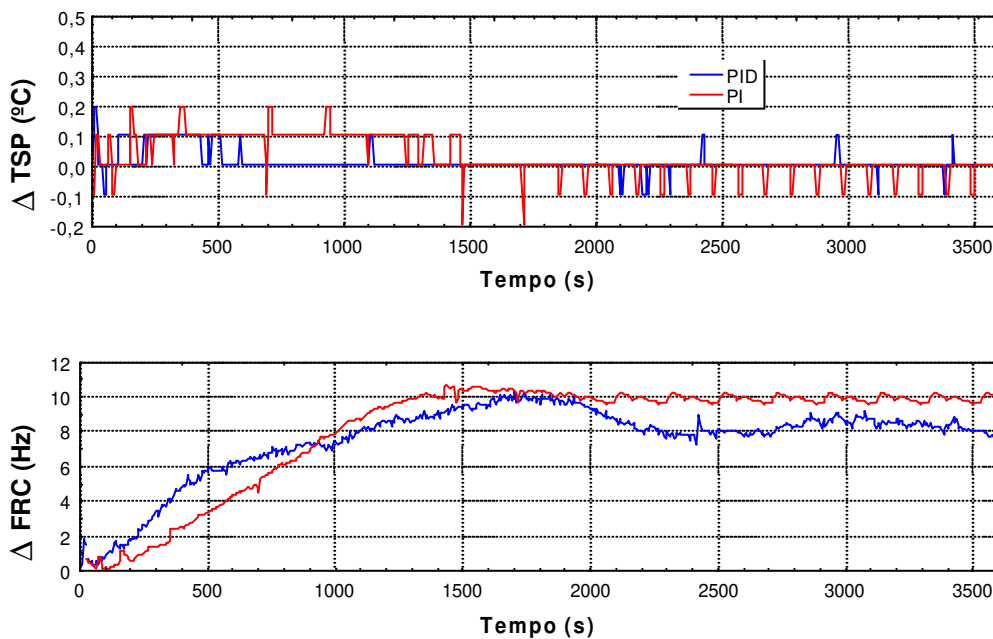


Figura 4.4 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TSP-FRC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio C01 e C03).

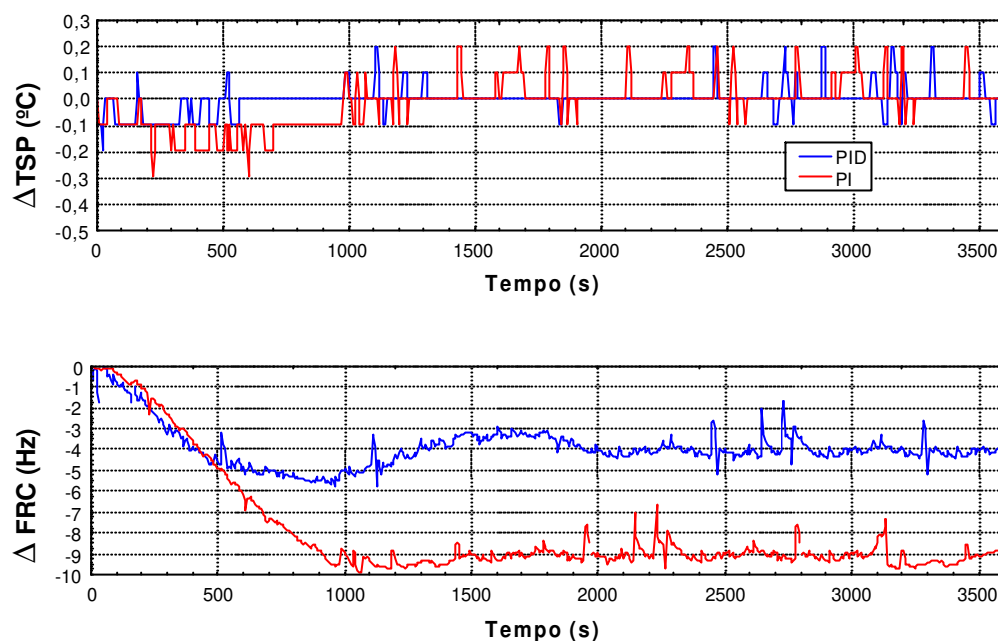


Figura 4.5 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TSP-FRC para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio C01 e C03).

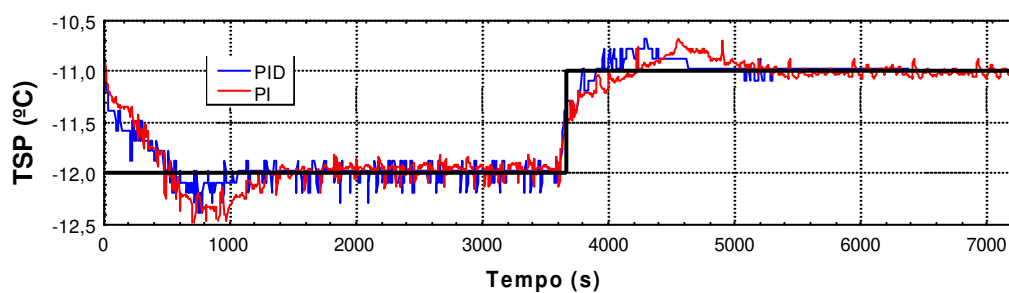


Figura 4.6 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores PID e PI na malha TSP-FRC para perturbação no *set-point* (Ensaio C02 e C04).

Analisando-se as figuras anteriores, pode ser concluído que a malha de controle de temperatura de saída do propileno glicol se mostrou bastante eficiente quanto a perturbações na carga, apresentando uma pequena superioridade do controlador PID, fato evidenciado quando o sistema foi submetido à perturbação no *set-point*. Na tabela 4.7 são apresentados os parâmetros de desempenho dos controladores. Os valores evidenciados correspondem às malhas que apresentaram melhores valores de desempenho.

Tabela 4.7 - Parâmetros de desempenho dos controladores PID e PI utilizados nos ensaios C01 a C04.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	PID				PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	C01		C02		C03		C04	
ISE	<u>7,2</u>	<u>14,3</u>	3634,4	<u>3511,9</u>	27,8	34,7	<u>3555,9</u>	3644,1
IAE	<u>48,0</u>	<u>88,9</u>	3586,4	<u>3499,5</u>	159,1	201,2	<u>3535,5</u>	3516,8
ITAE	<u>34989,4</u>	<u>129939,2</u>	6515156,0	<u>6545902,0</u>	168229,0	236971,2	<u>6480530,6</u>	6452451,0
Sobre-sinal	<u>0,2</u>	<u>0,2</u>	<u>0,3</u>	<u>0,4</u>	0,2	0,3	<u>0,3</u>	0,5
Tempo de subida	<u>35</u>	<u>40</u>	<u>295</u>	<u>475</u>	190	1000	615	480
Tempo de acomodação	<u>65</u>	<u>40</u>	<u>1035</u>	<u>1060</u>	190	1000	1560	1295

Os valores dos desempenhos demonstram ser mais vantajosa a utilização da malha de controle PID, principalmente quando submetida a perturbações na carga. Para perturbações no *set-point* houve um relativo equilíbrio quanto aos parâmetros de erro (ISE, IAE e ITAE), porém o controle PID apresentou menores valores de sobre-sinal, tempo de subida e tempo de acomodação, suficiente para confirmar, quantitativamente, a superioridade deste controlador.

A atuação na frequência de rotação do compressor nos dois controles foi suave, porém, com elevada amplitude, consequência de demasiado grau de amplitude das perturbações nos ensaios.

4.4.3.2 Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TSP-FRB

Uma nova malha de controle da temperatura (TSP) foi testada utilizando-se como variável manipulada a frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB). Os controladores PID e PI foram submetidos às mesmas perturbações de carga e *set-point*, o comportamento destes controles pode ser visto nas figuras 4.7, 4.8 e 4.9.

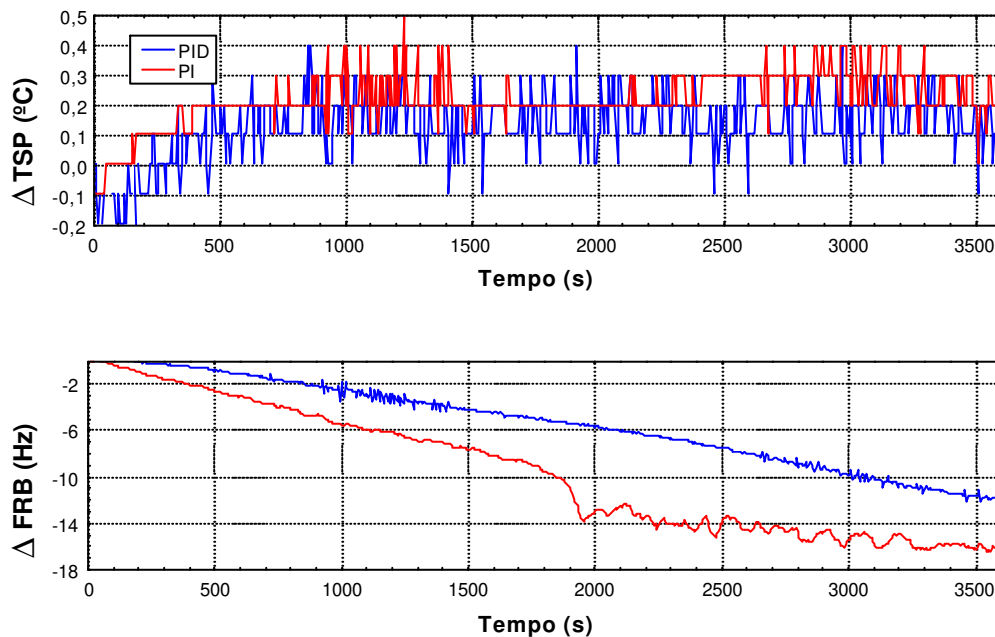


Figura 4.7 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TSP-FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio C05 e C07).

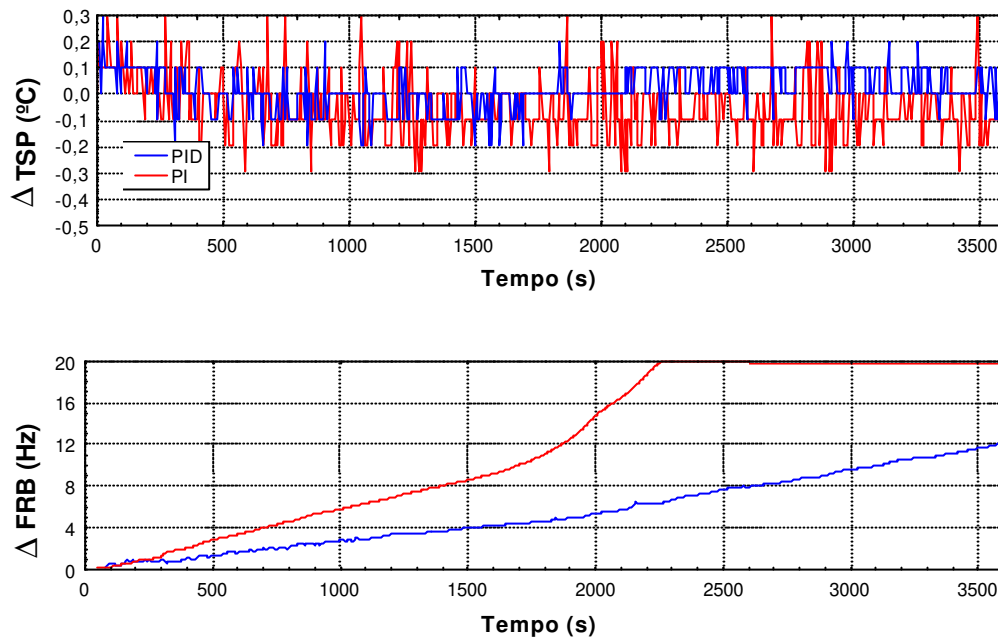


Figura 4.8 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TSP-FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio C05 e C07).

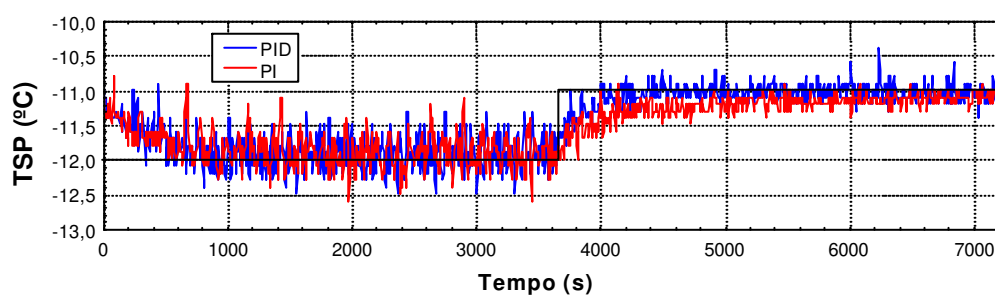


Figura 4.9 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores PID e PI na malha TSP-FRB para perturbação no *set-point* (Ensaio C06 e C08).

A utilização da variação da frequência de rotação da bomba de propileno glicol na malha de controle da temperatura de saída do propileno glicol não se mostrou tão eficiente quanto à atuação da frequência de rotação do compressor. Na ação dos controladores PID e PI, pode ser observado uma grande oscilação na variável controlada e um grande tempo de estabilização no valor desejado. O comportamento pouco eficiente da atuação na rotação da bomba sobre a temperatura de saída do propileno glicol, pode ser atribuído às oscilações de vazão do propileno glicol apesar da pequena oscilação apresentada na atuação da frequência de rotação da bomba. Este comportamento pode ser minimizado através da implantação de um controlador tipo cascata. Outro fator que deve ser estudado é a presença do fenômeno de resposta reversa que contribui com uma competição ao efeito regulador da rotação da bomba. Os parâmetros de desempenho destes controladores são apresentados na tabela 4.8.

Tabela 4.8 - Parâmetros de desempenho dos controladores PID e PI utilizados nos ensaios C05 a C08.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	PID				PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	C05		C06		C07		C08	
ISE	<u>103,4</u>	<u>22,6</u>	3250,4	2988,5	202,4	55,8	<u>2255,4</u>	<u>2814,7</u>
IAE	<u>530,4</u>	<u>197,5</u>	3355,1	3119,7	800,4	353,0	<u>2763,3</u>	<u>3032,1</u>
ITAE	<u>1009652,5</u>	<u>339240,0</u>	6297959,7	5977805,0	1608220,0	636120,0	<u>5470856,9</u>	<u>5846935,1</u>
Sobre-sinal	*	*	*	*	*	*	*	*
Tempo de subida	*	*	<u>245</u>	<u>350</u>	*	*	405	555
Tempo de acomodação	*	*	<u>465</u>	<u>855</u>	*	*	2000	1530

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

4.4.3.3 Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TEV-FRC

A mesma metodologia de testes foi aplicada às malhas de controle para a temperatura de evaporação. Os resultados dos ensaios utilizando a variação da rotação do compressor são apresentados nas figuras 4.10, 4.11 e 4.12.

Os controladores PID e PI propostos para o controle da temperatura de evaporação a partir da manipulação da frequência de rotação do compressor apresentaram um comportamento estável e bastante satisfatório.

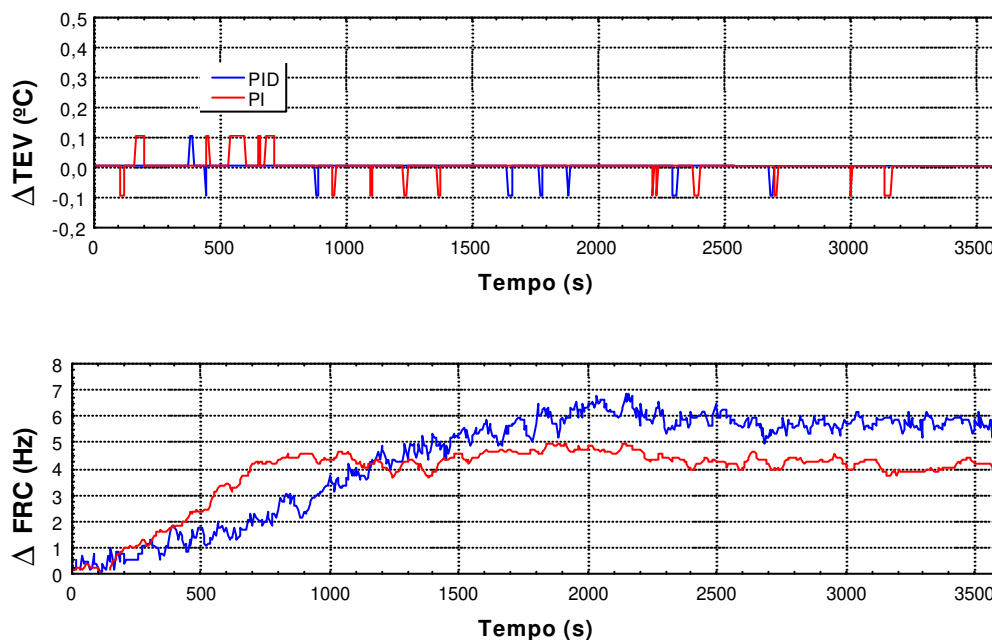


Figura 4.10 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TEV-FRC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio C09 e C11).

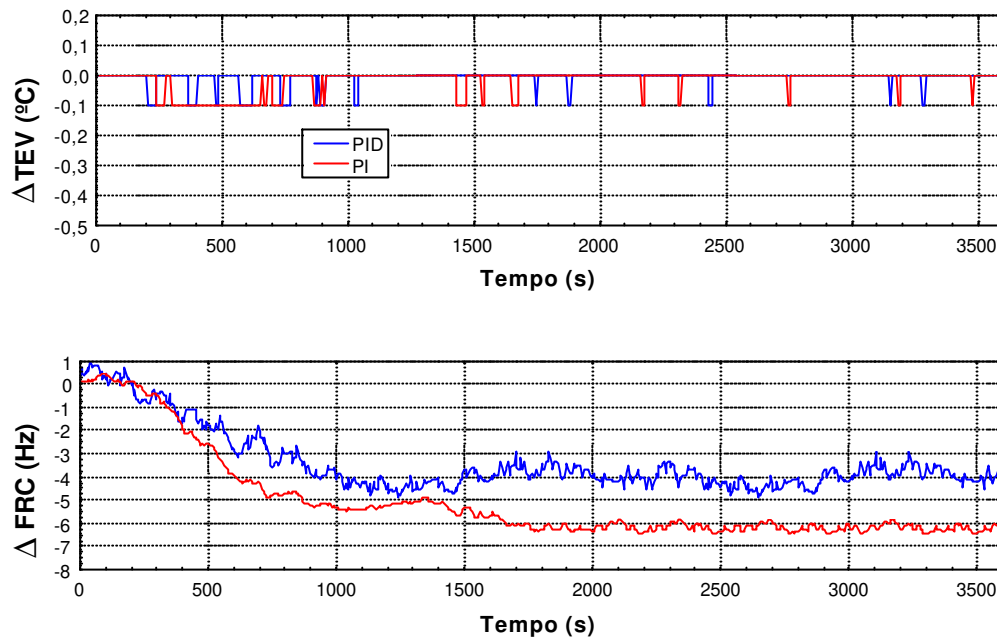


Figura 4.11 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TEV-FRC para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio C09 e C11).

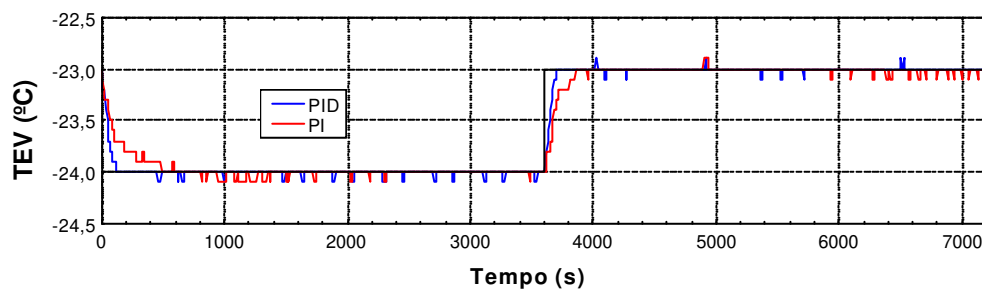


Figura 4.12 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores PID e PI na malha TEV-FRC para perturbação no *set-point* (Ensaio C10 e C12).

A perturbação na carga térmica aplicada nos ensaios se mostrou excessiva. Em virtude da elevada amplitude de atuação da variável manipulada.

Esse tipo de comportamento não é desejável pois a variável manipulada não deve atuar próxima aos seus limites máximo e mínimo, evitando assim o efeito *reset-wind up* na ação integral dos controladores.

Através da equação (4.4) do controlador PID pode ser observado que quando o erro for muito grande a saída do controlador também será grande podendo ocasionar uma saturação do atuador. Assim, a ação de controle integral PID continuará sendo incrementada enquanto persistir o erro. Quando a saída atingir o valor de *set-point* ocorrerá a inversão de sinal do erro, podendo ocorrer uma demora na ação de controle devido ao alto valor atingido pelo termo integral. Esse efeito é conhecido como *reset-wind up*. Os parâmetros de desempenho para a malha TEV-FRC são apresentados na tabela 4.9.

Tabela 4.9 - Parâmetros de desempenho dos controladores PID e PI utilizados nos ensaios C09 a C12.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	PID				PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	C09		C10		C11		C12	
ISE	1,1	2,7	32,4	39,4	3,0	6,2	61,3	66,4
IAE	10,5	27,0	56,5	87,0	30,0	61,5	121,5	176,5
ITAE	17307,5	26852,5	15257,6	69357,8	35500,0	50200,0	70277,8	75942,8
Sobre-sinal	*	*	0	0	*	*	0	0
Tempo de subida	*	*	105	120	*	*	260	495
Tempo de acomodação	*	*	105	120	*	*	260	495

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

O comportamento dos controladores para perturbação na carga foi bastante similar, com uma ligeira vantagem para a utilização do controle PID quando analisados os parâmetros de erro. O sobre-sinal, o tempo de subida e o

tempo de acomodação para perturbação na carga não puderam ser determinados precisamente devido à pequena oscilação ocorrida na variável controlada. O controlador PID apresentou uma significativa vantagem quanto aos tempos de resposta e acomodação quando o sistema é submetido à perturbação no *set-point*.

4.4.3.4 Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TEV-FRB

Foram testadas novas malhas de controle para a temperatura de evaporação utilizando a frequência de rotação da bomba de propileno glicol como variável manipulada. Os resultados dos ensaios são apresentados nas figuras 4.13, 4.14 e 4.15.

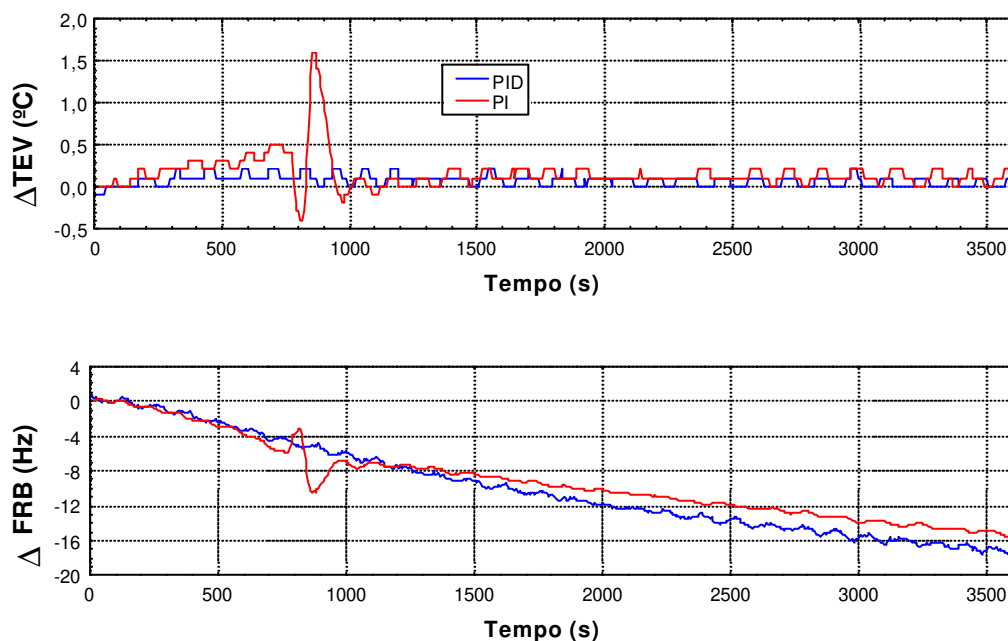


Figura 4.13 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TEV-FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio C13 e C15).

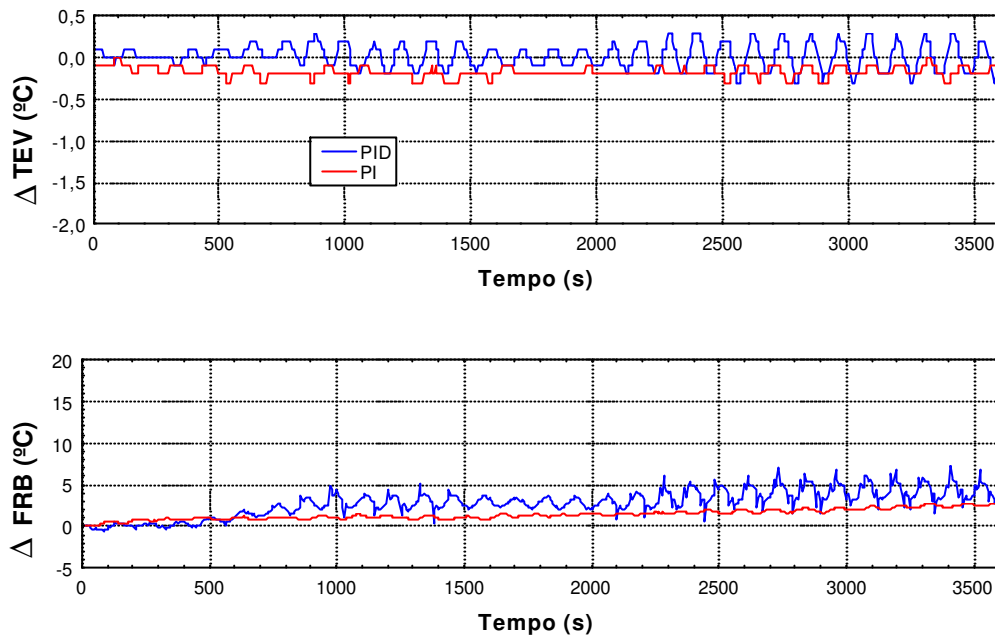


Figura 4.14 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TEV-FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio C13 e C15).

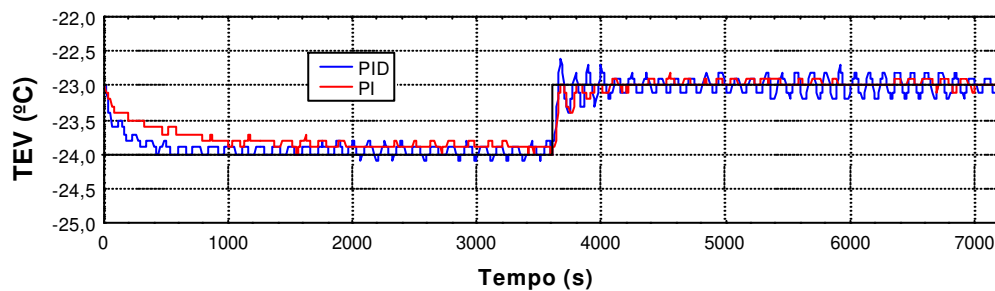


Figura 4.15 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores PID e PI na malha TEV-FRB para perturbação no *set-point* (Ensaio C14 e C16).

De maneira análoga ao comportamento apresentado pela utilização da frequência de rotação da bomba na malha de controle da temperatura de saída do propileno glicol, a malha de controle da temperatura de evaporação apresentou uma maior oscilação da variável controlada, principalmente, na perturbação negativa da carga térmica e na mudança de *set-point*.

Na tabela 4.10 são mostrados os parâmetros de desempenho do erro e do regime transitório para a malha TEV-FRB.

Tabela 4.10 - Parâmetros de desempenho dos controladores PID e PI utilizados nos ensaios C13 a C16.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	PID				PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	C13		C14		C15		C16	
ISE	33,4	79,1	100,3	107,3	226,7	129,2	65,8	262,2
IAE	266,8	423,4	444,8	356,5	580,0	644,3	213,0	761,3
ITAE	407682,5	898110,0	730895,2	435326,6	863340,0	1174955,0	242763,4	908370,3
Sobre-sinal	0,2	0,3	0,4	0	0,5	0,3	0	0
Tempo de subida	905	*	60	445	790	*	105	*
Tempo de acomodação	905	*	660	550	1045	*	655	*

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

Na figura 4.15 pode ser observado que o controlador PI não consegue atingir a resposta final dentro do intervalo de tempo definido para cada ensaio (3600 s), evidenciando que a sintonia atribuída a este controle deve ser revista alterando-se os parâmetros, principalmente o ganho proporcional.

Mesmo não apresentando um desempenho de controle da temperatura de evaporação tão satisfatório quanto a atuação da frequência de rotação do

compressor, o controle PID dispõe de valores de desempenho mais vantajosos para perturbação na carga térmica (tabela 4.10).

4.4.3.5 Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TCOND-FRC

Dando continuidade aos ensaios de implementação dos controladores PID e PI, foi definida uma malha de controle para a temperatura de condensação utilizando a frequência de rotação do compressor. Os resultados obtidos são apresentados nas figuras 4.16, 4.17 e 4.18.

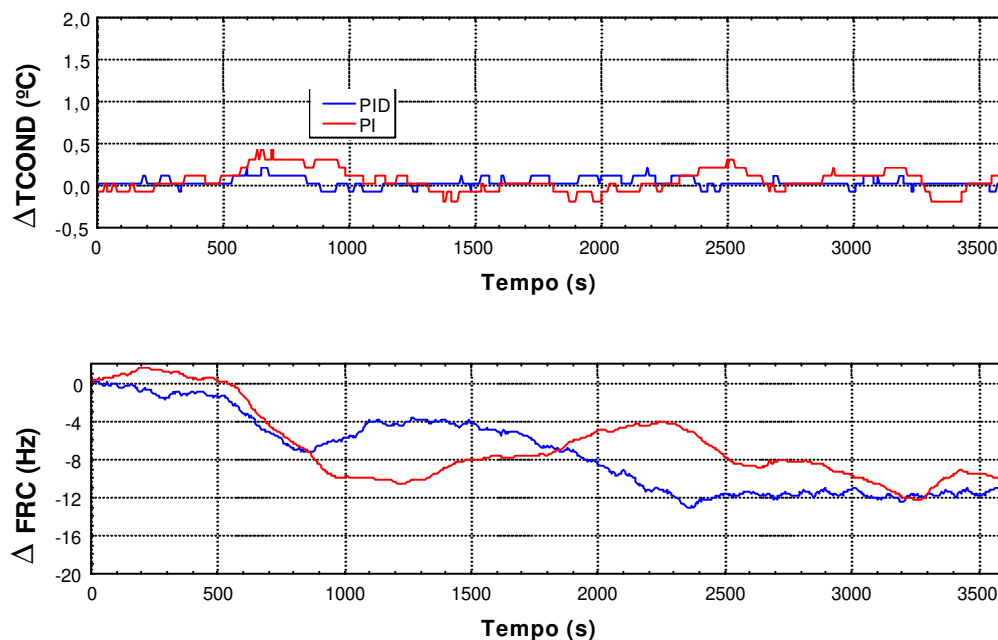


Figura 4.16 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TCOND-FRC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio C17 e C19).

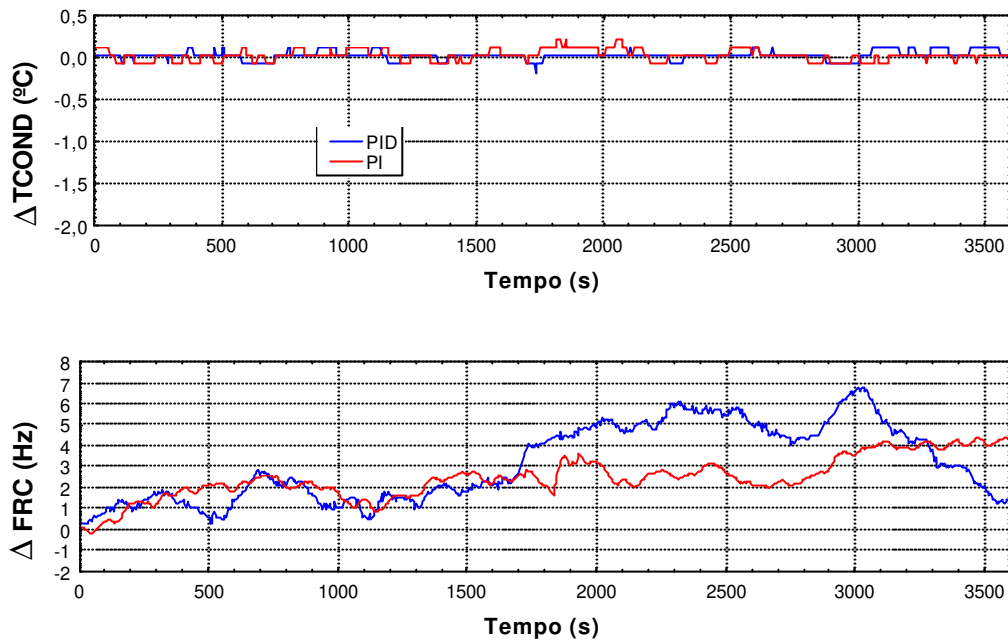


Figura 4.17 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TCOND-FRC para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio C17 e C19).

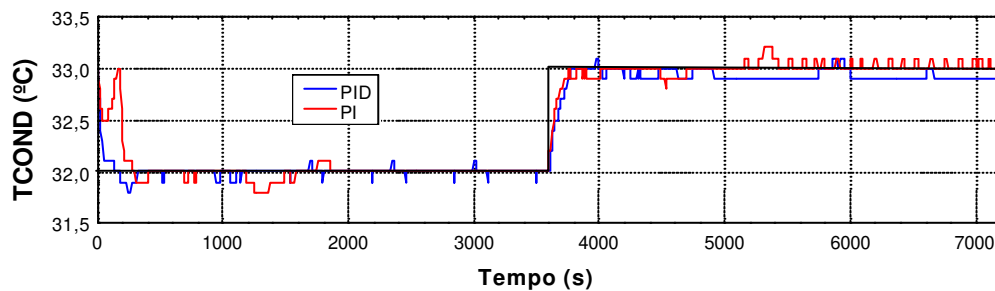


Figura 4.18 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores PID e PI na malha TCOND-FRC para perturbação no *set-point* (Ensaio C18 e C20).

Os dados obtidos ratificam a eficiência da manipulação da frequência de rotação do compressor como integrante das malhas de controle. Novamente o controlador PID apresenta melhor desempenho para perturbação na carga apesar de um comportamento similar do controlador PI. Em contrapartida, para perturbações no *set-point*, o controlador PI apresentou melhor desempenho. Na tabela 4.11 são apresentados os parâmetros de desempenho dos controladores, calculados para esta malha de controle.

Tabela 4.11 - Parâmetros de desempenho dos controladores PID e PI utilizados nos ensaios C17 a C20.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	PID				PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	C17		C18		C19		C20	
ISE	13,6	10,6	73,4	35,4	72,9	18,1	43,2	124,7
IAE	128,0	105,0	322,7	84,5	382,1	170,4	169,1	233,0
ITAE	202402,5	220952,5	540709,3	39819,9	656015,0	283137,5	202762,4	108620,0
Sobre-sinal	0,2	0,2	0,1	0,2	0,4	0,2	0,1	0,1
Tempo de subida	880	*	185	150	1070	*	175	295
Tempo de acomodação	2285	*	185	375	*	*	175	295

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

4.4.3.6 Ensaios dos controladores PI e PID para a malha TCOND-FVC

Finalizando o estudo de desempenho de malhas SISO, o percentual de fechamento da válvula de controle foi utilizado como variável manipulada na malha de controle da temperatura de condensação.

Os resultados obtidos nos ensaios de perturbação na carga e no *set-point* são apresentados nas figuras 4.19, 4.20 e 4.21.

Observa-se que o controle da temperatura de condensação apresentou maior amplitude de erro e oscilações, comportamento atribuído a uma operação instável da variável manipulada. Dois fatores podem ter contribuído para este comportamento: inicialmente, leva-se em consideração a característica não linear da válvula de controle, o que impossibilita uma ação estável da válvula sobre a vazão de água no condensador, e, a seguir, as variações de temperatura da água de entrada do condensador durante o ensaio, apesar deste fator ter recebido atenção especial e um monitoramento específico durante os experimentos. Desta forma, uma maior atenção deve ser dada à sintonia deste controlador, procurando reduzir as oscilações da variável controlada.

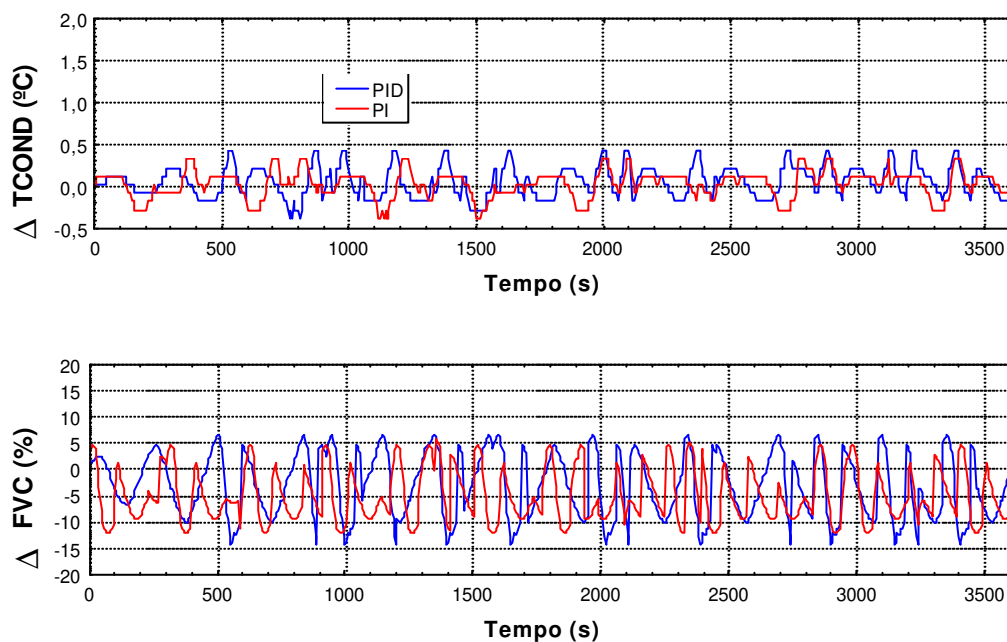


Figura 4.19 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TCOND-FVC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio C21 e C23).

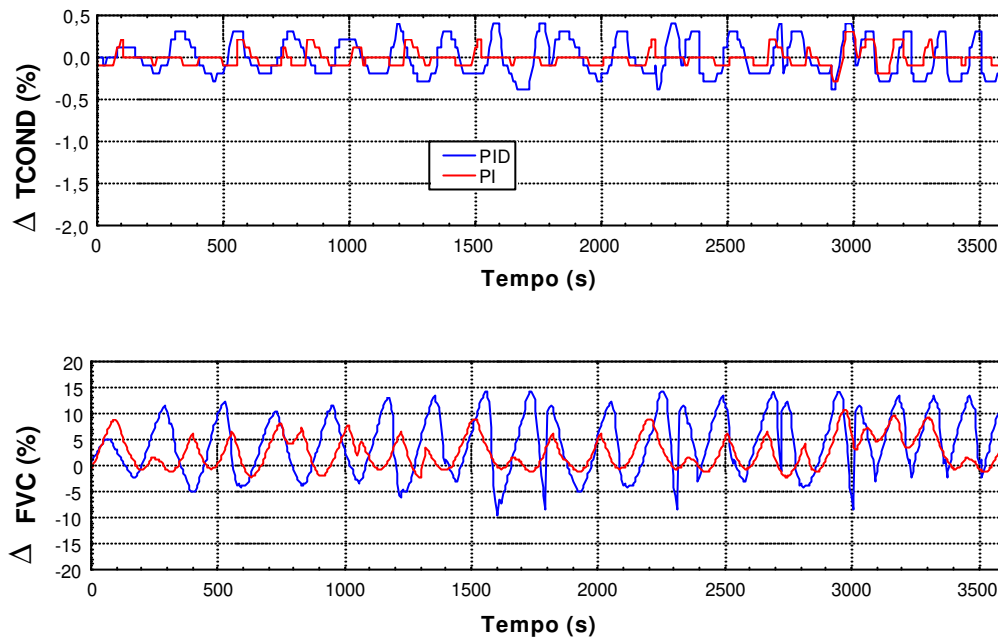


Figura 4.20 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores PID e PI na malha TCOND-FVC para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio C21 e C23).

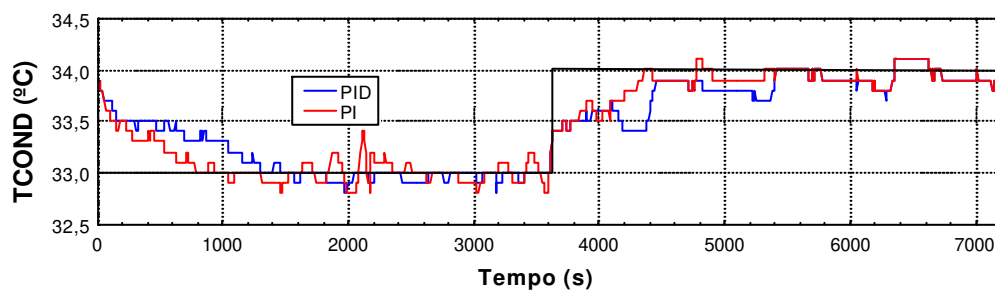


Figura 4.21 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores PID e PI na malha TCOND-FVC para perturbação no *set-point* (Ensaio C22 e C24).

Na tabela 4.12 são apresentados os parâmetros de desempenho para os ensaios de perturbações na malha de controle da temperatura de condensação.

Tabela 4.12 - Parâmetros de desempenho dos controladores PID e PI utilizados nos ensaios C21 a C24.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	PID				PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	C21		C22		C23		C24	
ISE	131,9	175,4	289,7	255,4	<u>93,3</u>	<u>33,0</u>	<u>176,2</u>	<u>162,4</u>
IAE	573,0	698,5	765,0	593,6	<u>450,8</u>	<u>230,3</u>	<u>548,5</u>	<u>477,1</u>
ITAE	1056337,5	1390525,0	874490,2	435262,3	<u>795347,5</u>	<u>446482,5</u>	<u>648194,0</u>	<u>536828,8</u>
Sobre-sinal	0,4	0,4	0,1	0,2	<u>0,3</u>	<u>0,2</u>	<u>0,1</u>	<u>0,2</u>
Tempo de subida	*	*	1830	1320	*	*	<u>770</u>	<u>795</u>
Tempo de acomodação	*	*	1830	1320	*	*	<u>770</u>	<u>795</u>

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

As oscilações presentes nestes ensaios impossibilitaram um melhor desempenho do controle PID devido à presença da ação derivativa que tenta se antecipar ao erro. Portanto, para sistemas caracterizados por oscilações, o controle PI se adapta melhor. Essa tendência se confirmou através dos melhores índices de desempenho apresentados pelo controle PI na tabela 4.12.

4.4.4 Atuação conjunta dos controladores convencionais PID

A implementação de estratégias de controle SISO apresentou alguns problemas quanto à amplitude de atuação da variável manipulada e às excessivas oscilações na variável de processo. No intuito de se minimizar essa característica, foi proposta uma estratégia multimalha.

Os ensaios foram realizados sob as mesmas perturbações, sintonias e condições adotadas nos ensaios anteriores.

4.4.4.1 Ensaios dos controladores duplo-PID para as malhas TSP- FRC/FRB

Os resultados obtidos nos ensaios com perturbações na carga e no *set-point* para o controle da temperatura de saída do propileno glicol utilizando a estratégia multimalha PID, conforme proposição de ensaios da tabela 4.4, são apresentados nas figuras 4.22, 4.23 e 4.24.

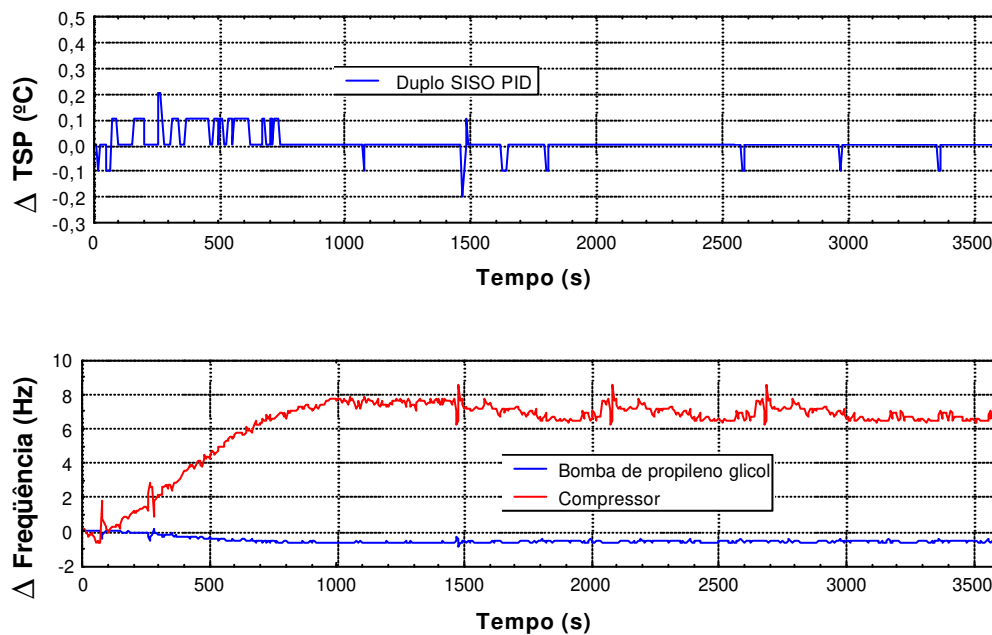


Figura 4.22 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TSP-FRC/FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio M01).

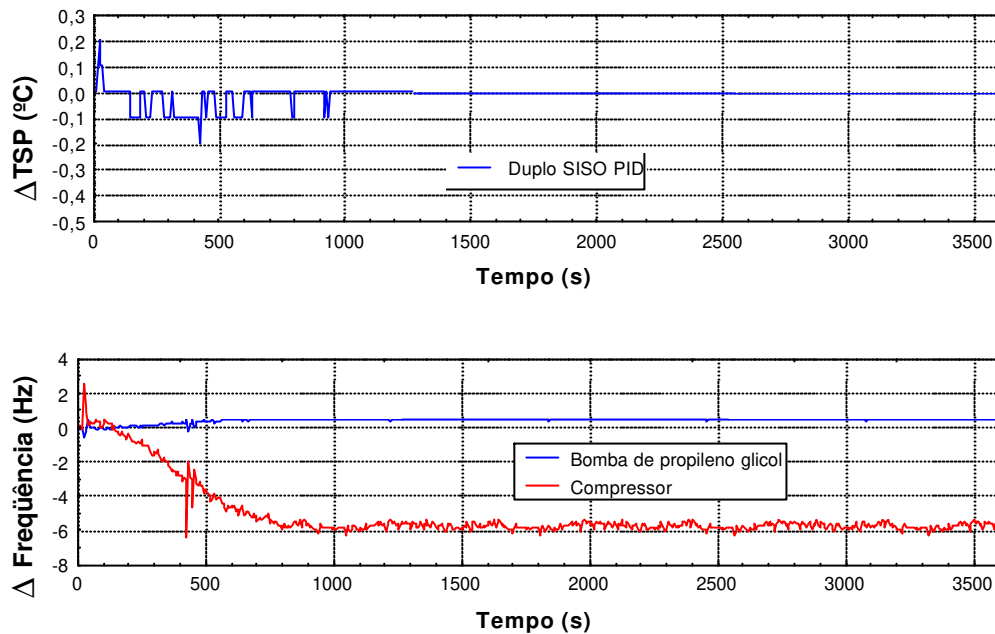


Figura 4.23 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TSP-FRC/FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio M01).

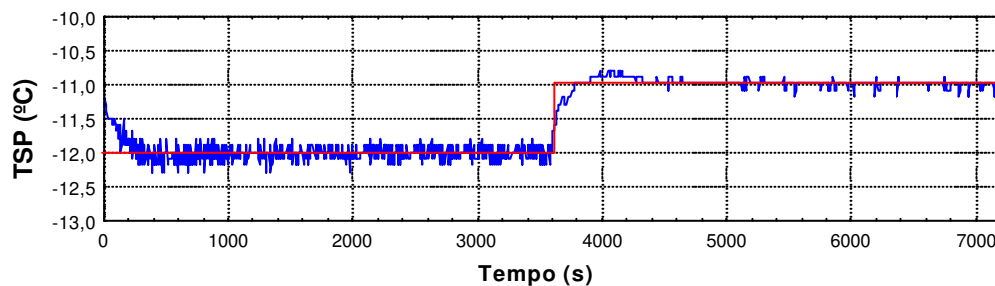


Figura 4.24 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TSP-FRC/FRB para perturbação no *set-point* (Ensaio M02).

Quanto a perturbações na carga, pode ser observado que houve uma redução na oscilação da variável de controle, quando comparada com o desempenho dos controladores atuando em separado. Ressalta-se a forma mais atenuada da ação das variáveis manipuladas, principalmente, quanto à atuação na frequência de rotação da bomba de propileno glicol, que reduziu bastante a amplitude apresentada anteriormente.

As melhores características apresentadas pelo controle em conjunto são ratificadas pelos valores apresentados na tabela 4.13, principalmente na perturbação do *set-point*.

Tabela 4.13 - Parâmetros de desempenho do controlador duplo-PID utilizado nos ensaios M01 e M02.

Parâmetro de desempenho	Controlador duplo PID			
	Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	M01		M02	
ISE	5,7	3,7	42,5	86,4
IAE	51,5	35,0	157,8	360,5
ITAE	35200,0	13492,5	131767,5	495185,0
Sobre-sinal	0,2	0,2	0,2	0,3
Tempo de subida	775	640	190	225
Tempo de acomodação	775	640	745	*

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

4.4.4.2 Ensaio dos controladores duplo-PID para as malhas TEV- FRC/FRB

Os comportamentos do sistema para perturbações positiva e negativa na carga térmica e no *set-point*, são apresentados nas figuras 4.25, 4.26 e 4.27.

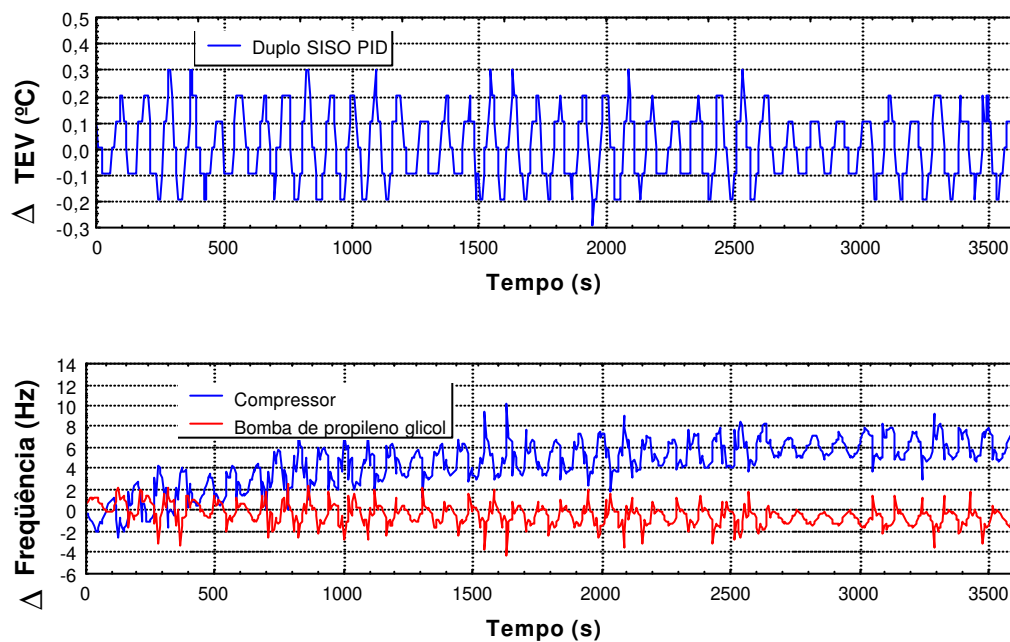


Figura 4.25 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TEV-FRC/FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio M03).

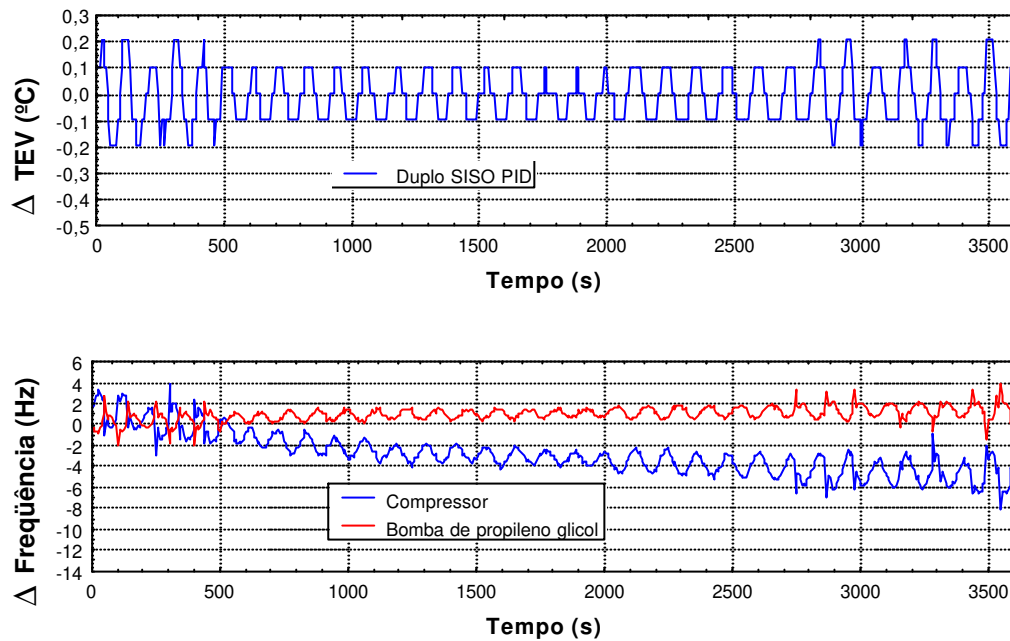


Figura 4.26 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TEV-FRC/FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio M03).

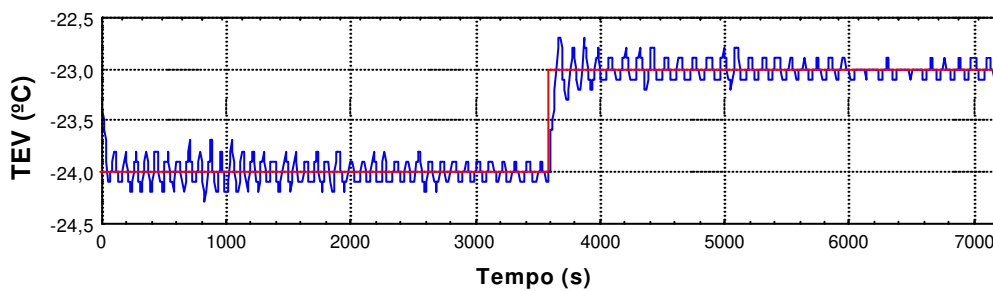


Figura 4.27 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TEV-FRC/FRB para perturbação no *set-point* (Ensaio M04).

Nas figuras acima pode ser observado claramente que a utilização do controle em conjunto na manutenção da temperatura de evaporação não apresentou uma ação satisfatória. Ao contrário das malhas SISO anteriores, oscilações excessivas na temperatura de evaporação são observadas nos dois tipos de perturbações. Claramente, esse comportamento pode ser atribuído à atuação desestabilizadora da frequência de rotação da bomba de propileno glicol. Na tabela 4.14 são apresentados os parâmetros de desempenho calculados para o controle conjunto da temperatura de evaporação.

Tabela 4.14 - Parâmetros de desempenho do controlador Duplo-PID utilizado nos ensaios M03 e M04.

Parâmetro de desempenho	Controlador duplo PID			
	Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	M03		M04	
ISE	62,0	37,0	50,3	66,6
IAE	400,6	298,8	268,5	375,5
ITAE	700225,0	546712,5	346405,0	563095,0
Sobre-sinal	0,3	0,2	0,3	0,2
Tempo de subida	*	*	50	60
Tempo de acomodação	*	*	*	*

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

4.4.4.3 Ensaio dos controladores duplo-PID para as malhas TCOND- FRC/FVC

O controle da temperatura de condensação realizado através da implementação da ação do duplo PID com as variáveis manipuladas FRC e FVC, submetido às perturbações, apresentou os resultados mostrados nas figuras 4.28, 4.29 e 4.30.

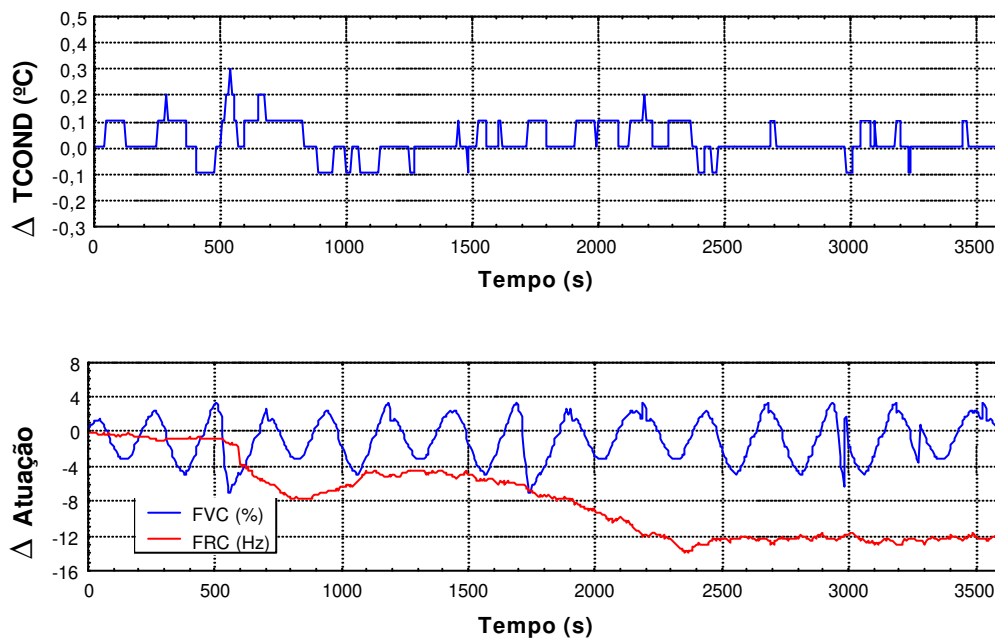


Figura 4.28 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TCOND-FRC/FVC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio M05).

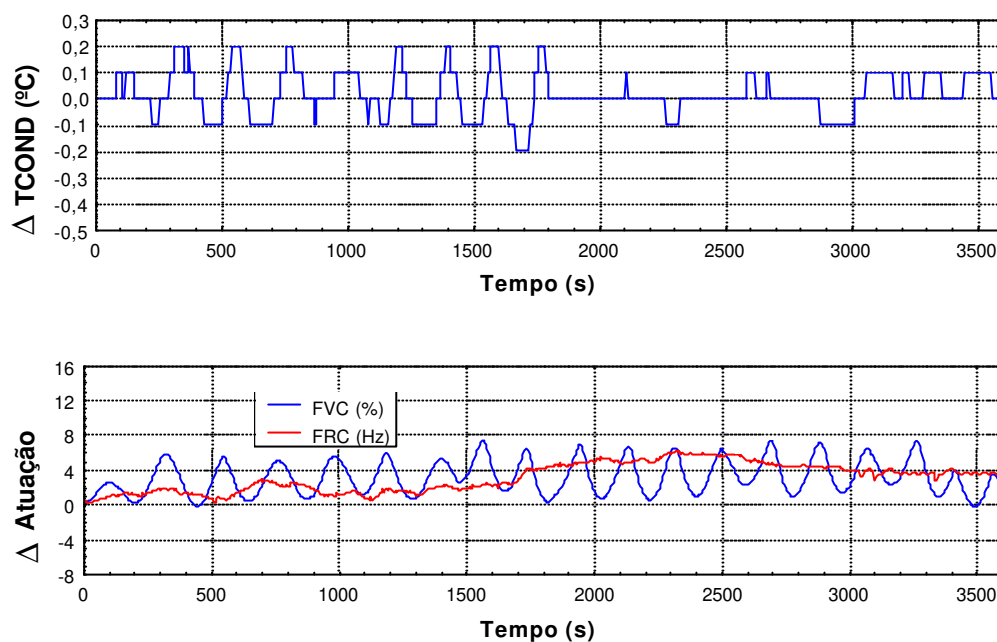


Figura 4.29 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TCOND-FRC/FVC para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio M05).

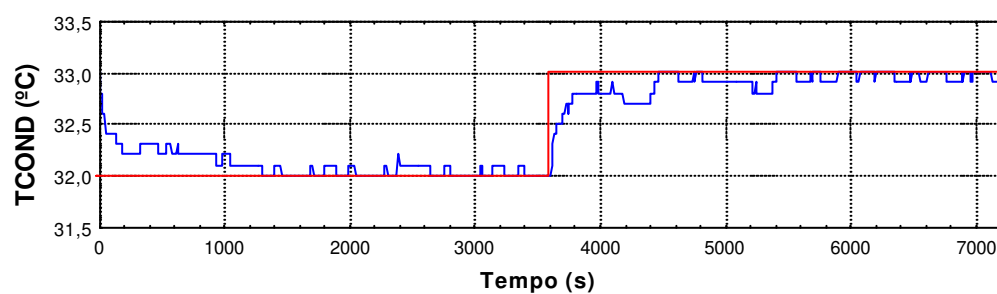


Figura 4.30 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação do controlador duplo-PID nas malhas TCOND-FRC/FVC para perturbação no *set-point* (Ensaio M06).

A ação oscilatória da válvula de controle impossibilita um controle satisfatório da temperatura de condensação para perturbações na carga térmica. Para mudança no *set-point* a temperatura de condensação apresentou menor oscilação, porém, um elevado tempo de resposta, evidenciando a necessidade de otimizar os parâmetros de sintonia dos controladores propostos.

Na tabela 4.15 são apresentados os parâmetros de desempenho para o controle da temperatura de condensação.

Tabela 4.15- Parâmetros de desempenho do controlador duplo-PID utilizado nos ensaios M05 e M06.

Parâmetro de desempenho	Controlador duplo PID			
	Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	M05		M06	
ISE	17,3	26,2	108,8	109,5
IAE	152,5	205,0	401,3	381,0
ITAE	207027,5	326737,5	410037,5	329590,0
Sobre-sinal	0,2	0,2	0,0	0,0
Tempo de subida	*	*	880	1310
Tempo de acomodação	*	*	880	1310

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

4.4.5 Análise comparativa dos controladores PID e Duplo-PID

Na figura 4.31 são apresentadas, de forma comparativa, as médias dos percentuais das diferenças dos parâmetros de desempenho (ISE, IAE e ITAE) dos controladores duplo-PID, tomando-se como base as malhas SISO anteriormente estudadas.

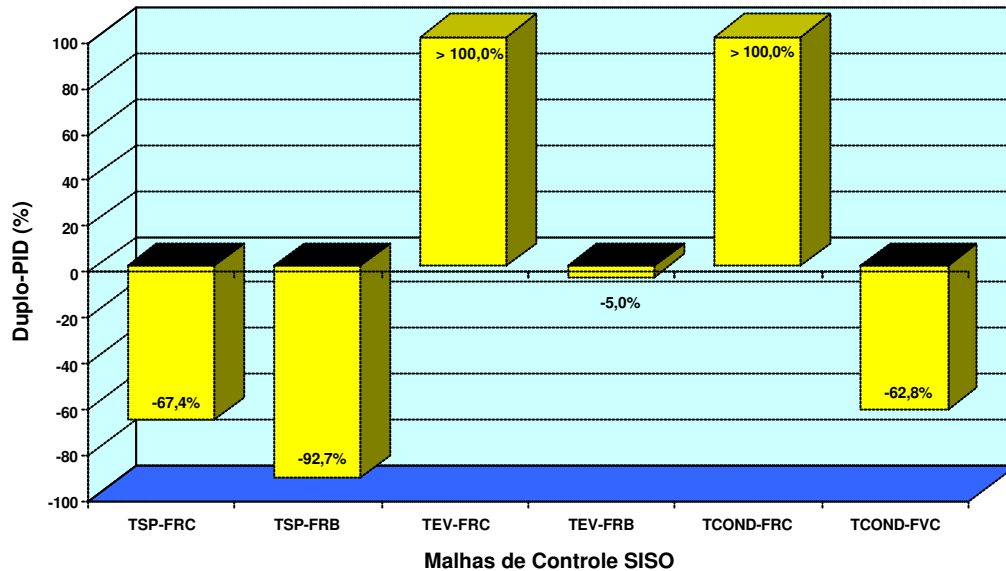


Figura 4.31 - Percentual médio da diferença entre os valores dos parâmetros de desempenho (ISE, IAE e ITAE) dos controladores duplo-PID e controladores PID (malhas SISO).

Pode ser observado que, de uma forma geral, a proposta de uma arquitetura de controle multimalha se mostrou mais eficiente que os controladores SISO, principalmente no controle da temperatura de saída do propileno glicol, confirmando os resultados obtidos no primeiro planejamento experimental (PEFC01) do capítulo 3.

O resultado não satisfatório obtido no controlador multimalha TEV-FRC/FRB pode ser atribuído ao efeito desestabilizador da manipulação da vazão de propileno glicol na temperatura de evaporação. Esta característica já havia sido constatada no desenvolvimento da malha SISO TEV-FRB.

Estes resultados reafirmam a manipulação da frequência de rotação do compressor como a variável de controle mais indicada para compor malhas de controle da temperatura de evaporação.

Para o controle da temperatura de condensação a estrutura multimalha apresentou melhor desempenho apenas quando comparada com a estrutura SISO TCOND-FVC, sustentando a hipótese da necessidade de uma melhor sintonia da malha contendo a válvula de controle.

Na figura 4.32, 4.33 e 4.34 são apresentadas referências básicas comparativas de uma operação normal do *chiller* utilizando os controles comerciais e o controle PID proposto, quando submetido a perturbações na carga térmica.

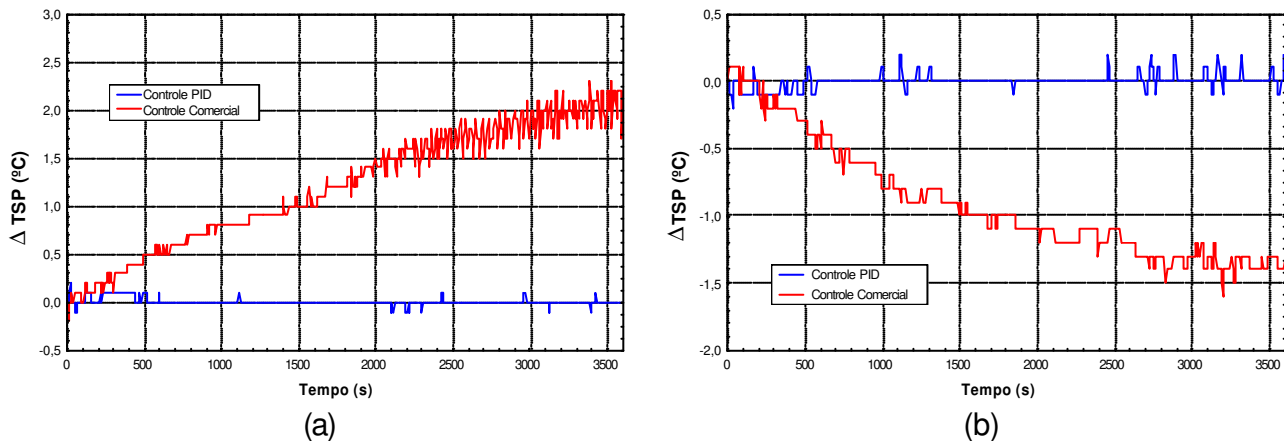


Figura 4.32 - Comportamento dos desvios da temperatura de saída do propileno glicol sob a ação do controle comercial do *chiller* e o controle PID para perturbações de +30% (a) e -30% (b) na carga térmica.

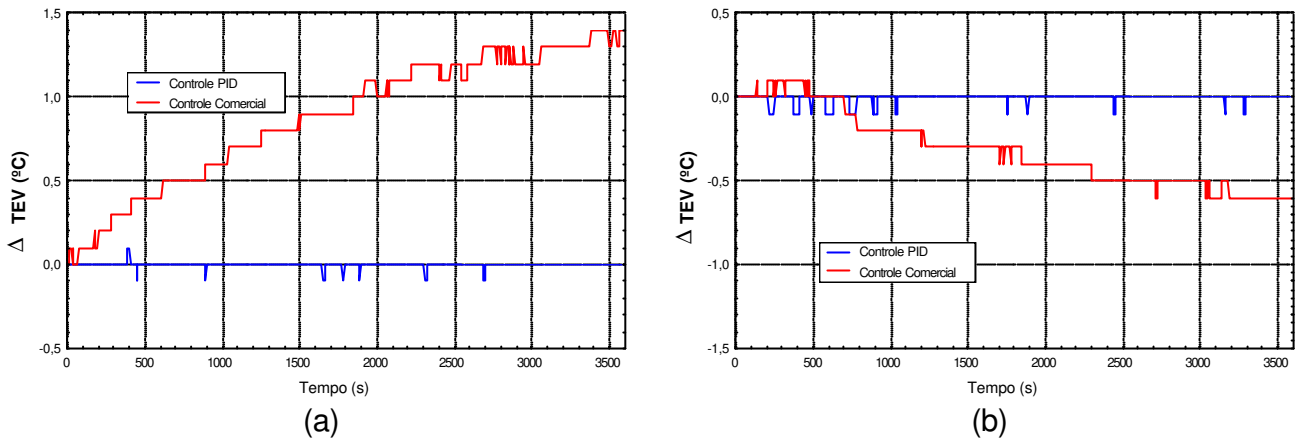


Figura 4.33 - Comportamento dos desvios da temperatura de evaporação sob a ação do controle comercial do *chiller* e o controle PID para perturbações de +30% (a) e -30% (b) na carga térmica.

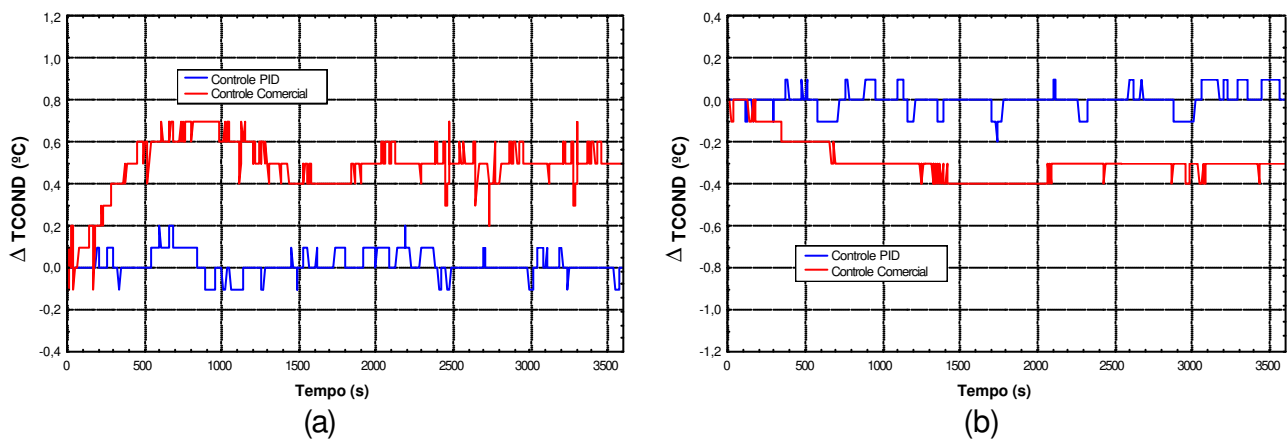


Figura 4.34 - Comportamento dos desvios da temperatura de condensação sob a ação do controle comercial do *chiller* e o controle PID para perturbações de +30% (a) e -30% (b) na carga térmica.

Nas figuras acima pode ser observado o desempenho superior dos controladores propostos neste trabalho, frente ao controle comercial comumente encontrado em *chillers*, que manipula apenas a abertura da válvula de expansão. Assim, a variável controlada foi mantida, satisfatoriamente, no valor pré-estabelecido (*set-point*).

4.5 Conclusões

A utilização da tecnologia *fieldbus* para a implementação das estratégias de controle facilitou a versatilidade dos ensaios e a aquisição dos dados em tempo real, agilizando a execução e análise dos parâmetros de desempenho.

A malha de controle PID, utilizando a manipulação da frequência de rotação do compressor, se mostrou bastante eficiente para a manutenção da temperatura de saída do propileno glicol, tanto para as perturbações na carga quanto nas perturbações do *set-point*. Os parâmetros de desempenho baseados no erro foram em média 74,4% menores, para perturbações positivas e 53,3% menores, para perturbações negativas na carga, que os apresentados pelo controlador PI nas mesmas condições. Nas perturbações do *set-point* os controladores PID e PI apresentaram desempenhos similares (com variações menores que 2%), quanto aos parâmetros de erro. O controlador PID apresentou melhor desempenho quando comparados os parâmetros em regime transitório.

Para o controle da temperatura de evaporação, a atuação do variador de frequência de rotação do compressor apresentou um comportamento bastante estável, sendo a estratégia PID mais viável por apresentar parâmetros de desempenho do erro 56,4% e 46,5% menores que os apresentados pela estratégia PI, quando submetidos a perturbações na carga e no *set-point*, respectivamente.

Confirmando a tendência apresentada nas demais variáveis de processo, o controle PID utilizando a FRC apresentou um desempenho superior na manutenção da temperatura de condensação, com valores 53,1% menores nos parâmetros de erro, para perturbações na carga.

A atuação do fechamento da válvula de controle proporcionou excessivas oscilações na temperatura de condensação devido à necessidade de uma sintonia mais refinada deste controlador e ao comportamento não linear do atuador.

O controlador multimalha, representado pela ação conjunta de duas variáveis manipuladas, apresentou resultados satisfatórios apenas no controle da temperatura de saída do propileno glicol, tendo sido obtidos valores dos parâmetros de desempenho 67,4% e 92,7% menores que os valores apresentados pelas malhas SISO TSP-FRC e TSP-FRB, respectivamente. A ação conjunta ainda apresentou um comportamento amortecido das variáveis manipuladas, viabilizando uma utilização mais adequada da variação da frequência do compressor, variação da frequência da bomba de propileno glicol e fechamento da válvula de controle.

4.6 Referências Bibliográficas

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

ÅSTRÖM, K. J. e HÄGGLUND, T. Automatic tuning of simple regulators with specifications on phase and amplitude margins. **Automatica**, v.20, n.5, p.645-651, 1984.

BI, Q.; CAI, W.-J.; WANG, Q.-G.; HANG, C.-C.; LEE, E.-L.; SUN, Y.; LIU, K.-D.; ZHANG, Y. e ZOU, B. Advanced controller auto-tuning and its application in HVAC systems. **Control Engineering Practice**, v.8, p.633-644, 2000.

BIANCO, M. S. e DOTE, Y. Diseño de un controlador PID autosintonizado mediante logica borrosa. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p. 382-386.

BOLTON, W. Controladores. **Engenharia de controle**. São Paulo: 1995. p.340-380.

CAON JR., J. R. **Controladores PID industriais com sintonia automática por realimentação a relê**. São Paulo, 1999. 118p. Dissertação de Mestrado. USP.

COUGHANOWR, D. R. e KOPPEL, L. B. **Análise e controle de processos**. 2.ed. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Dois, 1978. 474p.

DAVIDSON, V. J. Expert systems in process control. **Food Research International**, v.27, p.121-128, 1994.

DOSSAT, R. J. **Princípios de Refrigeração**. Editora Hemmus, 1985.

GUIMARÃES, F. Soluções de problemas de sintonia. 2001, São Paulo, ISA. p. 30.

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

OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. 2.ed. Rio de Janeiro: Prentice Hall do Brasil, 1985. 929p.

PRUDHOMME, R. e BRUCE, D. Tomato paste packer doubles productivity. **In Tech**, p.32-36, aug, 1996.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical process control: An introduction to theory and practice**. 1.ed. New Jersey: Prentice-Hall International Inc, 1984. 696p.

STEWART, K. E. Advanced control of compressor suction pressure. **Control**, p.44-49, mar, 1990.

SUNG, S. W.; LEE, I.-B. e LEE, J. New process identification method for automatic design of PID controllers. **Automatica**, v.34, n.4, p.513-520, 1998.

TRELEA, I.-C.; ALVAREZ, G. e TRYSTRAM, G. Nonlinear predictive optimal control of a batch refrigeration process. **Journal of Food Process Engineering**, v.21, n.1, p.1-32, feb, 1998.

WIEDMANN, W. e STRECKER, J. Process control of cooker-extruders. **Automatic control and optimization of food process**. Londres: Elsevier Applied Science Publisher, 1988. p.201-215.

CAPÍTULO 5 – CONTROLADORES *FUZZY*-PI E *FUZZY*-PID

5.1 Introdução

A teoria de controle clássica apresenta limitações de desempenho quando aplicada a processos de alta complexidade, onde as não-linearidades e comportamentos dinamicamente complexos estão presentes. Entretanto, observa-se cotidianamente no ambiente industrial que processos complexos são controlados eficientemente por operadores que se baseiam unicamente em informações imprecisas e conhecimento especialista dos processos.

Os controladores convencionais tratam as não linearidades dos sistemas físicos através de aproximações, procurando mapear as entradas e saídas dos processos. A escolha do melhor procedimento depende dos custos, da complexidade e do desempenho na implementação (Abreu & Ribeiro, 1999).

A estratégia de controle utilizada pelo ser humano pode ser representada por relações condicionais *fuzzy*, que formam um conjunto de regras de decisão, de formalismo similar, para a representação do conhecimento e inferência de novos conhecimentos.

Os sistemas de controle *fuzzy* vêm se destacando com uma abordagem aplicável e atrativa para o controle de processos complexos por sua característica de atuação baseada no conhecimento do sistema, no comportamento dinâmico qualitativo e nas incertezas das medidas, incorporando as não linearidades à metodologia do projeto. Tal metodologia envolve a construção de regras, operadores lógicos e funções de pertinência, que mapeiam, através de um

processo de inferência, as variáveis de entrada e saída. Qualquer função, linear ou não, que faça este mapeamento pode ser aproximada por uma construída a partir da lógica *fuzzy* (Arbex, 1994).

Neste capítulo é apresentada de forma detalhada a implementação dos controladores *fuzzy*, utilizando estratégias SISO e SIMO, para as variáveis de controle estudadas até o momento. A metodologia aplicada envolve a caracterização dos valores que as variáveis de entrada e saída podem assumir de acordo com os resultados encontrados no estudo dos comportamentos dinâmicos com perturbações individuais e simultâneas nos capítulos 2 e 3, respectivamente. Serão também definidas as funções de pertinência e construídas as bases de regras dos controladores.

5.2 Revisão bibliográfica e fundamentação teórica

5.2.1 Sistema de controle fuzzy baseado em regras

Em meados dos anos 60, o Prof. Lotfi A. Zadeh (Universidade da Califórnia, Berkeley) observou que a tecnologia disponível era incapaz de automatizar atividades ligadas ao conhecimento subjetivo, mesmo aquelas de natureza industrial, que compreendessem situações ambíguas, não passíveis de processamento pela lógica booleana.

Os conjuntos *fuzzy* constituem uma tentativa de aproximar a lógica utilizada pelas máquinas ao raciocínio humano, no intuito de solucionar problemas e controlar mais eficazmente processos. Tornando-se, assim, uma opção para controle de sistemas complexos em que um certo grau de incerteza não influiria de maneira significativa na estabilização do sistema. Posteriormente, diversos trabalhos em inteligência artificial e controle especialista utilizaram as idéias básicas de Zadeh.

A lógica *fuzzy* tem consolidado seus fundamentos com o passar do tempo e suas aplicações têm aumentado em número e variedade, principalmente em ciências de base como a física e a matemática. Porém, duas questões cruciais não são satisfatoriamente respondidas: (a) o que é lógica *fuzzy* e (b) o que pode ser feito com lógica *fuzzy* e o que não pode ser feito, igualmente, com metodologias bem definidas e entendidas tais como redes neurais, teoria de probabilidade e controle clássico?

A principal contribuição da lógica *fuzzy* é o desenvolvimento de uma metodologia que efetua “cálculos” utilizando palavras. Nenhuma outra metodologia utiliza este fundamento. Partindo deste princípio, existem duas principais razões para desenvolver “cálculos” com variáveis léxicas: (a) calcular com palavras é necessário quando a informação disponível sobre o processo é extremamente imprecisa para justificar a utilização de números; (b) quando a reduzida tolerância à precisão pode ser desprezada (Zadeh, 1996).

A lógica *fuzzy* não tem sido assimilada facilmente porque a conceituação utilizada nos seus princípios parece ser contrária às tradições ocidentais, as quais são baseadas em definições precisas e bivalentes. Apesar da forma bilateral de pensamento ocidental ser eficaz em muitos problemas, é desejável preencher os espaços deixados pela não eficiência da lógica tradicional. Neste prisma, a lógica *fuzzy* permitiria observar graus de verdade entre “ser e não ser”.

Num conjunto *fuzzy* não é dada pertinência absoluta a seus elementos. Qualquer elemento do universo de discurso pode pertencer ao conjunto *fuzzy*, ao qual é dado um grau de pertinência (função de pertinência) referente a quanto o elemento pertence ao conjunto. Portanto, a interpretação dada aos elementos do conjunto *fuzzy* não é “se o elemento pertence ao conjunto” mas sim “quanto ele pertence ao conjunto”.

Os conjuntos *fuzzy* são importantes pois conseguem representar conhecimentos imprecisos ou difusos, que podem ser expressos e manipulados de modo a gerar decisões.

A linguagem humana utiliza, freqüentemente, conceitos (termos lingüísticos) para a descrição de conhecimentos.

Os comandos condicionais, baseados na teoria de conjuntos *fuzzy*, envolvem produtos lógicos (mínimos) dos blocos **antecedentes** "if", os quais são combinados dentro das somas lógicas (máximos) dos blocos **conseqüentes** "then".

Define-se uma proposição *fuzzy* como a associação de um conjunto *fuzzy*, representando um conceito, a uma variável lingüística. Uma proposição *fuzzy* pode ser representada genericamente por uma construção do tipo ($x \text{ é } \Psi$) onde x é uma variável lingüística e Ψ é um conjunto *fuzzy*.

Define-se regra *fuzzy* como uma regra de produção que utiliza proposições *fuzzy* representando um conceito. A regra é formada por um antecedente, representando uma condição e um conseqüente, representando uma ação, estruturada em termos de uma associação de proposições *fuzzy*. A estrutura básica de uma regra *fuzzy* é a seguinte:

SE ($u_1 \text{ é } \Psi_1$) E ($u_2 \text{ é } \Psi_2$) E ... E ($u_n \text{ é } \Psi_n$) ENTÃO ($y \text{ é } \Psi_N$).

Como exemplo, pode-se ter, num processo de resfriamento de ar, (sendo x uma variável de vazão de ar, y uma variável de temperatura do ar e z a vazão de fluido refrigerante) regras do seguinte tipo:

SE ($x \text{ é baixa}$) E ($y \text{ é baixa}$) ENTÃO ($z \text{ é alta}$)

significando que se a vazão de ar é baixa e a temperatura é baixa deve-se ter uma alta vazão de refrigerante, aumentando a troca de calor.

A definição do que é alto ou baixo é dada pelas funções de pertinência de cada conjunto, que, por sua vez, é dada para cada tipo de variável lingüística.

O conectivo ENTÃO utilizado na descrição de regras *fuzzy* corresponde ao operador *fuzzy* de implicação. Uma das maneiras de se definir a implicação *fuzzy* é por meio de uma relação *fuzzy*.

Os modelos de controle de processos são típica e simultaneamente multidimensionais e multicondicionais, relacionados com as funções de associações. Os algoritmos de controle da lógica *fuzzy* utilizam termos lingüísticos para descrever as variáveis do processo com segurança, economia, efetividade, facilidade e aplicabilidade sem a necessidade de modelos matemáticos.

Devido a dificuldades encontradas no controle de processos, tais como: complexidade dos fenômenos simultâneos, modelagem matemática, precisão do modelo, tempo de atuação do controle pelos algoritmos, não linearidade de processos, condições dinâmicas e conhecimento do processo, o controle *fuzzy* torna-se conveniente, uma vez que apresenta as facilidades quanto à adequação da estratégia de controle humano, ao protocolo de controle, à simplicidade das leis de controle, à flexibilidade das variáveis lingüísticas e à precisão para implementação no computador.

A principal fonte de conhecimento para construir o algoritmo de controle vem da experiência de controle do operador humano. A configuração consiste num conjunto de condicionais (se - então), onde a primeira parte é chamada de antecedente (condições) e a segunda parte chamada de conseqüente, lida com uma ação (controle) que tem que ser realizada. Assim, da mesma forma que a estratégia humana, as bases de regras *fuzzy* expressam como o controle deve ser

realizado quando um certo estado do processo controlado é observado, a partir do conhecimento do operador do processo.

Na formação dos condicionais lingüísticos para o controle de um processo, há dois tipos de questões importantes para a construção do controlador *fuzzy*, que o operador, conhecedor do processo, pode prever de forma qualitativa:

a) Forma de atuação em cada situação do processo, em caso de alguma alteração de variável de processo.

b) Comportamento do processo com a ação de perturbações externas e das variáveis manipuláveis.

A análise da sistematização verbal é promissora para a modelagem da ação humana em um controle de processo. Os principais aspectos a serem considerados são :

- Características do comportamento do controle humano;
- Desenvolvimento das habilidades no controle de processo;
- Diferenças individuais entre os operadores do processo;
- Organização do comportamento de controle dos operadores;
- Volume de tarefas afetando o desempenho.

A estrutura básica de um processo controlado por um controlador *fuzzy* é apresentada na figura 5.1, evidenciando a interface de *fuzzyficação*, a base de regras, o procedimento de inferência e a interface de *defuzzyficação*.

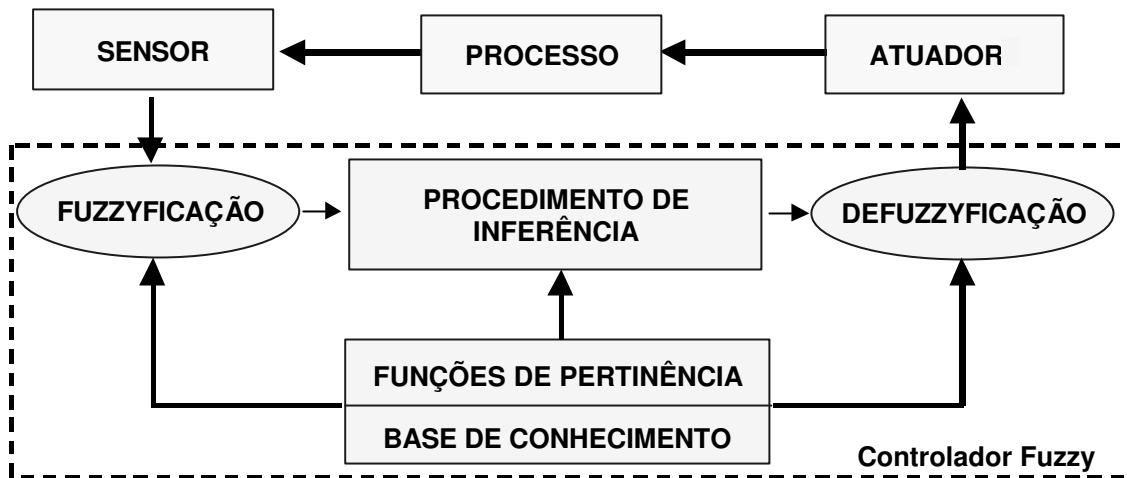


Figura 5.1 - Estrutura básica de um controlador *Fuzzy*.

O processo de *fuzzyficação* é a etapa responsável pela transformação de um sinal escalar vindo de um sensor de campo, que colhe o estado de alguma variável do processo, realizando um escalonamento para condicionar os valores a universos de discurso normalizados, transformando números em conjuntos *fuzzy*, de modo que possam se tornar instâncias de variáveis lingüísticas.

O procedimento de inferência processa os dados *fuzzy* de entrada, junto com as regras, de modo a inferir ações de controle *fuzzy*, aplicando o operador de implicação *fuzzy* e as regras de inferência da lógica *fuzzy*. A base de conhecimento consiste de uma base de regras, caracterizando a estratégia de controle e suas metas. As funções de pertinências definem as normalizações dos universos de discurso, as partições *fuzzy* e formas dos espaços de entrada e saída. A vantagem do uso da base de regras *fuzzy* é a forma de apresentação mais próxima da linguagem humana, tornando a etapa de aquisição do conhecimento especialista mais fácil.

Para que uma determinada informação seja utilizada em um sistema de controle, é necessário tomar o resultado da inferência das diversas regras (que serão conjuntos *fuzzy*) e transformá-lo em valores numéricos correspondentes aos

sinais de controle associados às variáveis linguísticas utilizadas nas proposições inferidas. Esta etapa é chamada de *defuzzyficação*.

Apesar de não existir nenhum procedimento sistemático para a escolha da estratégia de *defuzzyficação* os critérios mais utilizados são (Arbex, 1994; Gomide & Gudwin, 1994):

a) Método do Critério Máximo: Esse método produz, como ação de controle, o valor no qual a função de pertinência assume o valor máximo do conjunto *fuzzy* de saída.

b) Método da Média dos Máximos: Essa estratégia gera uma ação de controle obtida pelo valor médio de todas as ações de controle locais, onde a função de pertinência assume o valor máximo.

c) Método do Centro de Gravidade: Dentre as estratégias de *defuzzyficação*, o método do centro de massa é o mais utilizado. Calcula-se para cada variável de controle a integral da função de pertinência de saída, definida sobre o universo de discurso, tomando-se o ponto que divide o valor desta integral na metade, ou seja, consiste no cálculo do centro de gravidade da função de associação.

Em controle de processos convencionais, suposições, simplificações e criação de parâmetros são freqüentemente utilizados para construir um modelo matemático, que pode ser distante do fenômeno real. Em contraste, o controle *fuzzy* é capaz de atuar em processos complexos em que o conhecimento é restrito e os modelos matemáticos não são disponíveis (Zhang et al., 1993).

5.2.2 Projeto de um Controlador Fuzzy

O projeto de um controlador *fuzzy* consiste basicamente na definição do conjunto de termos utilizado para as variáveis de entrada e saída, suas respectivas funções de pertinência e um banco de regras que representa o conhecimento especialista do sistema. Entretanto devido a múltiplos ajustes simultâneos, a fase de sintonia torna-se também difícil e trabalhosa (Li, 1997; Li & Gatland, 1996; Haber & Guerra, 1999).

A estrutura de controle *fuzzy* pode ser classificada de acordo com a aplicação. Um dos mais populares tipos de estrutura *fuzzy* é baseada em realimentação do erro, mais conhecido como controlador *fuzzy* convencional. No controle linear, o projeto e sintonia do controlador PID pode ser feito por diversos métodos que requerem conhecimento quantitativo do processo. No controle *fuzzy* não existe ainda uma metodologia consolidada para determinar os ganhos do controlador. Se o controlador linear é bem sintonizado pode não apresentar um desempenho satisfatório em situações complexas, assim o controlador *fuzzy* se mostrará como a melhor alternativa devido a sua robustez (Li, 1997).

Li (1997) afirma ainda que as estruturas e os princípios de projeto dos controladores *fuzzy*-PID com duas entradas apresentam-se como alternativas ao projeto deste controlador com três entradas, que expande a base de regras substancialmente e implica em diversas dificuldades no controle.

Existem diferentes estruturas de controladores *fuzzy*-PID combinando os elementos estruturais mostrados abaixo (Mann et al., 1999):

(a) Erro:	$e(k) = r(k) - y(k);$
(b) Variação do erro:	$\Delta e(k) = e(k) - e(k-1);$
(c) Taxa de variação do erro:	$\Delta^2 e(k) = \Delta e(k) - \Delta e(k-1); e$
(d) Somatório do erro:	$\sum e(k) = \sum_{k=0}^n e(k)$

Os controladores *fuzzy*-PID podem ser do tipo posicionais ou incrementais, constituídos de uma a três entradas, como mostrado nas figuras 5.2 e 5.3, onde as estruturas P, PD, PI, I e D podem ser combinadas.

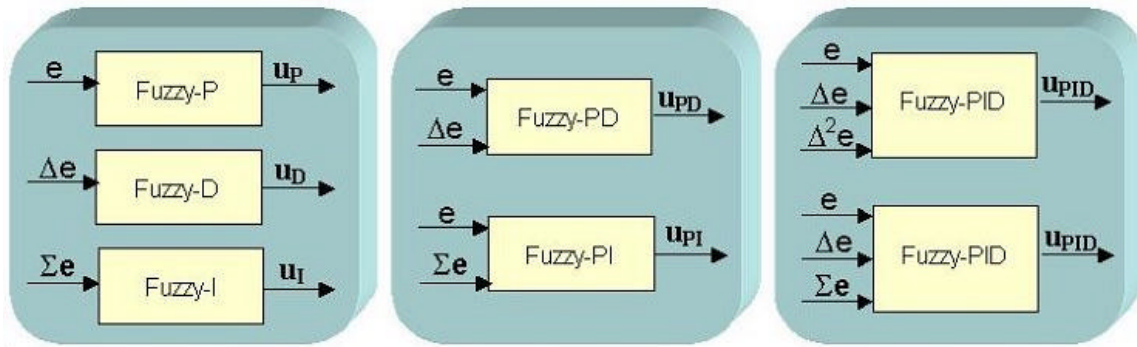


Figura 5.2 - Estruturas básicas dos controladores *Fuzzy*-PID posicionais.

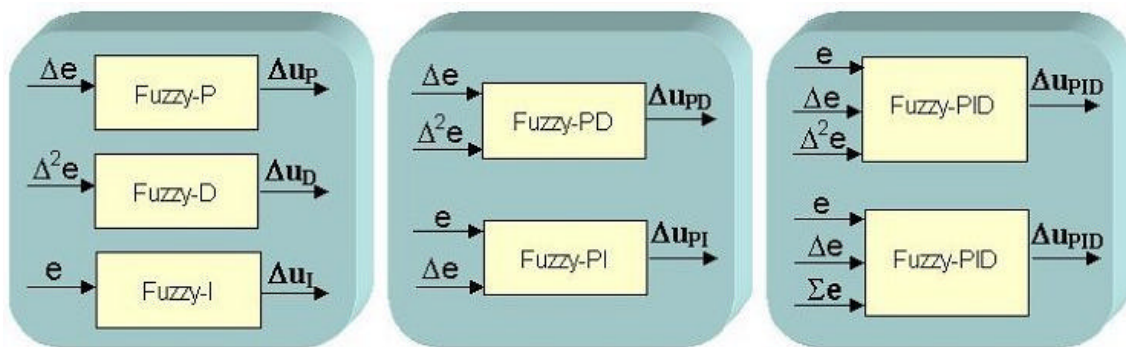


Figura 5.3 - Estruturas básicas dos controladores *Fuzzy*-PID incrementais.

Além do conhecimento do processo, é vital a determinação do efeito das funções de pertinência no desempenho do controlador. Entretanto, até o presente momento não se conhece um procedimento sistemático para o projeto de um controlador *fuzzy*. Além disso, não existe um procedimento de otimização geral para a determinação das funções de pertinência dos conjuntos *fuzzy* que sejam apropriadas para cada processo. Como resultado, a maioria dos exemplos de sistemas de controle *fuzzy* estão “desviados” do seu desempenho ótimo (Teppa et al., 1999).

O projeto de controle usando a lógica *fuzzy* envolve a superação de algumas etapas bem definidas:

Etapa 1: caracterização do intervalo de valores que as variáveis de entrada e saída podem assumir. Esta etapa não apresenta nenhuma dificuldade.

Etapa 2: definição de um conjunto de funções, denominadas funções de inferência, que mapeiam as variáveis de entrada e saída no universo $[0,1]$. Estas funções recebem “rótulos” que procuram traduzir verbalmente algum significado para o fenômeno físico modelado (variáveis lingüísticas). A definição do número de funções e a forma das mesmas constituem-se em um campo aberto para investigações.

Etapa 3: definição de um conjunto de regras, usando operadores lógicos, que buscam estabelecer uma relação entre valores da entrada e da saída. O estabelecimento das regras, ou seja, a natureza e o número das mesmas, é uma variável de projeto que não dispensa naturalmente o uso da experiência e do bom senso. Um número elevado de regras não significa necessariamente um melhor desempenho. A relação custo benefício entre a demanda adicional de memória, o tempo de processamento e a melhoria no desempenho do controlador precisa ser criteriosamente avaliada quando da construção do conjunto de regras.

Etapa 4: Uma vez definidas as regras, derivadas a partir de uma linguagem simbólica e com significado bem intuitivo para o projetista, passa-se à fase de tradução matemática da linguagem simbólica construída. Isto é conduzido através da utilização de operadores lógicos definidos pela teoria dos conjuntos *fuzzy*. Esta tarefa se divide na verdade em três sub-etapas: a primeira transforma os valores reais das variáveis de entrada em graus de pertinência a um determinado conjunto (*fuzzyficação*); a segunda opera com as regras, os “rótulos” e o resultado da fase de *fuzzyficação* gerando um conjunto de variáveis *fuzzy* através do mecanismo da inferência; a terceira e última sub-etapa transforma os

resultados da inferência em uma saída numérica (*defuzzyficação*). Tanto os resultados das simulações numéricas quanto os resultados obtidos experimentalmente mostram que o comportamento do sistema controlado, utilizando os controladores PID e *fuzzy*, é semelhante no que diz respeito à rapidez de amortecimento das oscilações, apresentando um bom comportamento para ambos controladores. Contudo, a resposta do sistema que utiliza o controlador *fuzzy* apresenta oscilações mais acentuadas durante o período transitório. Isto pode ser explicado pela não utilização do filtro no sensor, uma vez que, a utilização do mesmo introduz uma diferença de fase no sinal do sensor que compromete o projeto intuitivo do controlador *fuzzy*. Uma dificuldade encontrada no projeto do controlador *fuzzy* é o estabelecimento dos limites adequados do universo de discurso. Uma busca por tentativa e erro foi empregada no projeto (Abreu & Ribeiro, 1999).

As etapas de *fuzzyficação* e *defuzzyficação* requerem regras heurísticas e funções de pertinência, baseadas em alguns conhecimentos primários do sistema, para alcançar características desejadas na resposta do sistema. Este é um problema significativo no projeto de vários controladores *fuzzy* e é a justificativa preliminar para a utilização de um controlador PID bem sintonizado como ponto de partida para um controle *fuzzy* (Carvajal et al., 2000).

Existem dois tipos de controle *fuzzy* com dois termos: o controle *fuzzy*-PD que gera saídas de controle a partir das entradas do erro e da variação do erro, sendo considerado um controle de posição e o controle *fuzzy*-PI, que gera uma saída de controle incremental a partir do erro e da totalização do erro no tempo, considerado um controle de velocidade. O controle *fuzzy* de três termos (*fuzzy*-PID) produz uma saída incremental a partir do erro, a variação do erro e a aceleração do erro. O controle *fuzzy*-PI é reconhecido como mais prático que o *fuzzy*-PD devido à capacidade de remover o off-set da resposta, apesar de apresentar um desempenho pobre na resposta transiente em processos de ordem superior devido à operação de integração interna (Li & Gatland, 1996).

A definição do projeto de um controlador *fuzzy*-PID usualmente utiliza uma metodologia multimalha, ou seja, uma malha *fuzzy*-PI e uma malha *fuzzy*-PD.

Devido à natureza heurística e à não-linearidade dos ganhos de controle, os controladores *fuzzy*-PID possuem desempenho superior aos controladores *PID* convencionais, fornecendo o tratamento de não-linearidades, quando sintonizados de forma adequada. A presença de não-linearidades dificulta as análises teóricas para explicar todos os mecanismos, o que faz com que os controladores *fuzzy*-PID possam apresentar melhor desempenho (Liu & Daley, 2000).

Entretanto, o objetivo crucial neste controlador é ajustar seus parâmetros (isto é, os fatores de escala nas entradas e saídas) que não é uma operação trivial. Como nos controladores tradicionais, a sintonia dos controladores *fuzzy* objetiva uma resposta conveniente em malha fechada. A idéia de introduzir uma estratégia para compensar as mudanças no processo, modificando alguns parâmetros do controlador, não é nova. No trabalho desenvolvido por Haber & Guerra (1999), o algoritmo clássico de auto-sintonia, baseado em reconhecimento de padrões em malha fechada, é generalizado para ser aplicado em controladores *fuzzy*. O sistema de controle é desenvolvido para uma aplicação em processo de moagem devido à complexidade e às não linearidades. O controlador *fuzzy*, junto com o algoritmo de auto-sintonia, se apresentou como uma opção convincente face às severas não linearidades observadas e às mudanças nos parâmetros do processo de moagem. Diferente dos controladores convencionais, que são projetados para a faixa de operação, o controlador aqui apresentado pode ser aplicado a uma faixa mais ampla.

Existem vários sistemas que possuem características físicas peculiares, para os quais é difícil realizar uma modelagem matemática. A principal tarefa de um controlador é a de encontrar um conjunto de comandos convenientes que levem o sistema a alcançar suavemente o estado desejado com o menor desvio possível. Se um problema não é bem esclarecido e não pode ser

matematicamente representado, mas apresenta um bom entendimento prático, um controlador *fuzzy* freqüentemente pode ser utilizado com sucesso. O engenheiro de processo inicialmente determina as funções de pertinência e as definições lingüísticas para capturar a dinâmica desejada, que, uma vez alcançada, permite a implementação do controlador, através de aplicação direta das técnicas existentes. Entretanto, a determinação das regras e as definições lingüísticas não são tão óbvias para sistemas complexos, porém, são críticas no desempenho do controlador. O controlador *fuzzy* é intrinsecamente não linear e ao contrário dos outros métodos, como as redes neurais, se caracteriza pela fácil determinação da ação que deverá tomar para uma dada situação, uma vez que apresenta estruturas analíticas. A base de regras é construída por observação geral e conhecimento do problema, sendo simples de projetar (Carvajal et al., 2000).

5.2.3 Controle Fuzzy no Processo Industrial

A abordagem lingüística da lógica *fuzzy* vem sendo usada na descrição de processos com grande êxito e representa a última geração de controle de processos. A literatura técnica objetiva a aplicabilidade do controle *fuzzy* em processos específicos e tenta delinear uma metodologia que possibilite sua qualificação entre outros tipos de controle.

A lógica *fuzzy* para controle de processo se diferencia de outras por não exigir modelagem matemática, permitindo a incorporação de parâmetros empíricos para a adequação da função de transferência do sistema.

O desenvolvimento da lógica *fuzzy*, aliada à inteligência artificial, deverá apresentar aplicações práticas em diversos sistemas de controle, já que sua credibilidade está promovendo grandes investimentos em pesquisa, apresentando estimativas de produtos para o mercado mundial de cerca de US\$ 16 bilhões para o ano 2000, segundo a revista "The Economist" (Anônimo, 1994).

A descrição de processos biológicos e de alimentos, através de modelos matemáticos convencionais para processos de otimização e controle, é freqüentemente difícil, devido à natureza complexa dos processos, informações insuficientes, inadequadas e não precisas. As simplificações e hipóteses feitas nos modelos convencionais podem implicar em resultados não reais ou mesmo imprecisos.

A lógica *fuzzy* oferece uma solução alternativa pela inclusão de conhecimentos específicos em modelos de processos.

A lógica *fuzzy* aplicada em controle de processo permite a inclusão de conhecimentos subjetivos e empíricos nos modelos de controle. Esta lógica com a base de conhecimento possibilitam decisões semelhantes à humana de forma ideal. Assim, modelos de processos podem ser construídos, usando todos os tipos de informação disponíveis, tanto em otimização como em controle, sem o exato conhecimento matemático do processo.

O perfeccionismo do modelo convencional de um processo, onde se busca a precisão, pode deixá-lo excessivamente complexo, em virtude do elevado número de parâmetros a serem estimados.

No início da década de 90, o potencial de manuseio de incertezas e de controle de sistemas complexos proporcionado pela lógica *fuzzy* foi combinado com redes neurais artificiais, as quais, por sua vez, possuem características de aprendizagem e adaptação. Esta união gerou novas classes de sistemas e de controladores *neuro-fuzzy*, combinando assim os potenciais e as características individuais em sistemas adaptativos e inteligentes. Estes sistemas deverão proporcionar uma importante contribuição para os sistemas de automação e controle do futuro, principalmente em controle de processos (Gomide & Gudwin, 1994).

Um número considerável de controladores *fuzzy* está sendo atualmente utilizado em aplicações operacionais, onde se executam apenas algumas das funções de um controlador convencional. Estima-se que, antes de 2005, cerca de 60% de todos os controladores terão incorporados sistemas *fuzzy*. A razão é que os microcontroladores têm se tornado cada vez menores, mais poderosos e de fácil programação utilizando programas que executam funções *fuzzy* em muitas aplicações (Shaw & Simões, 1999).

Devido à grande variedade de parâmetros subjetivos no processamento de alimentos, o controle *fuzzy* está sendo crescentemente utilizado para monitorar tais processos em controle de temperatura, reconhecimento de padrões e processamento asséptico (Giese, 1993; Eerikäinen et al., 1993). Estes processos são geralmente de natureza complexa devido à elevada não linearidade, à dinâmica, às interações entre as variáveis e à falta de conhecimento a respeito do seu controle (Perrot et al., 1998; Zhang & Litchfield, 1993).

Kim & Cho (1997) perceberam a natureza subjetiva dos parâmetros utilizados nos processos de panificação e o controle baseado no conhecimento especialista. Com base nestes aspectos, propuseram um modelo de redes neurais de predição de volume, cor e temperatura interna do pão durante a fornada. Os dados de simulação foram utilizados para a construção de um controlador *fuzzy* preditivo. Verificou-se que a aplicação deste controlador reduziu os custos de aquecimento do forno, sem comprometimento da qualidade do produto.

Um estudo semelhante foi desenvolvido por Perrot et al. (1996) na avaliação da cor no processo de classificação de biscoitos. Um classificador *fuzzy* (caráter determinístico) e outro Bayesiano (caráter probabilístico) foram avaliados. Como o processo de classificação utilizado pelo operador humano é essencialmente determinístico, o classificador *fuzzy* se mostrou melhor adaptado a este processo, apresentando melhores informações no caso de controle preditivo.

O estudo apresentado por Unklesbay et al. (1988) com classificadores de maciez de bifes de carne bovina apresentam resultados semelhantes, ratificando a eficiência da metodologia *fuzzy* em aplicações de análise sensorial.

Davidson & Smith (1995) desenvolveram um controlador *fuzzy* para o processo em batelada em câmaras de defumação, combinando medidas de temperatura em tempo real e um estimador *fuzzy* para prever a máxima e a mínima temperatura do produto como função do tempo de processamento. O sistema de controle inclui base de regras que definem relações entre tempo de processo e qualidade do produto. As variáveis *fuzzy* se mostraram bastante eficientes para descrever atributos de qualidade de alimentos em termos lingüísticos.

Em muitos processos, o comportamento variante dos parâmetros de medição, devido às perturbações imensuráveis, leva à necessidade de adaptações “*on-line*”. Fischer et al. (1998) estudaram o comportamento de um controlador *fuzzy* preditivo no controle de temperatura de um trocador de calor industrial que possuía um comportamento fortemente não-linear. O desempenho satisfatório do controlador demonstrou que a adaptação em tempo real pode ser desenvolvida em mais de um parâmetro do processo.

Eerikäinen et al. (1988) demonstraram a possibilidade de utilizar o controle *fuzzy* em um processo de extrusão. Neste processo, o conhecimento das interrelações entre as variáveis de processo e os atributos de qualidade do produto é limitado. Esta foi a primeira aplicação direta de controle *fuzzy* na indústria de alimentos.

Outros processos biotecnológicos na indústria de alimentos não são usualmente bem definidos e freqüentemente dependem de correlações empíricas. Algumas vezes, equipamentos de medida não estão disponíveis ou são inseguros. Assim, sistemas de controle *fuzzy*, baseados em experiências e conhecimentos,

foram montados para cultivos de microorganismos, processos fermentativos e tecnologia de alimentos em geral (Singh & Ou-Yang, 1994).

A partir de 1985, diversos trabalhos científicos foram publicados com aplicações de lógica *fuzzy* em processos biotecnológicos: fermentação alcoólica em batelada, produção de ácido glutâmico, processos de biocatálise por leveduras imobilizadas, entre outras aplicações (Eerikäinen et al., 1993).

Em seu estudo de aplicação da lógica *fuzzy* e redes neurais em ciência e tecnologia de alimentos, Eerikäinen et al. (1993) demonstram as vantagens do uso combinado destas duas ferramentas de controle, principalmente no que diz respeito à modelagem de processos de difícil obtenção de medidas “*on line*”.

Estudo de casos são demonstrados por Dohnal et al. (1993) para confirmar a importância do controle *fuzzy* em processos da indústria de alimentos que possuem variáveis subjetivas.

Zadeh (1996) propõe, pela lógica *fuzzy*, uma simplificação das super modelagens. Com esta simplificação, a lógica *fuzzy* se aproxima da linguagem humana no uso de conceitos para descrição de atributos dos conhecimentos como: alto, baixo, frio, quente e outros, parâmetros subjetivos e suficientes para a tomada de decisões.

Shieh et al. (1992) mostraram que, usando a lógica *fuzzy*, obtém-se maior eficiência no controle de temperatura em pasteurizador HTST (*High Temperature Short Time*).

Zhang & Litchfield (1993) apresentaram uma aplicação de um controlador *fuzzy* no processo de secagem de grãos em fluxo cruzado contínuo. Este trabalho mostrou a viabilidade do controle *fuzzy* em muitos processos de alimentos, difíceis

de controlar automaticamente com controles convencionais devido à natureza complexa dos mesmos.

Com o objetivo de controlar um processo não-linear (*fan-and-plate*), Almeida & Coelho (1999) desenvolveram uma implementação prática de um controlador *fuzzy*-PID auto-ajustável com ganhos escalonados por um conjunto de regras *fuzzy*. Comparações com outros tipos de controladores foram realizadas com o intuito de investigar seu desempenho relativo. A utilização do controlador *fuzzy*-PID apresentou maior rapidez de resposta às mudanças de referência, rápida rejeição às perturbações e menor sobre-sinal.

Lanas et al. (1999) apresentaram a utilização de uma estrutura *neuro fuzzy* no controle de um misturador de fluidos, que é um processo multivariável e intrinsecamente não linear. Uma das dificuldades encontradas no projeto de sistemas de controle *fuzzy*, especialmente quando a planta tem um certo grau de complexidade, é a definição de uma base de regras ótima ou quase ótima. Em contraste com controladores *fuzzy* convencionais, onde a estratégia de controle é fixada por um especialista, os controladores *neuro fuzzy* são capazes de criar base de regras automaticamente, através de uma fase de treinamento. O maior número de conjuntos *fuzzy* promove uma maior precisão no valor de saída da variável controlada.

A resposta do controlador *fuzzy* é normalmente mais lenta no início porém parece mais robusta no desempenho global, especialmente, para processos mais complexos (Li, 1997).

No trabalho de Mañozca & Almario (1999), o controle *fuzzy* se aplica a processos de difícil controle, tendo-se desenvolvido com fins didáticos um programa computacional para controle de sistemas relativamente sensíveis (controle de velocidade e posição de motores, controle de nível, etc.). O programa permite, ainda, o desenvolvimento de controle clássico de maneira que o usuário

possa trabalhar com as duas metodologias e observar as vantagens que oferece o controle *fuzzy*.

Um controlador PID auto-sintonizado mediante sistemas *fuzzy* foi desenvolvido por Bianco & Dote (1999) para controlar o posicionamento de motores DC. Os parâmetros do controlador foram modificados de forma contínua através da lógica *fuzzy*. Assim, se o erro é grande, o ganho proporcional é grande e o ganho integral é imediatamente incrementado para obter uma resposta rápida do sistema. O esquema de controle desenvolvido está baseado em alterar os valores de ganho do controlador PID por meio da lógica *fuzzy* para obter resposta temporal estável em presença das variações das condições de operação da planta. Desta forma a resposta dinâmica da planta pôde ser melhorada. Partindo-se do princípio que os parâmetros do controlador são conhecidos e podem ser alterados.

O controlador *fuzzy*-PID possui a habilidade de tolerar pobre e inadequada seleção dos ganhos do controlador PID, o que pode tornar instável os controladores convencionais. Os efeitos da não linearidade e a variação dos ganhos podem ser absorvidos pelo controlador *fuzzy* para as aplicações mais complexas. Estas propriedades puderam ser claramente observadas por Carvajal et al. (2000) no projeto de um controlador *fuzzy*-PID convencional, aplicado a diversos casos não lineares.

Na última década, a lógica *fuzzy* emergiu como uma das técnicas mais excepcionais de controle, com várias aplicações práticas na indústria. Tendo em vista as propriedades do controlador *fuzzy*, ele pode ser considerado um controlador PID não linear (Haber & Guerra, 1999). Nota-se que o controle *fuzzy* é, freqüentemente, o método utilizado por projetistas de controle de processos de sistemas dinâmicos quando os métodos convencionais não podem ser utilizados (Li, 1997).

Um exemplo de aplicação de controle *fuzzy* em sistemas de refrigeração é fornecido em “The Economist” (Anônimo, 1994). O trabalho original de Bart Kosko, ***Fuzzy Thinking***, mostra um controle simples de um condicionador de ar com rotação variável do compressor.

Silveira Jr. (1995) estudou a utilização da lógica *fuzzy* na operação de sistemas de refrigeração, comparando a sua eficiência com controles convencionais a partir de simulação dinâmica e avaliou o comportamento deste processo sob perturbações, implementando o controle *fuzzy*, baseado nas tendências e sensibilidades das variáveis de controle e de processo. No mesmo estudo, afirma-se que o controle *fuzzy* apresenta rapidez na atuação, evitando sobre-elevação das variáveis de processo, possibilitando um controle global e não apenas localizado. O coeficiente de desempenho (COP) para o processo controlado pela lógica *fuzzy* foi 24,30% maior que o controlado por lógica “on-off”. Os resultados da simulação sugeriram a implementação de um micro controlador *fuzzy* para sistemas frigoríficos a baixo custo, proporcionando melhor desempenho que os controles convencionais.

Silva & Silveira Jr. (2000) avaliaram o desempenho de um sistema de refrigeração para resfriamento de líquido em condições pré-definidas, sob perturbações, com diferentes estratégias de controle *fuzzy* configuráveis em sistemas SISO e MIMO, utilizando um software dinâmico referente ao sistema de refrigeração. O sistema *fuzzy* desenvolvido mostrou-se eficiente e de fácil implementação, apresentando um *off-set* na temperatura de condensação de 2,4°C e -1,5°C, para perturbações na temperatura de entrada da água no condensador, sendo reduzido para 0,3°C e -0,7°C após sintonia do controlador *fuzzy*, quando submetido às mesmas perturbações.

A tecnologia da lógica *fuzzy* tem gerado aplicações e produtos em diversas áreas. A revista “The Economist” expõe vários exemplos bem sucedidos de aplicação do controle *fuzzy*. A experiência pioneira foi realizada no Queen

College, Londres, em 1975, quando um controlador *fuzzy* muito simples controlou com eficiência uma máquina a vapor. A primeira utilização industrial significativa ocorreu no controle de um forno rotativo da indústria de cimento F.L.Smith Corp. da Dinamarca. Daí em diante, ocorreu uma diversificação de aplicações, desde o controle automático de metrô urbano e pressão sanguínea a detectores bancários de notas falsas.

Já se tem conhecimento da aplicação do controle *fuzzy* em alguns eletrodomésticos no Japão:

- Em 1989 a MITSUBISHI lançou um aparelho de ar condicionado com sensor infravermelho que reconhece a quantidade de pessoas. O software, baseado em regras *fuzzy*, permite uma economia de energia elétrica de até 24%. O software é único para todos os tamanhos de aparelho.

- Máquinas de lavar roupas MATSUSHITA (1990), com mais de 600 combinações de ciclos e sensores, que avaliam a quantidade de roupas e o teor de sujeira.

- Ajuste automático de foco em câmeras de vídeo SANYO e CANON, correção automática de brilho, nitidez, cor e contraste em televisores SONY, etc.

No Brasil, apesar do uso e da aplicação extensiva ainda incipientes, várias indústrias e empresas vêm desenvolvendo produtos e serviços. A CONSUL lançou um condicionador de ar com controle *fuzzy*, assim como já chegou no mercado nacional a lavadora de roupas CONTINENTAL, utilizando a mesma lógica de controle.

5.3 Metodologia

5.3.1 Implementação das Funções de Pertinência

Funções de pertinência representam os aspectos fundamentais de todas as ações teóricas e práticas dos sistemas *fuzzy*. Definem o grau de pertinência (μ), num intervalo $[0,1]$, em seu universo de discurso que representa o intervalo numérico de todos os possíveis valores reais que uma variável específica pode assumir (Shaw & Simões, 1999).

A análise da variação da intensidade de ganho e inclinação apresentada neste trabalho pelas variáveis de processo sob perturbações permitiu a construção das funções de pertinência, a definição do universo de discurso e o intervalo de ação de cada função atribuída a variáveis lingüísticas.

Shaw & Simões (1999) definem como um número prático de conjuntos *fuzzy* entre 2 e 7. Quanto maior o número de conjuntos *fuzzy*, maior a precisão, porém, maior esforço computacional é necessário. Experiências mostraram que uma mudança de 5 para 7 conjuntos aumenta a precisão em torno de 15%, não se observando melhorias significativas para valores superiores.

Assim, os níveis positivos de perturbação (grande positiva “GP”, média positiva “MP” e pequena positiva “PP”) e negativos (grande negativa “GN”, média negativa “MN” e pequena negativa “PN”), utilizados no item 2.3.4, foram definidos como termos lingüísticos das funções de pertinência.

Foram escolhidas funções de pertinência de forma triangular por serem amplamente utilizadas na literatura, pela simplicidade de implementação e por apresentarem bons resultados nas aplicações.

O grau de superposição dos conjuntos afeta a precisão do sistema. A faixa entre 25% e 75% foi considerada adequada a partir de resultados experimentais, sendo 50% um compromisso razoável, pelo menos, para os primeiros testes num sistema de controle (Shaw & Simões, 1999).

As figuras 2.12, 2.13 e 2.14 do comportamento dinâmico das variáveis controladas frente a perturbações nas variáveis manipuladas, possibilitou a determinação dos universos de discurso e dos conjuntos-suporte de cada função de pertinência dos controladores *fuzzy*-SISO, baseando-se nos valores, máximos e mínimos, apresentados em cada perturbação e na, maior ou menor, influência destas perturbações na variável controlada.

Para a construção das funções de pertinência, foi utilizado o Membership Function Editor do Toolbox *Fuzzy* do MatLab 6.0.

5.3.2 Construção da Base de Conhecimento dos Controladores SISO Fuzzy e Fuzzy Multivariável

A construção da base de conhecimento especialista, geralmente, é realizada a partir de informações do trabalho cotidiano de operadores no sistema que se deseja controlar.

Foi utilizada uma matriz bidimensional de base de regras linear, com as entradas sendo o erro e a variação do erro. A mesma matriz foi usada no trabalho desenvolvido por Li & Gatland (1996).

A base de conhecimento é definida como um conjunto de regras contendo as declarações **SE – ENTÃO**, por exemplo:

Regra: **Se** Erro é Pequeno **E** ΔErro é Grande **ENTÃO** Rotação é Média.

A parte antecedente pode conter uma ou mais condições e a parte conseqüente pode apresentar uma ou mais ações a serem executadas.

As regras foram editadas com o auxílio do Rule Editor do Toolbox *Fuzzy* do programa MatLab 6.0 e estão relacionadas no Apêndice D.

5.3.3 Projeto dos Controladores Fuzzy

O projeto de um controlador *fuzzy* para uma ou mais dimensões é relativamente simples. Para aplicações em sistemas multivariáveis os projetos apresentam maior complexidade principalmente devido ao limite do conhecimento especialista para maior número de variáveis e aumento considerável do número de regras para efetivo controle. A escolha do melhor algoritmo de controle *fuzzy* foi baseada na facilidade de implantação e definição da base de regras.

Inicialmente foi descartada a utilização de um algoritmo *Fuzzy-PID* com três entradas (erro, variação do erro e taxa da variação do erro) por apresentar um esforço computacional adicional para a inferência de um maior número de entradas e um conhecimento subjetivo mais especializado quanto à definição de base de regras utilizando o conceito da taxa da variação do erro (Xu et al., 2000; Li & Gatland, 1996).

O projeto do controlador *Fuzzy-PID* implementado neste trabalho consistiu da ação conjunta de um controlador *Fuzzy-PI* incremental, em paralelo com um controlador *Fuzzy-PD* posicional, com o erro e a variação do erro como entradas. Esta configuração híbrida é apresentada por Li & Gatland (1996) com objetivo de melhorar o desempenho do controlador.

Inicialmente, foi realizada a implementação dos controladores *Fuzzy-PI* incremental e *Fuzzy-PD* posicional separadamente. As estruturas destes controladores são apresentadas na figura 5.4.

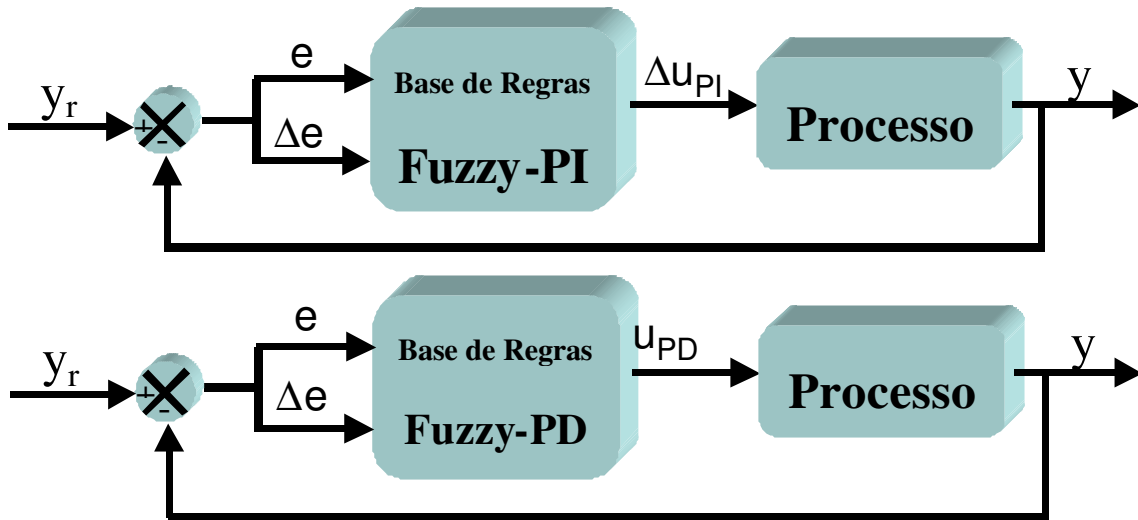


Figura 5.4 - Estrutura dos controladores *fuzzy-PI* incremental e *fuzzy-PD* posicional com duas entradas.

Na figura acima as variáveis são definidas como:

$e \Rightarrow$ erro.

$\Delta e \Rightarrow$ variação do erro.

$U \Rightarrow$ valor posicional da saída do controlador *fuzzy*.

$\Delta U \Rightarrow$ valor incremental da saída do controlador *fuzzy*.

$y \Rightarrow$ valor da variável de saída do processo.

$y_r \Rightarrow$ valor de referência (*set-point*).

A implementação de um controlador *Fuzzy-PID* utilizando uma estrutura híbrida *Fuzzy-PI* incremental e *Fuzzy-PD* posicional, proposta por Li & Gatland (1996), foi utilizada neste trabalho onde a saída é definida como:

$$U_k^{\text{PID}} = U_k^{\text{PI}} + U_k^{\text{PD}} \quad (5.1)$$

O controlador *Fuzzy-PID* apresenta uma base de regras, tanto para o controle *Fuzzy-PI* quanto para o *Fuzzy-PD*, utilizando a composição das ações das duas saídas do controlador. A estrutura básica deste tipo de controlador é apresentada na figura 5.5.

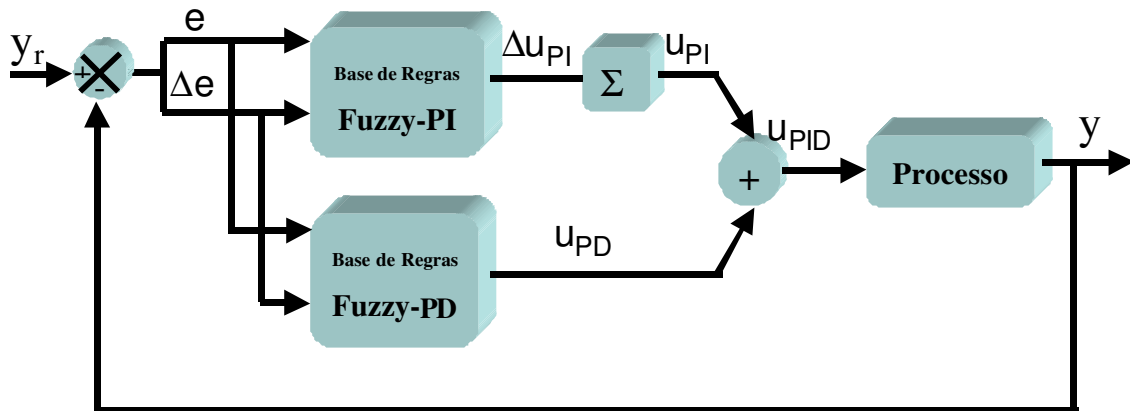


Figura 5.5 - Estrutura híbrida do controlador *Fuzzy-PID*.

Desta forma, existe uma certa incompatibilidade entre as ações para a obtenção de uma resposta rápida e de sobre-elevação mínima. Um aumento no ganho proporcional do controle *fuzzy-PI* leva ao incremento na velocidade de resposta e à redução da estabilidade, enquanto que um aumento na ação integral do controle reduz a velocidade de resposta, aumentando a estabilidade. A ação de controle *fuzzy-PD* se apresenta como um redutor da sobre-elevação máxima, além da existência de pequenas oscilações que, usualmente, ocorrem em regime permanente. A presença do controlador *fuzzy-PD* evita a excessiva variância na ação de controle.

Com o objetivo de reduzir a complexidade do projeto da base de regras e aumentar a eficiência de controle, foi desenvolvido neste trabalho uma estrutura *Fuzzy-PID* simplificada, mostrada na figura 5.6. Esta estrutura, apresentada por Li & Gatland (1996), é definida por uma base de regras comum, formada pelas bases de regras dos controladores *Fuzzy-PI* e *Fuzzy-PD*, apresentando um desempenho

similar à estrutura apresentada na figura 5.5. A estrutura simplificada *Fuzzy*-PID se caracteriza pela simplicidade, fácil implementação e rápido processamento computacional (Li & Gatland, 1996).

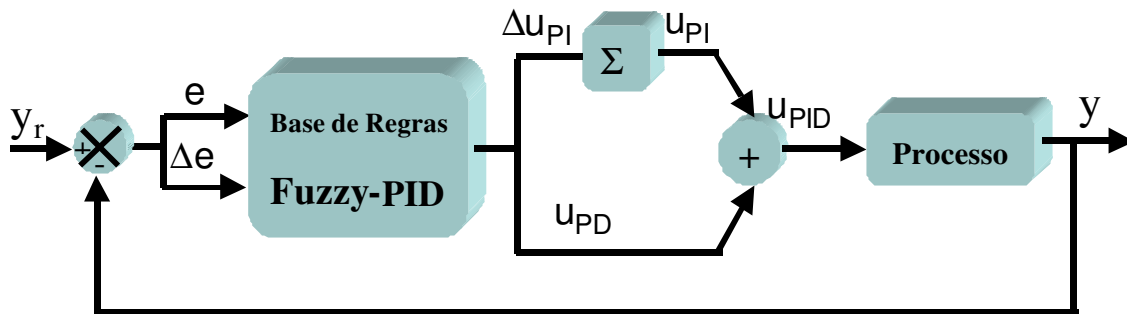


Figura 5.6 - Estrutura simplificada do controlador *Fuzzy*-PID.

A inferência *fuzzy* utilizada no desenvolvimento dos projetos dos controladores foi a de Mamdani, onde o operador ***min*** de agregação foi utilizado para a combinação dos números *fuzzy* de entrada, correspondendo ao conectivo booleano **E**, e o operador de composição ***máx***, correspondendo ao conectivo **OU**.

A configuração dos controladores *fuzzy* foi realizada através do FIS Editor do *Toolbox Fuzzy* do MatLab 6.0. O arquivo de controle FIS gerado, apresentado no Apêndice D, é executado em paralelo ao programa de supervisão AIMAX. A troca de informações via OPC entre os dois programas foi possibilitada pela utilização de um programa em Visual C.

5.3.4 Sintonia dos Controladores Fuzzy

O processo de sintonia de controladores *fuzzy* constitui uma tarefa de maior complexidade do que a sintonia dos controladores convencionais, devido, principalmente, ao maior número de parâmetros a serem sintonizados.

Mudanças na base de regras, nas disposições das funções de pertinência e atribuição de ganhos para as entradas e saídas do controlador *fuzzy* são as técnicas mais comumente utilizadas para a sintonia desses controladores (Li, 1997; Li & Gatland, 1996; Xu et al., 2000; Shaw & Simões, 1999).

A sintonia dos controladores *fuzzy* foi realizada através da adaptação das funções de pertinência adotadas inicialmente, observando-se a dinâmica dos controladores em malha fechada. O ajuste das funções de pertinência consistiu na expansão/contração do conjunto suporte (subconjunto do universo de discurso) respeitando-se os limites de sobreposição das funções de pertinências adjacentes. As adaptações foram implementadas utilizando o “método” de tentativa e erro. A otimização do controle não constituiu um objetivo do procedimento.

5.3.5 Ensaios com os controladores Fuzzy

Ensaios similares aos efetuados nos controladores convencionais foram propostos para a avaliação do desempenho dos controladores *fuzzy* projetados. Os experimentos realizados são apresentados na tabela 5.1.

As perturbações seguiram o mesmo procedimento adotado nos controles convencionais, partindo-se das mesmas condições iniciais (CI2).

Para os ensaios realizados foram determinados parâmetros de desempenho baseados no erro, sobre-sinal, tempo de resposta e tempo de acomodação com o objetivo de levantar as melhores malhas de controle *fuzzy* para as variáveis em estudo.

Tabela 5.1 - Ensaios realizados com controladores *Fuzzy-PI* e *Fuzzy-PID*.

Ensaio	Controlador	Perturbação	Variável controlada	Variável manipulada
F01	<i>Fuzzy-PID</i>	Carga	Temp. de saída do propileno glicol	Freq. de rotação do compressor
F02	<i>Fuzzy-PID</i>	Set point		
F03	<i>Fuzzy-PI</i>	Carga		
F04	<i>Fuzzy-PI</i>	Set point		
F05	<i>Fuzzy-PID</i>	Carga		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
F06	<i>Fuzzy-PID</i>	Set point		
F07	<i>Fuzzy-PI</i>	Carga		
F08	<i>Fuzzy-PI</i>	Set point		
F09	<i>Fuzzy-PID</i>	Carga	Temperatura de Evaporação	Freq. de rotação do compressor
F10	<i>Fuzzy-PID</i>	Set point		
F11	<i>Fuzzy-PI</i>	Carga		
F12	<i>Fuzzy-PI</i>	Set point		
F13	<i>Fuzzy-PID</i>	Carga		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
F14	<i>Fuzzy-PID</i>	Set point		
F15	<i>Fuzzy-PI</i>	Carga		
F16	<i>Fuzzy-PI</i>	Set point		
F17	<i>Fuzzy-PID</i>	Carga	Temperatura de Condensação	Freq. de rotação do compressor
F18	<i>Fuzzy-PID</i>	Set point		
F19	<i>Fuzzy-PI</i>	Carga		
F20	<i>Fuzzy-PI</i>	Set point		
F21	<i>Fuzzy-PID</i>	Carga		Fechamento da válvula de controle
F22	<i>Fuzzy-PID</i>	Set point		
F23	<i>Fuzzy-PI</i>	Carga		
F24	<i>Fuzzy-PI</i>	Set point		

5.3.6 Controladores Fuzzy multivariáveis

Nas principais indústrias a utilização de estratégias convencionais de controle é amplamente difundida, apesar de inúmeras deficiências conceituais de implantação e manutenção. A estrutura simples, a robustez, o número reduzido de parâmetros a serem configurados contribuem para a popularidade dos métodos convencionais. Entretanto, no âmbito acadêmico e industrial observa-se um maior interesse em aplicações do controle avançado.

O controle avançado permite a otimização do desempenho dos sistemas quando comparado ao controle convencional devido ao seu enfoque mais realista quanto às características multivariáveis e não lineares dos processos reais.

A implantação de estratégias multivariáveis não é uma tarefa fácil. Usualmente, necessita-se configurar um maior número de parâmetros e utilizar ferramentas com maior demanda computacional e complexidade.

O projeto dos controladores *fuzzy* multivariáveis é relativamente simples, seguindo-se, basicamente, as mesmas etapas utilizadas na implantação dos controladores *fuzzy* monovariáveis. Entretanto, obstáculos tais como, maior dependência do conhecimento especialista e maior complexidade devido ao crescimento do número de regras e funções de pertinência, devem ser superados.

Para uma comparação com os controladores multimalha convencionais, apresentados no capítulo anterior, foram implementadas malhas de controle *fuzzy* multivariável SIMO (*Single Input – Multi Output*) para a temperatura de evaporação, temperatura de saída do propileno glicol e temperatura de condensação, utilizando como variáveis manipuladas as frequências de rotação do compressor e da bomba de propileno glicol e fechamento da válvula de controle da vazão de água do condensador.

As equações 3.1 a 3.12, obtidas no capítulo 3, forneceram subsídios matemáticos para predição das reações do sistema de resfriamento de líquidos frente a diferentes intensidades de perturbações simultâneas, possibilitando a escolha da melhor estratégia de controle multivariável *fuzzy*. A definição das características das funções de pertinência foi realizada de maneira similar ao controlador SISO/*fuzzy*.

Os ensaios foram realizados num período de 3600 segundos durante o qual o sistema foi submetido à perturbações de $\pm 30\%$ na carga térmica e de $\pm 1^\circ\text{C}$ no *set-point*.

Na tabela 5.2 são apresentados os ensaios realizados com as malhas de controle *fuzzy* multivariáveis.

Tabela 5.2 - Ensaios realizados com os controladores multivariáveis utilizando a estratégia *fuzzy*.

Ensaio	Perturbação	Variável controlada	Variáveis manipuladas
FM01	Carga	Temp. de saída do propileno glicol	Freq. de rotação do compressor E
FM02	Set point		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
FM03	Carga	Temp. de Evaporação	Freq. de rotação do compressor E
FM04	Set point		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
FM05	Carga	Temp. de Condensação	Freq. de rotação do compressor E
FM06	Set point		Fechamento da Válvula de controle

A construção da estrutura do controlador *fuzzy* multivariável foi realizada utilizando-se o toolbox *fuzzy* do MatLab 6.0.

5.4 Resultados Obtidos

5.4.1 Implementação das Funções de Pertinência

Na figura 5.7 é apresentado um exemplo da estrutura das funções de pertinência inicialmente atribuídas ao controlador fuzzy para a temperatura de saída do propileno glicol, como uma primeira sintonia do projeto, utilizando a variação da frequência do compressor como variável de controle. As estruturas para as demais variáveis controladas são apresentadas no Apêndice D.

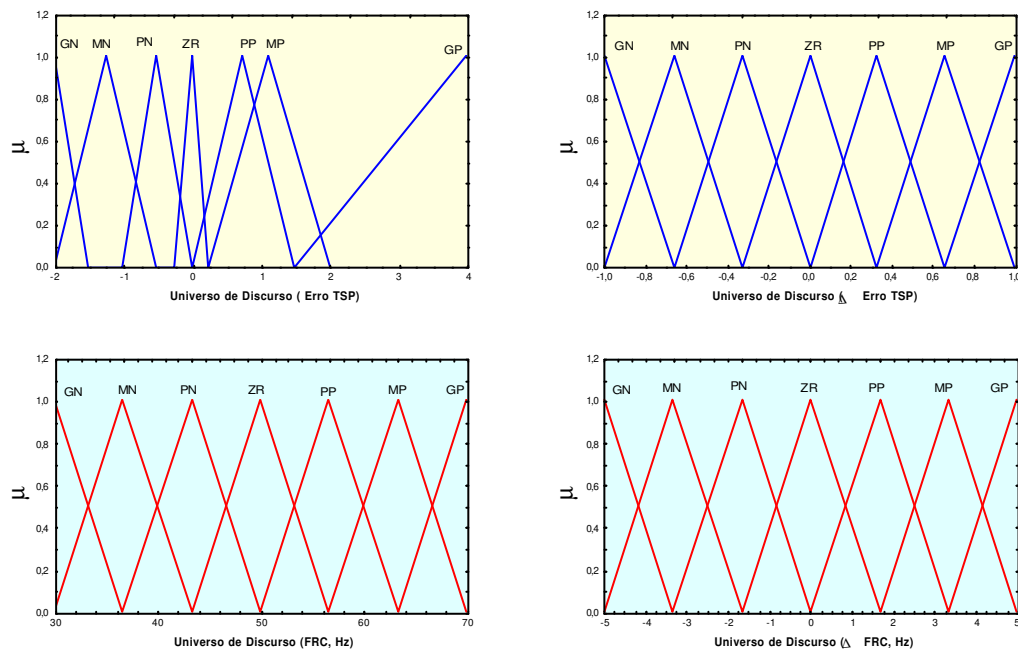


Figura 5.7 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas, inicialmente, na implementação dos controladores *Fuzzy* para a temperatura de saída do propileno glicol utilizando a FRC como variável de controle.

Pode ser observado na figura 5.7 que, inicialmente, as funções de pertinência foram definidas com conjuntos-suporte igualmente espaçados no universo de discurso, que foram definidos de acordo com os valores das

amplitudes do erro observado nas variáveis controladas e no intervalo de manipulação das variáveis manipuladas.

As irregularidades apresentadas nas funções de pertinência relativas ao erro da variável controlada foram atribuídas às diferentes amplitudes observadas na análise das figuras 2.12, 2.13 e 2.14 (comportamento dinâmico das variáveis controladas frente a perturbações nas variáveis manipuladas).

A análise dos valores apresentados pela inclinação da reta no ponto de inflexão das curvas de reação das variáveis sob perturbações não foi elucidativa para a definição dos conjuntos-suporte das funções de pertinência da variação do erro, sendo necessária a utilização de conhecimento prático do comportamento da variável de controle baseado apenas em observações preliminares. Desta forma, foi definido que, de início, a variação máxima do erro permitida para os controladores *fuzzy* seria de 1°C para todas as variáveis controladas. Posteriormente, este universo de discurso poderá ser alterado de acordo com as características de cada controlador *fuzzy* estudado.

5.4.2 Base de conhecimento dos controladores Fuzzy

Buscando estabelecer relações entre os valores das variáveis de entrada e saída, foram definidas bases de regras de inferência para os controladores *Fuzzy-PI* e *Fuzzy-PD*, que farão parte do controlador *Fuzzy-PID*, para todas as variáveis controladas.

Nas tabelas 5.3, 5.4 e 5.5 estão representados as matrizes das bases de regras de inferência dos controladores *fuzzy* para a temperatura de evaporação, temperatura de saída do propileno glicol e temperatura de condensação, respectivamente, utilizando-se como variável de controle a frequência de rotação do compressor, seguindo o modelo proposto por Li & Gatland (1996). Estas

tabelas são utilizadas para a configuração dos controladores *Fuzzy/PI* e *Fuzzy/PD*, que juntos formaram a estrutura do controlador *Fuzzy/PID*.

A utilização das matrizes de bases de regras permite a construção de proposições *fuzzy* do tipo (exemplo para um controlador *Fuzzy/PD*):

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTSP é **GP** **E** Δ ErroTSP **GP** **ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **GP** **ENTÃO** FRC é **GN**.

Tabela 5.3 - Matrizes de bases de regra dos controladores *Fuzzy PI* (a) e *Fuzzy-PD* (b) para a temperatura de evaporação.

Erro Δ 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

(a)

Erro Δ 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

(b)

Tabela 5.4 - Matrizes de bases de regra dos controladores *Fuzzy PI* (a) e *Fuzzy-PD* (b) para a temperatura de saída do propileno glicol.

Erro Δ 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

(a)

Erro Δ 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

(b)

Tabela 5.5 - Matrizes de bases de regra dos controladores *Fuzzy* PI (a) e *Fuzzy*-PD (b) para a temperatura de condensação.

Erro Δ Erro	GN	MN	PN	ZR	PP	MP	GP
GP	ZR	PN	MN	GN	GN	GN	GN
MP	PP	ZR	PN	MN	GN	GN	GN
PP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN	GN
ZR	GP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN
PN	GP	GP	MP	PP	ZR	PN	MN
MN	GP	GP	GP	MP	PP	ZR	PN
GN	GP	GP	GP	GP	MP	PP	ZR

(a)

Erro Δ Erro	GN	MN	PN	ZR	PP	MP	GP
GP	PP	PP	PP	PP	GN	GN	GN
MP	PP	PP	PP	PP	GN	GN	GN
PP	MP	PP	PP	PP	MN	GN	GN
ZR	GP	MP	PP	ZR	PN	MN	GN
PN	GP	GP	MP	PN	PN	PN	MN
MN	GP	GP	GP	PN	PN	PN	PN
GN	GP	GP	GP	PN	PN	PN	PN

(b)

As regras de inferência implementadas através do Rule Editor do *ToolBox Fuzzy* do MatLab 6.0, representado na figura 5.8, seguem as matrizes apresentadas acima. Para cada variável controlada foi configurada uma base de regras de acordo com as características de cada controlador *Fuzzy* (Apêndice D).

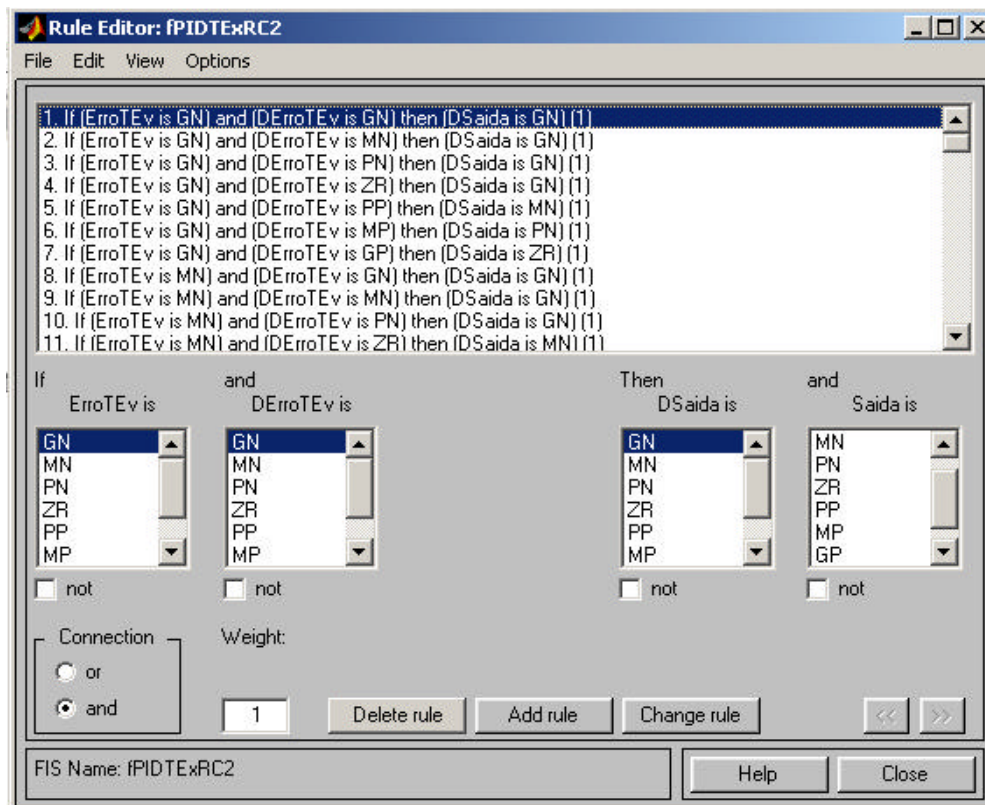


Figura 5.8 - Tela de configuração da base de regras.

Os controladores *fuzzy* multivariáveis (SIMO) apresentam a mesma estrutura de base de regras dos controladores *fuzzy* SISO, com a diferença de possuir saídas independentes para duas variáveis manipuláveis.

5.4.3 Sintonia dos Controladores Fuzzy

As estruturas das funções de pertinência sintonizadas para a temperatura de saída do propileno glicol são apresentadas na figura 5.9, as demais estruturas são apresentadas no Apêndice D.

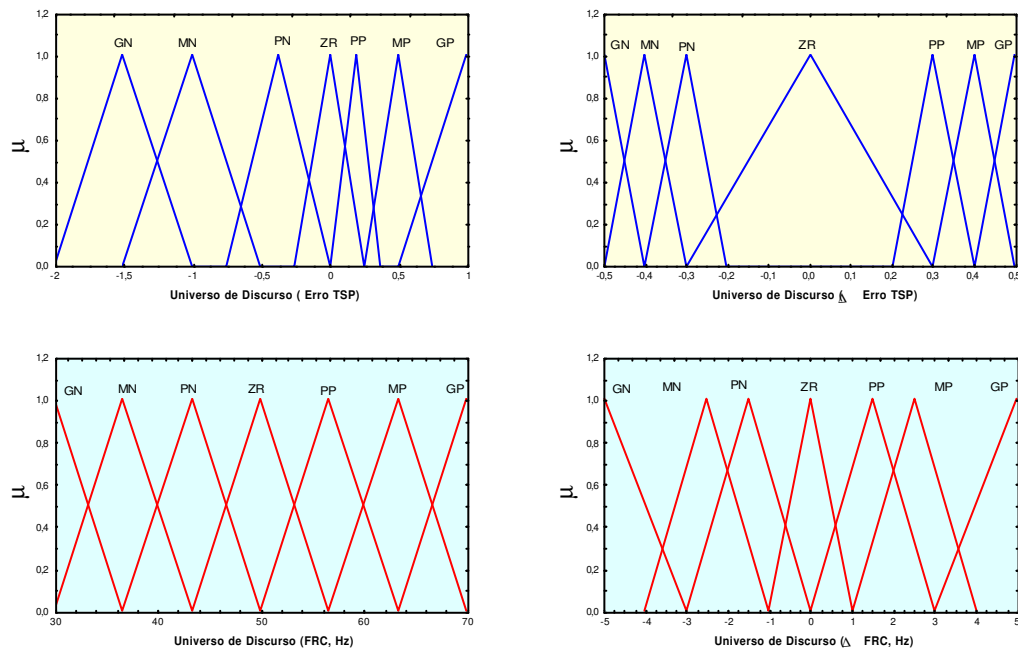


Figura 5.9 - Estrutura das Funções de Pertinência na sintonia final dos controladores *Fuzzy* para a temperatura de saída do propileno glicol utilizando a FRC como variável de controle.

As alterações nas funções de pertinência apresentadas na figura 5.9 foram propostas visando uma melhor adaptação dos controladores *fuzzy* ao processo a partir de observações práticas em ensaios preliminares.

A reorganização das funções de pertinência permitiu um melhor ajuste às não linearidades apresentadas pelo sistema de refrigeração e às perturbações efetuados durante os ensaios de controle.

Neste trabalho, não houve a preocupação de se alcançar um controle otimizado, portanto, poucas alterações nos universos de discurso e nos conjuntos-suporte foram efetuadas, para que fossem possíveis comparações mais adequadas entre os controladores *fuzzy* e os controladores convencionais.

5.4.4 Ensaios com os controladores Fuzzy

Após a implementação e sintonia dos controladores *fuzzy* no sistema de refrigeração foram realizados os ensaios propostos na tabela 5.1 com o objetivo de se avaliar o desempenho destes controladores sob perturbações na carga e no *set-point*.

Para preservar o grau de comparação dos tipos de controladores estudados, foram utilizadas as mesmas condições iniciais (CI2) e efetuadas perturbações de igual intensidade às aplicadas nos ensaios com os controladores convencionais.

5.4.4.1 Ensaios com os controladores PID e PI para a malha *fuzzy* TSP-FRC.

Nas figuras 5.10 e 5.11 são apresentados os comportamentos dos controladores *Fuzzy-PI* e *Fuzzy-PID* para as perturbações positivas (+30%) e negativas (-30%), respectivamente, na carga térmica artificial imposta ao sistema de refrigeração.

Na figura 5.12 é apresentado o comportamento da ação de controle dos controladores *fuzzy* quando submetido a perturbações no *set-point* em $\pm 1^\circ\text{C}$, ressaltando-se que estes ensaios são meramente investigativos pois este tipo de perturbação não é comum na operação normal de um sistema de refrigeração.

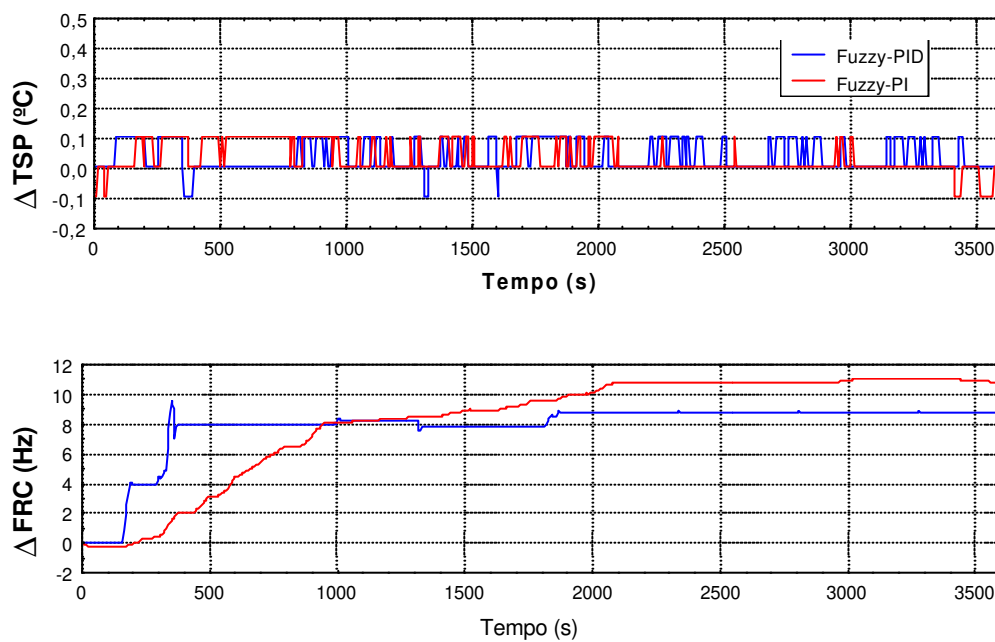


Figura 5.10 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TSP-FRC para perturbação +30% na carga térmica (Ensaio F01 e F03).

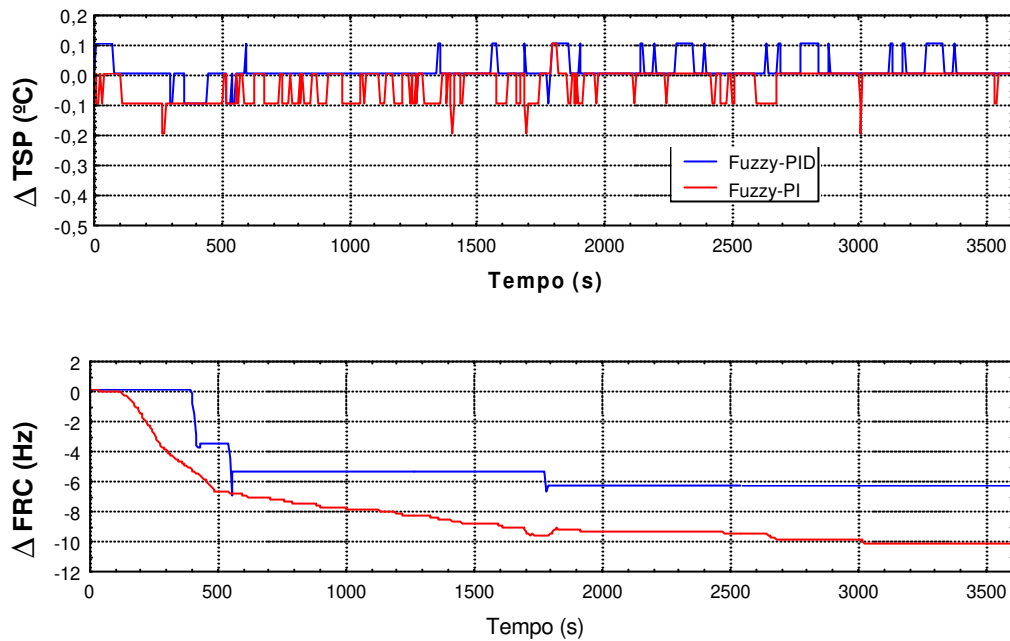


Figura 5.11 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TSP-FRC para perturbação -30% na carga térmica (Ensaio F01 e F03).

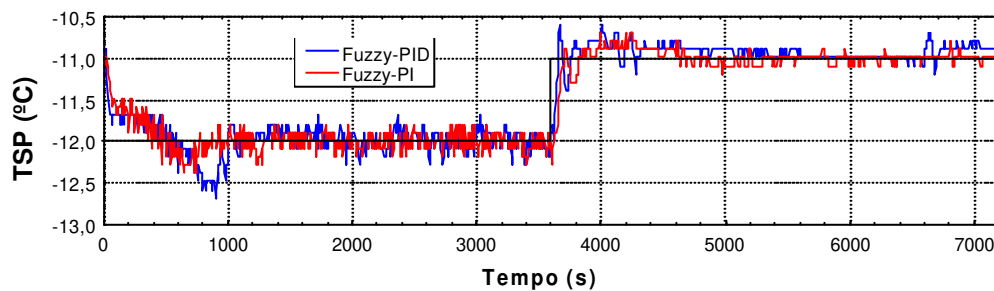


Figura 5.12 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TSP-FRC para perturbação no *set-point* (Ensaio F02 e F04).

Uma análise das figuras permite concluir que os controladores *Fuzzy-PID* apresentam maior eficiência de controle quando o sistema foi submetido a

perturbações na carga, apesar do controlador *Fuzzy-PI* apresentar um bom desempenho e ação da variável manipulada bastante similar.

Comportamento oposto foi observado quando induzida uma mudança de *set-point*. Neste cenário, o controlador *fuzzy* apresentou um sobre sinal de 0,5°C, considerado relativamente grande quando comparado com a amplitude de perturbação. Este comportamento evidenciou a necessidade de uma melhor sintonia das regras e/ou funções de pertinência com o objetivo de eliminar o referido sobre sinal.

Na tabela 5.6 são apresentados os demais parâmetros de desempenho dos controladores *fuzzy*, facilitando a comparação quantitativa dos mesmos. Os valores evidenciados correspondem às malhas que apresentaram melhores desempenhos. Os espaços não preenchidos correspondem aos parâmetros que não foram determinados com precisão, devido, principalmente, a oscilações no sistema.

Tabela 5.6 - Parâmetros de desempenho dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* utilizados nos ensaios F01 a F04.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	<i>Fuzzy-PID</i>				<i>Fuzzy-PI</i>			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	F01		F02		F03		F04	
ISE	12,9	<u>6,2</u>	4070,4	3599,4	<u>12,3</u>	13,9	<u>3580,4</u>	<u>3533,4</u>
IAE	128,5	<u>62,0</u>	3794,6	3516,0	<u>123,4</u>	134,0	<u>3551,6</u>	<u>3497,8</u>
ITAE	218447,5	<u>107895,0</u>	6851817,5	6480852,5	<u>150687,5</u>	144417,5	<u>6543192,5</u>	<u>6438047,5</u>
Sobre-sinal	0,1	<u>0,1</u>	0,4	<u>0,1</u>	<u>0,1</u>	0,1	<u>0,3</u>	0,4
Tempo de subida	95	<u>80</u>	<u>60</u>	430	<u>60</u>	110	110	<u>370</u>
Tempo de acomodação	405	<u>455</u>	<u>720</u>	1120	*	*	880	<u>800</u>

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

De uma maneira geral, o controlador *fuzzy*-PI pode ser considerado como a melhor estratégia para o controle da TSP quando se utiliza a FRC, embora o desempenho do controle *fuzzy*-PID tenha sido muito próximo.

Ressalta-se a atuação mais “suave” promovida pelo *fuzzy*-PID (figuras 5.10 e 5.11) determinando o potencial desta variável de controle na manutenção do consumo energético do sistema.

O desempenho do sistema é fortemente determinado pelos parâmetros de erro, uma vez que alguns parâmetros de desempenho transitório (sobre-sinal, tempo de subida e tempo de acomodação) não foram determinados com precisão, devido às constantes oscilações apresentadas pelas respostas.

Em todos os ensaios foi observada uma atuação da frequência de rotação do compressor com poucas oscilações, caracterizando os controladores *fuzzy* como os menos exigentes quanto à ação da variável manipulada, contribuindo para uma maior vida útil desses atuadores.

A amplitude de atuação da frequência de rotação do compressor foi ligeiramente menor que a apresentada nos ensaios com o controlador convencional (figuras 4.4 e 4.5) indicando a necessidade de um menor consumo energético para a realização satisfatória do controle.

5.4.4.2 Ensaios com os controladores PID e PI para a malha *fuzzy* TSP-FRB.

Seguindo a mesma metodologia de implantação dos controladores *fuzzy*, criou-se uma malha de controle para a temperatura de saída do propileno glicol, usando como variável manipulada a frequência de rotação da bomba de propileno glicol. As ações deste controlador são mostradas nas figuras 5.13 a 5.15.

A variação da frequência de rotação da bomba de propileno glicol não apresentou um desempenho satisfatório, principalmente, na malhas de controle *fuzzy*-PID. Este sistema de controle, quando submetido a perturbações positivas na carga apresentou uma excessiva oscilação, desestabilizando o controlador. Com relação à perturbação no *set-point*, a oscilação apresentou maior intensidade, inviabilizando a execução do ensaio completo (figura 5.15). Seriam necessários ajustes mais precisos nas funções de pertinência, principalmente, naquelas responsáveis pela função posicional do controlador na tentativa de se reduzir as instabilidades apresentadas.

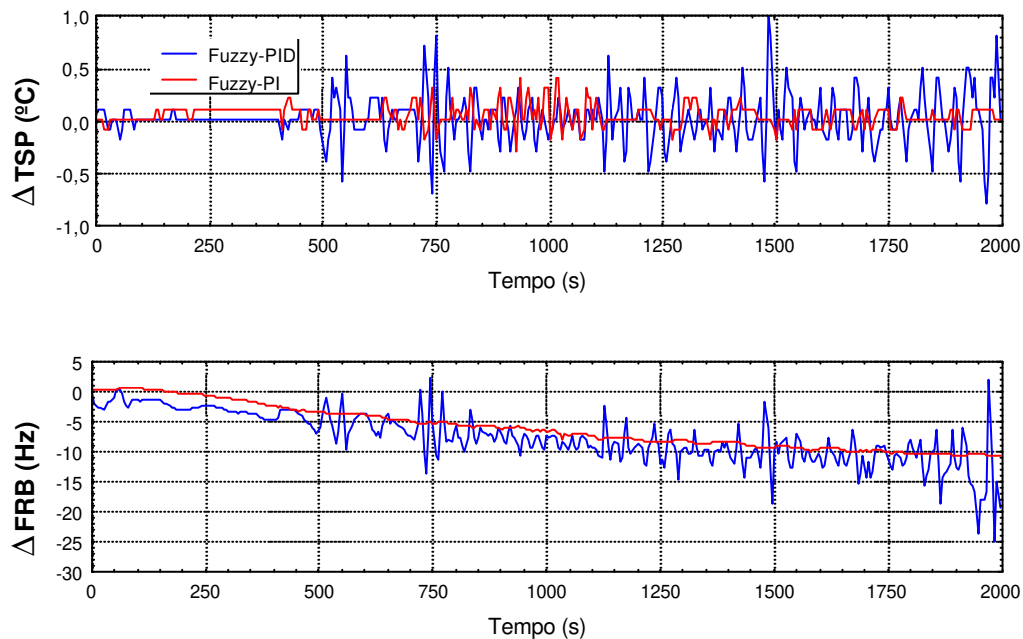


Figura 5.13 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI na malha TSP-FRB para perturbação +30% na carga térmica (Ensaio F05 e F07).

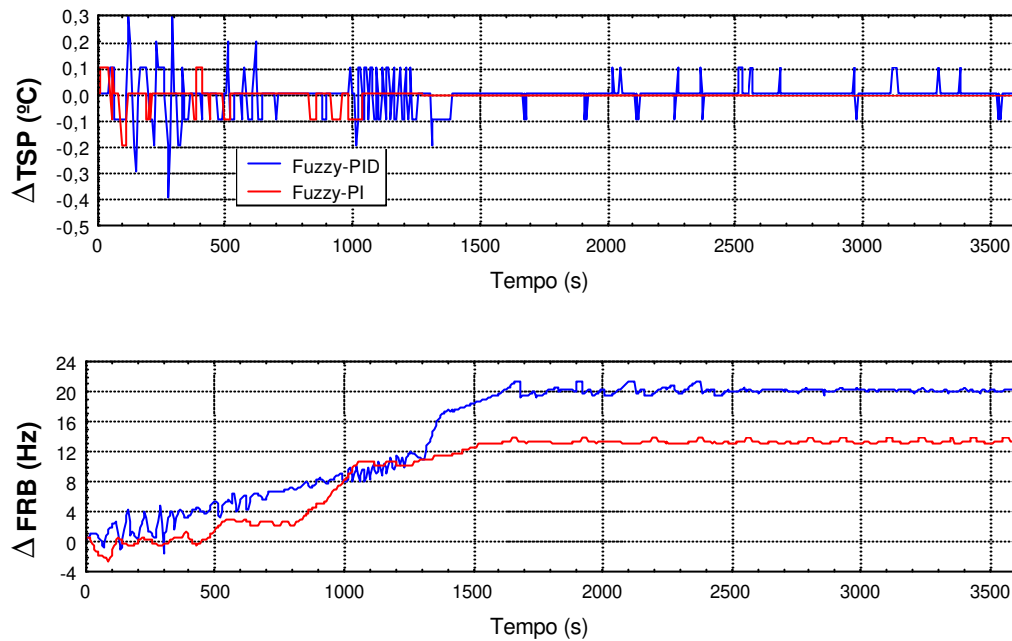


Figura 5.14 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TSP-FRB para perturbação -30% na carga térmica (Ensaio F05 e F07).

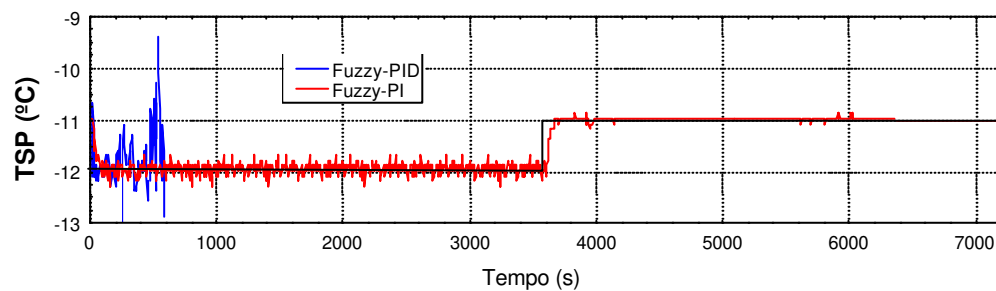


Figura 5.15 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TSP-FRB para perturbação para perturbação no *set-point* (Ensaio F06 e F08).

Como o controlador *fuzzy-PI* apresenta apenas funções de pertinência incrementais, uma ação mais suave da variável manipulada foi realizada, viabilizando uma ação de controle satisfatória. As mesmas características foram

observadas nos ensaios com os controladores convencionais (figuras 4.7 a 4.9), indicando a necessidade de uma atenção especial às não linearidades deste tipo de malha de controle. Os parâmetros de desempenho destes controladores são apresentados na tabela 5.7. Através da análise do comportamento da frequência de rotação da bomba e dos parâmetros de erro para perturbações na carga pode ser observada a superioridade do controle *fuzzy*-PI.

Tabela 5.7 - Parâmetros de desempenho dos controladores Fuzzy-PID e Fuzzy-PI utilizados nos ensaios F05 a F08.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	Fuzzy-PID				Fuzzy-PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	F05		F06		F07		F08	
ISE	161,8	13,1	*	*	<u>75.4</u>	<u>3.4</u>	<u>3541.6</u>	<u>3310.7</u>
IAE	419,0	96,5	*	*	<u>362.6</u>	<u>30.0</u>	<u>3557.7</u>	<u>3412.0</u>
ITAE	<u>633937,5</u>	88520,0	*	*	778910,0	<u>15520,0</u>	<u>6477592,5</u>	<u>6210934,4</u>
Sobre-sinal	0,1	0,4	*	*	*	<u>0.2</u>	<u>0.1</u>	<u>0.3</u>
Tempo de subida	*	90	*	*	*	*	<u>85</u>	<u>120</u>
Tempo de acomodação	*	375	*	*	*	*	<u>430</u>	<u>120</u>

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

Ao contrário do ocorrido com os controladores convencionais, foi verificada maior oscilações na atuação da FRB, principalmente nos ensaios com perturbações positivas na carga, prejudicando o desempenho do controle da variável controlada, confirmando a necessidade de uma sintonia mais aprimorada.

5.4.4.3 Ensaios com os controladores PID e PI para a malha *fuzzy* TEV-FRC.

As mesmas variáveis manipuladas utilizadas para o controle *fuzzy* da temperatura de saída do propileno glicol foram utilizadas no desenvolvimento do controlador *fuzzy* da temperatura de evaporação.

O comportamento da variável controlada (TEV) e da variável de controle (FRC) são apresentados nas figuras 5.16, 5.17 e 5.18, para perturbações positivas e negativas na carga e perturbações no *set-point*, respectivamente.

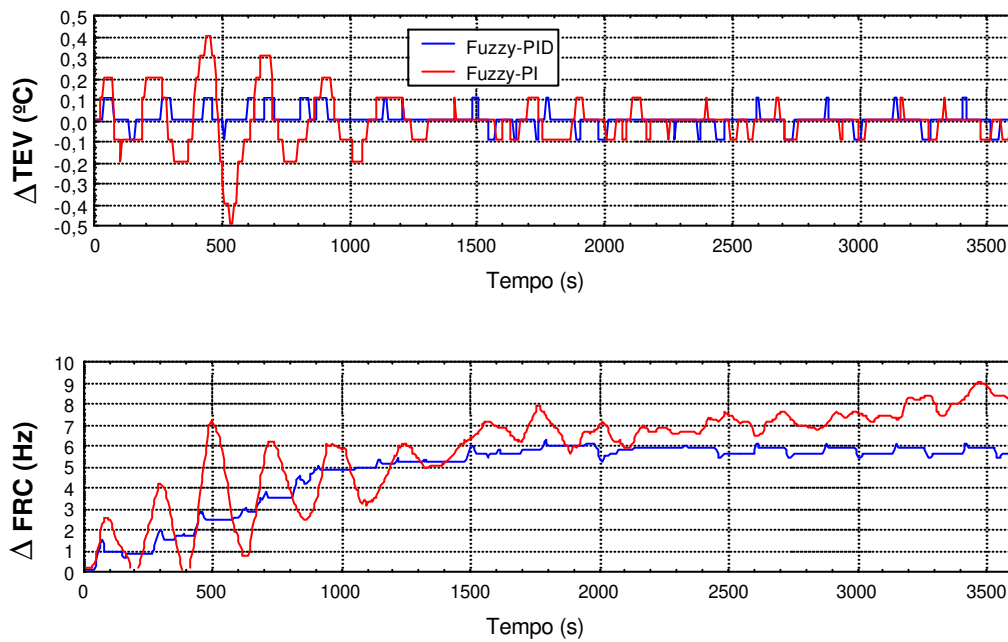


Figura 5.16 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TEV-FRC para perturbação +30% na carga térmica (Ensaios F09 e F11).

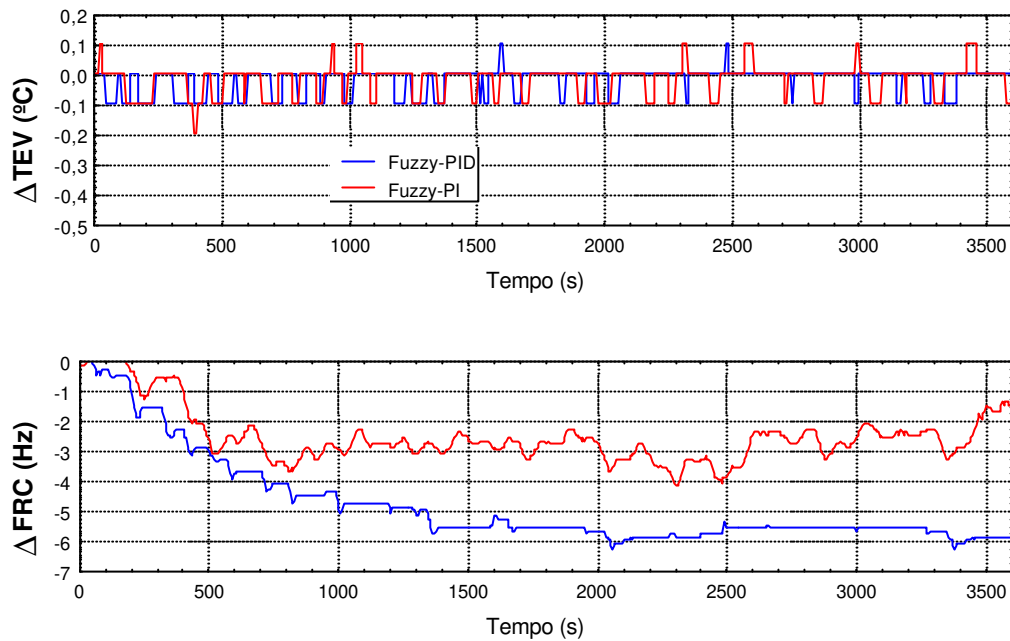


Figura 5.17 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TEV-FRC para perturbação -30% na carga térmica (Ensaio F09 e F11).

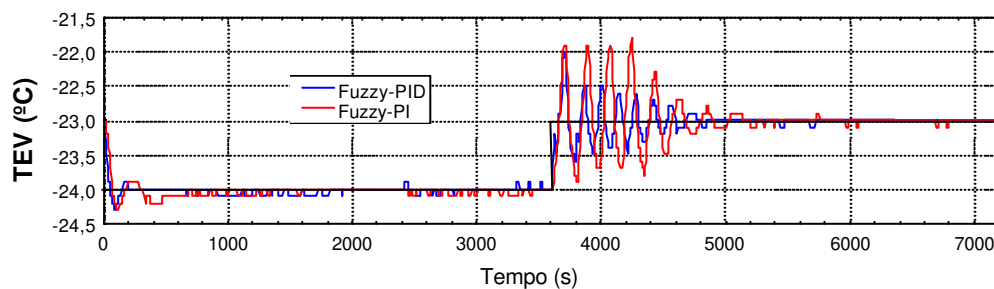


Figura 5.18 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TEV-FRC para perturbação no *set-point* (Ensaio F10 e F12).

Confirmando a tendência apresentada pelos controladores convencionais (figuras 4.10 a 4.12), a frequência de rotação do compressor apresentou uma

ação de controle bastante eficiente, principalmente quanto a perturbações na carga térmica do sistema. O controlador *fuzzy*-PID apresentou uma resposta melhor em todas os ensaios ao qual foi submetido. Essa superioridade pode ser constatada na tabela 5.8, onde são apresentados os valores dos parâmetros de desempenho.

Observando-se as oscilações apresentadas nos ensaios de alteração de *set-point* reafirma-se a necessidade de uma sintonia mais eficiente quanto à alteração da forma das funções de pertinência, principalmente, na região de erro positivo. Para este caso, a sintonia deve ser realizada tanto na parte posicional quanto na parte incremental do controlador, uma vez que essas oscilações também foram verificadas no controlador *fuzzy*-PI

Tabela 5.8 - Parâmetros de desempenho dos controladores Fuzzy-PID e Fuzzy-PI utilizados nos ensaios F09 a F12.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	Fuzzy-PID				Fuzzy-PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	F09		F10		F11		F12	
ISE	7,0	9,6	130,1	42,2	49,2	10,9	3541,6	3310,7
IAE	69,5	95,5	312,0	146,0	259,5	106,3	3557,7	3412,0
ITAE	116200,0	117147,5	150327,7	148093,1	276917,5	169385,0	6477592,5	6210934,4
Sobre-sinal	0,1	0,1	0,1	0,3	0,5	0,2	1,0	0,3
Tempo de subida	85	95	65	70	1335	1335	100	100
Tempo de acomodação	85	95	1240	230	1335	1335	420	295

Os valores de desempenho atribuídos ao controlador *fuzzy*-PID indicam a superioridade deste controle quando comparado com o controlador *fuzzy*-PI.

A estabilidade da medida da temperatura de evaporação favorece a atuação do controlador *fuzzy*-PID, não ocorrendo mudanças bruscas de funções

de pertinência que afetariam significativamente a atuação da frequência de rotação do compressor e, conseqüentemente, a potência consumida.

5.4.4.4 Ensaios com os controladores PID e PI para a malha *fuzzy* TEV-FRB.

Os resultados dos ensaios da malhas de controle *fuzzy* utilizando a frequência de rotação da bomba de propileno glicol são apresentados nas figuras 5.19, 5.20 e 5.21.

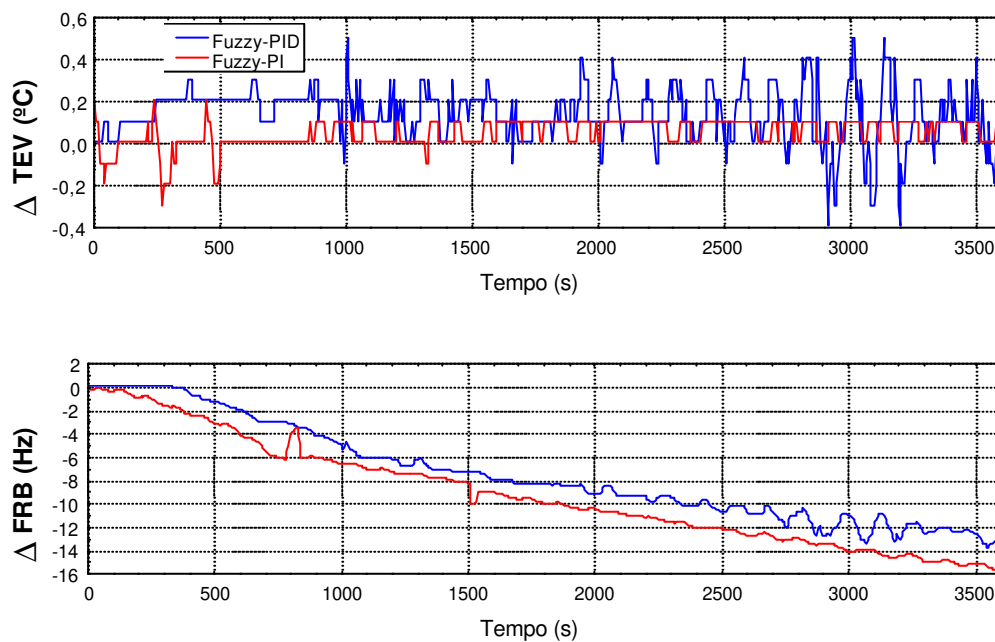


Figura 5.19 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI na malha TEV-FRB para perturbação +30% na carga térmica (Ensaio F13 e F15).

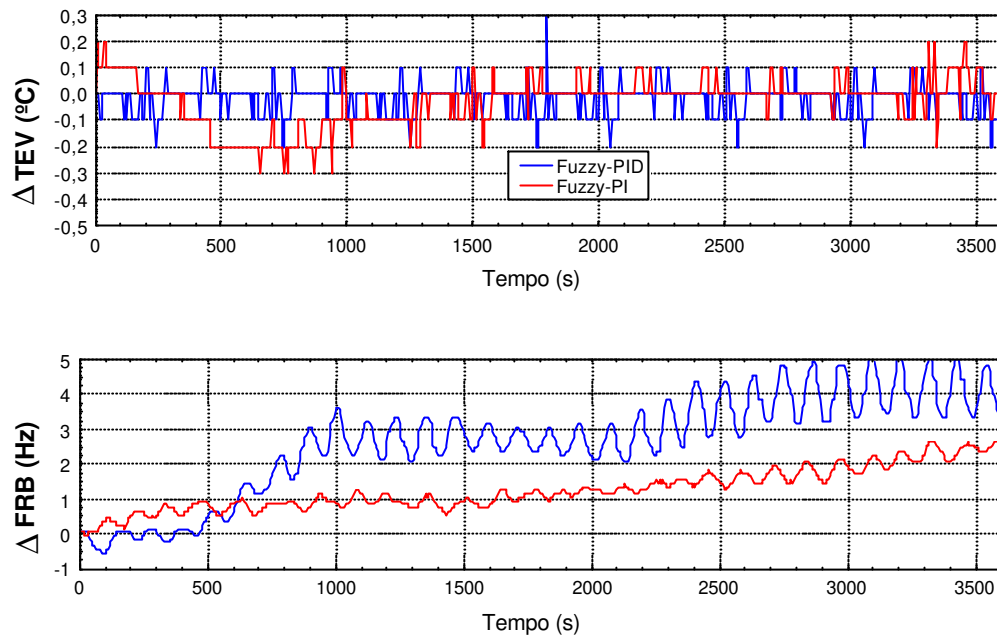


Figura 5.20 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TEV-FRB para perturbação -30% na carga térmica (Ensaio F13 e F15).

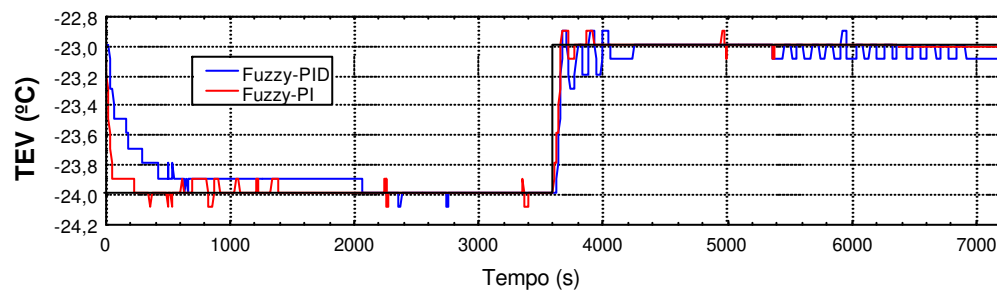


Figura 5.21 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TEV-FRB para perturbação no *set-point* (Ensaio F14 e F16).

Um comportamento análogo ao apresentado pela malha de controle *fuzzy* TSP-FRB foi observado na malha *fuzzy* TEV-FRB. As oscilações na variável manipulada inviabilizaram uma atuação satisfatória do controlador *fuzzy*-PID, mais uma vez evidenciando a necessidade de uma melhor sintonia das funções de pertinência responsáveis pela função posicional do controlador, principalmente para perturbações na carga térmica.

Nota-se uma ação mais suave da frequência de rotação da bomba de propileno glicol quando utilizada a malha *fuzzy*-PI, promovendo uma ação de controle mais segura.

Os parâmetros de desempenho apresentados na tabela 5.9 indicam, de uma forma geral, a malha de controle *fuzzy*-PI como a mais indicada para esse tipo de controle.

Tabela 5.9 - Parâmetros de desempenho dos controladores Fuzzy-PID e Fuzzy-PI utilizados nos ensaios F13 a F16.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	Fuzzy-PID				Fuzzy-PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	F13		F14		F15		F16	
ISE	123,7	<u>15,8</u>	100,3	107,3	<u>22,8</u>	32,7	<u>50,3</u>	<u>66,6</u>
IAE	555,5	<u>139,4</u>	444,8	356,5	<u>205,8</u>	217,5	<u>268,5</u>	<u>375,5</u>
ITAE	1008187,5	<u>256900,0</u>	730892,5	<u>435325,0</u>	<u>411642,5</u>	267460,0	<u>346405,0</u>	563095,0
Sobre-sinal	0,5	<u>0,3</u>	0,1	0,4	<u>0,2</u>	0,3	0,3	<u>0,3</u>
Tempo de subida	985	<u>70</u>	455	65	<u>25</u>	1280	*	*
Tempo de acomodação	*	*	455	*	<u>100</u>	1280	*	*

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

5.4.4.5 Ensaio com os controladores PID e PI para a malha *fuzzy* TCOND-FRC.

Os ensaios de implementação dos controladores *fuzzy* para o controle da temperatura de condensação foram realizados, inicialmente, utilizando a frequência de rotação do compressor como variável manipulada. Os resultados são apresentados nas figuras 5.22, 5.23 e 5.24.

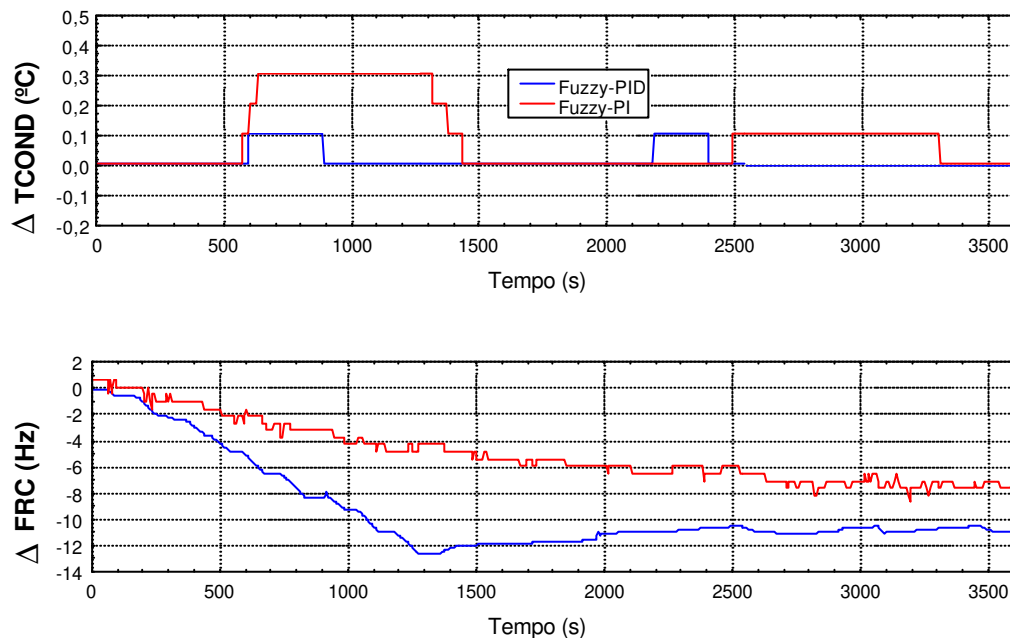


Figura 5.22 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI na malha TCOND-FRC para perturbação +30% na carga térmica (Ensaio F17 e F19).

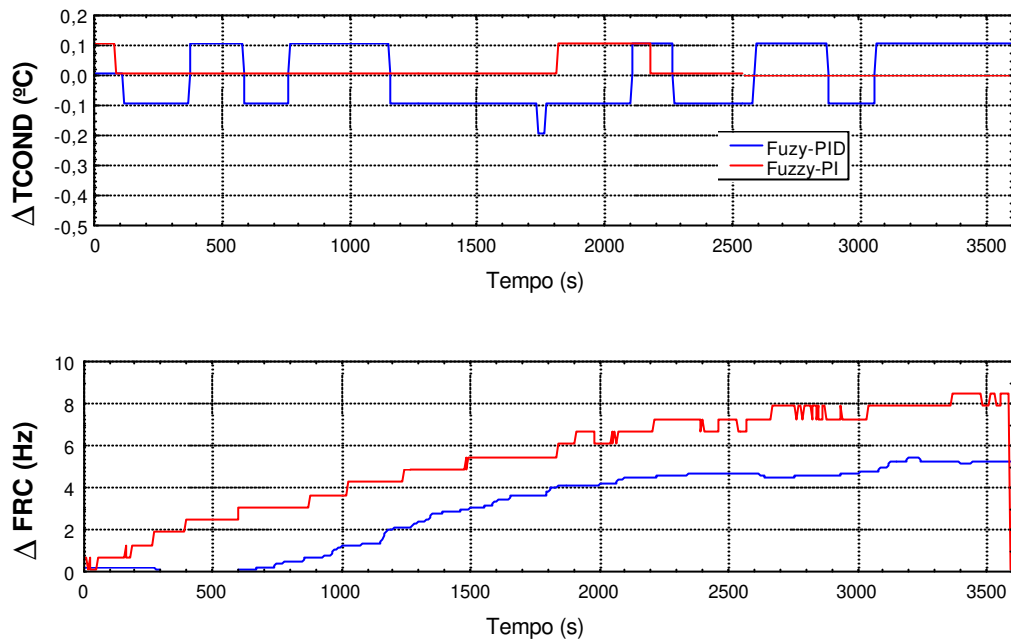


Figura 5.23 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TCOND-FRC para perturbação -30% na carga térmica (Ensaio F17 e F19).

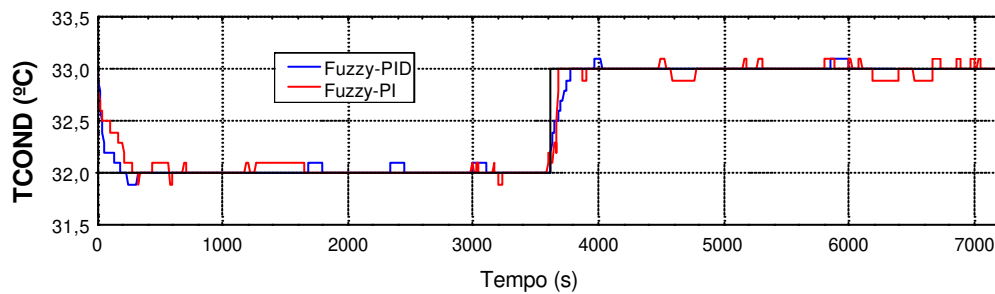


Figura 5.24 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TCOND-FRC para perturbação no *set-point* (Ensaio F18 e F20).

Como já observado, a frequência de rotação do compressor (FRC) apresentou um bom desempenho como variável de controle da malha. Os dois controladores estudados apresentaram desempenho similar nos dois tipos de perturbações efetuadas.

As ações dos controladores *fuzzy*-PI e *fuzzy*-PID se caracterizaram pela menor incidência de oscilações e atuações suaves na variável manipulada.

Apesar do controle satisfatório apresentado pelos controladores *fuzzy* nesta malha, pequenas alterações na sintonia das funções de pertinência podem ser necessárias com o objetivo de eliminar desvios em perturbações opostas. Os valores de desempenho são mostrados na tabela 5.10, sendo sublinhados os melhores valores.

Tabela 5.10 - Parâmetros de desempenho dos controladores Fuzzy-PID e Fuzzy-PI utilizados nos ensaios F17 a F20.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	Fuzzy-PID				Fuzzy-PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	F17		F18		F19		F20	
ISE	5,1	35,4	52,7	46,1	74,3	4,5	60,2	71,4
IAE	<u>51,0</u>	347,3	<u>101,0</u>	<u>108,5</u>	313,5	<u>45,4</u>	161,7	185,0
ITAE	<u>71575,0</u>	645547,5	<u>39735,0</u>	<u>85362,5</u>	467115,0	<u>73565,0</u>	222097,5	103730,0
Sobre-sinal	<u>0,1</u>	0,1	<u>0,1</u>	<u>0,1</u>	0,3	<u>0,1</u>	0,1	0,1
Tempo de subida	<u>925</u>	*	175	<u>220</u>	1470	<u>105</u>	<u>160</u>	280
Tempo de acomodação	<u>925</u>	*	175	385	1470	<u>105</u>	<u>160</u>	<u>280</u>

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

5.4.4.6 Ensaios com os controladores PID e PI para a malha *fuzzy* TCOND-FVC.

O estudo realizado para a malha de controle *fuzzy* SISO foi finalizado com a utilização do percentual de fechamento da válvula de controle (FVC) como variável manipulada, integrante da malha de controle da temperatura de condensação.

Nas figuras 5.25, 5.26 e 5.27 são mostrados os resultados obtidos nos ensaios desta malha de controle submetendo-se o sistema à perturbações na carga e no *set-point*.

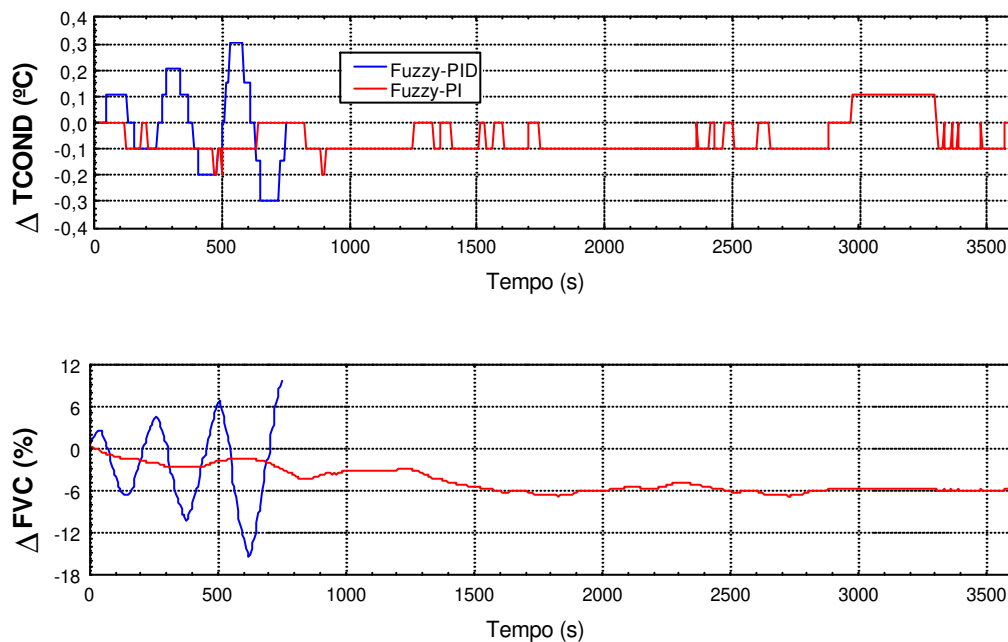


Figura 5.25 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI na malha TCOND-FVC para perturbação +30% na carga térmica (Ensaio F21 e F23).

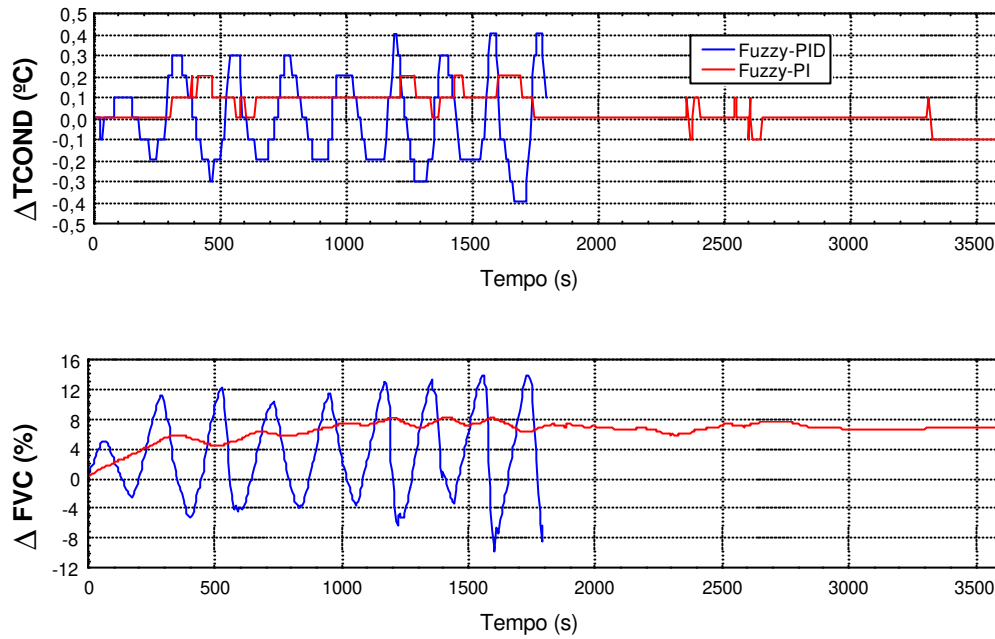


Figura 5.26 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TCOND-FVC para perturbação -30% na carga térmica (Ensaio F21 e F23).

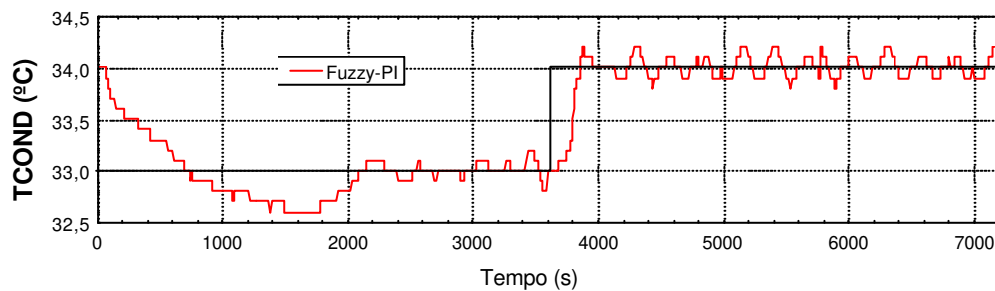


Figura 5.27 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação dos controladores *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* na malha TCOND-FVC para perturbação no *set-point* (Ensaio F24).

Como pode ser observado nas figuras 5.25 e 5.26, referentes às ações de controle para perturbações na carga, o controlador *fuzzy*-PI foi o que melhor se adequou a este tipo de perturbação. O controlador *fuzzy*-PID apresentou um comportamento instável, segundo o qual, a resposta do controlador tornava-se oscilatória com aumento gradual da amplitude. Para proteção do atuador da variável de controle e por segurança do sistema de refrigeração os ensaios foram interrompidos antes do intervalo de tempo estipulado para cada ensaio (3600 segundos).

O mesmo comportamento foi observado com perturbações no *set-point*. Novamente, o fracasso na utilização do controlador *fuzzy*-PID pode ser atribuído à sintonia deficiente da ação posicional da malha de controle *fuzzy*, assim como às características não lineares do atuador. Para uma melhor sintonia é necessário um melhor conhecimento especialista do sistema através da realização de mais ensaios que possibilitem uma melhor definição das regras e da disposição das funções de pertinência no universo de discurso adotado. Na tabela 5.11 são apresentados os valores de desempenho do controlador *fuzzy*-PI.

Tabela 5.11 - Parâmetros de desempenho dos controladores Fuzzy-PID e Fuzzy-PI utilizados nos ensaios F21 a F24.

Parâmetro de Desempenho	Controlador							
	Fuzzy-PID				Fuzzy-PI			
	Carga		Set Point		Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	F21		F22		F23		F24	
ISE	*	*	*	*	28,9	25,0	204,9	323,4
IAE	*	*	*	*	281,5	198,8	442,0	755,5
ITAE	*	*	*	*	530420,0	295092,5	504362,5	811079,9
Sobre-sinal	*	*	*	*	0,2	0,2	0,2	0,4
Tempo de resposta	*	*	*	*	165	585	260	720
Tempo de acomodação	*	*	*	*	*	*	*	2200

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

5.4.5 Ensaios com os controladores fuzzy multivariáveis.

Tomando-se como referência os resultados obtidos no estudo de implementação das malhas *fuzzy* SISO, foram realizados ensaios para a utilização da estratégia *fuzzy*-PID multivariável. Observou-se um comportamento instável das variáveis controladas sob a ação deste controlador. Este comportamento foi atribuído a uma sintonia insuficiente da parte posicional desta estratégia, sendo necessário um maior refino das funções de pertinência deste controle, principalmente na atuação da frequência de rotação da bomba de propileno glicol.

Desta forma, optou-se pela realização de um projeto de controlador *fuzzy*-PI multivariável (SIMO), devido à facilidade de implementação deste controle e aos resultados satisfatórios apresentados anteriormente por essa estratégia.

A escolha das variáveis manipuladas dos controladores *fuzzy* multivariáveis foram baseadas nos resultados obtidos no estudo do comportamento das variáveis de processo quando submetidas a perturbações simultâneas (capítulo 3). Os resultados obtidos na realização dos planejamentos experimentais 01 (tabela 3.5) e 02 (tabela 3.7) foram utilizados para a definição da malha de controle *fuzzy* multivariável da temperatura de saída do propileno glicol (TSP) e temperatura de evaporação (TEV). A manipulação conjunta das frequências de rotação da bomba de propileno glicol e do compressor apresentaram maior efeito sobre a TSP e a TEV, tanto na amplitude como na velocidade da resposta. Os planejamentos experimentais 03 e 04 serviram de base para a definição da malha *fuzzy* multivariável da temperatura de condensação (TCOND). Para este caso, a manipulação da frequência de rotação do compressor e o fechamento da válvula de controle da água foram escolhidas como variáveis de controle.

A definição do universo de discurso das funções de pertinência utilizadas nos controladores multivariáveis foi realizada utilizando-se as equações 3.1 a 3.12,

obtidas no item 3.4.1 (planejamentos experimentais) e as figuras 3.2, 3.3, 3.5, 3.6, 3.8 e 3.10. As funções de pertinência dos controladores multivariável são apresentadas no Apêndice D.

A figura 5.28 representa a estrutura do controlador *fuzzy*-PI multivariável utilizado em todas as variáveis controladas.

Desta vez, foi desenvolvido um controlador exclusivamente incremental, característica do controle *fuzzy*-PI, que facilitou implementação do controlador e a construção da base de regras, fundamentada em conhecimentos práticos do comportamento do sistema.

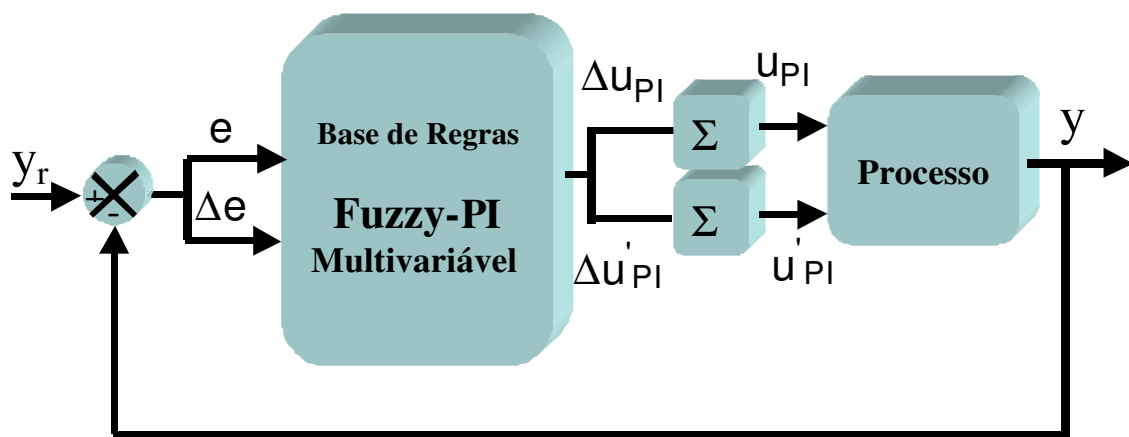


Figura 5.28 - Estrutura dos controladores *fuzzy*-PI multivariável.

A base de conhecimento foi definida como um conjunto de regras com a seguinte forma de declaração **SE – ENTÃO**, por exemplo:

Se Erro é GP E ΔErro GP ENTÃO ΔFRC é GP E ΔFRB é GP

O membro da declaração caracterizado por apresentar mais de uma ação é definido como multivariável. Dessa forma, pode-se considerar este controlador como multivariável (SIMO), pois possibilita ação conjunta de duas variáveis manipuladas para o controle de uma única variável controlada.

5.4.5.1 Ensaios com o controlador fuzzy-PI multivariável para a malha TSP-FRC/FRB.

A configuração das regras e funções de pertinência seguiu a mesma metodologia adotada para os controladores fuzzy-SISO. Os arquivos de configuração das malhas fuzzy multivariável são apresentados no Apêndice D.

Os resultados dos ensaios realizados para a verificação do desempenho do controlador fuzzy multivariável na manutenção da temperatura de saída do propileno glicol, quando o sistema de refrigeração é submetido a perturbações positivas e negativas na carga térmica do sistema e mudanças no *set-point*, estão apresentados nas figuras 5.29, 5.30 e 5.31.

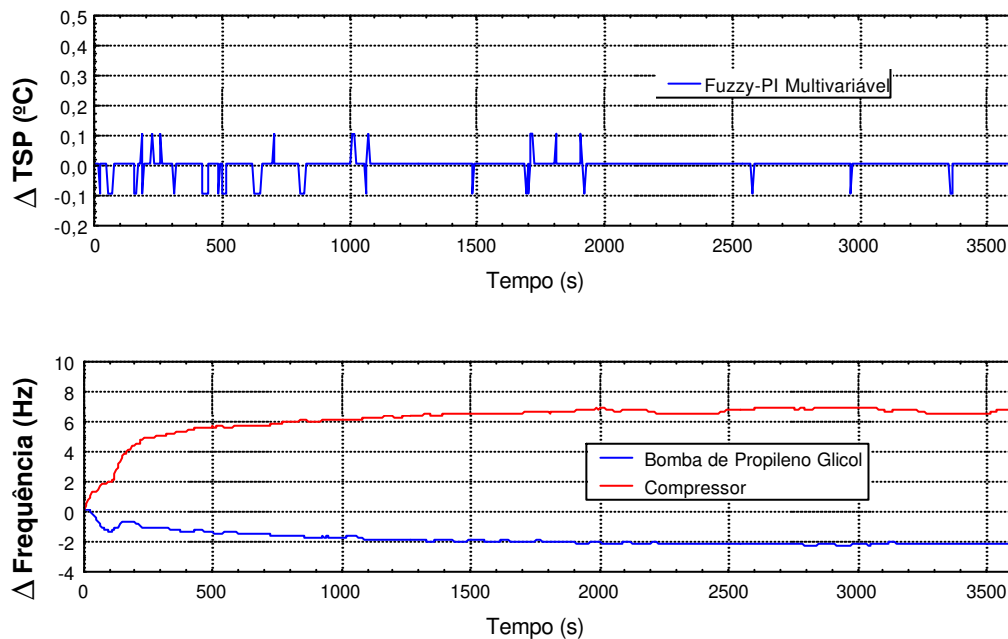


Figura 5.29 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador Fuzzy-PI multivariável (SIMO) na malha TSP-FRC/FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio FM01).

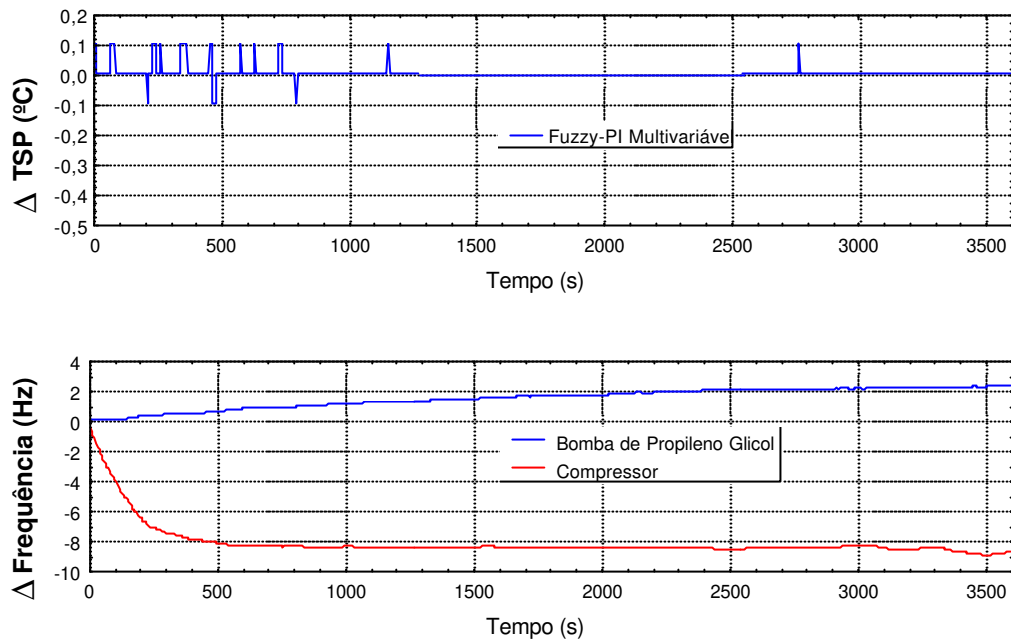


Figura 5.30 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador *Fuzzy-PI* multivariável (SIMO) na malha TSP-FRC/FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio FM01).

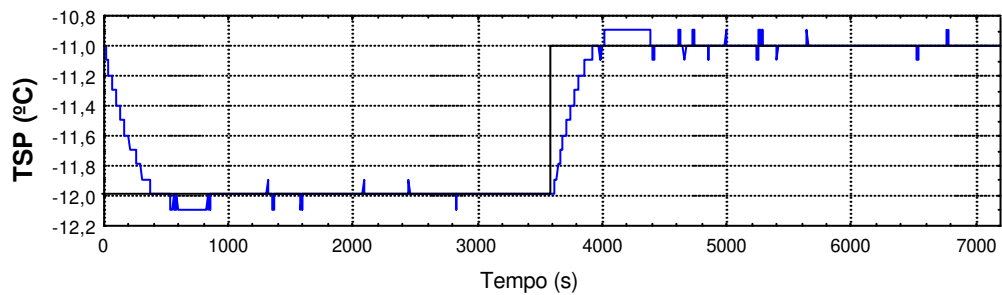


Figura 5.31 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação do controlador *Fuzzy-PI* multivariável (SIMO) na malha TSP-FRC/FRB para perturbação no set point (Ensaio FM02).

Pode ser observado nas figuras acima que o desempenho do controlador *fuzzy*-PI multivariável para o controle da temperatura de saída do propileno glicol se mostrou bastante favorável, confirmando uma característica já apresentada nos controladores *fuzzy*-SISO. Este comportamento ratifica a boa adaptação dos controladores *fuzzy* frente a sistemas mais complexos.

A manipulação em conjunto das frequências de rotação do compressor e da bomba de propileno glicol apresentou um comportamento mais estável que a manipulação individual destas variáveis e uma menor intensidade de atuação, influenciando, dessa forma, a potência consumida no sistema.

Na tabela 5.12 são apresentados os parâmetros de desempenho baseados no erro e no comportamento transiente da variável controlada.

Tabela 5.12 - Parâmetros de desempenho do controlador *Fuzzy*-PI multivariável utilizado nos ensaios FM01 e FM02.

Parâmetro de Desempenho	Controlador Multivariável			
	Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	FM01		FM02	
ISE	2,8	1,6	3472,7	3423,0
IAE	27,5	15,5	3486,0	3452,5
ITAE	25985,0	7875,0	6486230,0	6480160,0
Sobre-sinal	0,1	0,1	0,1	0,1
Tempo de subida	30	*	305	405
Tempo de acomodação	*	835	850	870

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

5.4.5.2 Ensaio com o controlador fuzzy-PI multivariável para a malha TEV-FRC/FRB.

Seguindo a mesma metodologia utilizada no controlador multivariável utilizado anteriormente, foi proposto um controle fuzzy-PI multivariável para a temperatura de evaporação do sistema de refrigeração. Os resultados dos ensaios realizados são apresentados nas figuras 5.32, 5.33 e 5.34.

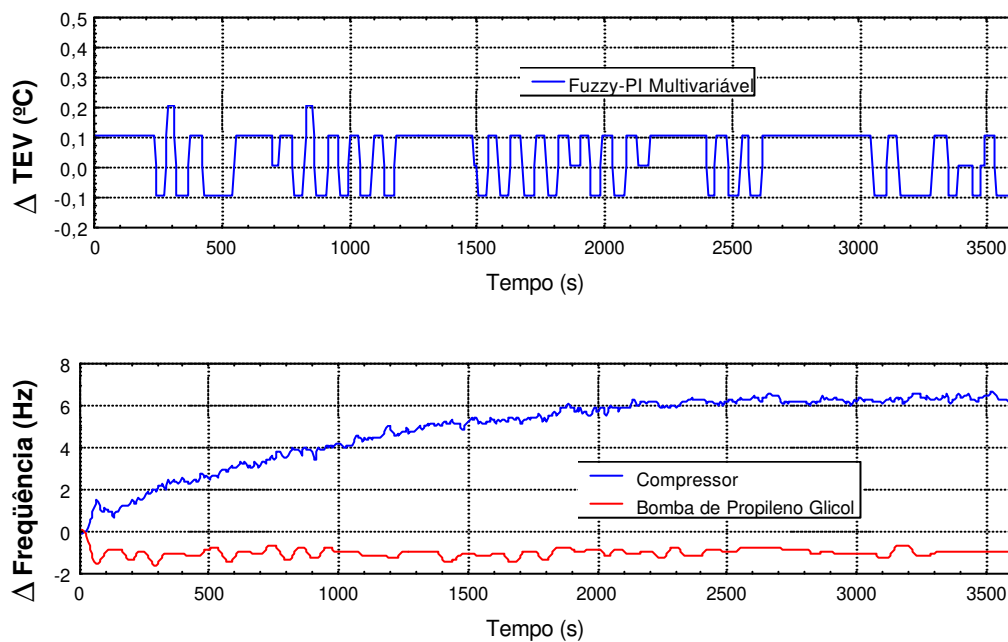


Figura 5.32 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador Fuzzy-PI multivariável (SIMO) na malha TEV-FRC/FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio FM03).

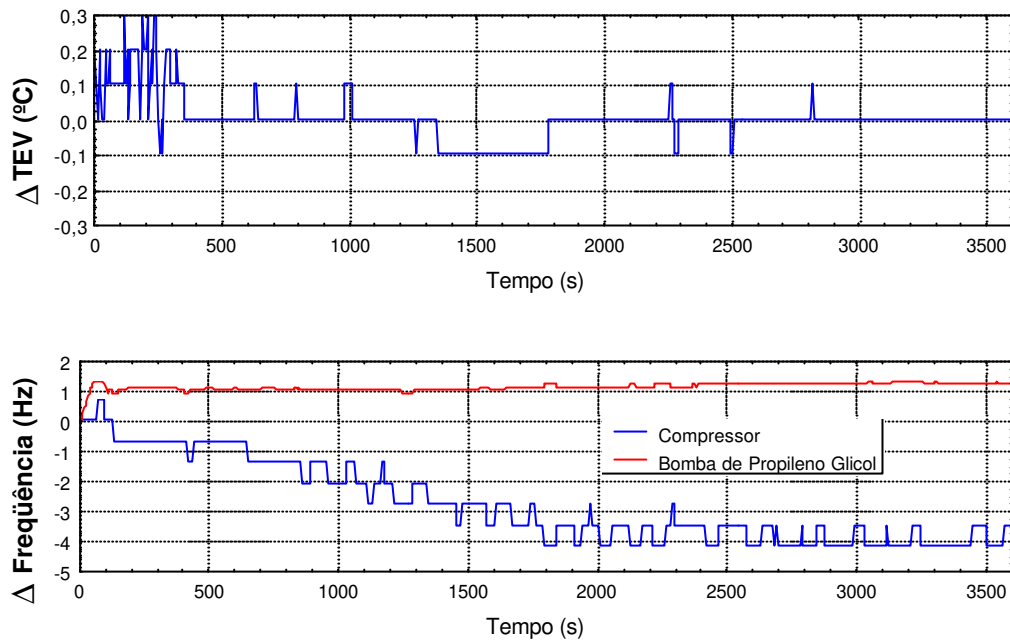


Figura 5.33 - Comportamento dos desvios das variáveis controlada e manipulada sob ação do controlador *Fuzzy-PI* multivariável TEV-FRC/FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio FM03).

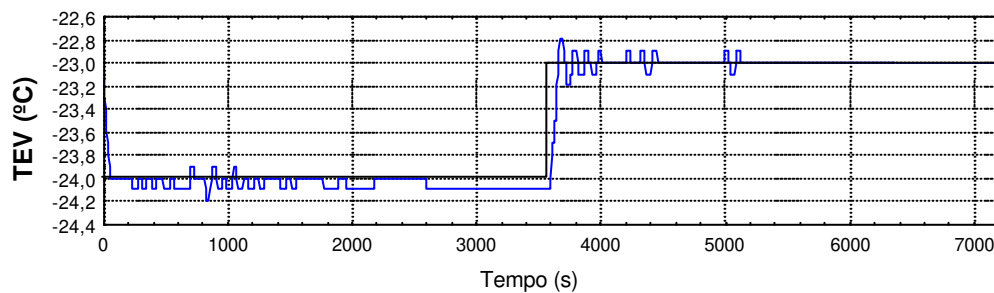


Figura 5.34 - Comportamento dos desvios da variável controlada sob ação do controlador *Fuzzy-PI* multivariável (SIMO) na malha TEV-FRC/FRB para perturbação no *set-point* (Ensaio FM04).

O comportamento apresentado pelo controlador, observado nas figuras acima, e os dados dos parâmetros de controle calculados, apresentados na tabela

5.13, confirmam a satisfatória ação de controle do controlador multivariável, mesmo quando comparado com a ação multimalha PID estudado no capítulo anterior.

Ressalta-se mais uma vez a ação mais estável das variáveis de controle (FRC e FRB) que contribui de maneira significativa para o melhor desempenho de controle da variável controlada (TEV).

Tabela 5.13 - Parâmetros de desempenho do controlador *Fuzzy-PI* multivariável utilizado nos ensaios FM03 e FM04.

Parâmetro de Desempenho	Controlador Multivariável			
	Carga		Set Point	
	Positivo	Negativo	Positivo	Negativo
Ensaio	FM03		FM04	
ISE	33,5	14,0	31,7	46,1
IAE	324,6	101,5	95,5	247,8
ITAE	569222,5	93952,5	35912,5	448582,5
Sobre-sinal	0,2	0,3	0,2	0,2
Tempo de subida	*	380	65	75
Tempo de acomodação	*	380	870	*

* Valores que não puderam ser determinados com precisão.

5.4.5.3 Ensaios com o controlador *fuzzy-PI* multivariável para a malha TCOND-FRC/FVC.

O controlador *fuzzy-PI* multivariável para controle da temperatura de condensação seguiu rigorosamente a mesma metodologia adotada nos controladores multivariáveis anteriores.

Durante a realização dos ensaios, o controlador apresentou um comportamento bastante oscilatório não sendo possível a concretização dos ensaios.

Inicialmente, este comportamento foi atribuído a problemas de sintonia das funções de pertinência das variáveis. Entretanto, os bons resultados apresentados pelos ensaios *fuzzy*/SISO para esta variável controlada utilizando as mesmas variáveis manipuladas desestruturaram esta hipótese inicial.

Na tentativa de explicar tal comportamento outra hipótese foi proposta.

Sabe-se que oscilações nas condições ambientais afetam de maneira significativa o desempenho dos sistemas de refrigeração, uma vez que as condições de funcionamento da torre de resfriamento são alteradas, promovendo mudanças na temperatura da água do condensador e, conseqüentemente, na temperatura de condensação do fluido refrigerante (R-404A). Esse efeito pode ser observado nas figuras 2.10 e 2.11.

Foi constatado que no período de realização dos ensaios houve variações das condições ambientais (temperatura e umidade relativa), certamente, alterando a temperatura da água utilizada no condensador. Esta alteração poderia desestabilizar a ação da válvula de controle prejudicando o desempenho do controlador, sendo necessária a realização de uma sintonia mais refinada para este tipo de controlador.

5.4.6 Análise comparativa dos controladores Fuzzy-SISO e Fuzzy-SIMO

Na figura 5.35 são apresentadas, de forma comparativa, as médias dos percentuais das diferenças dos parâmetros de desempenho (ISE, IAE e ITAE) dos controladores *fuzzy*-SIMO, tomando-se como base as malhas *fuzzy*-SISO anteriormente implementadas.

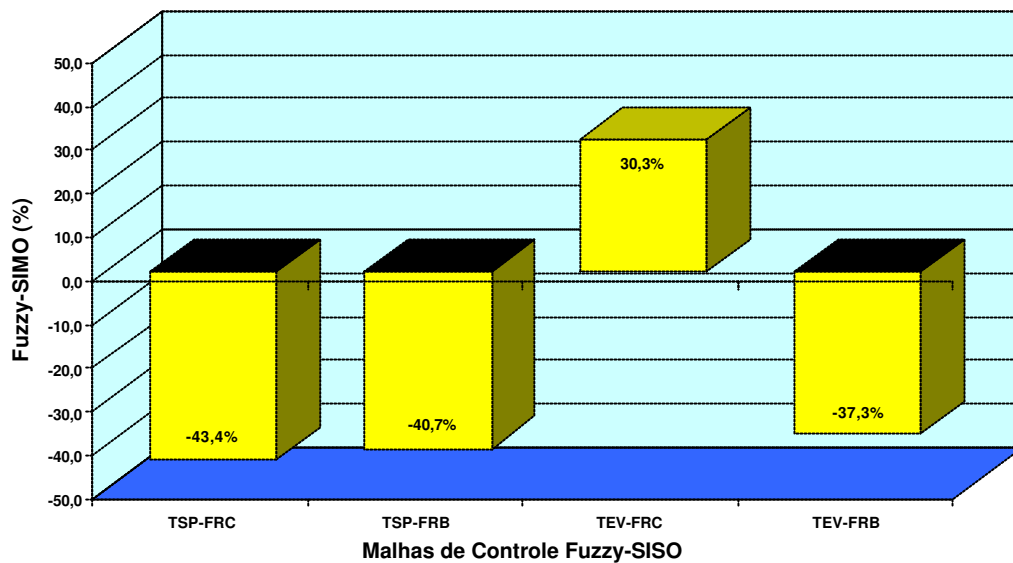


Figura 5.35 - Percentual médio da diferença entre os valores dos parâmetros de desempenho (ISE, IAE e ITAE) dos controladores *Fuzzy-SIMO* e controladores *Fuzzy-SISO*.

A proposta de um controlador *fuzzy* multivariável apresentou melhores resultados, de uma maneira geral, do que os controladores *fuzzy SISO*, confirmando a tendência apresentada pelos controladores convencionais e os resultados obtidos no primeiro planejamento experimental (PEFC01) do capítulo 3.

Mais uma vez foi constatado o efeito desestabilizador da manipulação da vazão de propileno glicol, que promoveu o pior desempenho do controlador *fuzzy* multivariável TEV-FRC/FRB quando comparado ao controlador *fuzzy* TEV-FRC.

Para o controle da temperatura de condensação não foi possível a realização dos ensaios com a estrutura multivariável, devido às oscilações observadas na variável controlada, impedindo uma análise comparativa deste controlador.

5.5 Conclusões

O projeto e a implementação dos controladores *fuzzy* utilizando como ferramenta os toolboxes do MatLab 6.0 e o sistema fieldbus se mostrou viável, de fácil desenvolvimento e flexível tanto para os controladores SISO quanto para os multivariáveis.

As variáveis manipuladas utilizadas no projeto dos controladores apresentaram basicamente o mesmo comportamento apresentado nos controladores convencionais.

A sintonia dos controladores *fuzzy*, que, neste estudo, consistiu na adequação das funções de pertinência, é uma etapa de extrema importância no projeto deste controle e depende intimamente do conhecimento especialista.

Foram observados desempenhos satisfatórios nos ensaios monovariáveis dos controladores *fuzzy* nas três variáveis controladas, principalmente, quando foi utilizada a variação da frequência de rotação do compressor como variável manipulada, ratificando um comportamento verificado também com os controladores convencionais.

Para o controle da temperatura de saída do propileno glicol, a malha de controle *fuzzy*-PI TSP-FRC mostrou melhor adequação para o sistema sob perturbações na carga térmica, principalmente, na perturbação positiva, onde apresentou uma redução dos parâmetros de erro de 13,2%, em média. Para perturbações no *set-point*, o *fuzzy*-PI apresentou redução nos valores dos parâmetros de erro, em torno de 7,3% e 1,3%, para perturbações positivas e negativas, respectivamente. A magnitude dos valores apresentados demonstra uma grande similaridade de atuação dos controladores *fuzzy*-PID e *fuzzy*-PI, devendo ser ressaltado o melhor desempenho da estratégia *fuzzy*-PID para

perturbações negativas na carga térmica (redução de 43,5% nos parâmetros de erro) e comportamento transiente mais satisfatório.

Para o controle da temperatura de evaporação, a malha *fuzzy* PID TEV-FRC apresentou um comportamento satisfatório, apresentando uma redução dos valores dos parâmetros de erro de 44,9% e 96,2% para as perturbações na carga e no *set-point*, respectivamente, quando comparados com os valores dos parâmetros da estratégia *fuzzy*-PI

Para o controle da temperatura de condensação a estratégia *fuzzy*-PID apresentou melhores valores dos parâmetros de erro quando utilizada a FRC como variável de controle. Na malha TCOND-FVC, a estratégia *fuzzy*-PI apresentou um melhor desempenho, não sendo possível realizar o controle com a estratégia *fuzzy*-PID devido às instabilidades de atuação da válvula de controle da água.

De uma maneira geral, os controladores *fuzzy*-PID apresentaram melhor desempenho quanto aos parâmetros de erro e comportamento transiente, principalmente, quando foi utilizada a frequência de rotação do compressor como variável de controle.

Quando a frequência de rotação da bomba de propileno glicol foi utilizada como variável manipulada, a estratégia *fuzzy*-PI se mostrou mais eficaz, apesar de apresentar um comportamento mais oscilatório. Essa característica pode ser atribuída ao caráter incremental do projeto *fuzzy*-PI, que facilitou a implementação das regras reduzindo a necessidade de um conhecimento mais aprofundado do sistema, facilitando a sintonia deste controlador.

O desempenho favorável dos controladores *fuzzy*-PI monovariáveis fez com que estes controladores fossem escolhidos para o desenvolvimento dos controladores *fuzzy* multivariáveis.

Os controladores *fuzzy*-PI multivariáveis se mostraram mais apropriados para o controle das variáveis controladas do que a estratégia multimalha PID convencional apresentada no capítulo 4. Para o controle da TSP a malha multivariável *fuzzy*-PI TSP-FRC/FRB apresentou uma redução nos valores dos parâmetros de erro de 46,3% para perturbações na carga, quando comparados com os valores obtidos na estratégia multimalha dos controladores convencionais.

No controle da TEV, a malha *fuzzy*-PI TEV-FRC/FRB apresentou valores dos parâmetros de erro 49,1% menores que os apresentados na estratégia multimalha convencional.

O controlador multivariável *fuzzy*-PI TCOND-FRC/FVC não apresentou desempenho satisfatório devido a alterações na temperatura de entrada da água de resfriamento do condensador, as não linearidades da válvula de controle e, principalmente, a necessidade de uma sintonia mais refinada dos parâmetros do controlador.

Os controladores *fuzzy* apresentaram desempenho satisfatório em todos os ensaios realizados, não tendo sido explorados, neste estudo, todas as suas potencialidades e melhorias na sintonia.

A análise das ações dos controladores *fuzzy* multivariáveis, quando comparados com os controladores *fuzzy* SISO, apresentou a mesma tendência da análise dos controladores convencionais e multimalha (capítulo 4). O controlador multivariável (SIMO) utilizado para o controle da temperatura de saída do propileno glicol apresentou valores 43,4% e 40,7% menores que os valores apresentados pelas malhas *fuzzy*-SISO TSP-FRC e TSP-FRB, respectivamente. Para o controle da temperatura de evaporação foi possível comprovar mais uma vez a melhor adequação da manipulação da frequência de rotação do compressor, sendo a malha TEV-FRC como a mais indicada para este controlador.

5.6 Referências Bibliográficas

ABREU, G. L. C. M. D. e RIBEIRO, J. F. Amortecedores ativos de vibrações baseados em controladores *fuzzy*. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p. 376-381.

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

ANÔNIMO The logic that dares not speak its name. **The Economist**, v.16, p.101-103, apr, 1994.

ARBEX, R. T. Controle *Fuzzy*: conceitos e aplicações. **INTEC - Instrumentação e Controle de Processos**, v.78, p.18-30, jun, 1994.

BIANCO, M. S. e DOTE, Y. Diseño de un controlador PID autosintonizado mediante logica borrosa. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p. 382-386.

CARVAJAL, J.; CHEN, G. e OGMEN, H. Fuzzy PID controller: Design, performance evaluation, and stability analysis. **Information Sciences**, v.123, p.249-270, 2000.

DAVIDSON, V. J. e SMITH, K. D. A fuzzy controller for a batch cooking process. **Journal of Food Engineering**, v.24, n.1, p.15-24, 1995.

DOHNAL, M.; VYSTRCIL, J.; DOHNALOVA, J.; MARECEK, K.; KVAPILIK, M. e BURES, P. Fuzzy food engineering. **Journal of Food Engineering**, v.19, n.2, p.171-201, 1993.

EERIKÄINEN, T.; LINKO, P.; LINKO, S.; SIIMES, T. e ZHU, Y. H. Fuzzy logic and neural network applications in food science and technology. **Trends in Food Science and Technology**, v.4, p.237-242, ago, 1993.

EERIKÄINEN, T.; LINKO, S. e LINKO, P. The potential of fuzzy logic in optimization and control: fuzzy reasoning in extrusion cooker control. **Automatic Control and Optimization of Food Process**. Londres: Elsevier Applied Science Publisher, 1988. p.183-199.

FISCHER, M.; NELLES, O. e ISERMANN, R. Adaptive predictive control of a heat exchanger based on a fuzzy model. **Control Engineering Practice**, v.6, n.2, p.229-269, feb, 1998.

GIESE, J. Processing trends: Sensor, safety, and fuzzy logic. **Food Technology**, v.47, n.9, p.144, sept, 1993.

GOMIDE, F. A. C. e GUDWIN, R. R. Modelagem, controle, sistemas e lógica fuzzy. **SBA Controle e Automação**, v.4, n.3, p.97-115, set-out, 1994.

HABER, R. H. e GUERRA, R. E. H. Hierarchical fuzzy controller with a self-tuning strategy an application to end milling process. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p. 657-662.

KIM, S. e CHO, S. I. Neural network modeling and fuzzy control simulation for bread-baking process. **Transations of the ASAE**, v.40, n.3, p.671-676, 1997.

LANAS, A. I.; VELLASCO, M. M.; PACHECO, M. A. e TANSCHKEIT, R. Controle de um misturador de fluidos através de estruturas neuro-fuzzy. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p 443-448.

LI, H.-X. A comparative design and tuning for a conventional fuzzy control. **IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics**, v.27, n.5, p.884-889, 1997.

LI, H.-X. e GATLAND, H. B. Conventional fuzzy control and its enhancement. **IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics**, v.26, n.5, p.791-797, oct, 1996.

LIU, G. P. e DALEY, S. Optimal-tuning nonlinear PID control of hydraulic systems. **Control Engineering Practice**, v.8, p.1045-1053, 2000.

MANN, G. K. I.; HU, B. G. e GOSINER, R. G. Analysis of direct action fuzzy PID controller structures. **IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics**, v.29, n.3, p.371-388, 1999.

MAÑÓZCA, O. M. A. e ALMARIO, D. F. SCD: Software para el control de sistemas usando técnicas difusas. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p. 365-370.

PERROT, N.; L, M.; TRYSTRAM, G.; TRICHARD, J.-M. e DECLOUX, M. Optimal control of the microfiltration of sugar product using a controller combining fuzzy and genetic approaches. **Fuzzy Sets and Systems**, v.94, n.3, p.309-322, mar, 1998.

PERROT, N.; TRYSTRAM, G.; GUENNEC, D. L. e GUELY, F. Sensor fusion for a real time quality evaluation of biscuit during baking. Comparison between Bayesian and fuzzy approaches. **Journal of Food Engineering**, v.29, n.3-4, p.301-315, aug-sept, 1996.

SHAW, I. S. e SIMÕES, M. G. **Controle e modelagem fuzzy**. 1.ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher Ltda, 1999. 165p.

SHIEH, J. S.; CHEN, H. C. e FERNG, L. H. Application of a fuzzy logic controller in temperature control of a pilot high-temperature short-time heat exchanger. **Food Control**, v.3, n.2, p.91-96, 1992.

SILVA, F. V. e SILVEIRA JR., V. Controle fuzzy da temperatura de condensação de um sistema de resfriamento de líquido ("Chiller"). In: COBEM - Congresso brasileiro de engenharia mecânica, 2000, Uberlândia, **CD-ROM**. Uberlândia: COBEM Organizing Committee. Trabalho n. TRB2587.

SILVEIRA JR., V. **Modelagem, simulação e otimização de um sistema de refrigeração controlado com lógica nebulosa**. Campinas, 1995. Doutorado. Faculdade de Engenharia de Alimentos, Unicamp.

SINGH, R. K. e OU-YANG, F. Knowledge-based fuzzy control of aseptic processing. **Food Technology**, p.155-161, 1994.

TEPPA, P. A.; ANDRADE, G. J. M. e FERRER, J. J. Asignación óptima de funciones de membresía en sistemas de controle difuso. In: 4º SBAI - Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, 1999, São Paulo, **Anais**. p. 427-432.

UNKLESBAY, K.; KELLER, J.; UNKLESBAY, N. e SUBHANGKASEN, D. Determination of doneness of beef steaks using fuzzy pattern recognition. **Journal of Food Engineering**, v.8, n.2, p.79-90, 1988.

XU, J.-X.; HANG, C.-C. e LIU, C. Parallel structure and tuning of a fuzzy PID controller. **Automatica**, v.36, p.673-684, 2000.

ZADEH, L. A. Fuzzy logic = Computing with words. **IEEE Transactions on Fuzzy Systems**, v.4, n.2, p.103-111, may, 1996.

ZHANG, Q. e LITCHFIELD, J. B. Fuzzy logic control for a continuous crossflow grain dryer. **Journal of Food Process Engineering**, v.16, n.1, p.59-77, feb, 1993.

ZHANG, Q.; LITCHFIELD, J. B. e BENTSMAN, J. Fuzzy logic control for food processes. **AlchE Symposium Series**, v.89, n.297, p.90-97, 1993.

CAPÍTULO 6 – ESTUDO COMPARATIVO DO DESEMPENHO DOS CONTROLADORES *FUZZY* E CONVENCIONAIS

6.1 Introdução

Neste capítulo é apresentado um estudo comparativo dos projetos dos controladores convencionais e *fuzzy* implementados nos capítulos anteriores no protótipo do sistema de resfriamento de líquido.

Os parâmetros de desempenho já abordados nos capítulos anteriores foram novamente utilizados como indicadores de desempenho, sendo também analisado o consumo de energia elétrica do sistema quando submetido aos ensaios.

Inúmeros estudos similares podem ser encontrados na literatura, contudo observa-se uma predominância de trabalhos comparativos de controladores baseados em ambiente de simulação digital ou em protótipos mais simplificados. Poucos estudos são encontrados utilizando sistemas mais complexos e avaliação em tempo real.

Aplicando-se diferentes técnicas de controle ao sistema de refrigeração pretendeu-se avaliar as vantagens e desvantagens da utilização de cada metodologia além de caracterizar diferenças e similaridades das mesmas sob condições de operação idênticas.

6.2 Revisão bibliográfica

Em controles de processos convencionais, suposições, simplificações e considerações de parâmetros são freqüentemente utilizados para construir um modelo matemático, que pode não se adequar ao fenômeno real. Em contraste, o controle *fuzzy* é capaz de atuar em processos complexos em que o conhecimento é restrito e os modelos matemáticos não são disponíveis (Zhang & Litchfield, 1993).

A rigidez da lógica convencional não permite classificar os fatos como parcialmente “verdadeiros” ou parcialmente “falsos”. A lógica *fuzzy*, como uma generalização da lógica clássica Booleana, possibilita o desenvolvimento de algoritmos computacionais capazes de fazer inferências a partir de informações imprecisas similar ao processo de raciocínio usado pelos operadores.

Gomide & Gudwin (1994) afirmam que a idéia básica do controle *fuzzy* é modelar as ações a partir de conhecimento especialista, ao invés de se modelar o processo em si. Isto leva a uma abordagem diferente dos métodos convencionais.

Tobi et al. (1992) citado por Singh & Ou-Yang (1994) afirmaram que o controlador *fuzzy* não possui uma melhor performance que o controlador PID em alguns casos. Contudo, no controle de temperatura em fornos de coque, a lógica *fuzzy* demonstrou uma melhor atuação no sistema em larga escala.

Arbex (1994) enfatizou a aplicação do controle *fuzzy* em sistemas de segunda ordem. Observou-se que a resposta do controlador *fuzzy* apresenta menores oscilações em torno do “*set-point*” e maior rejeição à perturbação quando comparado à ação do controlador PID.

De acordo com o estudo realizado por Singh & Ou-Yang (1994) existem quatro razões para o uso preferencial do controle *fuzzy* ao convencional:

1. **Facilidade de desenvolvimento:** quando é desenvolvido um controlador convencional PID são necessários inicialmente o conhecimento do sistema e os controles por ele exigido, bem como a construção de um modelo matemático para descrever as relações entre as variáveis de entrada e saída e determinar os parâmetros ótimos no controlador PID baseado neste modelo. O passo final é a simulação e testes de performance do controlador. Se não forem satisfatórios deve-se modificar o modelo matemático e reprojeter parâmetros. Com o uso do controlador *fuzzy* cria-se regras de controle baseadas em conhecimento e experiências descritas em simples palavras. Qualquer modificação em um passo do controlador lógico *fuzzy* é extremamente fácil contornar pois não é necessário modificar o modelo, apenas modificam-se as regras ou funções de pertinência.

2. **Aplicabilidade a Sistemas Não Lineares:** controles de processos baseados em lógica *fuzzy* adaptam-se facilmente a não-linearidade de alguns sistemas, obtendo-se assim melhor performance que os controles convencionais.

3. **Maior Segurança:** o desempenho de um sistema de controle convencional depende de um sistema de parâmetros. Se estes parâmetros mudam como consequência de uma mudança no ambiente do processo ou falhas dos sensores, o sistema falhará e tornar-se-á instável. No controle *fuzzy*, os comandos são baseados em uma combinação de diversas regras, sendo que, se um sensor ou uma regra falham o sistema não será significativamente afetado. As regras básicas do controle *fuzzy* são mais tolerantes a perturbações e sensores falhos.

4. **Melhor Desempenho:** a lógica *fuzzy* reduz a complexidade dos processos a simples regras de inferência *fuzzy*. Isto permite que os cálculos de controle sejam feitos em mínimo tempo. Além disso, a estrutura paralela do cálculo *fuzzy* permite uma melhor resposta ao sistema pois diversas entradas e saídas podem ser avaliadas simultaneamente.

Utilizando também uma planta de trocadores de calor, Joshi et al. (1997) implementaram controles convencionais avançados, modelos de processo baseados em modelos genéricos, redes neurais e controle *fuzzy* para vazão e temperatura do fluido. Uma versão de controle *fuzzy*-PI foi desenvolvida utilizando ferramentas de “*gain schedule*” e “*feedforward*”. As variáveis lingüísticas foram divididas em 5 categorias e o controlador baseava-se em 32 regras para a vazão e 37 regras para a temperatura. Com os experimentos pôde ser constatado que as estratégias propostas adaptaram-se bem ao controle estabelecido.

A teoria clássica de controle por realimentação tem sido a base para o desenvolvimento de simples sistemas de controle automático devido à sua simplicidade de implementação e baixo custo. Entretanto, estes controladores possuem ganhos fixos insuficientes para compensar variações de parâmetros no processo. Luiz et al. (1997) apresentam um estudo comparativo de três controladores monovariáveis aplicados a uma planta de nível. As técnicas de controle basearam-se nas estratégias PI adaptativo, preditivo e *fuzzy*. O controlador *fuzzy* apresentou maior simplicidade na utilização e implementação. A seleção das regras e das funções de pertinência é essencial para o melhor desempenho do controlador. A principal desvantagem apresentada pelo controlador *fuzzy* foi a falta de um procedimento sistemático para sua análise e projeto. Não existe um critério definido para a seleção da forma das funções de pertinência sendo que o procedimento iterativo de tentativa e erro é utilizado na superposição dos conjuntos *fuzzy*.

Somente nas últimas décadas a teoria de controle de sistemas foi desenvolvida e tornou-se uma ciência sofisticada e altamente respeitada. Porém, somente poucas das teorias desenvolvidas são aplicadas nos processos cotidianos. Em algumas áreas mais sofisticadas podem-se encontrar aplicações de controles mais avançados, como produtos de alta tecnologia devido aos custos de produção envolvidos na manufatura (Verbruggen & Bruijn, 1997).

Aplicações como extrusão de cereais já foram implementados com controladores PID, onde se incorporaram regras lingüísticas como descrito no trabalho de Eerikäinen et al. (1988), mostrando a facilidade e efetividade de controlar um processo de extrusão otimizado através da lógica *fuzzy*.

Morgan (1996) apresentou um estudo comparativo de aplicação de controlador *fuzzy* e controlador PI utilizando variáveis lingüísticas para variáveis de entrada de erro e taxa de variação do erro com simulações, obtendo resultados similares para os dois controladores. Porém, o mesmo trabalho salienta a aplicabilidade do controle *fuzzy* frente a processos que utilizam variáveis subjetivas, aos quais não podem ser aplicados os controladores PI.

Pereira Filho et al. (2000) observaram que os controladores por realimentação tradicionais não apresentam bom desempenho no controle do sistema de destilação em batelada pois se trata de um processo transiente e não linear. Essa dificuldade impulsionou a aplicação de sistemas de controle avançado e inteligência artificial. O trabalho desenvolvido objetivou o desenvolvimento e implantação de algoritmos com lógica *fuzzy* no controle da composição do destilado. A sintonia do controlador *fuzzy*, caracterizada pela grande quantidade de parâmetros a serem ajustados, é feita com base na experiência do operador ou com base em simulações computacionais com um modelo do processo. Foi observado que, apesar de utilizar parâmetros fixos de projeto, os controladores *fuzzy* foram capazes de trabalhar sob condições de *set-points* variáveis, apresentando menores vazões de refluxo do que os controladores convencionais.

Com a proposta de aperfeiçoar um controlador PI preditivo, anteriormente desenvolvido, Lo et al. (1999) propuseram uma auto-sintonia para solucionar problemas rotineiros de re-sintonia em controladores convencionais. Simulações e estudos experimentais demonstraram que o algoritmo de auto-sintonia apresenta melhores desempenhos que os auto-sintonizadores testados.

6.3 Metodologia

6.3.1 Ensaios de comparação entre controladores convencionais e fuzzy em estratégia SISO/Feedback

Os ensaios de comparação (tabela 6.1) foram realizados utilizando os projetos dos controladores convencionais (PI e PID) e *fuzzy* (*Fuzzy*/PI e *Fuzzy*/PID) similares aos utilizados nos capítulos 4 e 5, em estratégia SISO/Feedback, mantendo a sintonia proposta para os mesmos. O período de cada ensaio foi estipulado em quatro horas, pois, neste intervalo de tempo, pode-se garantir a menor interferência de fatores externos, tais como temperatura ambiente e umidade relativa do ar, na eficiência térmica do sistema de refrigeração.

Tabela 6.1 - Ensaios realizados com controladores convencionais (PI e PID) e Fuzzy(Fuzzy-PI e Fuzzy-PID).

Ensaio	Controlador	Variável controlada	Variável manipulada
E01	PID	Temp. de saída do propileno glicol	Freq. de rotação do compressor
E02	PI		
E03	<i>Fuzzy</i> -PID		
E04	<i>Fuzzy</i> -PI		
E05	PID		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
E06	PI		
E07	<i>Fuzzy</i> -PID		
E08	<i>Fuzzy</i> -PI		
E09	PID	Temperatura de Evaporação	Freq. de rotação do compressor
E10	PI		
E11	<i>Fuzzy</i> -PID		
E12	<i>Fuzzy</i> -PI		
E13	PID		Freq. de rotação da bomba de propileno glicol
E14	PI		
E15	<i>Fuzzy</i> -PID		
E16	<i>Fuzzy</i> -PI		

Os ensaios propostos na tabela 6.1 foram realizados submetendo-se o sistema de refrigeração, para cada condição experimental, a perturbações positiva (+30%) e negativa (-30%) na carga térmica imposta. Apenas perturbações na carga térmica foram realizadas, por serem mais freqüentes neste tipo de processo, partindo-se das mesmas condições iniciais (CI2).

Os testes de comparação foram apresentados através de gráficos, onde se pode avaliar qualitativamente seu desempenho.

6.3.2 Análise dos parâmetros de comparação para os controladores convencionais e fuzzy.

Depois de realizados os ensaios de comparação com as diferentes malhas de controle foram determinados parâmetros de desempenho baseados no erro (IAE, ISE e ITAE) com o objetivo de comparar quantitativamente o desempenho das estratégias de controle utilizadas, relativo ao ensaio que apresentou maiores valores para estes parâmetros.

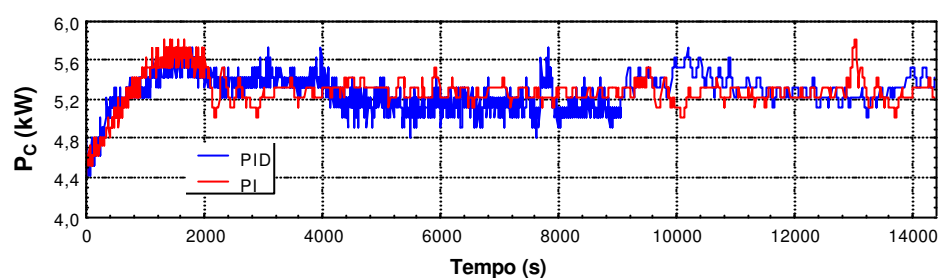
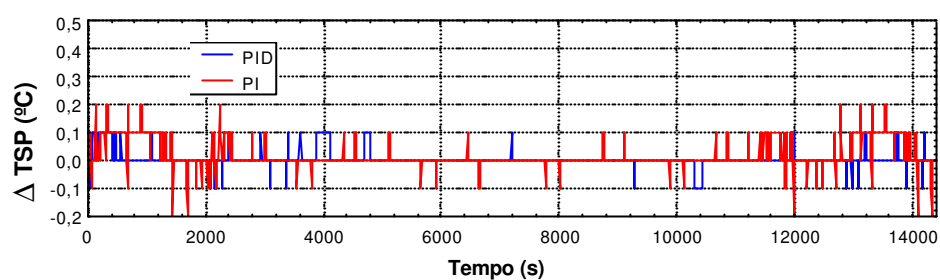
O consumo de energia durante os ensaios também foi calculado, a fim de definir a estratégia e a malha de controle que proporcionem menor consumo energético durante a ação de controle, comparado com o consumo de energia calculado nas condições dos ensaios sem utilização dos controladores.

6.4 Resultados Obtidos

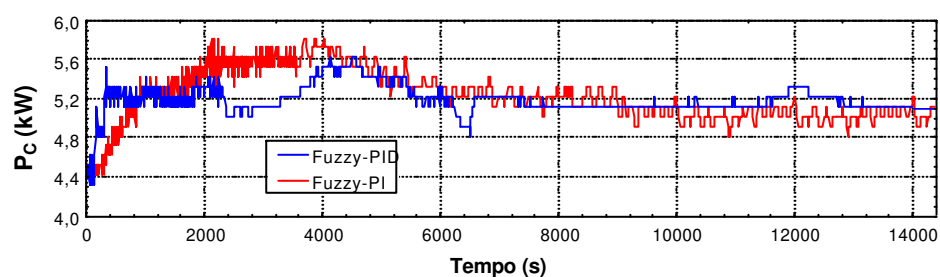
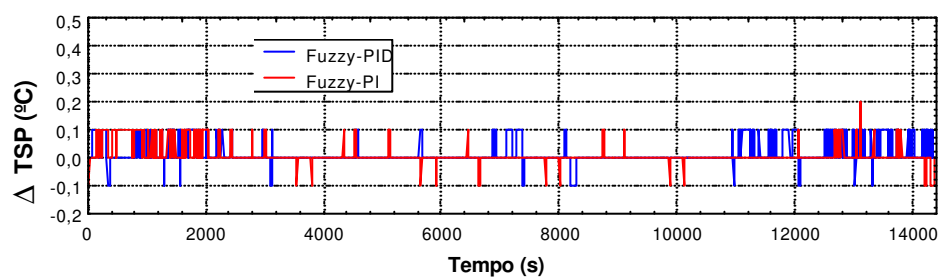
6.4.1 Ensaios de comparação para temperatura de saída do propileno glicol como variável controlada.

6.4.1.1 Malha TSP-FRC

O comportamento apresentado pela malha de controle TSP-FRC com as estratégias convencionais e *fuzzy* é mostrado nas figuras 6.1 e 6.2.

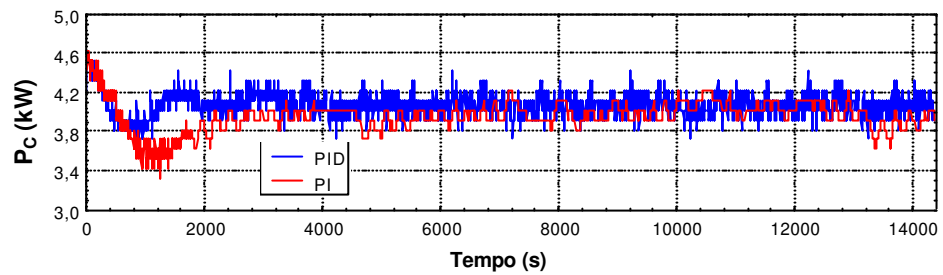
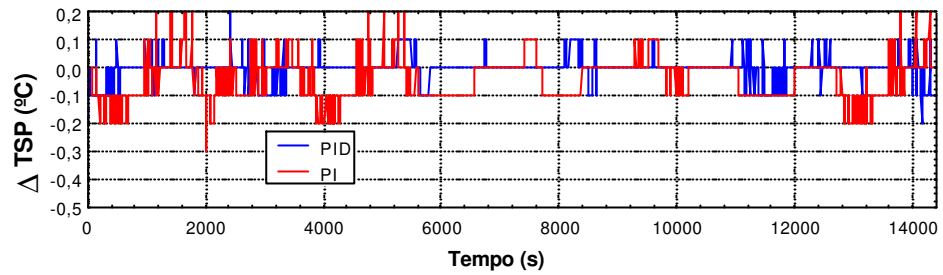


(a)

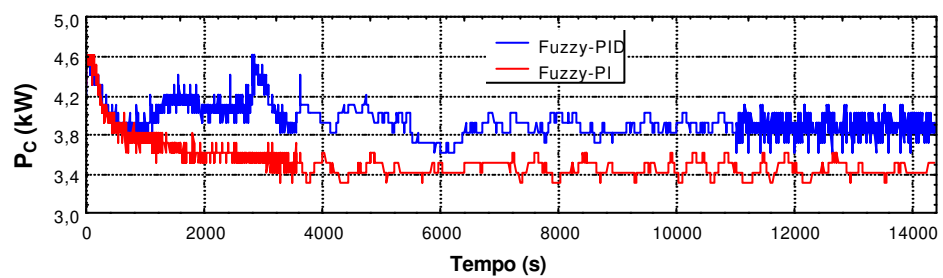
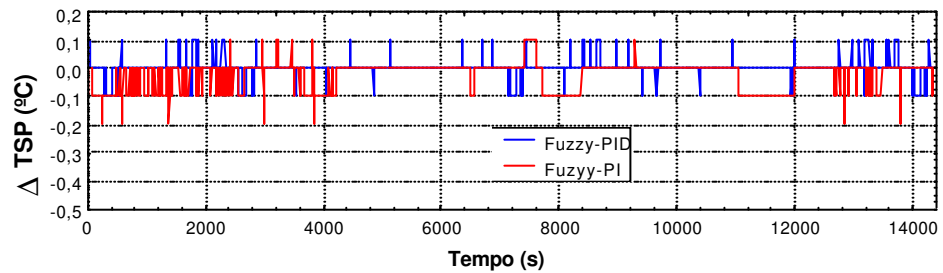


(b)

Figura 6.1 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida do compressor sob ação dos controladores PID, PI (a), *Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI (b) na malha TSP-FRC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio E01 a E04).



(a)



(b)

Figura 6.2 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida do compressor sob ação dos controladores PID, PI (a), *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* (b) na malha TSP-FRC para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio E01 a E04).

Nas figuras 6.1a e 6.1b pode ser observado que a manipulação da frequência de rotação do compressor como variável de controle apresentou desempenho similar quando utilizados os controladores convencionais PID e PI e os controladores *fuzzy*/PID e *fuzzy*/PI. Um desempenho ligeiramente mais favorável é observado quando foi utilizado o controlador PID, pois apresentou menor oscilação da variável controlada quando comparado com os demais controladores.

Seguindo-se a proposta de comparação, passa-se à análise da ação dos controladores quando submetidos à perturbação negativa na carga, apresentada nas figuras 6.2a e 6.2b, onde pode ser observado que os controladores *fuzzy* possibilitaram um controle suave da variável controlada, evidenciado pela menor oscilação apresentada para temperatura de saída do propileno glicol durante o ensaio, apesar de um perfil de manipulação da frequência de rotação do compressor ser bastante similar ao apresentado pelos outros controladores propostos para esta malha de controle.

Os controladores propostos para a malha TSP-FRC apresentaram desempenhos análogos na realização dos ensaios relativos à manutenção da TSP, porém as atuações apresentaram características distintas. Individualmente, a estratégia PID se mostrou ligeiramente mais apropriada à utilização pois proporcionou uma menor ocorrência de oscilações da temperatura de saída do propileno glicol, quando o sistema foi submetido à perturbação positiva na carga térmica. Em contrapartida, a estratégia *Fuzzy*-PID apresentou melhor desempenho de controle para a perturbação negativa na carga térmica do sistema.

O perfil de potência consumida pelo sistema, figuras 6.1 e 6.2, apresentou semelhanças, evidenciando a forma análoga de controle com que os quatro controladores agem sobre a FRC. Entretanto, observou-se uma ligeira redução da

amplitude de atuação da FRC nos controladores *fuzzy*, promovendo assim uma redução da potência consumida nestes ensaios.

6.4.1.2 Malha TSP-FRB

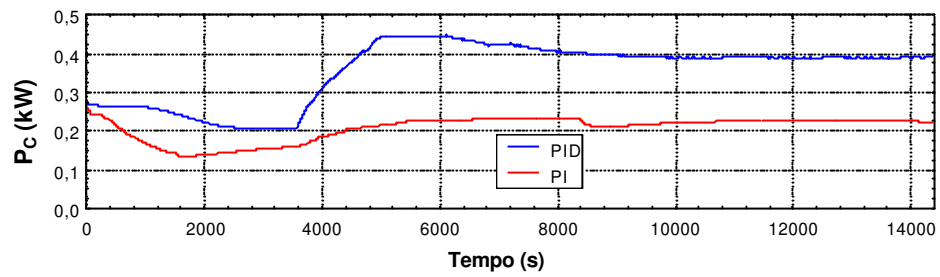
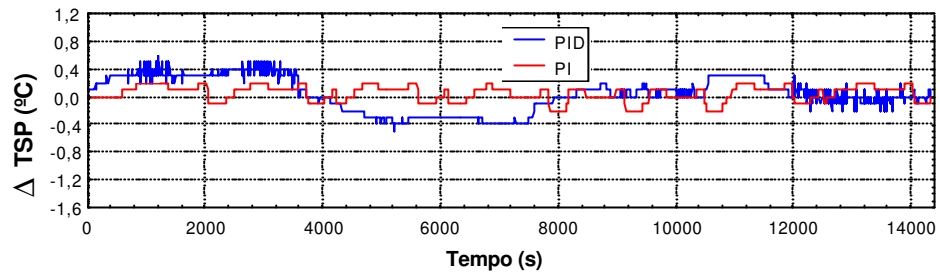
À mesma variável controlada (TSP) foi atribuída uma malha de controle onde a variação da frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB) é utilizada como variável de controle. A realização e análise destes ensaios objetivam a confirmação dos resultados obtidos nos capítulos 4 e 5, agora em experimentos de maior tempo de operação.

O comportamento apresentado pela malha de controle TSP-FRB com as estratégias convencionais e *fuzzy* é mostrado nas figuras 6.3 e 6.4.

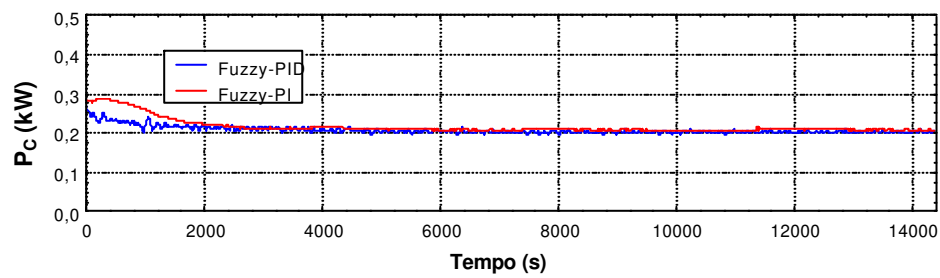
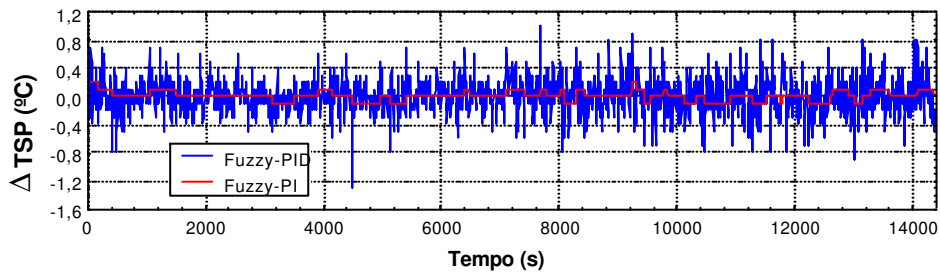
Confirmando o comportamento constatado nos capítulos anteriores, a variação da frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB) não apresentou um desempenho satisfatório como variável de controle na malha da temperatura de saída do propileno glicol.

As ações dos controladores convencionais (PI e PID) proporcionaram oscilações de maior amplitude na variável controlada, em todas as perturbações nas quais foi submetido o sistema de refrigeração (figuras 6.3a e 6.4a).

Os controladores *fuzzy* propostos para esta malha também não apresentaram um desempenho satisfatório para perturbação positiva da carga térmica (figura 6.3b). Entretanto, quando aplicada perturbação negativa os controladores *fuzzy* apresentaram comportamento similar ao apresentado quando utilizada a malha *fuzzy* TSP-FRC (figura 6.2b). Este comportamento pode ser atribuído a um melhor ajuste das funções de pertinência dos controladores *fuzzy* na região de erro negativo e uma melhor adequação da atuação de frequência de rotação da bomba à malha.

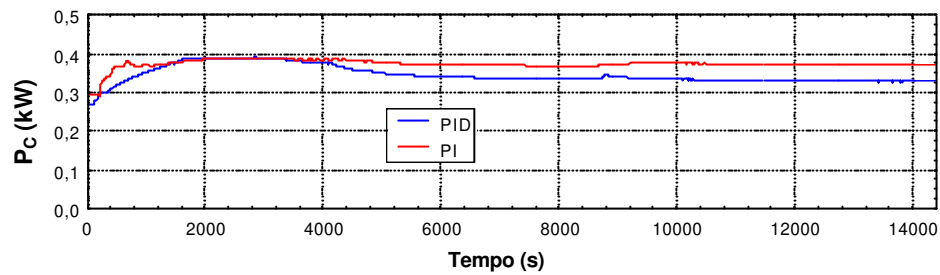
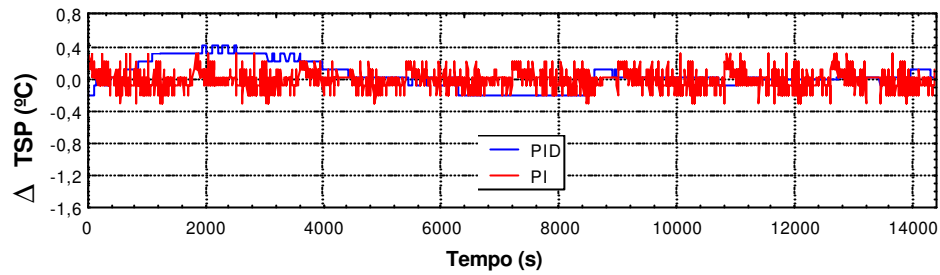


(a)

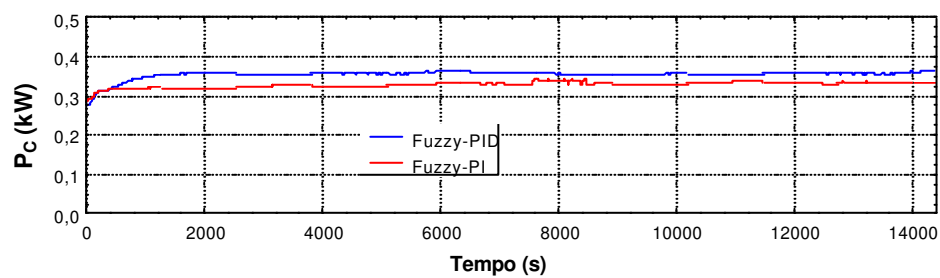
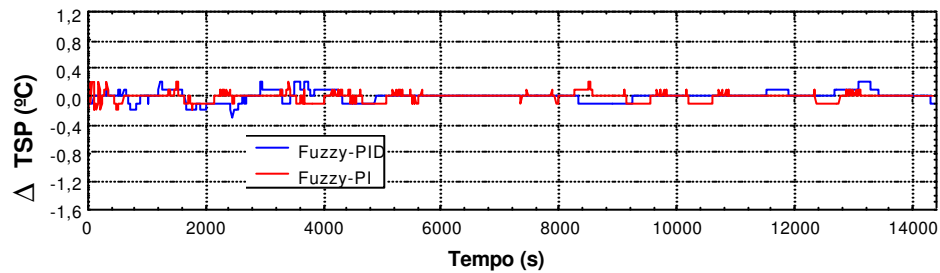


(b)

Figura 6.3 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida na bomba de propileno glicol sob ação dos controladores PID, PI (a), *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* (b) na malha TSP-FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio E05 a E08).



(a)



(b)

Figura 6.4 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida na bomba de propileno glicol sob ação dos controladores PID, PI (a), Fuzzy-PID e Fuzzy-PI (b) na malha TSP-FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio E05 a E08).

No caso da frequência de rotação da bomba de propileno glicol como variável de controle, foi observada uma variação menor da potência consumida que aquela observada quando utilizada a FRC. Entretanto, pode ser observado que essa malha de controle não se mostrou satisfatória em nenhuma das malhas propostas.

6.4.2 Ensaios de comparação entre controladores convencionais e fuzzy para temperatura de evaporação como variável controlada.

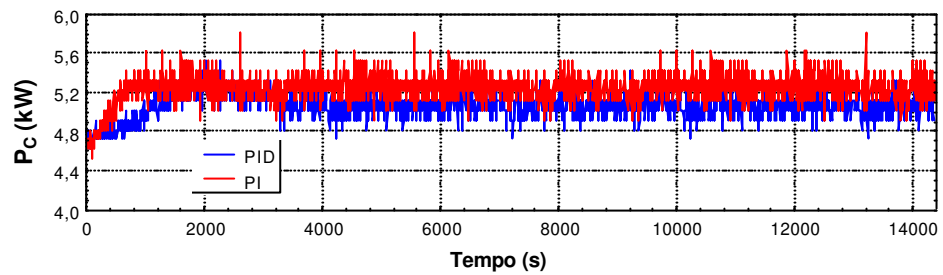
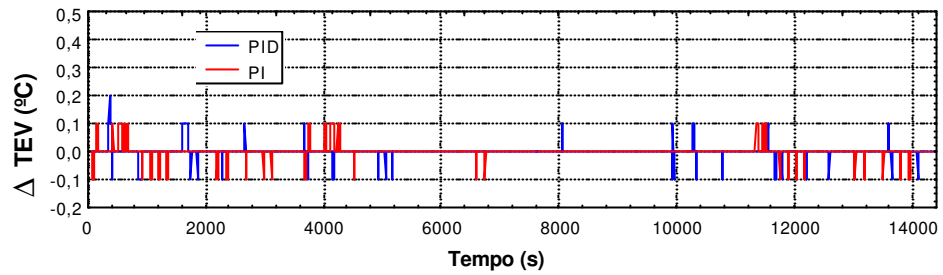
As mesmas estratégias de controle foram usadas para o controle da temperatura de evaporação. Os ensaios foram conduzidos sob as mesmas condições iniciais e perturbações de carga térmica.

6.4.2.1 Malha TEV-FRC

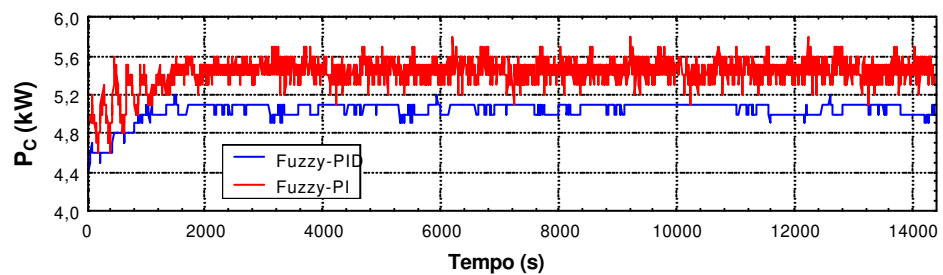
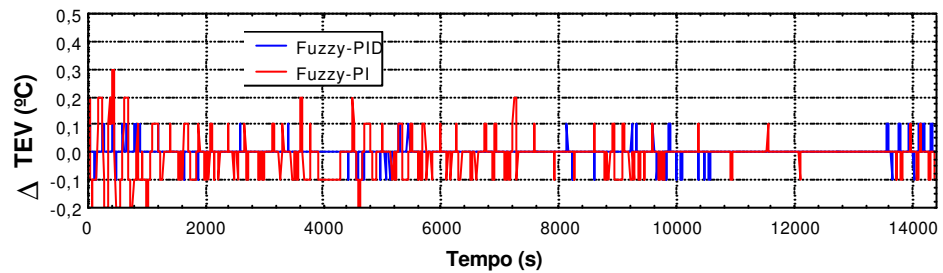
O comportamento apresentado pela malha de controle TEV-FRC com as estratégias convencionais e *fuzzy* é mostrado nas figuras 6.5 e 6.6.

A malha de controle TEV-FRC apresentou um desempenho bastante satisfatório, tanto na estratégia convencional quanto na estratégia *fuzzy*. Confirmando assim, uma tendência observada no desenvolvimento dos controladores convencionais e *fuzzy* que constam nos capítulos 4 e 5, respectivamente.

Nas figuras 6.5a e 6.6a pode se observar uma melhor adequação do controlador PID para perturbações positivas e negativas na carga térmica, apresentando menores oscilações da variável controlada.

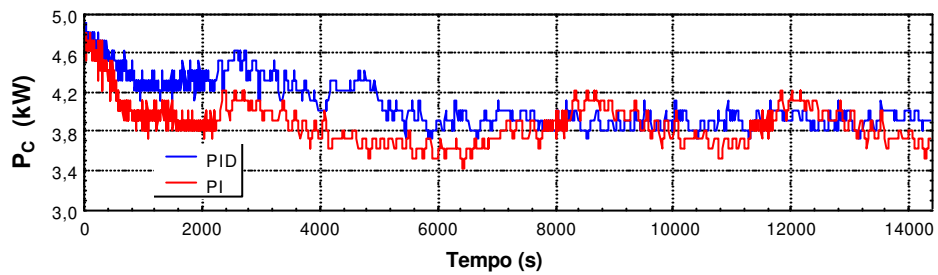
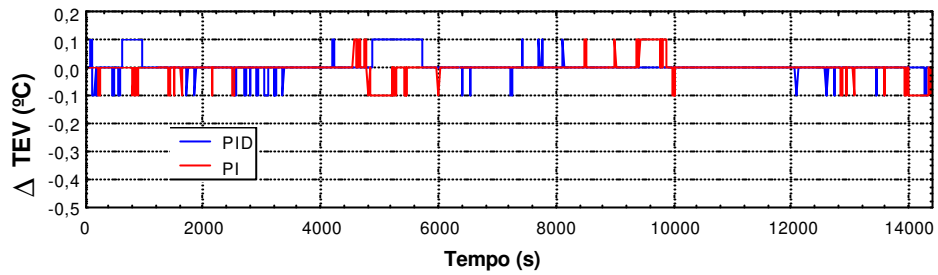


(a)

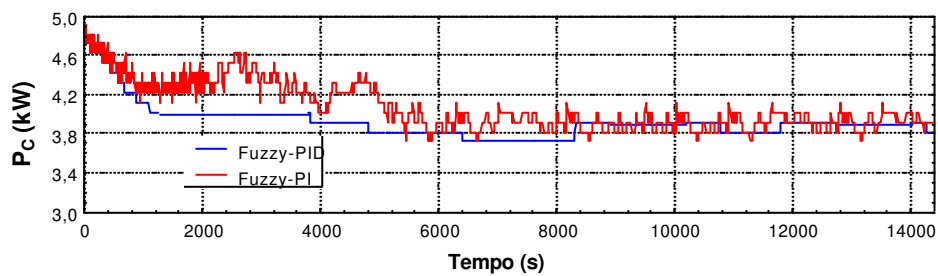
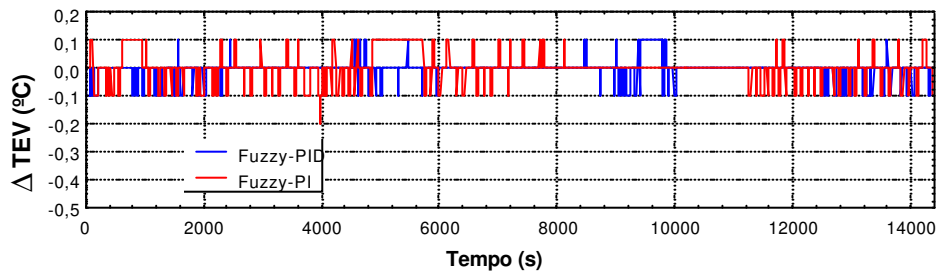


(b)

Figura 6.5 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida no compressor sob ação dos controladores PID, PI (a), *Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI (b) na malha TEV-FRC para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio E09 a E12).



(a)



(b)

Figura 6.6 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida no compressor sob ação dos controladores PID, PI (a), *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* (b) na malha TEV-FRC para perturbação de -30% (b) na carga térmica (Ensaio E09 a E12).

Em contrapartida, o controlador *Fuzzy*-PID também apresentou um comportamento satisfatório, apenas proporcionando uma maior oscilação da temperatura de evaporação do que a apresentada pelo controle PID. Porém, foi observada uma oscilação menor na potência consumida pelo compressor, supondo-se uma menor requisição do atuador (figuras 6.5b e 6.6b).

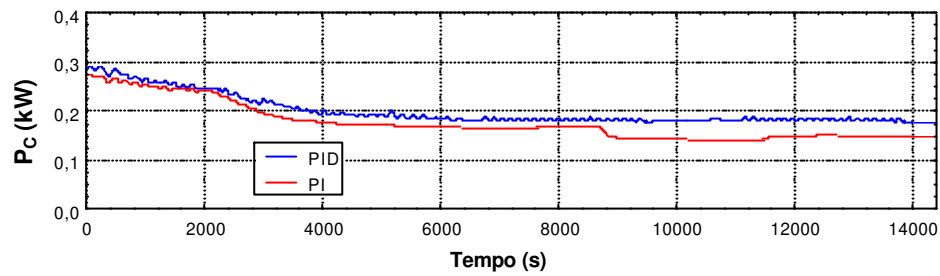
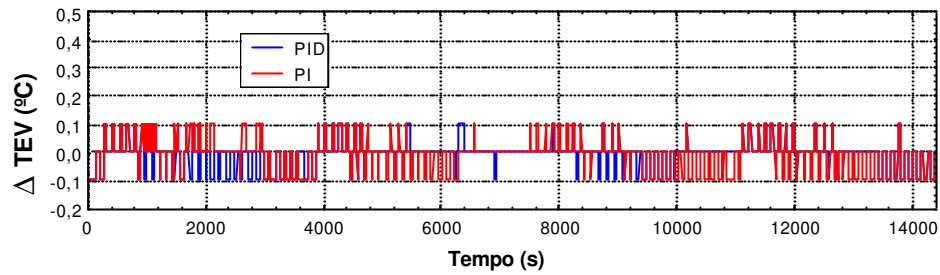
O controlador PI também se adequou bem à malha proposta, principalmente, quando foi imposta uma perturbação negativa (figura 6.6a) porém sendo necessária uma maior potência consumida do compressor. O mesmo comportamento foi observado no controlador *Fuzzy*-PI (figura 6.6b).

As potências consumidas pelo sistema, quando utilizada a FRC como variável manipulada apresentou um comportamento de atuação bastante similar ao apresentado pela malha TSP-FRC, podendo se observar os melhores desempenhos para os controladores PID e *Fuzzy*-PID, em uma menor potência consumida no compressor foi suficiente para a manutenção satisfatória da temperatura de evaporação.

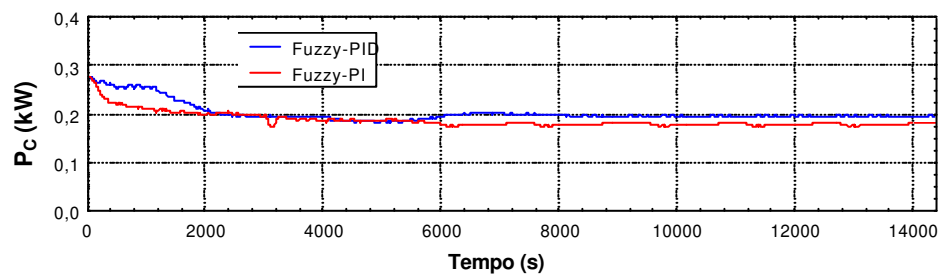
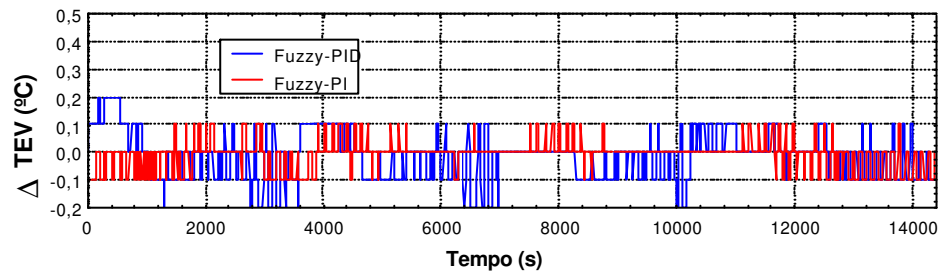
6.4.2.2 Malha TEV-FRB

Seguindo a mesma metodologia adotada para o caso temperatura de saída do propileno glicol, foram realizados experimentos de controle da temperatura de evaporação (TEV) utilizando como variável de controle a frequência de rotação da bomba de propileno glicol.

O comportamento apresentado pela malha de controle TEV-FRB com as estratégias convencionais e *fuzzy* é mostrado nas figuras 6.7 e 6.8.

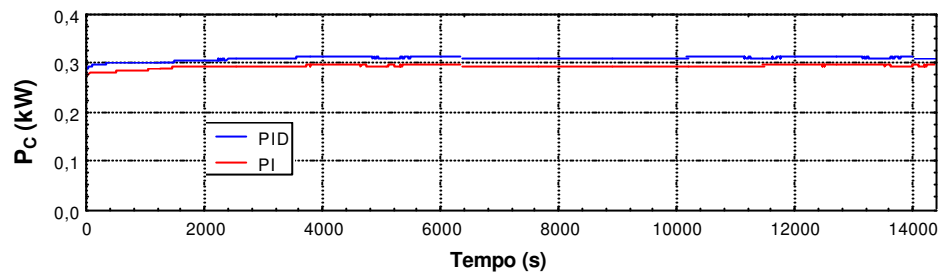
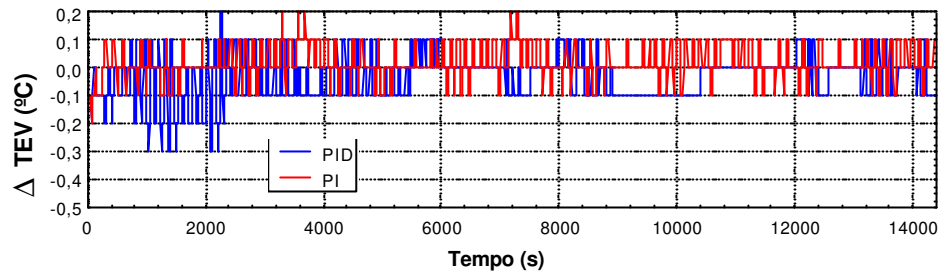


(a)

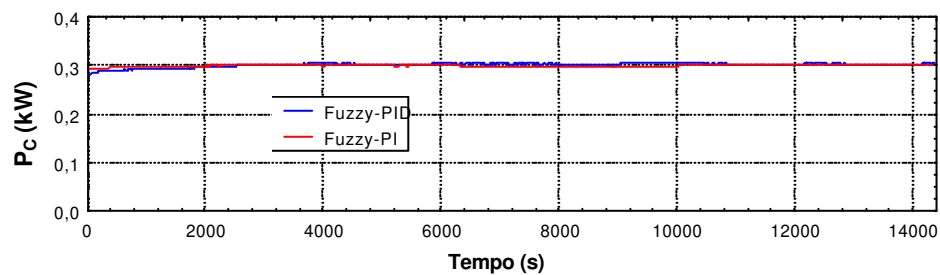
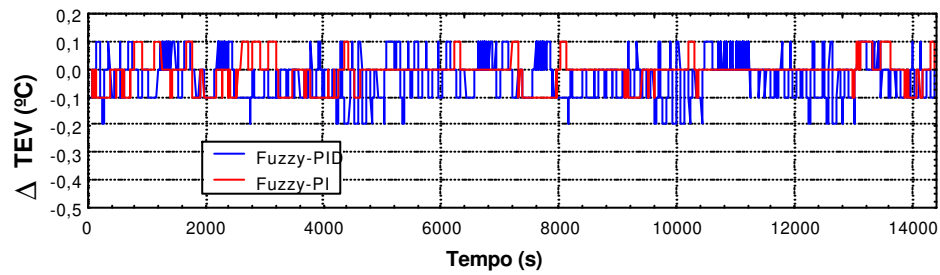


(b)

Figura 6.7 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida na bomba de propileno glicol sob ação dos controladores PID, PI (a), *Fuzzy-PID* e *Fuzzy-PI* (b) na malha TEV-FRB para perturbação de +30% na carga térmica (Ensaio E13 a E16).



(a)



(b)

Figura 6.8 - Comportamentos dos desvios da variável controlada e da potência consumida na bomba de propileno glicol sob ação dos controladores PID, PI (a), Fuzzy-PID e Fuzzy-PI (b) na malha TEV-FRB para perturbação de -30% na carga térmica (Ensaio E13 a E16).

A variação da frequência de rotação da bomba de propileno glicol também mantém, satisfatoriamente, a temperatura de evaporação no valor pré-estabelecido, sendo observada uma oscilação mais acentuada quando comparada com o a malha de controle que utiliza a variação da frequência de rotação do compressor.

Pode ser observada uma melhor utilização da estratégia *Fuzzy-PI* para todas as perturbações impostas ao sistema, fato evidenciado pela menor oscilação da variável controlada e o menor perfil de potência consumida (figuras 6.7b e 6.8b).

Apesar dos ensaios terem sido realizados num período de quatro horas, em que se pretendia reduzir as interferências ambientais no desempenho do sistema de refrigeração, foi observado, nos diversos experimentos, a ocorrência de oscilações nos últimos 1500 segundos que podem ser atribuídos à proximidade do período mais quente do dia (12:00 h), uma vez que os ensaios foram iniciados por volta das 07:00 h.

Os controladores convencionais e *fuzzy* apresentaram desempenhos bastante semelhantes quando comparadas às potências consumidas durante os ensaios. Uma avaliação quantitativa será mais efetiva na determinação da melhor estratégia para o controle da temperatura de evaporação utilizando a FRB.

6.4.3 Análise dos parâmetros de comparação controladores convencionais e fuzzy.

Com os dados obtidos nos ensaios realizados com os diferentes controladores mostrados nas figuras 6.1 a 6.8, foram determinados os parâmetros de desempenho baseados no erro (ISE, IAE e ITAE) com o objetivo de realizar uma comparação quantitativa que determine a robustez dos controladores, indicando a melhor malha de controle para cada variável controlada.

Nas figuras 6.9, 6.10 e 6.11 são apresentados os valores calculados para os parâmetros de avaliação da eficiência dos controladores (ISE, IAE e ITAE) baseados no erro da variável controlada em todos os ensaios realizados (tabela 6.1). Para os mesmos ensaios foram calculados os consumos de energia elétrica, em 4 horas, para os diferentes equipamentos, mostrados nas figura 6.12 e 6.13.

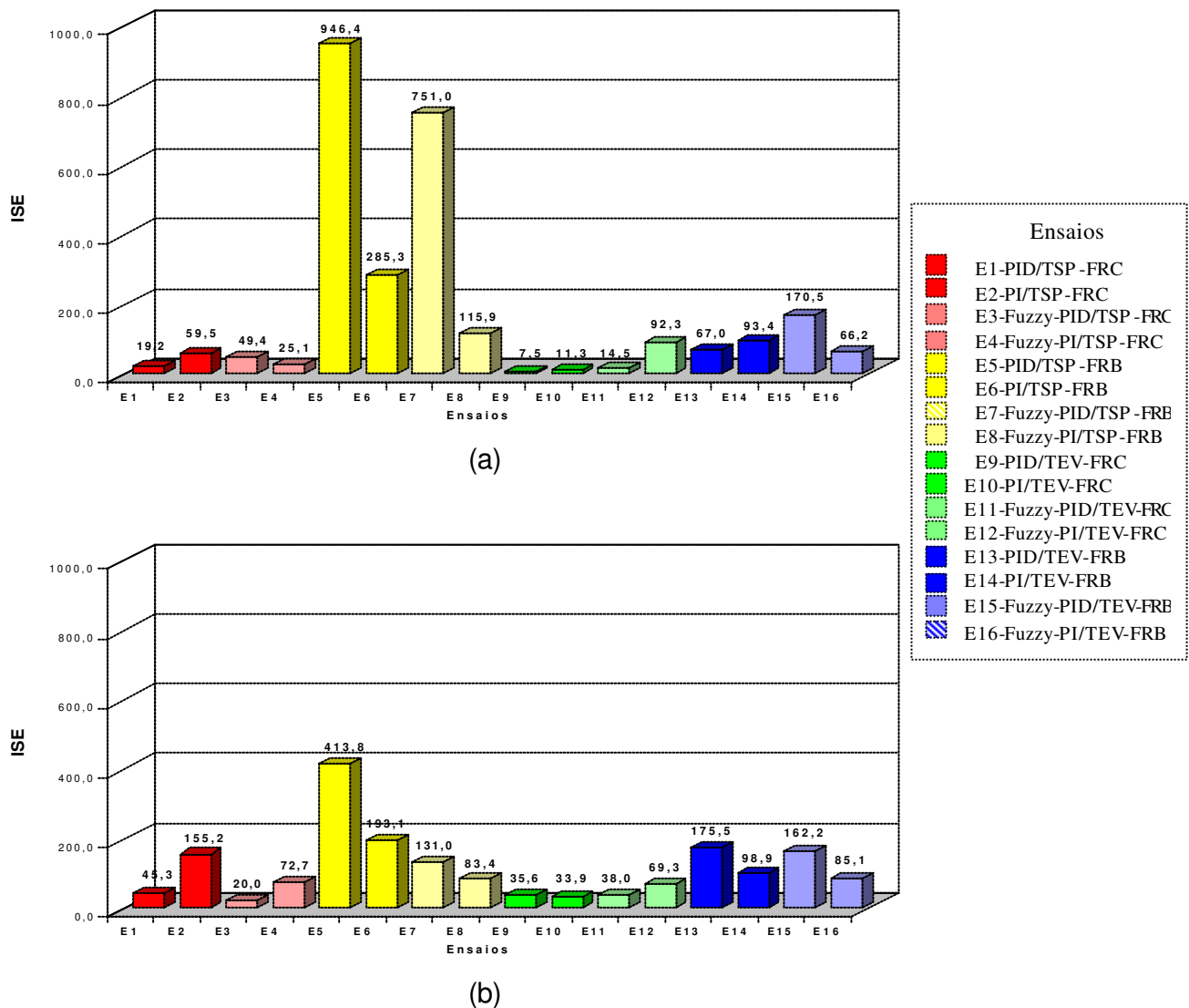


Figura 6.9 - Valores do parâmetro ISE (Integral do quadrado do erro) para os ensaios realizados sob perturbação positiva (a) e negativa (b).

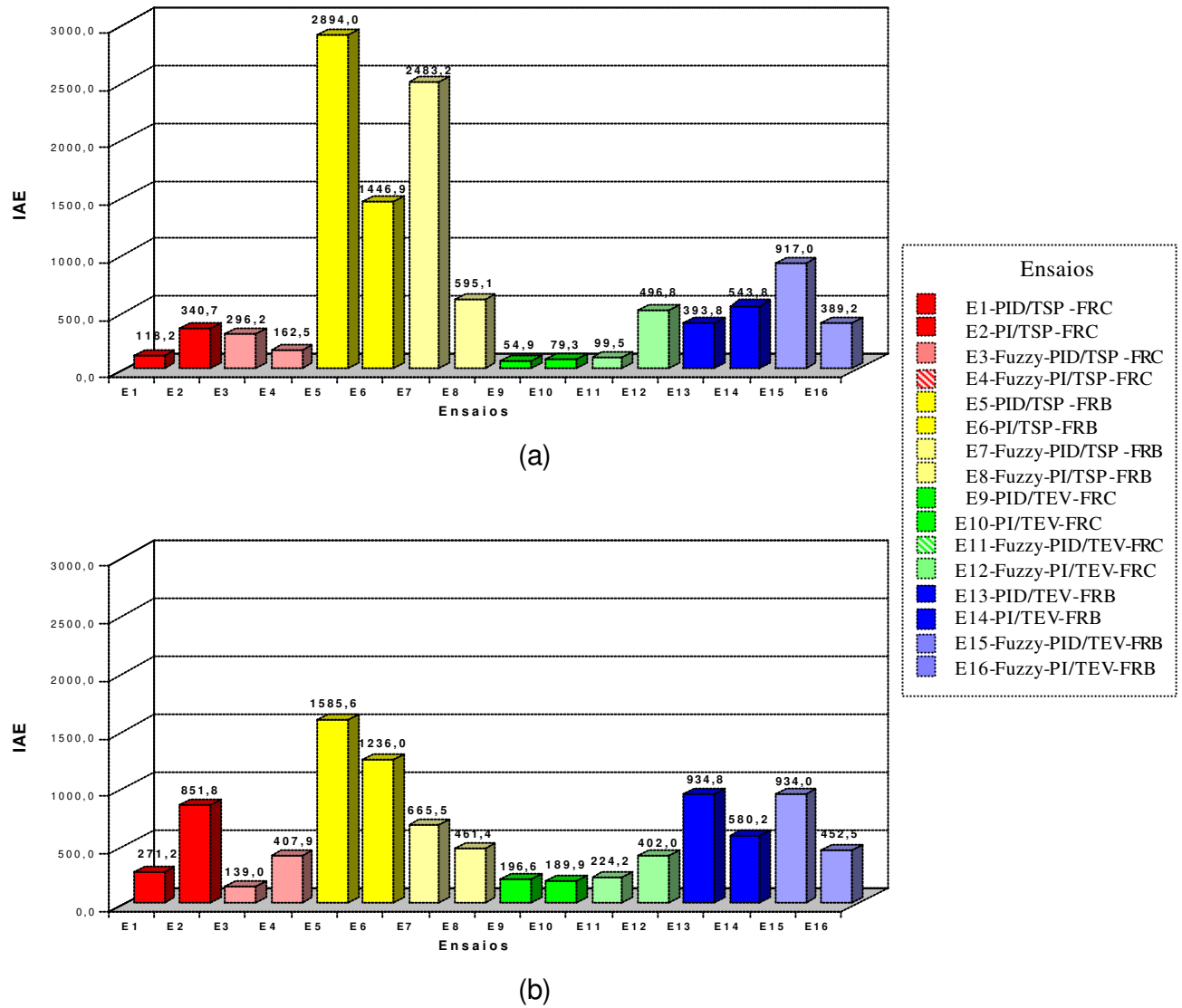


Figura 6.10 - Valores do parâmetro IAE (Integral do erro absoluto) para os ensaios realizados sob perturbação positiva (a) e negativa (b).

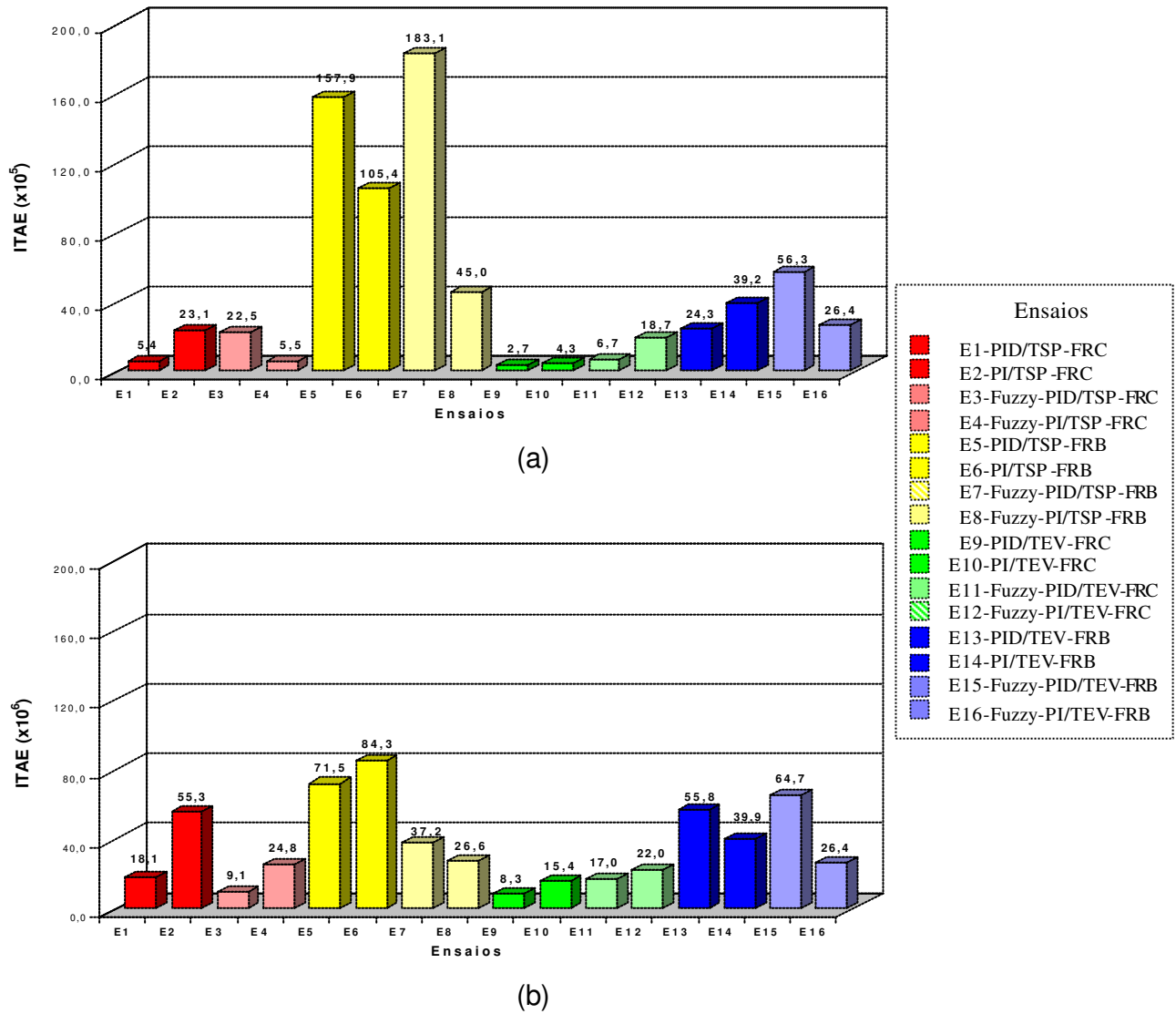


Figura 6.11 - Valores do parâmetro ITAE (Integral do erro absoluto no tempo) para os ensaios realizados sob perturbação positiva (a) e negativa (b).

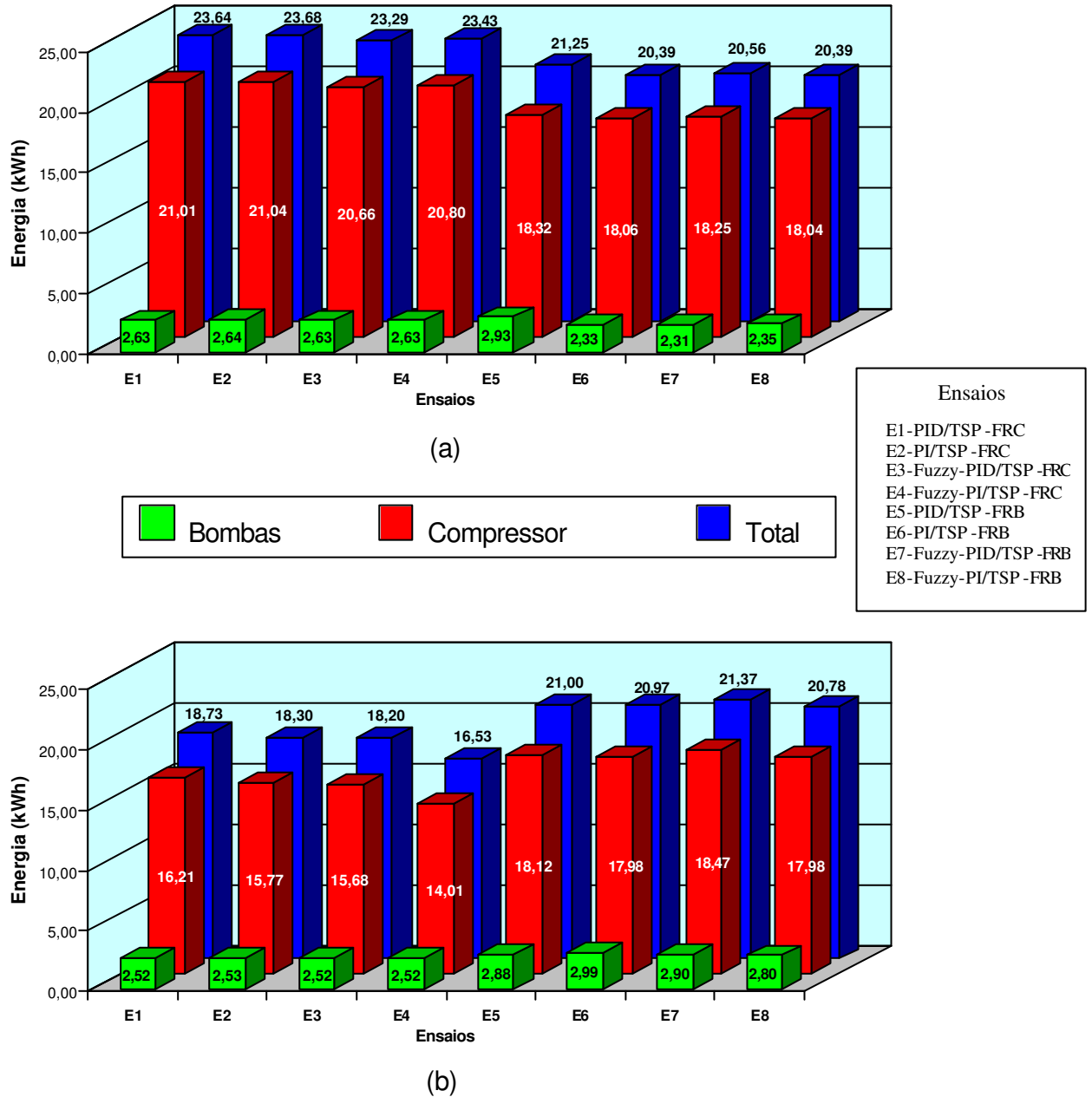


Figura 6.12 - Valores dos consumos de energia elétrica, durante os ensaios de controle da temperatura de saída do propileno glicol sob perturbações positiva (a) e negativa (b), dos diferentes equipamentos.

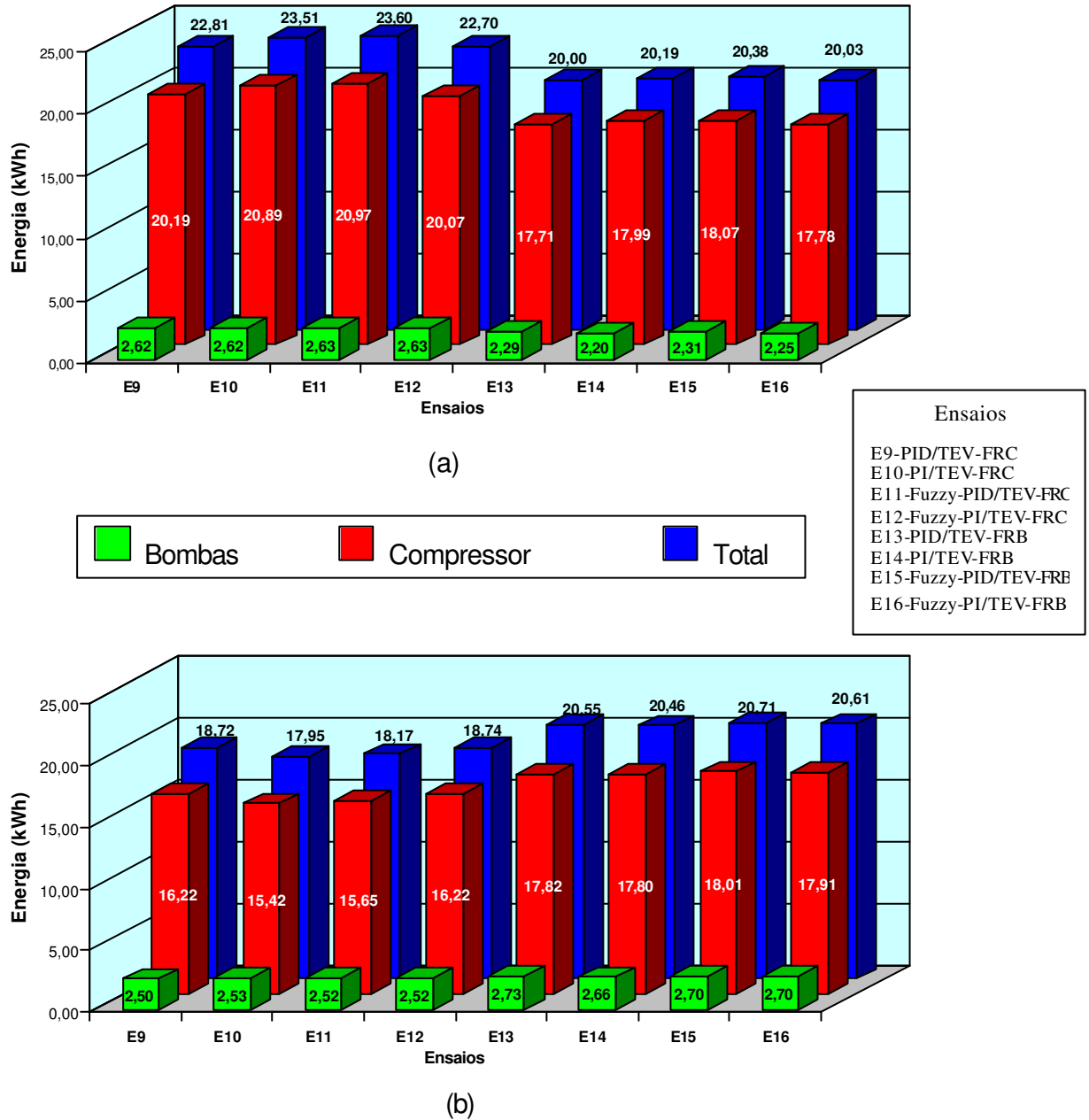


Figura 6.13 - Valores dos consumos de energia elétrica, durante os ensaios de controle da temperatura de evaporação sob perturbações positiva (a) e negativa (b), dos diferentes equipamentos.

Na figura 6.14 são apresentados os percentuais de aumento ou redução do consumo de energia total dos ensaios, tomando-se como referência o consumo de energia de 20,5 kWh e 19,8 kWh dos ensaios com perturbações na carga térmica positiva e negativa, respectivamente, com o sistema funcionando apenas com controle comercial.

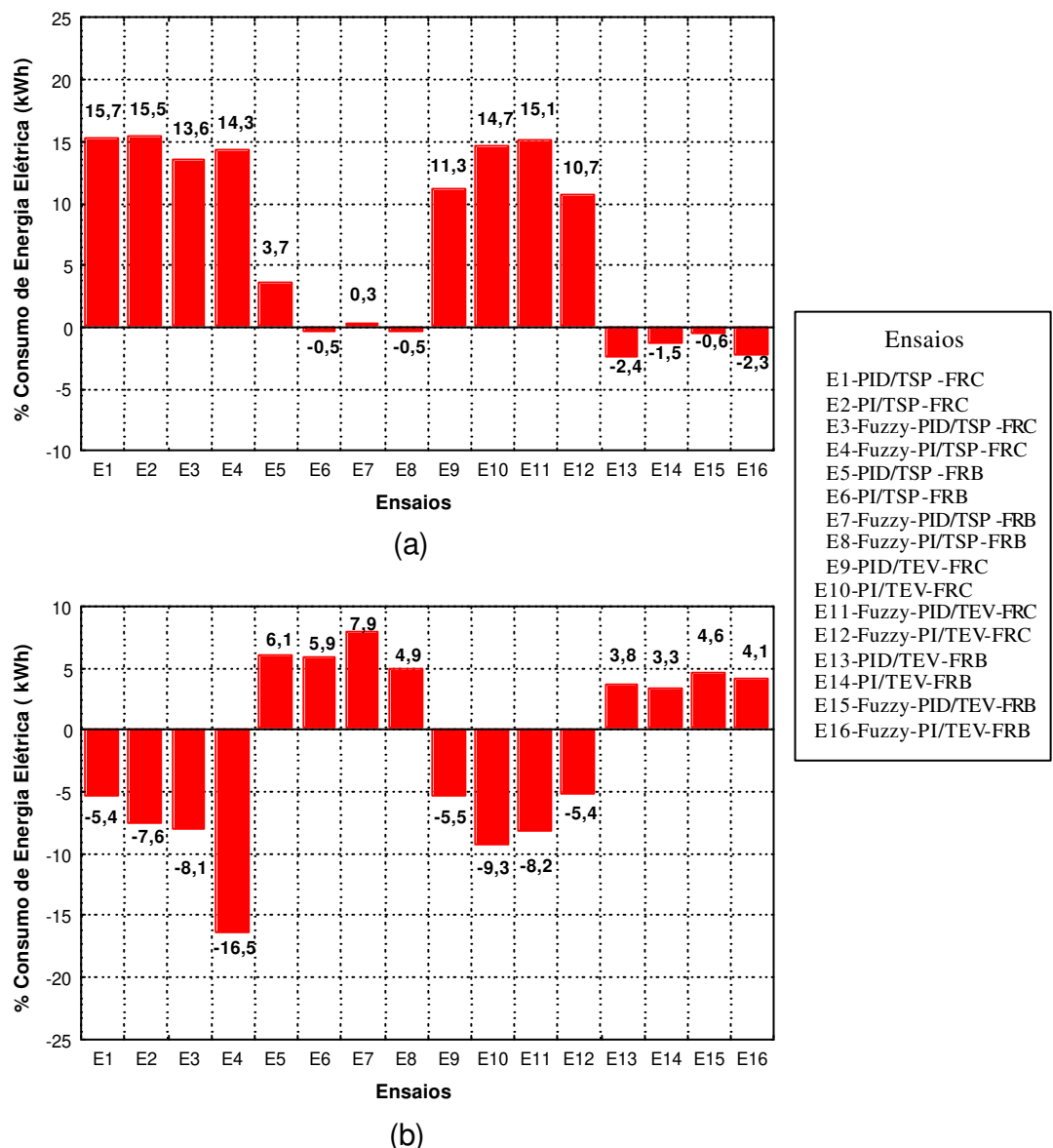


Figura 6.14 - Percentuais de aumento e redução do consumo de energia elétrica dos ensaios nas perturbações positiva (a) e negativa (b).

Através dos dados apresentados nas figuras anteriores pode-se facilmente observar que os menores valores dos parâmetros de erro foram conseguidos quando a variação da frequência de rotação do compressor foi utilizada como variável de controle nas malhas propostas.

Quando se utiliza a variação da frequência do compressor como variável de controle, observa-se um maior consumo de energia elétrica quando o sistema é submetido à perturbação positiva e um menor consumo quando se impõe perturbação negativa (ensaios 01-04 e 09-12).

A frequência de rotação da bomba de propileno glicol apresenta um menor impacto no consumo de energia elétrica, devido a sua grandeza frente à potência do compressor.

Assim, pode-se definir a manipulação da frequência de rotação do compressor como a melhor variável manipulada nas estratégias e nas malhas estudadas.

Prosseguindo uma análise mais detalhada das figuras, observa-se que, na utilização da malha de controle TSP-FRC, a estratégia convencional PID apresentou menores valores dos parâmetros de erro para perturbação positiva na carga térmica. Para perturbações negativas os menores valores foram observados na estratégia *Fuzzy*-PID. De uma maneira geral o controle PID obteve um melhor desempenho para esta malha, apresentando menores oscilações.

Apesar de não apresentar menores valores nos parâmetros de erro, os controladores *fuzzy* apresentaram menores consumos de energia elétrica (um aumento em média de 14,0%, para perturbações positivas, e em redução em média de 14,9%, para perturbações negativas) o que os credenciam como melhor alternativa para o controle da temperatura de saída do propileno glicol (figuras 6.14 a e b).

Similarmente, os parâmetros de erro da malha de controle TEV-FRC apresentaram menores valores para os controladores convencionais PID e PI para perturbações positivas e negativas, respectivamente. O controlador *Fuzzy*-PID para esta malha também apresentou um desempenho satisfatório, obtendo valores dos parâmetros de erro ligeiramente maiores que os obtidos nos controladores convencionais. O controlador *Fuzzy*-PI apresentou uma ação de controle bastante oscilatória, resultando em um aumento dos parâmetros de erro. Neste caso, o controlador *Fuzzy*-PI necessitaria de um melhor ajuste das funções de pertinência a fim de reduzir as intensidades das ações de controle e as oscilações causadas na variável controlada.

Quanto ao consumo de energia elétrica (figura 6.13 e 6.14), pode ser observado que os controladores *Fuzzy*-PI e PI apresentaram menores valores para perturbações positivas (10,7%) e negativas (-9,3%), respectivamente. Entretanto, a utilização do controlador *fuzzy* não se mostrou desejável quanto à supressão do erro, quando comparado com o controle convencional. Assim, pode-se definir, de uma forma geral, o controle convencional (PID e PI) como a estratégia mais apropriada para a malha TEV-FRC, apresentando um aumento do consumo de energia de 13,0% (em média), para perturbações positivas, e uma redução de 7,4% (em média), para perturbações negativas.

6.5 Conclusões

Neste capítulo foi realizado um estudo comparativo experimental das principais estratégias e malhas de controle convencionais (PI e PID) e *fuzzy* (*Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI), implementadas nos capítulos anteriores. Foram realizados testes para a verificação do comportamento dinâmico das variáveis controladas (temperatura de saída do propileno glicol e temperatura de evaporação), enquanto o sistema de refrigeração foi submetido a perturbações na carga térmica.

Foram definidos parâmetros de erro para a avaliação da robustez dos controladores e medida a demanda de energia elétrica em cada ensaio para uma comparação energética da ação dos controladores.

Os resultados apresentados indicaram similaridades e características favoráveis entre os controladores convencionais e *fuzzy*.

A variação da frequência de rotação do compressor se mostrou a melhor variável manipulada para compor as malhas de controle pois proporciona menor oscilação das variáveis, embora implique num consumo maior de energia elétrica, quando necessário à supressão de perturbações positivas na carga térmica imposta ao sistema.

A estratégia de controle *fuzzy* foi escolhida como a mais apropriada para compor a malha TSP-FRC, pois combina um bom desempenho nos parâmetros do erro e, principalmente, ao menor consumo de energia elétrica (14,4%, em média).

O controlador convencional apresentou melhor desempenho nos parâmetros de erro e consumo de energia (em média 10,2%) na malha de controle TEV-FRC.

6.6 Referências Bibliográficas

ARBEX, R. T. Controle *Fuzzy*: conceitos e aplicações. **INTEC - Instrumentação e Controle de Processos**, v.78, p.18-30, jun, 1994.

EERIKÄINEN, T.; LINKO, S. e LINKO, P. The potential of *fuzzy* logic in optimization and control: *fuzzy* reasoning in extrusion cooker control. **Automatic Control and Optimization of Food Process**. Londres: Elsevier Applied Science Publisher, 1988. p.183-199.

GOMIDE, F. A. C. e GUDWIN, R. R. Modelagem, controle, sistemas e lógica fuzzy. **SBA Controle e Automação**, v.4, n.3, p.97-115, set-out, 1994.

JOSHI, N. V.; MURUGAN, P. e RHINEHART, R. R. Experimental comparison of control strategies. **Control Engineering Practice**, v.5, n.7, p.885-896, jul, 1997.

LO, W. L.; RAD, A. B. e TSANG, K. M. Auto-tuning of output predictive PI controller. **ISA Transactions**, v.38, p.25-36, 1999.

LUIZ, C. C.; SILVA, A. C.; COELHO, A. A. R. e BRUCIAPAGLIA, A. H. Controle adaptativo versus controle fuzzy: um estudo de caso em um processo de nível. **SBA Controle e Automação**, v.8, n.2, p.43-49, jun/jul, 1997.

MORGAN, P. A clear look at *fuzzy* PI control. **In Tech**, p.50-54, aug, 1996.

PEREIRA FILHO, R. D.; FILETI, A. M. F. e PEREIRA, J. A. F. R. Avaliação experimental de controladores nebulosos em uma coluna piloto de destilação em batelada. In: XIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2000, Águas de São Pedro, **Cd-rom**. Campinas: COBEQ Organizing Committee. Trabalho n. 179.

SINGH, R. K. e OU-YANG, F. Knowledge-based *fuzzy* control of aseptic processing. **Food Technology**, p.155-161, 1994.

VERBRUGGEN, H. B. e BRUIJN, P. M. *Fuzzy* control and conventional control: What is (and can be) the real contribution of *fuzzy* systems? **Fuzzy Sets and Systems**, v.90, n.2, p.151-160, sept, 1997.

ZHANG, Q. e LITCHFIELD, J. B. *Fuzzy* logic control for a continuous crossflow grain dryer. **Journal of Food Process Engineering**, v.16, n.1, p.59-77, feb, 1993.

CONCLUSÕES GERAIS

A montagem e instalação de um sistema de resfriamento de líquido utilizando uma instrumentação não convencional, baseado em uma configuração híbrida de instrumentos inteligentes (*Fieldbus Foundation*) e instrumentos de comunicação analógica (4-20 mA), apresentou as seguintes vantagens:

- Redução de fiação e de pontos de entradas e saídas analógicas.
- Automação de maior número de atividades operacionais com menor número de instrumentos.
- Melhoria da qualidade dos dados e da segurança.
- Menor tempo de implementação do projeto.

Quanto ao estudo do comportamento dinâmico individual das variáveis de processo de resfriamento de líquido, as características mais importantes do sistema são:

- A temperatura de saída do propileno glicol e a temperatura de evaporação apresentaram respostas reversas quando submetidas a perturbações na frequência de rotação da bomba de propileno glicol (FRB), sugerindo uma complexidade maior no projeto dos controladores que utilizem esta variável manipulada.
- O sistema apresentou não linearidades, especialmente nas curvas de reação da temperatura de condensação.
- Foi observada uma influência direta da FRB na demanda de energia elétrica dos motores da bomba de propileno glicol e compressor.

- As perturbações individuais realizadas em diversas amplitudes (positivas e negativas) possibilitaram a obtenção de uma base de conhecimento que subsidiou a implementação dos controladores SISO/fuzzy.
- Foi observado que a frequência de rotação do compressor, de uma maneira geral, apresentou melhor desempenho quanto à sensibilidade das variáveis de processo (TEV, TSP e TCOND).

A investigação do comportamento dinâmico simultâneo das variáveis de processo possibilitou o conhecimento dos efeitos individuais e de interação das variáveis manipuladas, observando-se que:

- Significativas variações da temperatura de evaporação foram observadas manipulando-se as frequências de rotação do compressor (FRC) e da bomba de propileno glicol (FRB), concluindo-se que estas variáveis podem compor satisfatoriamente uma malha de controle SIMO para a temperatura de evaporação.
- A temperatura de saída do propileno glicol (TSP) apresentou comportamento análogo à temperatura de evaporação, sendo significativamente influenciada pela FRC e a FRB.
- Para a temperatura de condensação, foi observado um maior efeito do fechamento da válvula de controle da água (FVC) e da FRC para perturbações positivas. O FVC não foi efetivo para promover reações negativas na TCOND, devido a pequena variação da vazão de água quando se reduz a amplitude de fechamento da válvula.

Com a implementação da estratégia de controle para as temperaturas do sistema (TEV, TSP e TCOND) e realização dos ensaios sob perturbações, pode-se afirmar que:

- A utilização da tecnologia *fieldbus* para a implementação das estratégias de controle facilitou a versatilidade dos ensaios e a aquisição dos dados em tempo real, agilizando a execução e análise dos parâmetros de desempenho.
- A malha de controle PID, utilizando a manipulação da FRC, se mostrou bastante eficiente para a manutenção da TSP, tanto para as perturbações na carga, quanto nas perturbações no *set-point*. Os parâmetros de desempenho baseados no erro foram em média 74,4% menores, para perturbação positiva na carga, e 53,3% menores, para perturbações negativas na carga, que os apresentados pelo controlador PI nas mesmas condições. Nas perturbações do *set-point*, os controladores PID e PI apresentaram desempenhos similares quanto aos parâmetros de erro (com variações inferiores a 2%). O controlador PID apresentou melhor desempenho quando comparados os parâmetros em regime transitório.
- Para o controle da temperatura de evaporação, a atuação na FRC apresentou um comportamento bastante estável, sendo a estratégia PID mais viável por apresentar parâmetros de desempenho do erro 56,4% e 46,5% menores que os apresentados pela estratégia PI, quando submetidos a perturbações na carga e no *set-point*, respectivamente.
- O controlador PID utilizando a FRC apresentou um desempenho superior na manutenção da TCOND, com valores 53,1% menores nos parâmetros de erro, para perturbações na carga, quando comparado ao controle PI.
- A atuação do fechamento da válvula de controle proporcionou excessivas oscilações na temperatura de condensação.

- A ação conjunta de duas variáveis manipuladas apresentou resultados satisfatórios apenas no controle da temperatura de saída do propileno glicol, tendo sido obtidos valores dos parâmetros de desempenho 67,4% e 92,7% menores que os valores apresentados pelas malhas SISO TSP-FRC e TSP-FRB, respectivamente. A ação conjunta ainda apresentou um comportamento amortecido das variáveis manipuladas, viabilizando uma utilização mais adequada da variação da frequência do compressor, variação da frequência da bomba de propileno glicol e fechamento da válvula de controle.

Com os resultados obtidos na implementação dos controladores *fuzzy* e a realização dos ensaios de controle, foi constatado que:

- A implementação dos controladores *fuzzy*, utilizando como ferramenta os toolboxes do MatLab 6.0 e o sistema *fieldbus*, se mostrou viável, de fácil desenvolvimento e flexível, tanto para os controladores SISO quanto para os multivariáveis.
- As variáveis manipuladas utilizadas no projeto destes controladores apresentaram, basicamente, comportamentos similares aos apresentados nos controladores convencionais.
- A sintonia dos controladores *fuzzy* é uma etapa de extrema importância no seu projeto dependendo intimamente do conhecimento especialista.
- A frequência de rotação do compressor, como variável manipulada, apresentou um desempenho satisfatório nos ensaios monovariáveis dos controladores *fuzzy* nas três variáveis controladas, ratificando o comportamento verificado nos controladores convencionais.

- Para o controle da TSP, a malha de controle *fuzzy*-PI TSP-FRC mostrou melhor adequação para o sistema sob perturbações na carga térmica, principalmente, na perturbação positiva, onde apresentou uma redução dos parâmetros de erro em 13,2% em média. Para perturbações no *set-point*, o *fuzzy*-PI apresentou redução nos valores dos parâmetros de erro, em torno de 7,3% e 1,3% para perturbações positivas e negativas, respectivamente. A magnitude dos valores apresentados demonstra uma grande similaridade de atuação dos controladores *fuzzy*-PID e *fuzzy*-PI, devendo ser ressaltado o melhor desempenho da estratégia *fuzzy*-PID para perturbações negativas na carga térmica (redução de 43,5% nos parâmetros de erro) e comportamento transiente mais satisfatório.
- Para o controle da TEV a malha *fuzzy* PID TEV-FRC apresentou um comportamento satisfatório, apresentando uma redução dos valores dos parâmetros de erro de 44,9% e 96,2% para as perturbações na carga e no *set-point*, respectivamente, quando comparados com os valores dos parâmetros da estratégia *fuzzy*-PI
- Para o controle da temperatura de condensação, a estratégia *fuzzy*-PID apresentou melhores valores dos parâmetros de erro quando utilizada a FRC como variável de controle.
- Na malha TCOND-FVC, a estratégia *fuzzy*-PI apresentou um melhor desempenho, não sendo possível realizar o controle com a estratégia *fuzzy*-PID devido às instabilidades de atuação da válvula de controle da água.
- Os controladores *fuzzy*-PID apresentaram melhor desempenho, quanto aos parâmetros de erro e comportamento transiente, principalmente quando foi utilizada a frequência de rotação do compressor como variável de controle.

- Os controladores *fuzzy*-PI multivariáveis se mostraram mais apropriados para o controle das variáveis controladas do que a estratégia multimalha PID convencional. Para o controle da TSP a malha multivariável *fuzzy*-PI TSP-FRC/FRB apresentou uma redução nos valores dos parâmetros de erro de 46,3% para perturbações na carga, quando comparados com os valores obtidos na estratégia multimalha dos controladores convencionais. No controle da TEV a malha *fuzzy*-PI TEV-FRC/FRB apresentou valores dos parâmetros de erro 49,1% menores que os apresentados na estratégia multimalha convencional. O controlador multivariável *fuzzy*-PI TCOND-FRC/FVC não apresentou desempenho satisfatório devido a alterações na temperatura de entrada da água de resfriamento do condensador.

No estudo comparativo das principais estratégias e malhas de controle convencionais (PI e PID) e *fuzzy* (*Fuzzy*-PID e *Fuzzy*-PI) os resultados obtidos indicaram que:

- Foram constatadas similaridades e características favoráveis entre os controladores convencionais e *fuzzy*.
- A variação da FRC se mostrou a melhor variável manipulada para compor as malhas de controle pois proporciona menor oscilação das variáveis do sistema de refrigeração estudadas, embora represente um maior consumo de energia elétrica quando necessário a supressão de perturbações positivas na carga térmica imposta ao sistema.
- A estratégia de controle *fuzzy* foi escolhida como a mais apropriada para compor a malha TSP-FRC, pois combina um bom desempenho nos parâmetros do erro e menor consumo de energia elétrica (14,4%, em média).

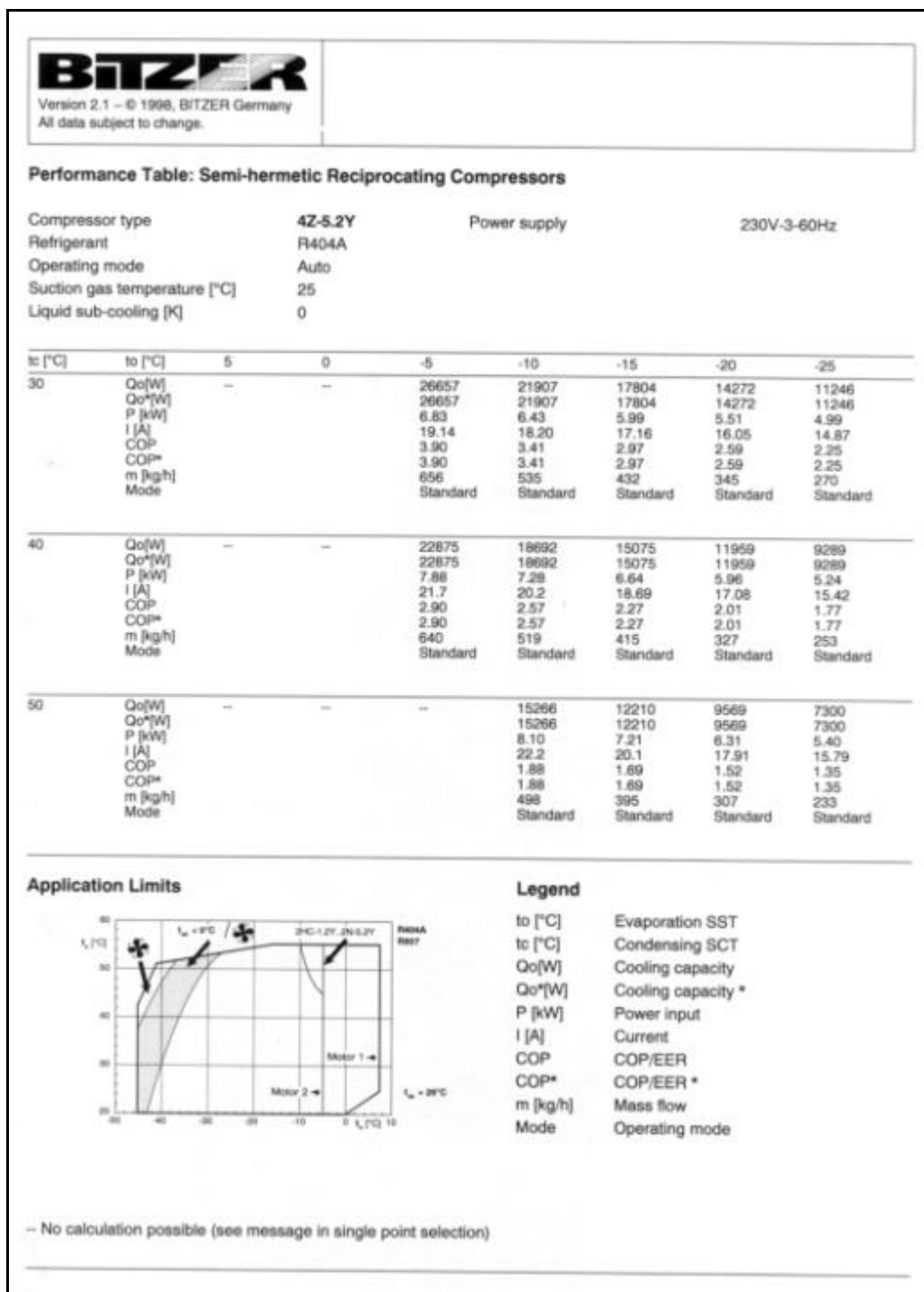
- O controlador convencional PID apresentou melhor desempenho nos parâmetros de erro e consumo de energia (em média 10,2%) na malha de controle TEV-FRC.

Desta forma, os objetivos deste trabalho foram alcançados quanto à comprovação da viabilidade operacional de um controle baseado em instrumentos de campo ligados em rede e à obtenção do conhecimento do comportamento dinâmico das variáveis do sistema de refrigeração para resfriamento de líquido, em tempo real.

Sistemas de controle convencionais e *fuzzy* foram desenvolvidos, satisfatoriamente, na manutenção da temperatura de evaporação, da temperatura de condensação e da temperatura de saída do propileno glicol do sistema de refrigeração, comprovando a eficiência destes controladores quando aplicados a sistemas de maior complexidade.

APÊNDICE A – Especificações técnicas dos equipamentos

- Dados técnicos do compressor obtidos através do software Bitzer.



- Diâmetro do cilindro: 55 mm.
- Curso do cilindro: 34 mm.
- Número de cilindros: 4
- Deslocamento volumétrico: 33.9 m³/h a 1750 rpm.
- Dados elétricos: 220V/380V - 60 Hz - trifásico.
- Corrente máxima: 32/18A.

• Dados técnicos do condensador cedidos pela APEMA

Modelo: CST 10.

apema

Série CST

Os modelos CST (Condensador "Shell and Tube"), nossa tradicional linha de condensadores, possuem grande capacidade de recolhimento de refrigerante líquido.

Capacidades: 6 a 355 Mcal/h, 7 a 412 kw. São 17 modelos e 3 diâmetros.

Modelo CST	capacidade térmica		área de troca (m ²)	nº de tubos	nº de passes	vazão de água	Δt da água	cap. de recolhimento de R. 12(kg)	HP	conexões em polegadas			distância entre espelhos (m m)	dimensões(mm)					
	(kcal/h)	(watt)								refrigerante	água	A		B	C	D	E	F	
4	6.133	7.131	0,66	12	6	1.456	4,21	4,65	1,50	1/2"	?	1/2"	400	477	400	360	156	160	11
5	9.200	10.695	1,32	12	6	1.456	6,31	6,98	2,30	1/2"	?	1/2"	600	677	600	560	156	160	11
6	12.267	14.264	1,76	24	6	2.912	4,21	3,94	3,00	?	?	1/2"	400	477	400	360	156	160	11
7	18.400	21.395	2,64	24	6	2.912	6,31	5,91	4,60	1/2"	1/2"	1/2"	600	677	600	560	156	160	11
8	18.100	18.720	2,31	36	6	4.368	3,68	9,66	4,00	1/2"	1/2"	1"	350	450	350	300	260	250	14
9	23.000	26.744	3,31	36	6	4.368	5,26	13,80	5,90	1/2"	1/2"	1"	500	600	500	440	260	250	14
10	32300	37.588	4,63	36	4	6.552	4,92	19,32	8,30	?	?	1"	700	800	700	600	260	250	14
11	51.300	59.651	7,36	40	4	7.280	7,04	27,01	13,00	?	?	1"	1000	1100	1000	940	260	250	14
12	76.950	89.476	11,04	40	2	14.560	5,26	40,52	19,70	1 1/2"	1 1/2"	1 1/2"	1500	1620	1500	1440	260	250	14
13	102.600	119.302	14,72	40	2	14.560	7,04	54,02	26,00	2"	2"	1 1/2"	2000	2120	2000	1940	260	250	14
14	118.000	137.209	16,95	78	4	22.914	5,15	52,03	30,0	2"	1 1/2"	2 1/2"	1000	1160	1000	940	364	250	17
15	177.200	206.046	25,42	76	4	22.914	7,73	78,04	45,00	2 1/2"	1 1/2"	2 1/2"	1500	1660	1500	1440	364	350	17
16	296.200	274.651	33,89	76	2	45.828	5,15	104,06	60,00	3"	1 1/2"	3"	2000	2160	2000	1940	364	350	17
17	354.350	412.034	50,94	76	2	45.828	7,73	158,09	90,00	3 1/2"	1 1/2"	3"	300	3160	3000	2940	364	350	17

Observações:

- 1) As vazões de água valem para as capacidades térmicas da tabela, considerando uma velocidade da água de 2,0 m/s.
- 2) O coeficiente global de transmissão de calor utilizado é de 820 w/m² °C com um fator de 0,00010 m² °C/w.

3) Os "HP" são os valores máximos baseados em temperatura de evaporação de -10°C e temperatura de condensação de 40°C .

- **Dados técnicos do evaporador.**

O evaporador modelo VKW 141.5.4B cedido pela APEMA apresenta os seguintes dados técnicos de acordo com a planilha abaixo:

- Capacidade térmica: 22500 kcal/h (7,5 TR).
- Área de troca térmica: $2,7\text{ m}^2$.

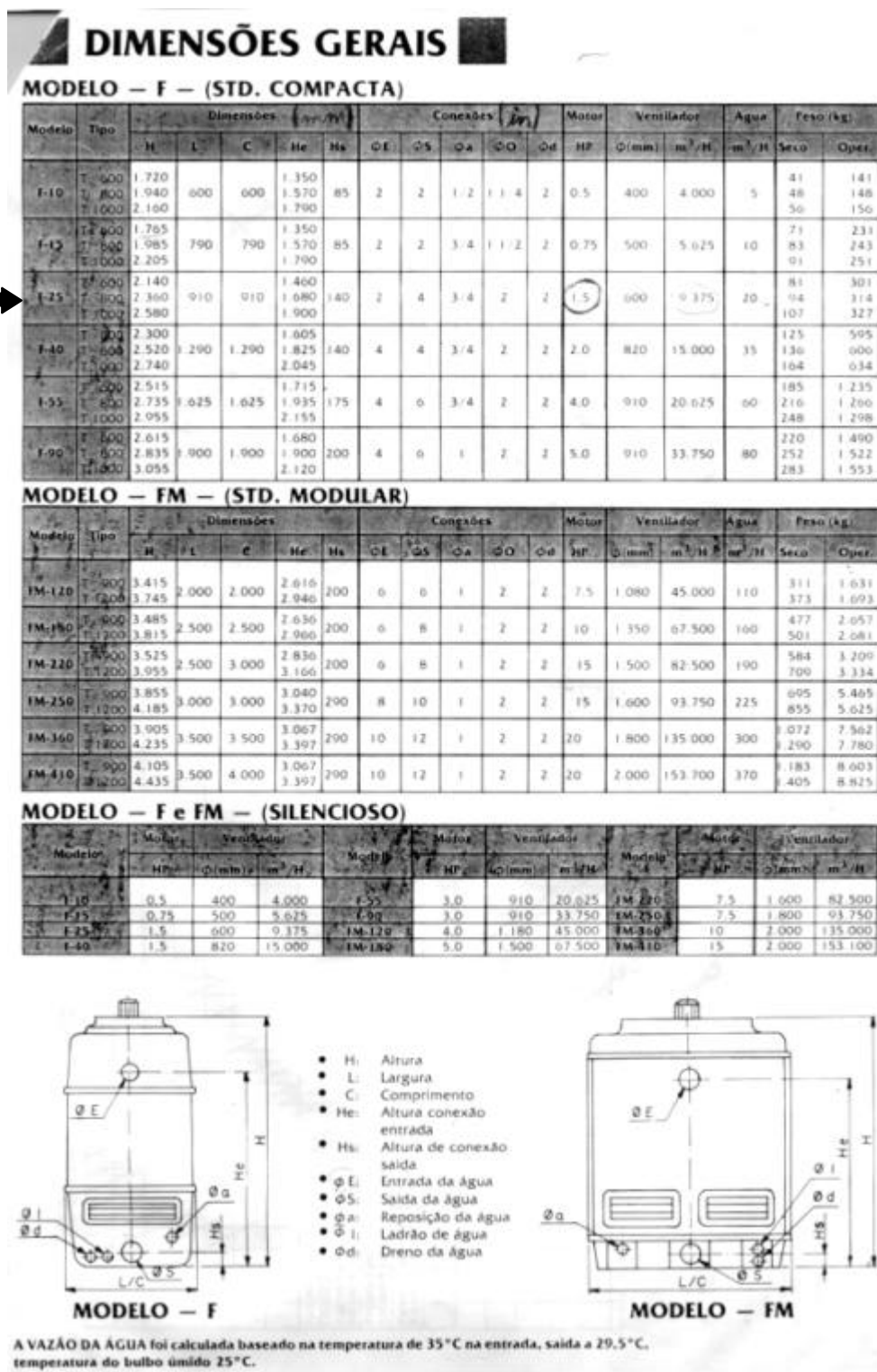


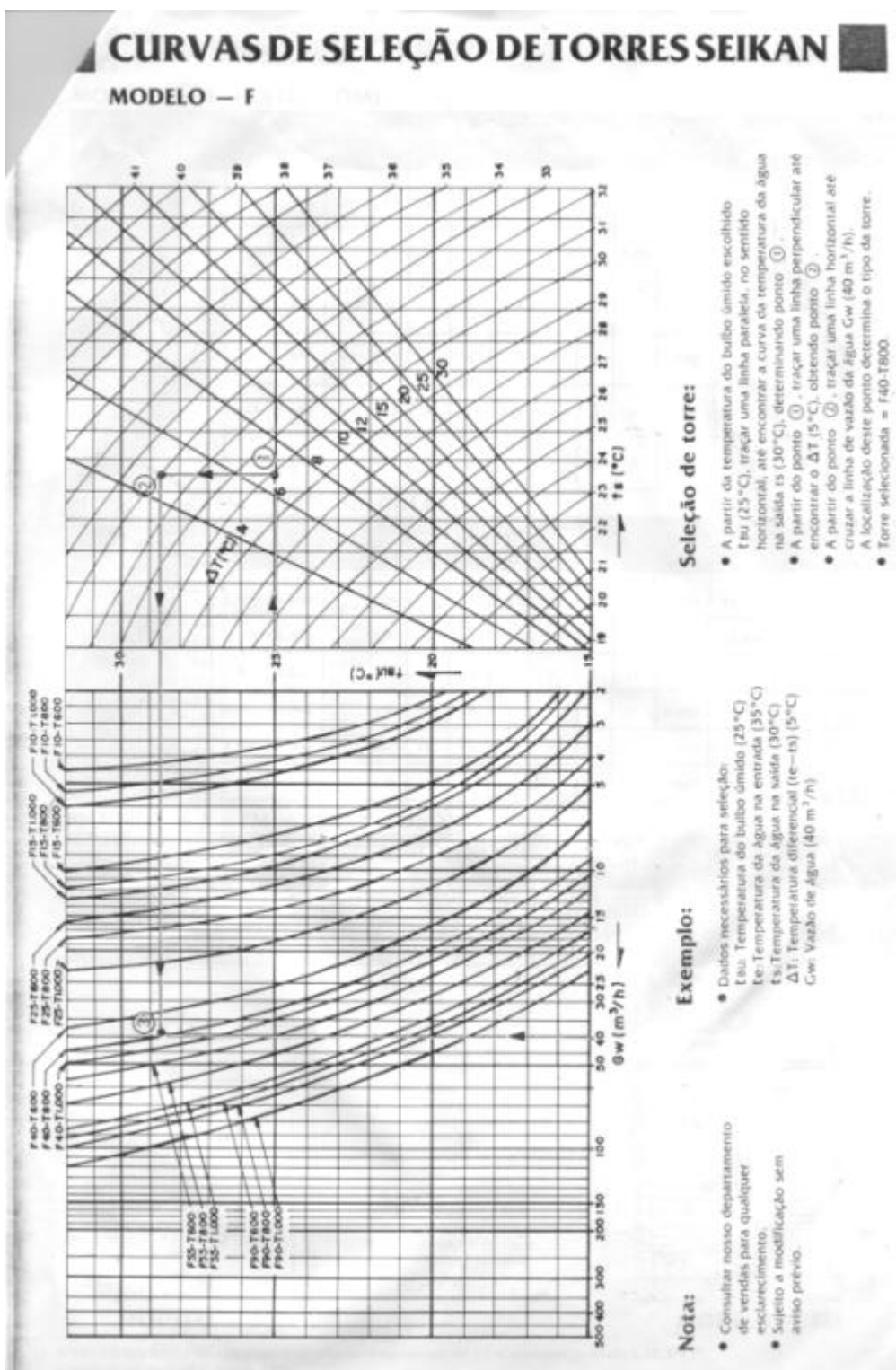
Série VKW									
Evaporador Resfriador de Água (Chiller)									
modelo VKW	capacidade nom. TR	diâmetro tubos	dimensões				conexões		
			A	B	C	D	ent. liq.	saida gás	água
117-4-4B	3	3/8"	1170	940	940	114	1/2"	7/8"	1"
85-5-4B			850	570	570	140			1.1/2"
111-5-4B	5	3/8"	1110	830	830	140	1/2"	1"	1.1/2"
136-5-4B	7,5	3/8"	1360	1080	1080	140	5/8"	1.1/4"	1.1/2"
106-6-4B			1060	767	767	165			1.1/2"
129-6-4B	10	3/8"	1290	997	997	165	3/4"	1.1/2"	1.1/2"
150-6-4B	12,5	3/8"	1500	1207	165	3/4"	3/4"	1.3/4"	2"
175-6B	15	3/8"	1750	1457	1457	165	3/4"	1.3/4"	2"
110-8-4B			110	847	847	219			2.1/2"
130-8-4B	20	3/8"	1300	1047	1047	219	7/8"	1.3/4"	2.1/2"
150-8-4B	25	3/8"	1500	1247	1247	219	7/8"	2"	2.1/2"
110-10-4B			110	720	720	265			3"
180-8B	30	3/8"	1800	1547	1547	219	1"	2.1/2"	3"
120-10-4B			1200	820	820	265			3"
140-10-4B	40	3/8"	1400	1020	1020	265	1.1/4"	3"	3"
170-10-4B	50	3/8"	1700	1320	1320	265	1.1/4"	3"	4"

- **Dados técnicos da válvula de expansão termostática.**

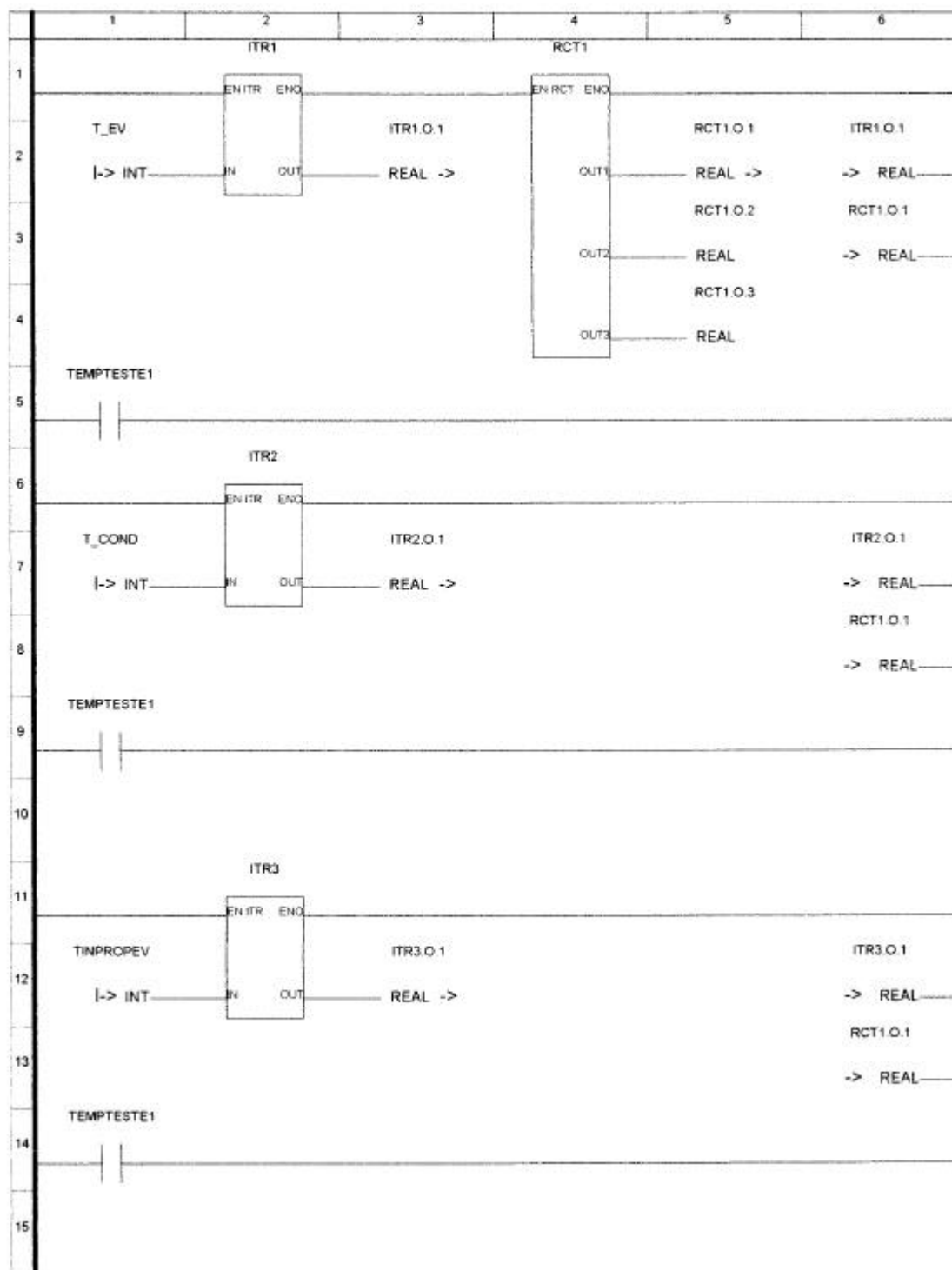
Modelo: TES2.
 Orifício: 06.
 Capacidade: 0,38 - 9,1 kW.

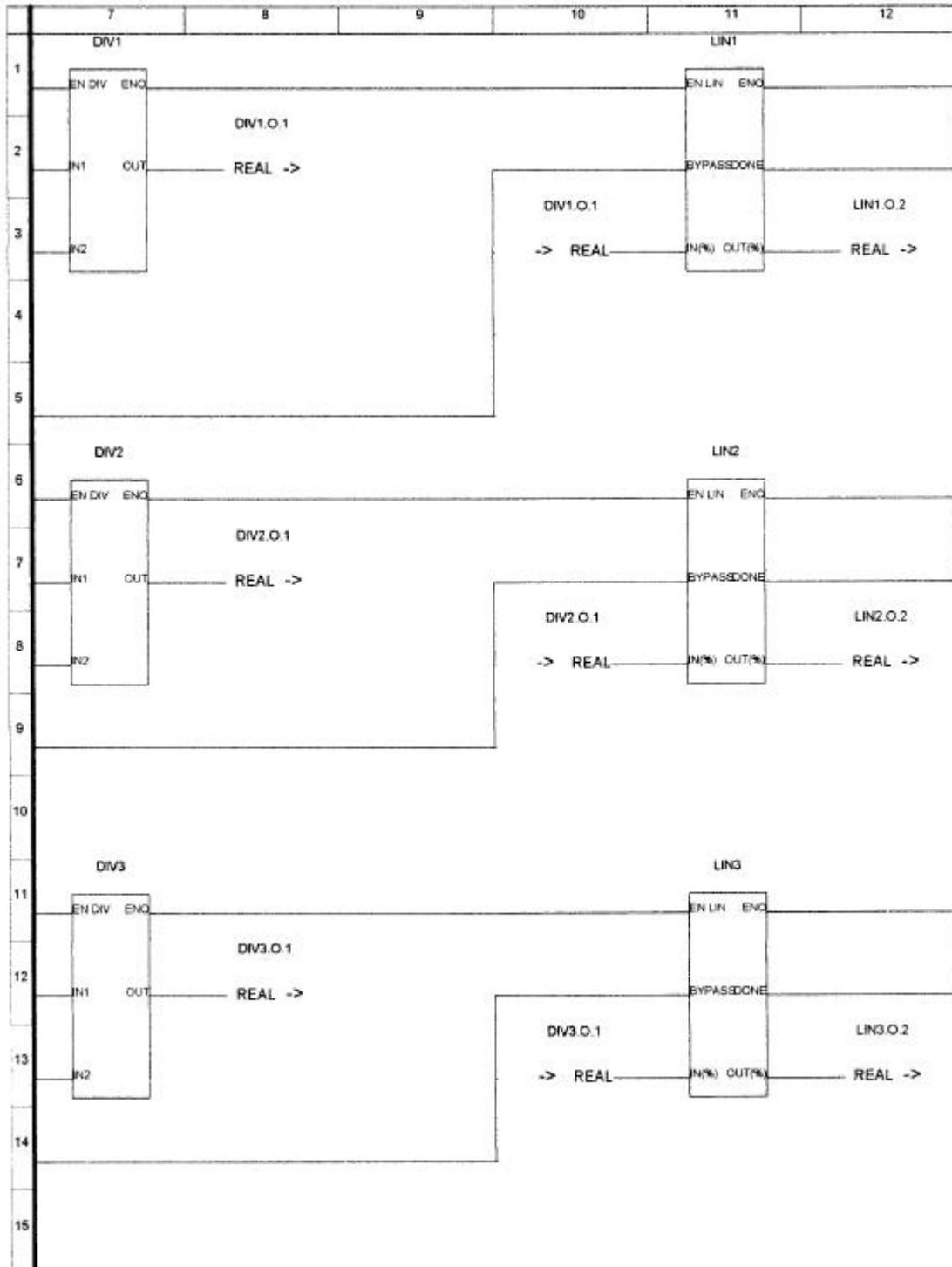
- Dados técnicos da torre de resfriamento.

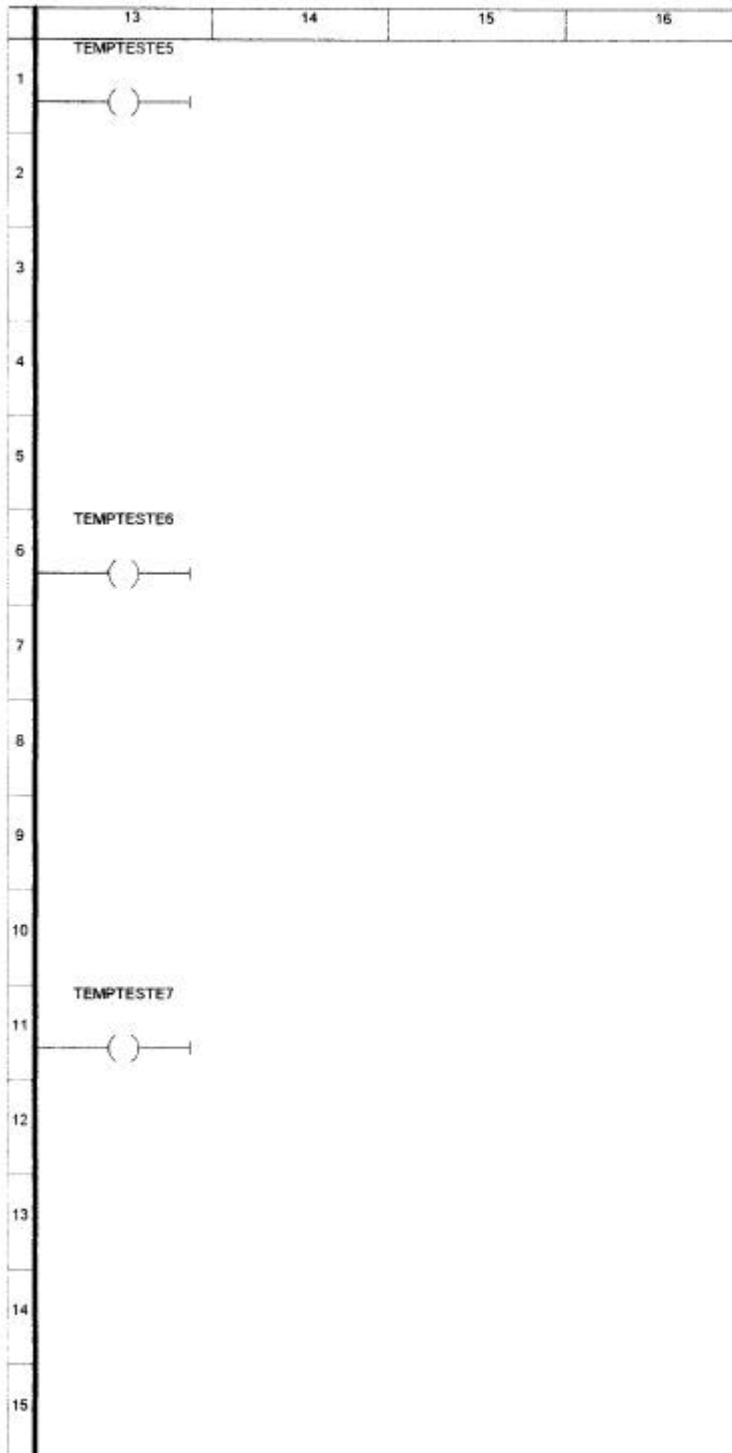


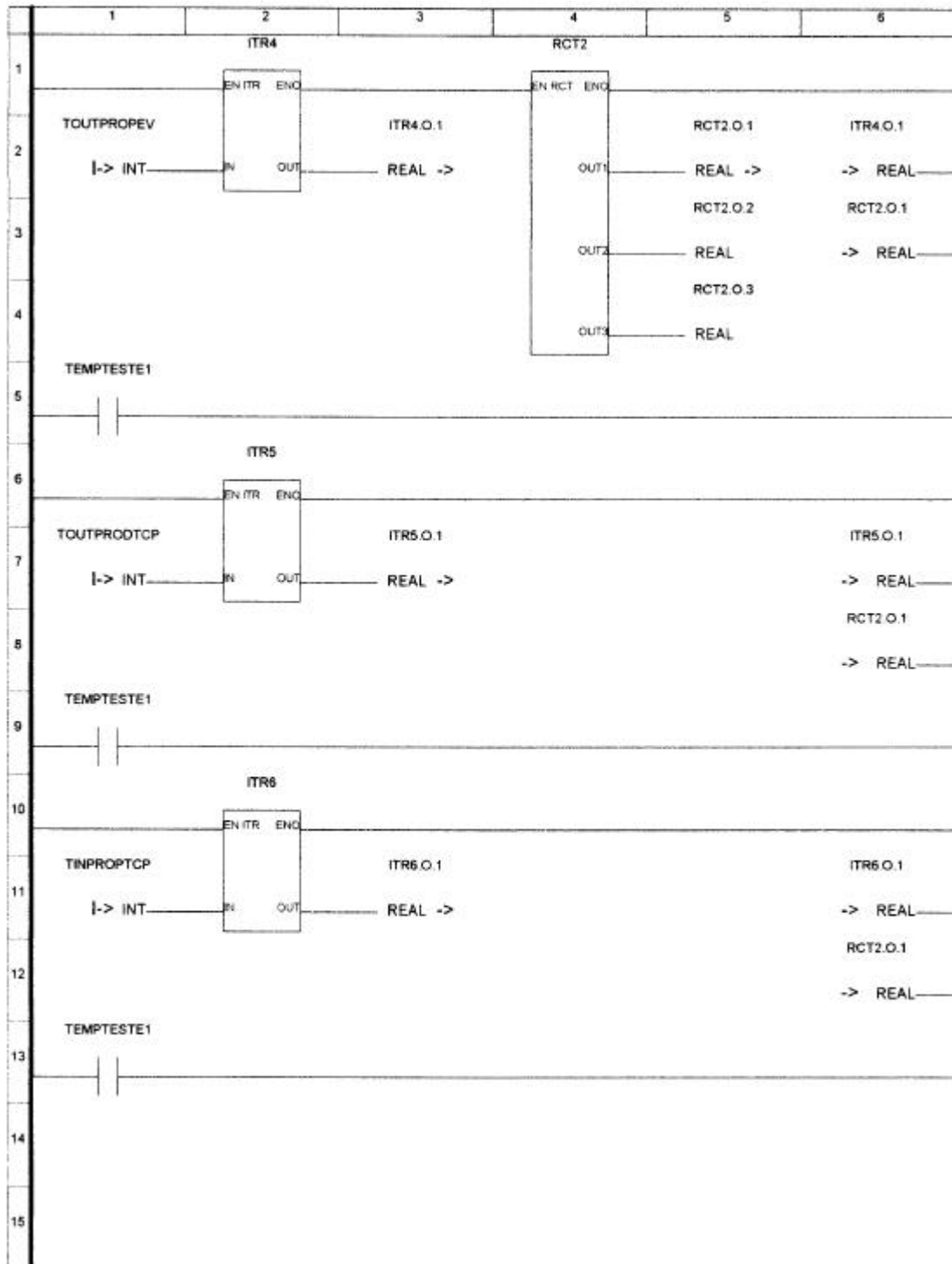


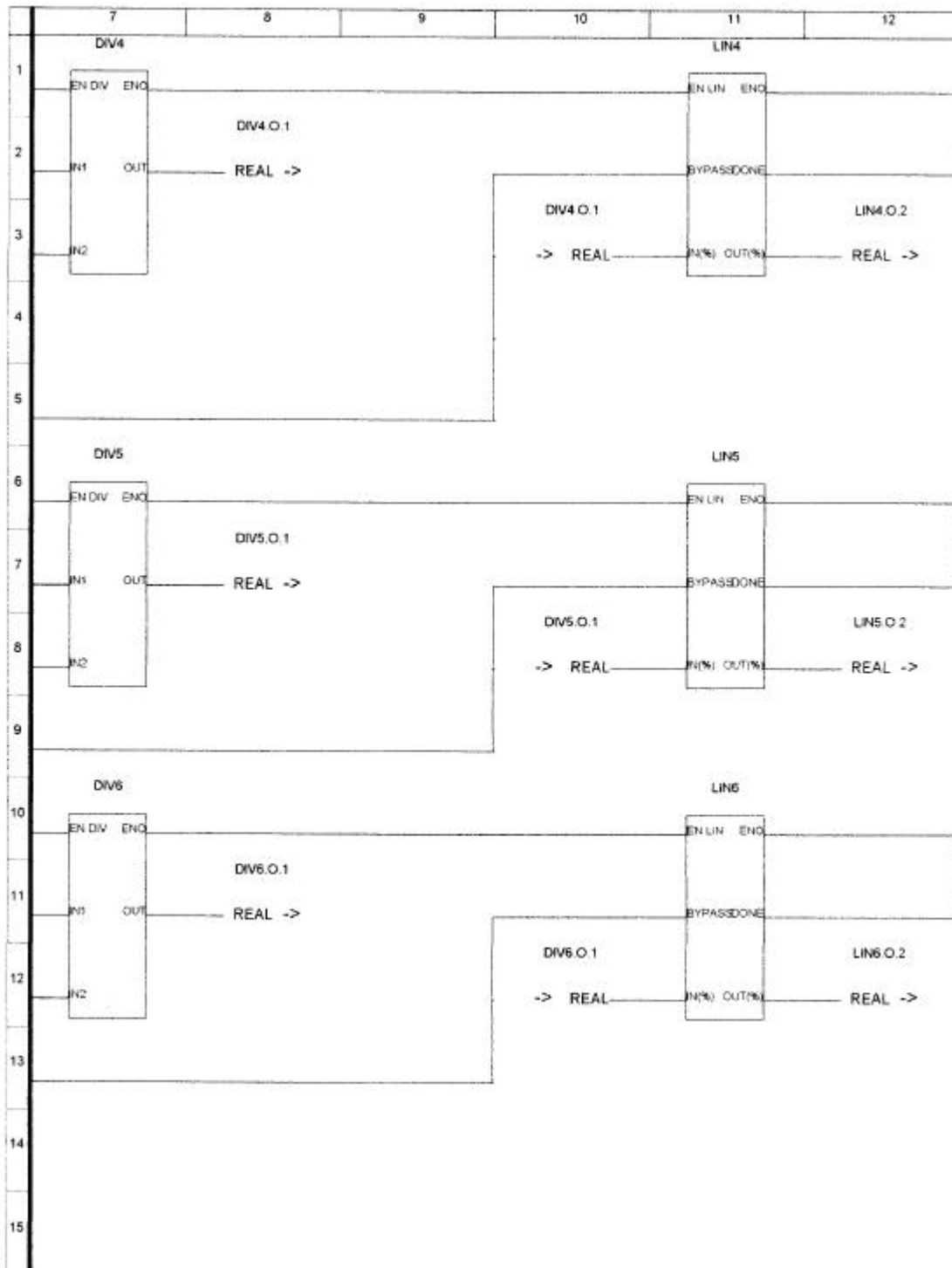
APÊNDICE B – Programa LADDER utilizado na configuração do CLP LC700

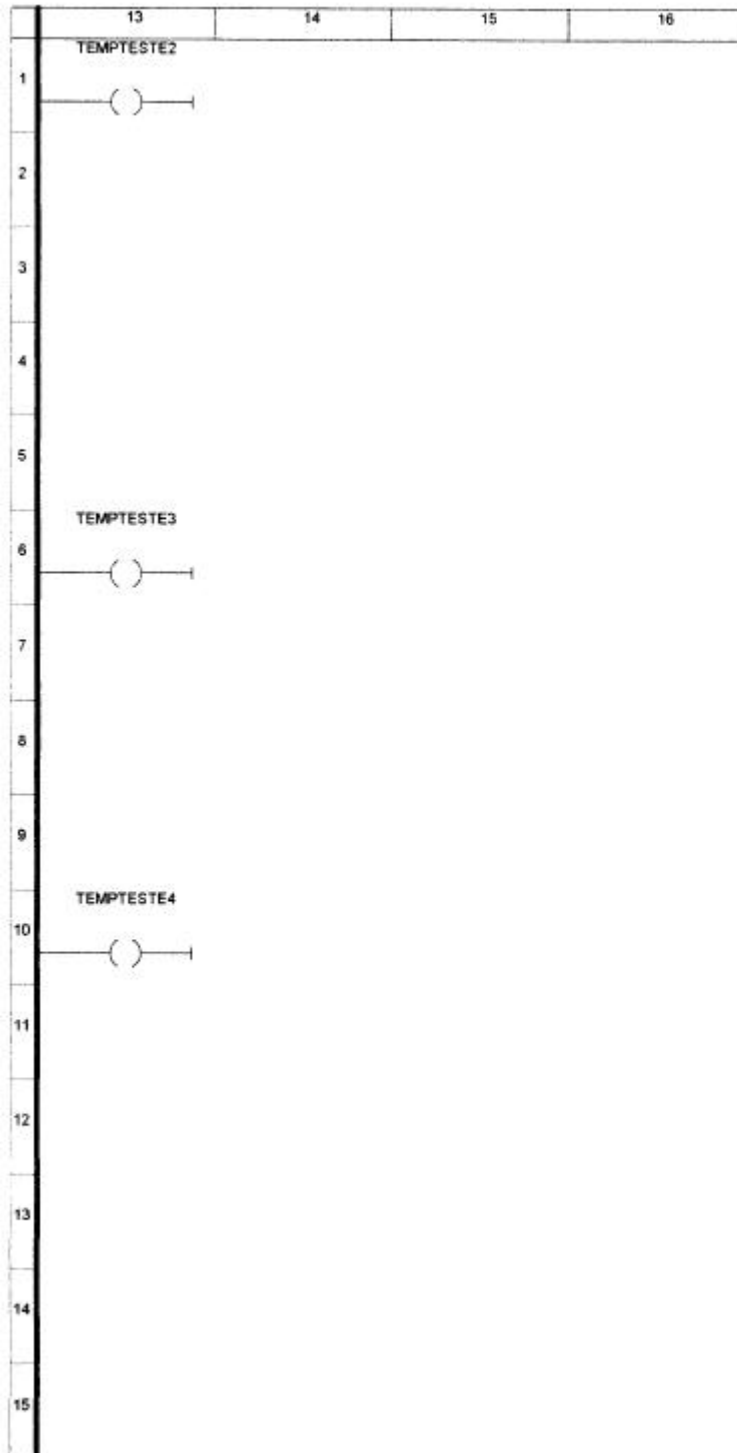


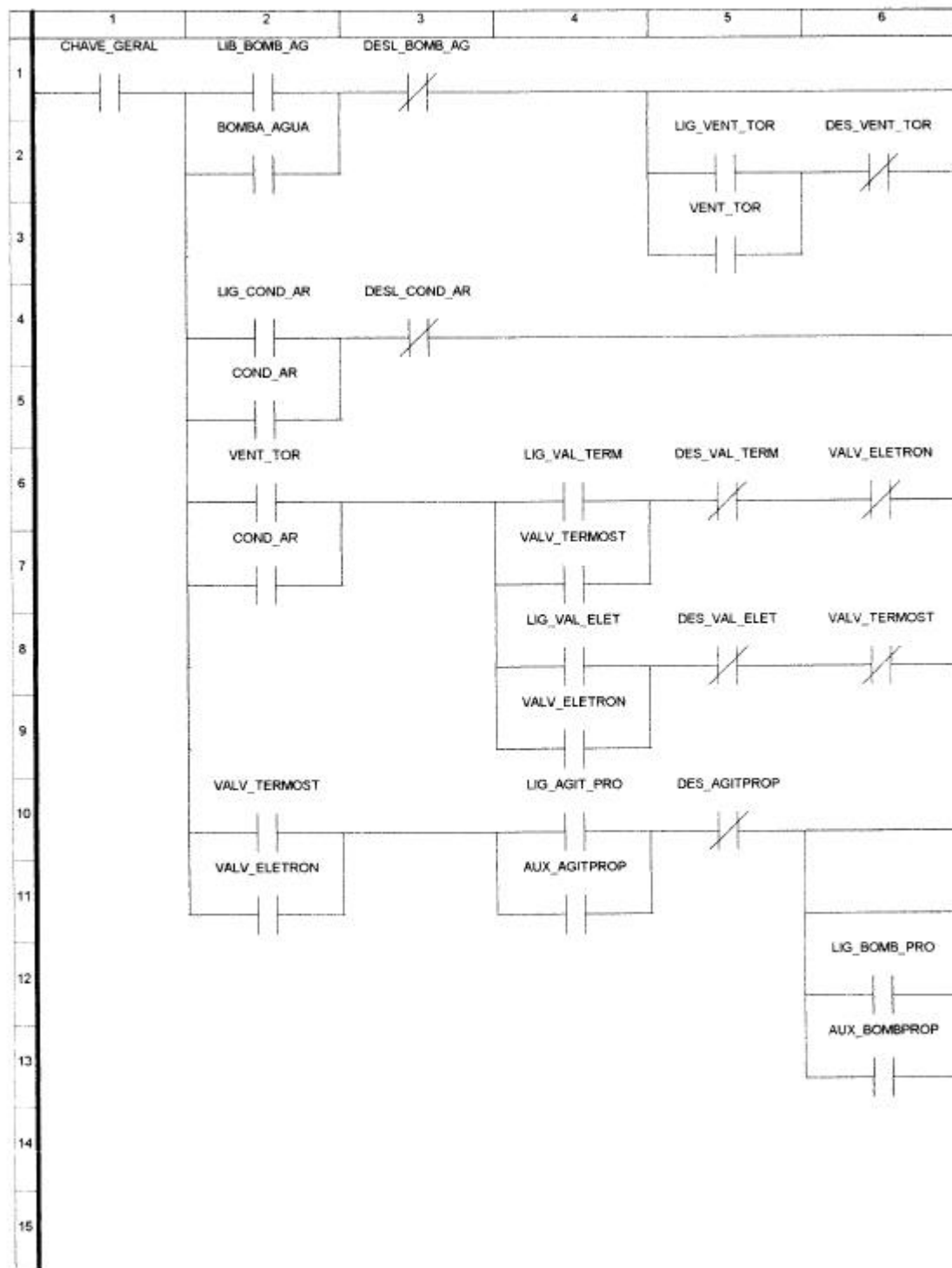


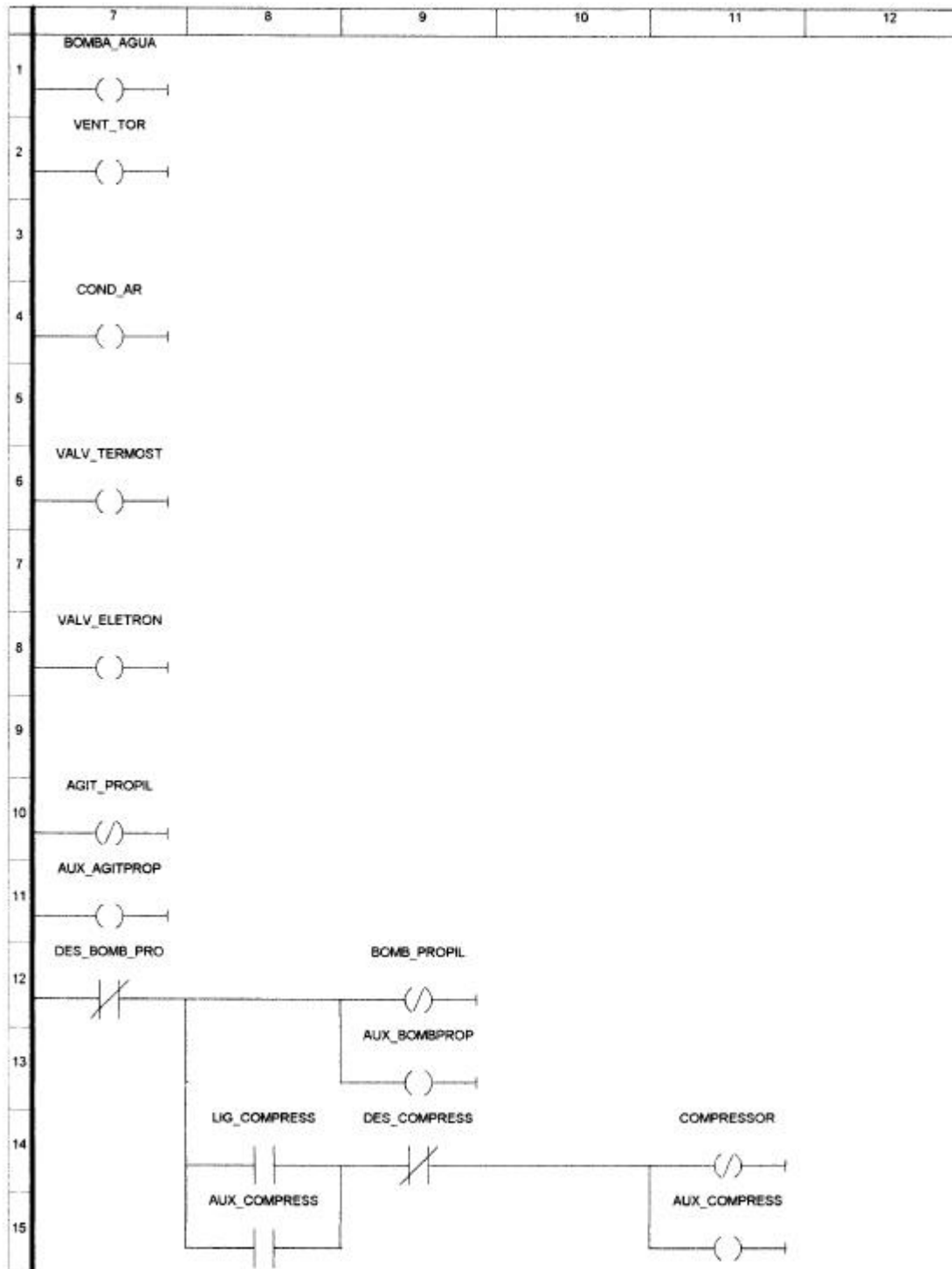


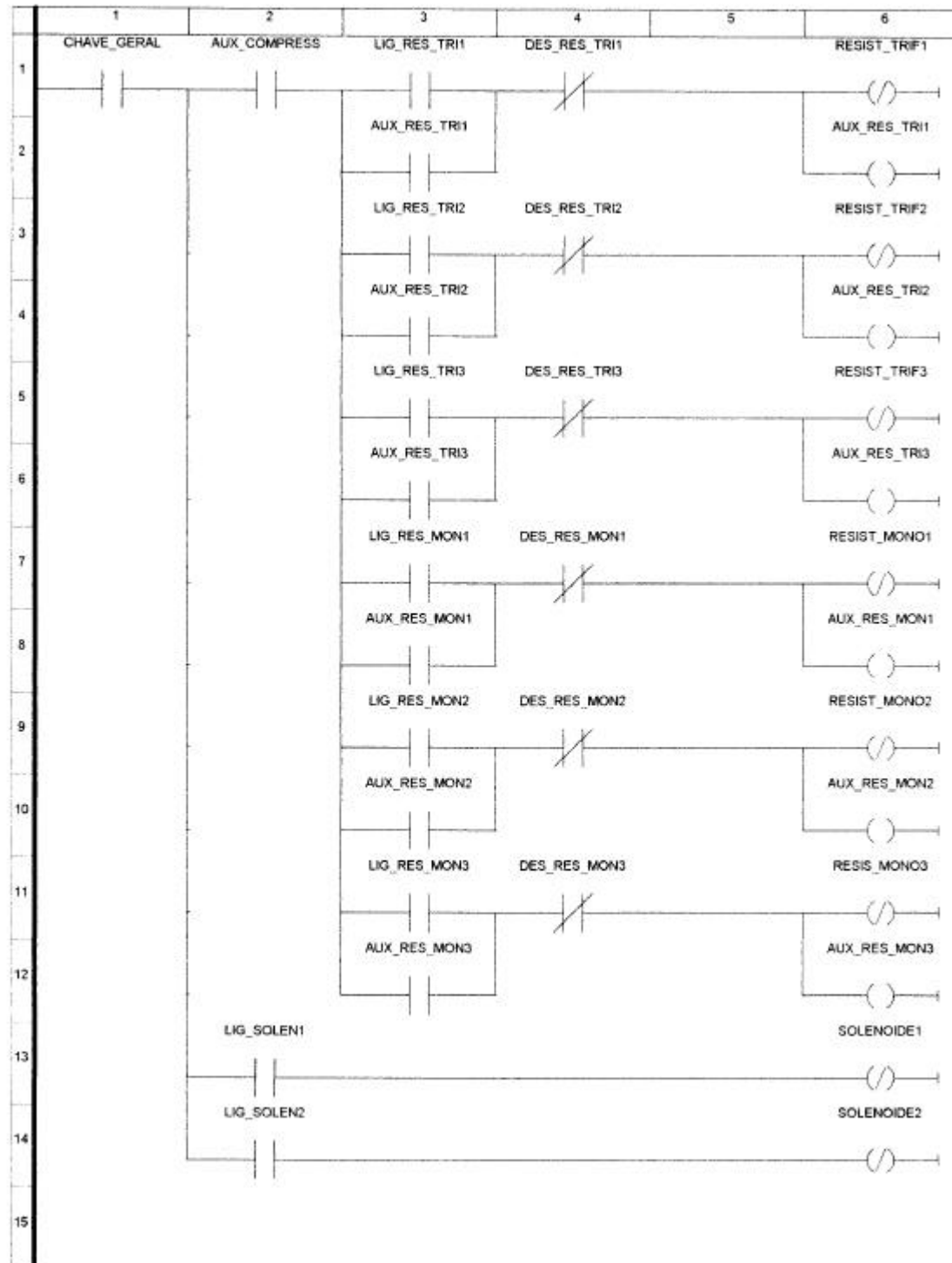


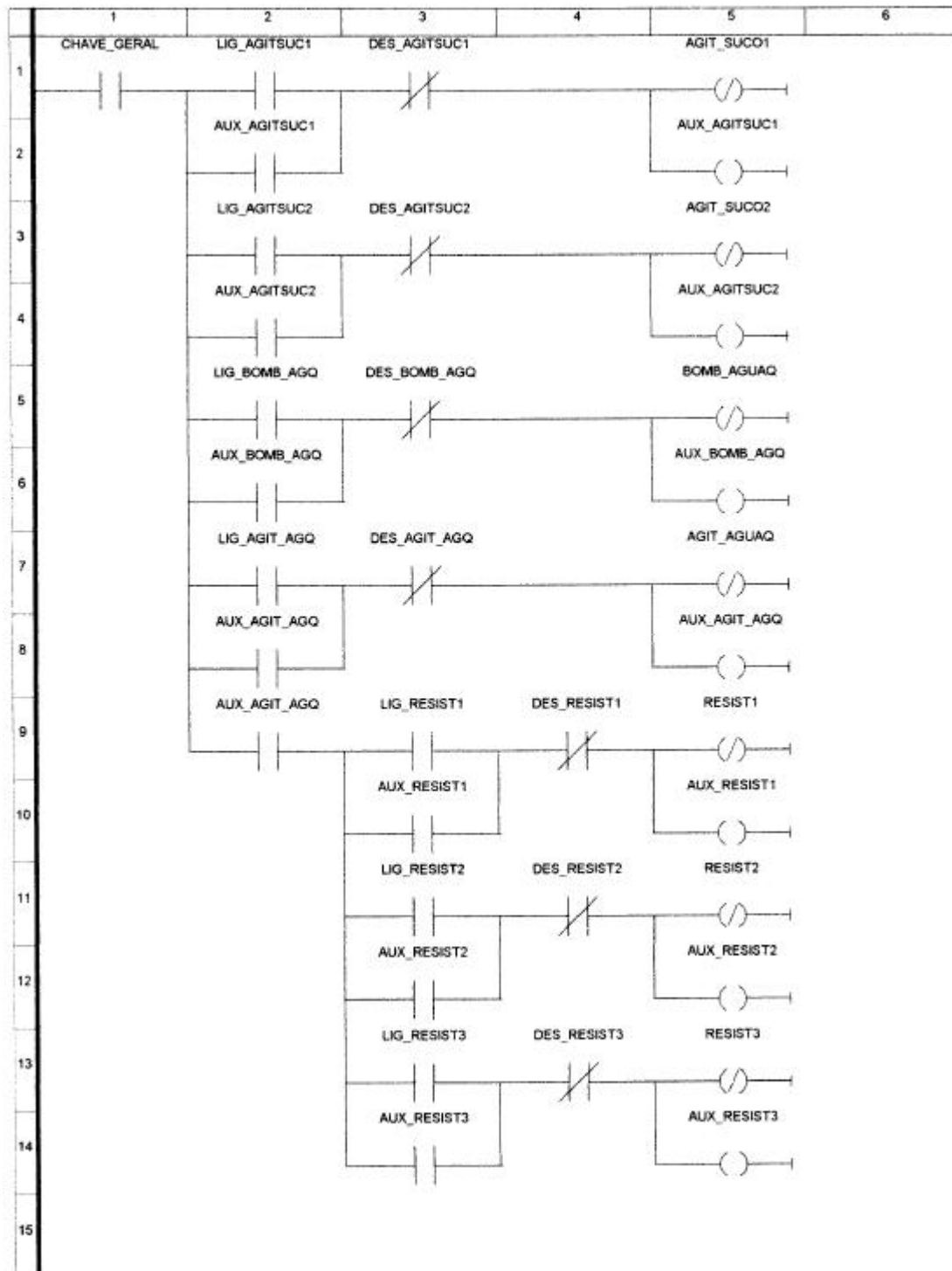


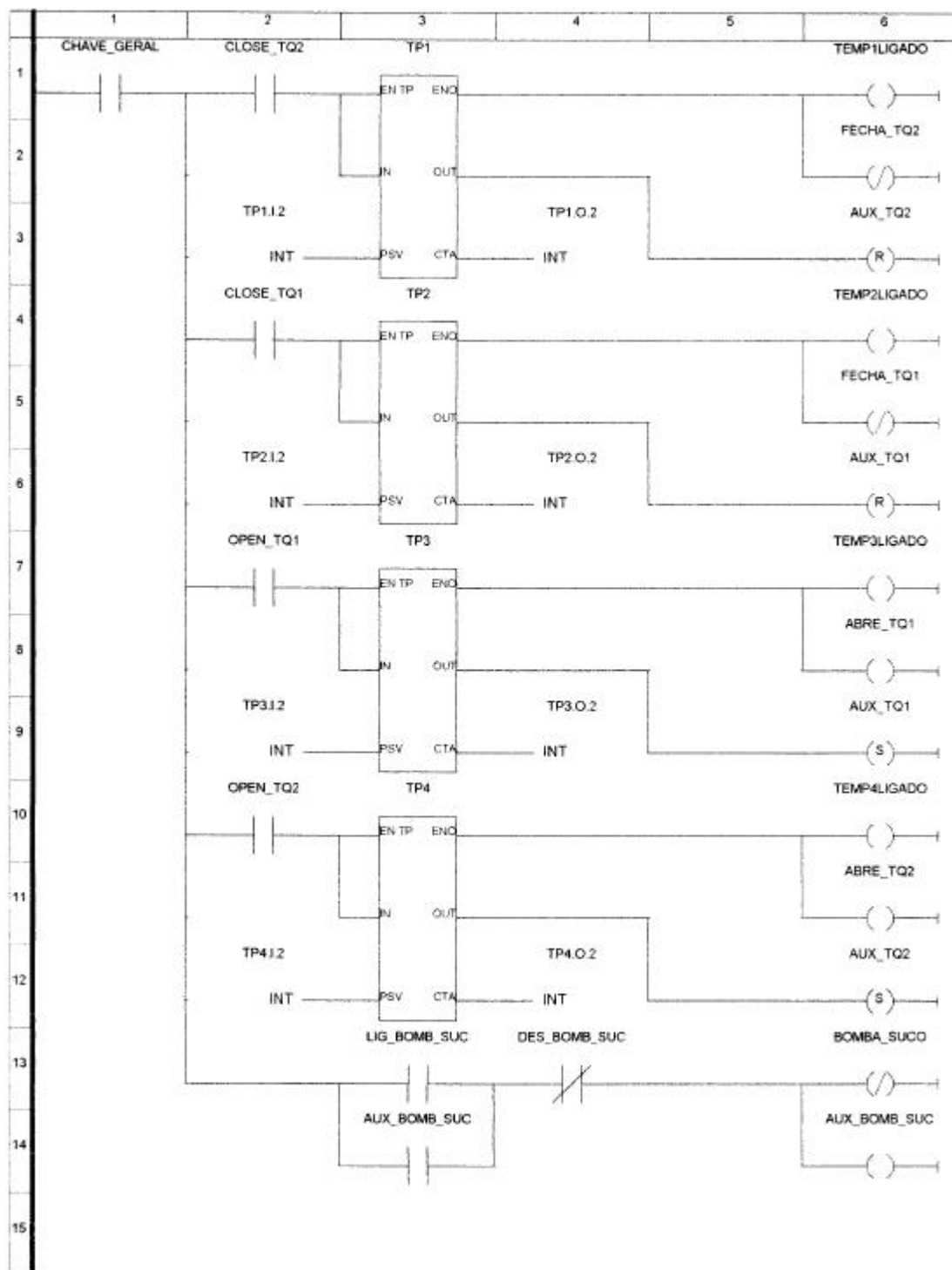






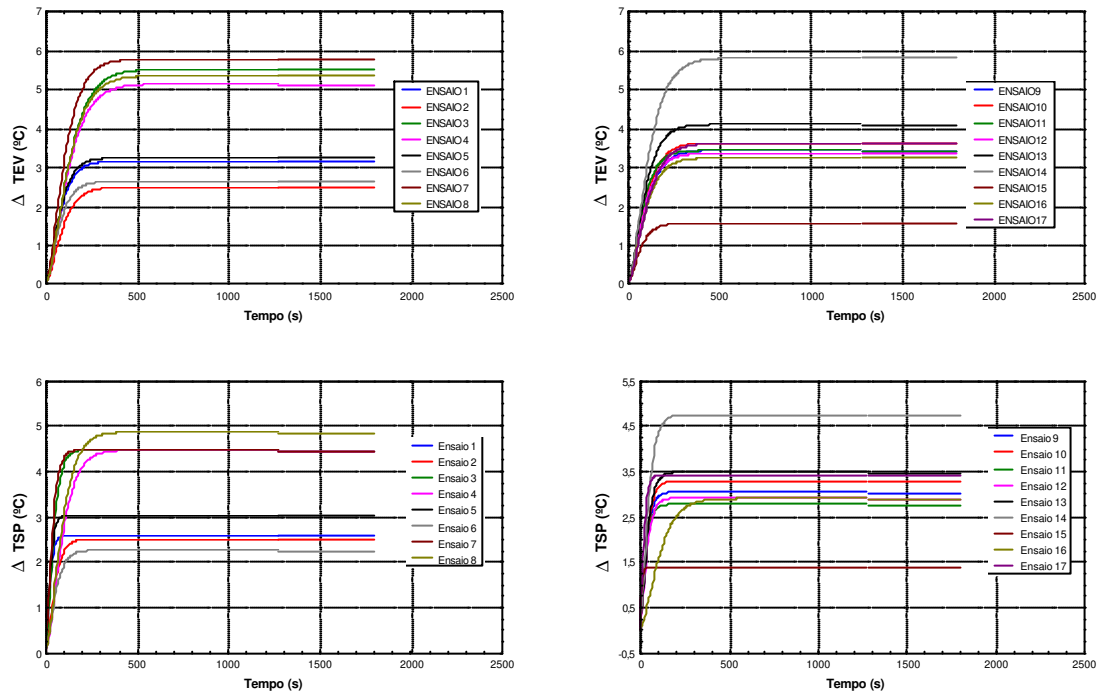




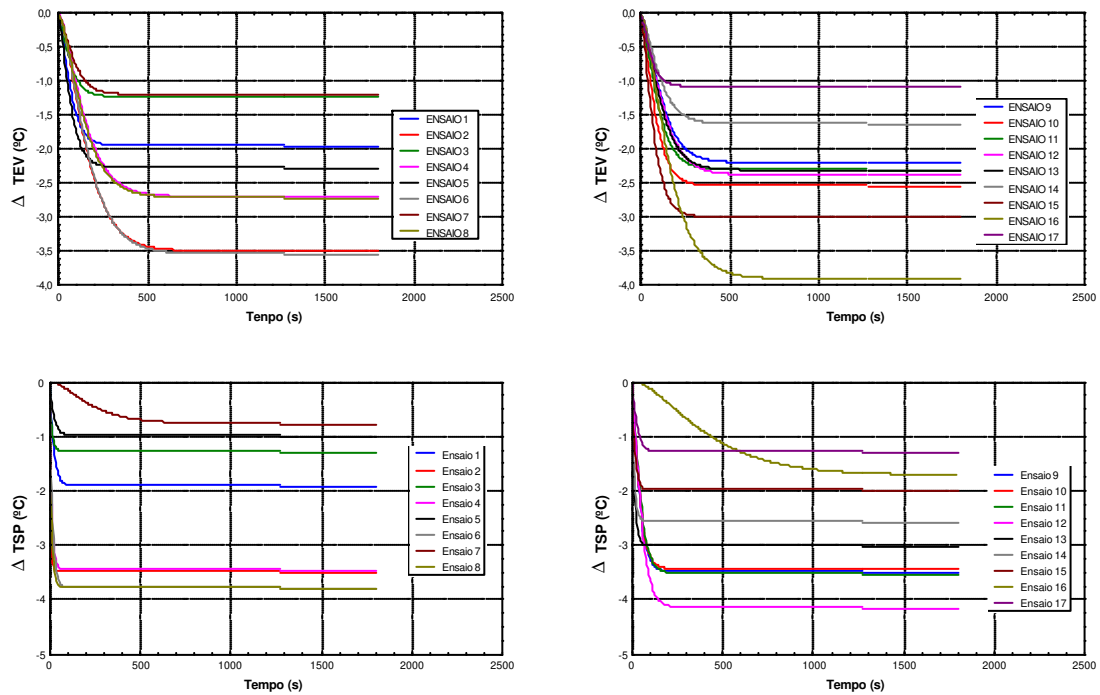


APÊNDICE C

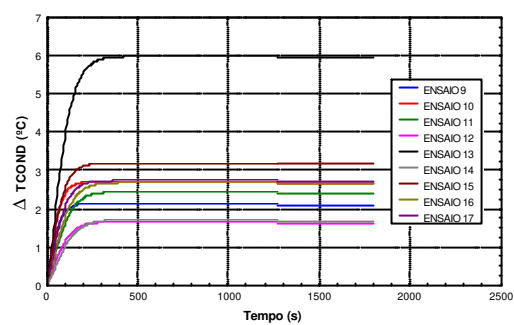
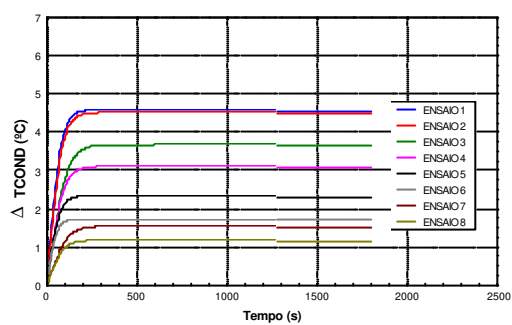
- Curvas ajustadas aos históricos dos planejamentos 01.



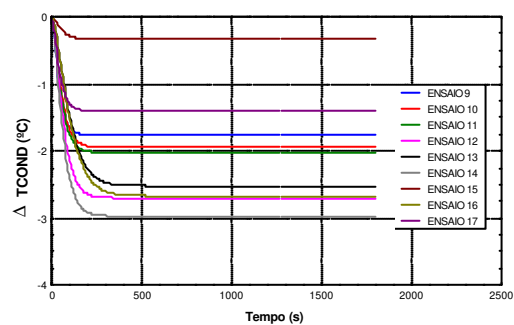
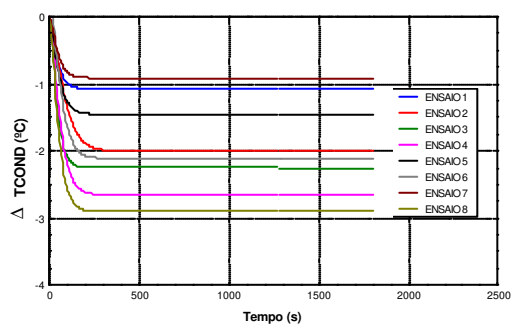
- Curvas ajustadas aos históricos dos planejamentos 02.



- Curvas ajustadas aos históricos dos planejamentos 03.



- Curvas ajustadas aos históricos dos planejamentos 04.



APÊNDICE D

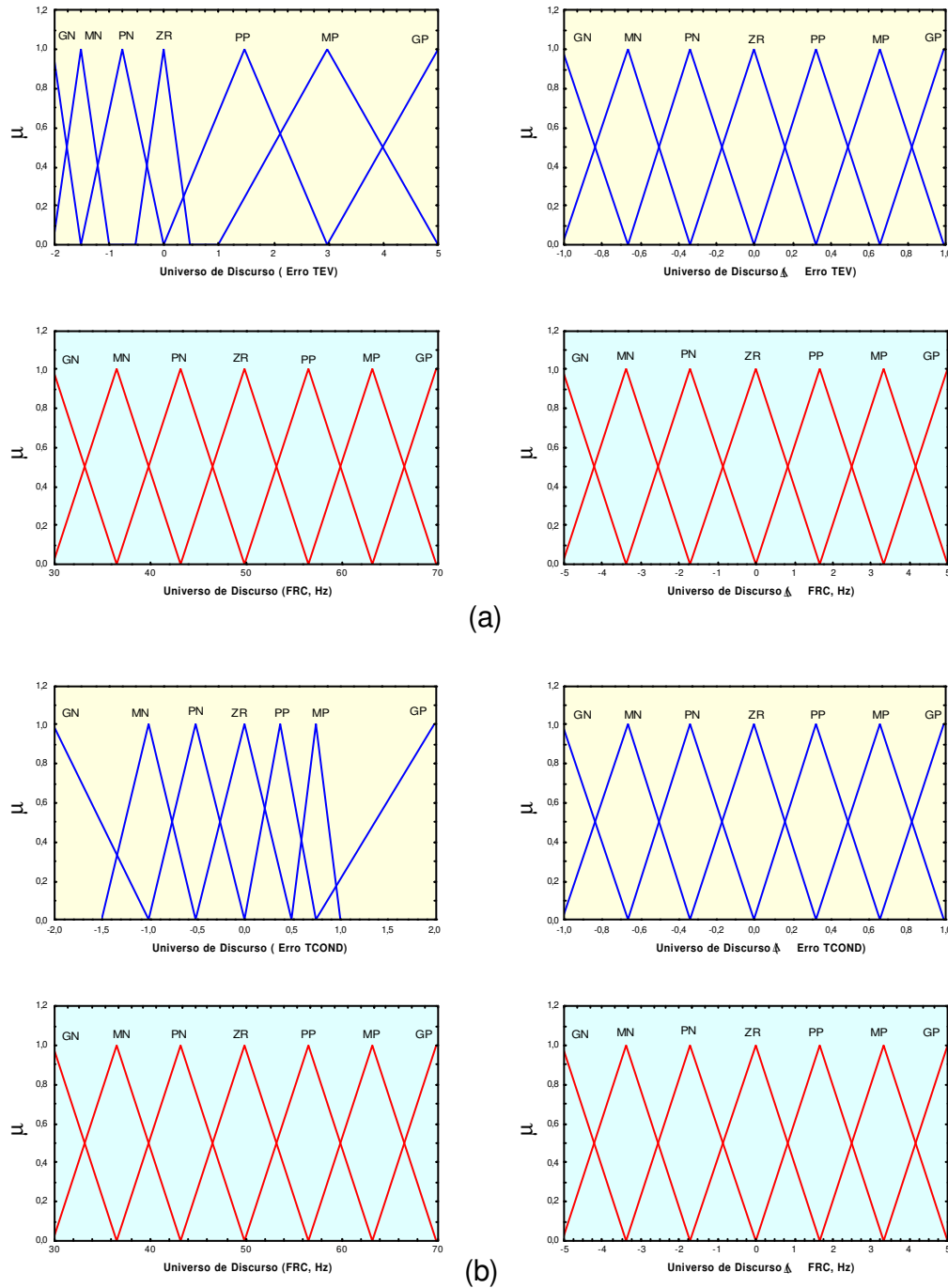


Figura 1 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas, inicialmente, na implementação dos controladores Fuzzy para as temperaturas de evaporação (a) e de condensação (b) utilizando a FRC como variável de controle.

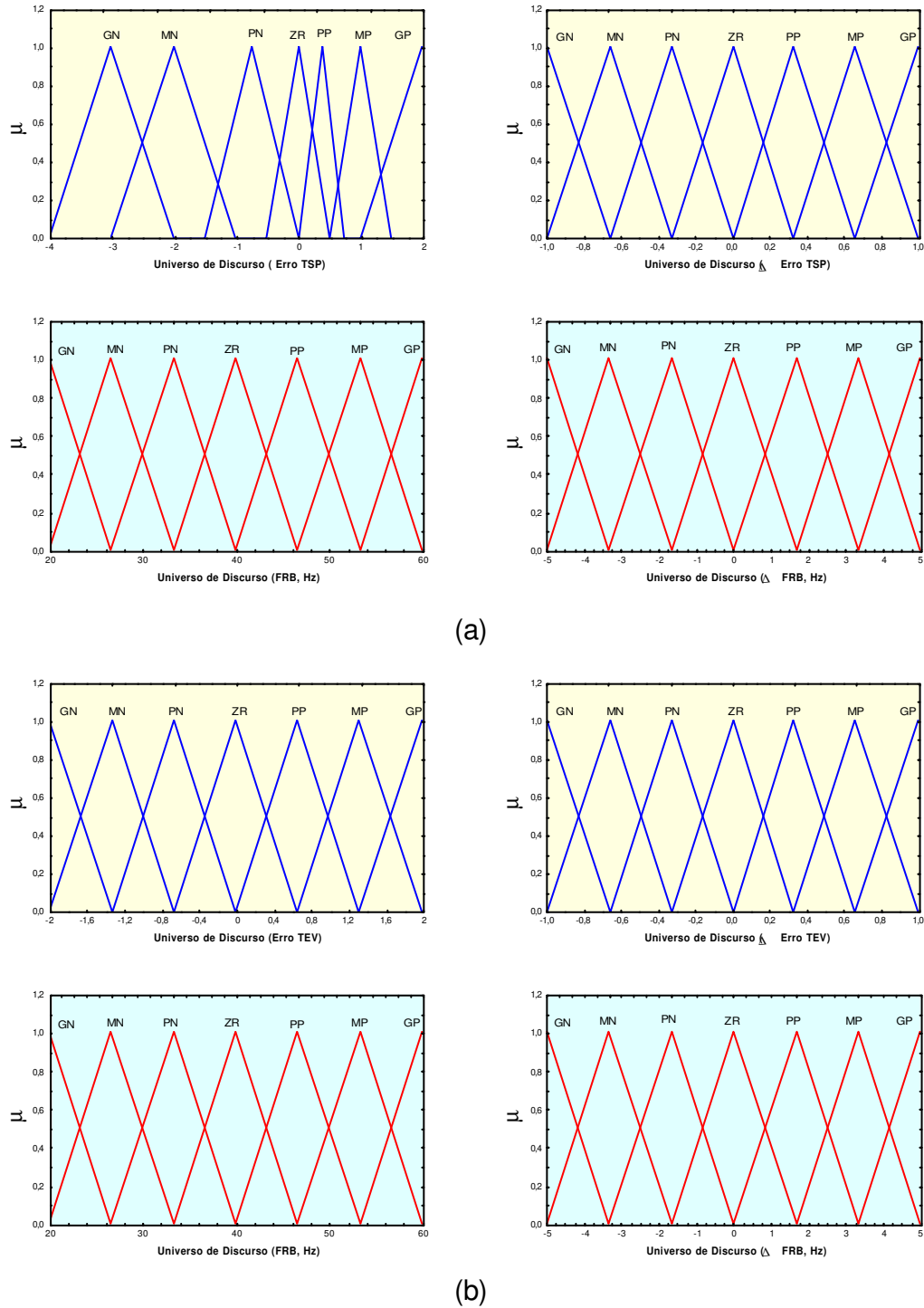


Figura 2 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas, inicialmente, na implementação dos controladores *Fuzzy* para as temperaturas de saída do propileno glicol (a) e de evaporação (b) utilizando a FRB como variável de controle.

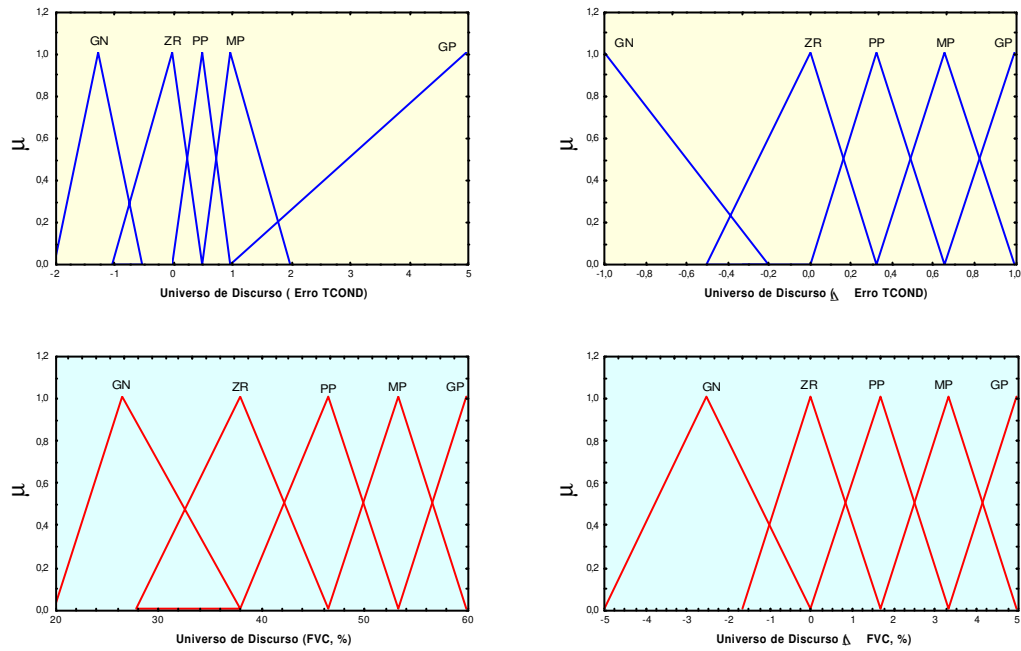


Figura 3 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas, inicialmente, na implementação do controlador *Fuzzy* para a temperatura de condensação utilizando o FVC como variável de controle.

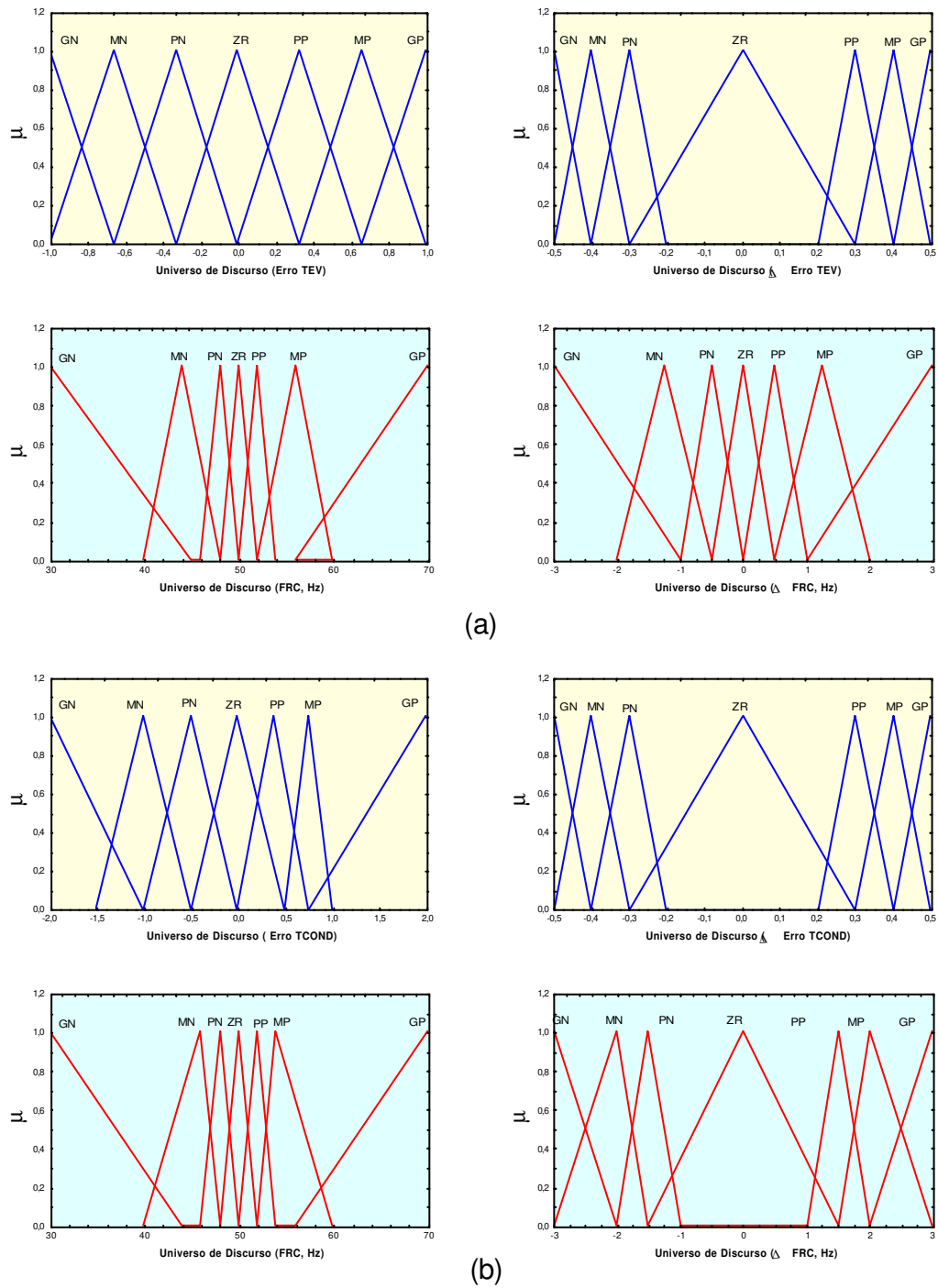


Figura 4 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas na sintonia final dos controladores *Fuzzy* para as temperaturas de evaporação (a) e de condensação (b) utilizando a FRC como variável de controle.

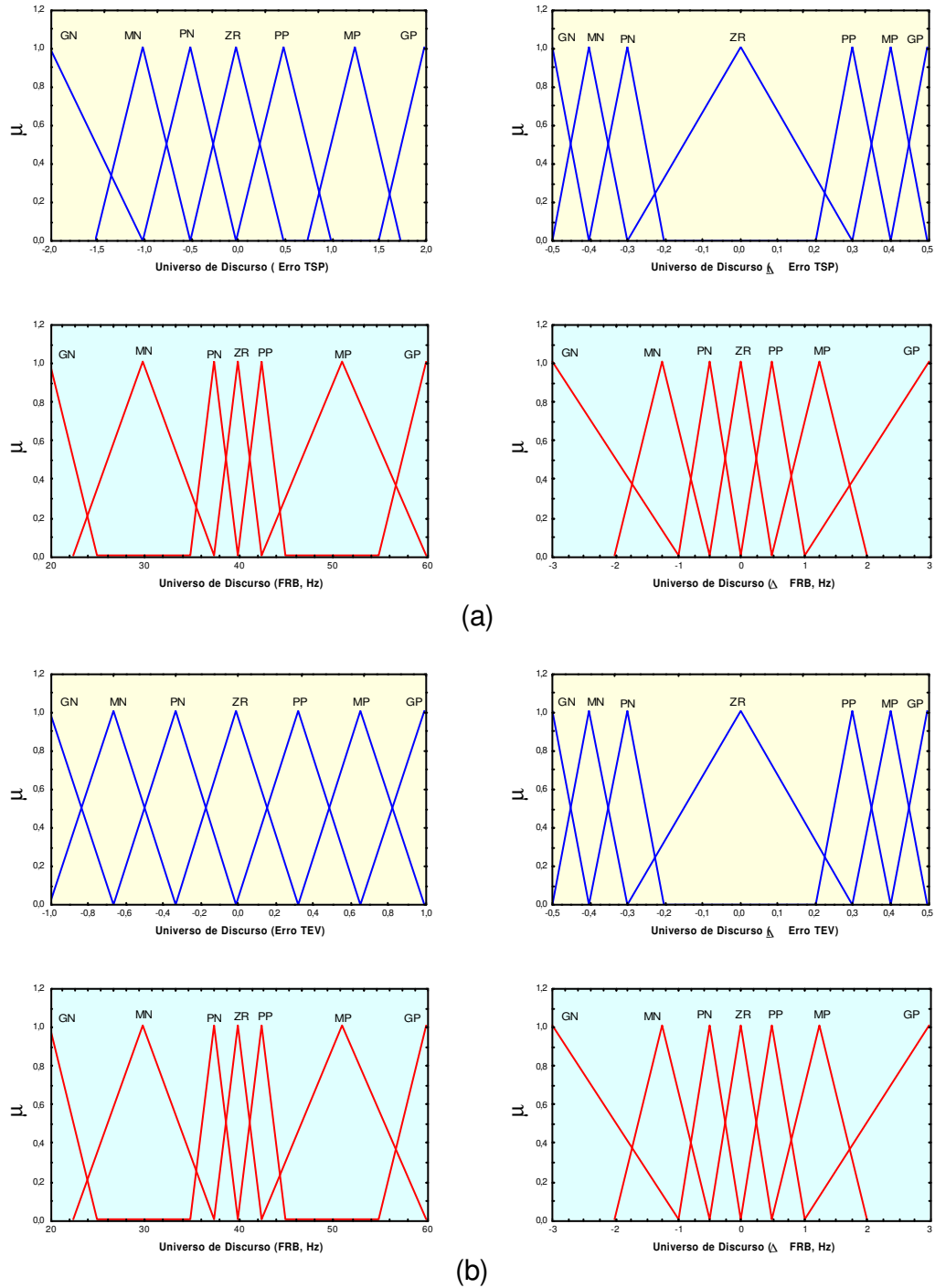


Figura 5 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas na sintonia final dos controladores *Fuzzy* para as temperaturas de saída do propileno glicol (a) e de evaporação (b) utilizando a FRB como variável de controle.

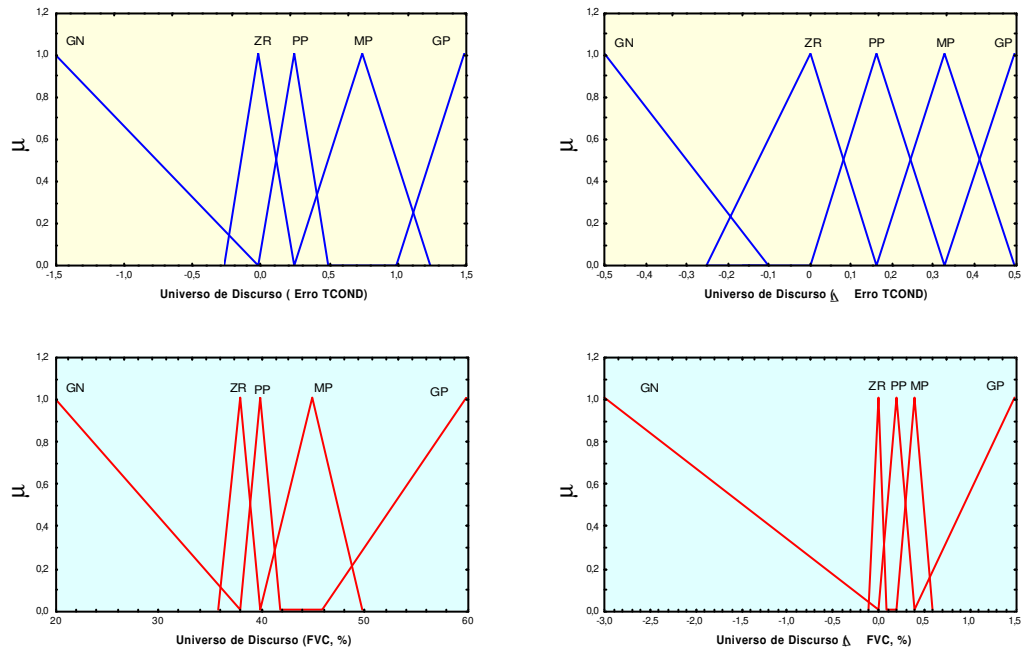


Figura 6 - Estruturas das Funções de Pertinência utilizadas na sintonia final dos controladores *Fuzzy* para a temperatura de condensação utilizando o FVC como variável de controle.

- Base de regras do controlador *fuzzy*-PID malha TEV-FRC.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **MN**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **MN**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **GP ENTÃO** ΔFRC é **MP**.
Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **MP ENTÃO** ΔFRC é **PP**.
Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **PP ENTÃO** ΔFRC é **ZR**.
Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **ZR ENTÃO** ΔFRC é **PN**.
Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **PN ENTÃO** ΔFRC é **MN**.
Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **MN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.
Se ErroTEV é **PN E** ΔErroTEV **GN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.

Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **GP ENTÃO** ΔFRC é **PP**.
Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **MP ENTÃO** ΔFRC é **ZR**.
Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **PP ENTÃO** ΔFRC é **PN**.
Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **ZR ENTÃO** ΔFRC é **MN**.
Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **PN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.
Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **MN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.
Se ErroTEV é **MN E** ΔErroTEV **GN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.

Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **GP ENTÃO** ΔFRC é **ZR**.
Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **MP ENTÃO** ΔFRC é **PN**.
Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **PP ENTÃO** ΔFRC é **MN**.
Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **ZR ENTÃO** ΔFRC é **GN**.
Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **PN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.
Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **MN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.
Se ErroTEV é **GN E** ΔErroTEV **GN ENTÃO** ΔFRC é **GN**.

Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **GP ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **MP ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **PP ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **ZR ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **PN ENTÃO** FRC é **MP**.
Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **MN ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTEV é **GP E** ΔErroTEV **GN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRC é **MP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **MP E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRC é **MP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **PP E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRC é **ZR**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRC é **MN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRC é **GN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRC é **GN**.

Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** FRC é **MN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** FRC é **GN**.

Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** FRC é **MN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** FRC é **GN**.

Observação: Foi utilizada a mesma base de regras da malha TEV-FRC para a malha TSP-FRC.

- Base de regras do controlador *fuzzy*-PID malha TEV-FRB.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **PN**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **MN**.

Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.
Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **PN**.
Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **MN**.
Se ErroTEV é **ZR** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.
Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **PN**.
Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **MN**.
Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.
Se ErroTEV é **PN** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **PN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **MN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.
Se ErroTEV é **MN** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** Δ FRB é **ZR**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** Δ FRB é **PN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** Δ FRB é **MN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.
Se ErroTEV é **GN** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** Δ FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **GP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** FRB é **PP**.

Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **MP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** FRB é **PP**.

Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **GP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **MP** **ENTÃO** FRB é **GP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **PP** **ENTÃO** FRB é **MP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **ZR** **ENTÃO** FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **PN** **ENTÃO** FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **MN** **ENTÃO** FRB é **PP**.
Se ErroTEV é **PP** **E** Δ ErroTEV **GN** **ENTÃO** FRB é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRB é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRB é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRB é **PP**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRB é **ZR**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **ZR E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRB é **MN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **PN E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRB é **MN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **MN E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **GP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **MP ENTÃO** FRB é **PN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **PP ENTÃO** FRB é **MN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **ZR ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **PN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **MN ENTÃO** FRB é **GN**.

Se ErroTEV é **GN E** Δ ErroTEV **GN ENTÃO** FRB é **GN**.

Observação: Foi utilizada a mesma base de regras da malha TEV-FRB para a malha TSP-FRB.

- Base de regras do controlador fuzzy-PID malha TCOND-FRC.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** Δ FRC é **MN**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FRC é **MN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FRC é **MN**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FRC é **MP**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FRC é **GN**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FRC é **MN**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** Δ FRC é **PP**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** Δ FRC é **MP**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **MN**.
Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.
Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **PN** **E** Δ ErroTCOND **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.
Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **MN** **E** Δ ErroTCOND **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **GP** **ENTÃO** Δ FRC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **MP** **ENTÃO** Δ FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **PP** **ENTÃO** Δ FRC é **MP**.
Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **ZR** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **PN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **MN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN** **E** Δ ErroTCOND **GN** **ENTÃO** Δ FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **GP** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **MP** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **PP** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **ZR** **ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **PN** **ENTÃO** FRC é **MN**.
Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **MN** **ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **GP** **E** Δ ErroTCOND **GN** **ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FRC é **MN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FRC é **GN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FRC é **MN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FRC é **PN**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FRC é **PN**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FRC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FRC é **PP**.

Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** FRC é **MP**.
Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **PN E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FRC é **MP**.
Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **MN E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FRC é **GP**.

Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FRC é **PP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FRC é **MP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **PN ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **MN ENTÃO** FRC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FRC é **GP**.

- Base de regras do controlador *fuzzy*-PID malha TCOND-FVC.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FVC é **ZR**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FVC é **PP**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FVC é **MP**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FVC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FVC é **GP**.

Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** Δ FVC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** Δ FVC é **PP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** Δ FVC é **MP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** Δ FVC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** Δ FVC é **GP**.

Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **GP E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FVC é **GN**.

Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **MP E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FVC é **GN**.

Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FVC é **GN**.
Se ErroTCOND é **PP E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FVC é **GN**.

Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FVC é **ZR**.
Se ErroTCOND é **ZR E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FVC é **PP**.

Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **GP ENTÃO** FVC é **PP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **MP ENTÃO** FVC é **PP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **PP ENTÃO** FVC é **MP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **ZR ENTÃO** FVC é **GP**.
Se ErroTCOND é **GN E** Δ ErroTCOND **GN ENTÃO** FVC é **GP**.

- Arquivo de configuração do controlador *fuzzy* – PID (TSP-FRC) Matlab (.fis).

[System]	Name='fuzPID'	[Rules]		
Type='mamdani'		1 1, 1 0 (1) : 1	5 6, 7 0 (1) : 1	3 4, 0 3 (1) : 1
Version=2.0		1 2, 1 0 (1) : 1	5 7, 7 0 (1) : 1	3 5, 0 3 (1) : 1
NumInputs=2		1 3, 1 0 (1) : 1	6 1, 3 0 (1) : 1	3 6, 0 3 (1) : 1
NumOutputs=2		1 4, 1 0 (1) : 1	6 2, 4 0 (1) : 1	3 7, 0 3 (1) : 1
NumRules=98		1 5, 2 0 (1) : 1	6 3, 5 0 (1) : 1	4 1, 0 3 (1) : 1
AndMethod='min'		1 6, 3 0 (1) : 1	6 4, 6 0 (1) : 1	4 2, 0 3 (1) : 1
OrMethod='max'		1 7, 4 0 (1) : 1	6 5, 7 0 (1) : 1	4 3, 0 3 (1) : 1
ImpMethod='min'		2 1, 1 0 (1) : 1	6 6, 7 0 (1) : 1	4 4, 0 4 (1) : 1
AggMethod='max'		2 2, 1 0 (1) : 1	6 7, 7 0 (1) : 1	4 5, 0 5 (1) : 1
DefuzzMethod='centroid'		2 3, 1 0 (1) : 1	7 1, 4 0 (1) : 1	4 6, 0 5 (1) : 1
[Input1]		2 4, 2 0 (1) : 1	7 2, 5 0 (1) : 1	4 7, 0 5 (1) : 1
Name='ErroTSP'		2 5, 3 0 (1) : 1	7 3, 6 0 (1) : 1	5 1, 0 5 (1) : 1
Range=[-2 2]		2 6, 4 0 (1) : 1	7 4, 7 0 (1) : 1	5 2, 0 5 (1) : 1
NumMFs=7		2 7, 5 0 (1) : 1	7 5, 7 0 (1) : 1	5 3, 0 5 (1) : 1
MF1='GN':trapmf,[-2.5 -2 -1.6 -1.1]		3 1, 1 0 (1) : 1	7 6, 7 0 (1) : 1	5 4, 0 5 (1) : 1
MF2='MN':trimf,[-1.6 -1.1 -0.6]		3 2, 1 0 (1) : 1	7 7, 7 0 (1) : 1	5 5, 0 6 (1) : 1
MF3='PN':trimf,[-1.1 -0.6 -0.1]		3 3, 2 0 (1) : 1	1 1, 0 1 (1) : 1	5 6, 0 7 (1) : 1
MF4='ZR':trimf,[-0.5 0 0.5]		3 4, 3 0 (1) : 1	1 2, 0 1 (1) : 1	5 7, 0 7 (1) : 1
MF5='PP':trimf,[0.1 0.6 1.1]		3 5, 4 0 (1) : 1	1 3, 0 1 (1) : 1	6 1, 0 5 (1) : 1
MF6='MP':trimf,[0.6 1.1 1.6]		3 6, 5 0 (1) : 1	1 4, 0 1 (1) : 1	6 2, 0 5 (1) : 1
MF7='GP':trapmf,[1.2 1.7 2 2.5]		3 7, 6 0 (1) : 1	1 5, 0 2 (1) : 1	6 3, 0 5 (1) : 1
[Input2]		4 1, 1 0 (1) : 1	1 6, 0 3 (1) : 1	6 4, 0 6 (1) : 1
Name='DErroTSP'		4 2, 2 0 (1) : 1	1 7, 0 3 (1) : 1	6 5, 0 7 (1) : 1
Range=[-0.5 0.5]		4 3, 3 0 (1) : 1	2 1, 0 1 (1) : 1	6 6, 0 7 (1) : 1
NumMFs=7		4 4, 4 0 (1) : 1	2 2, 0 1 (1) : 1	6 7, 0 7 (1) : 1
MF1='GN':trimf,[-0.6 -0.5 -0.4]		4 5, 5 0 (1) : 1	2 3, 0 1 (1) : 1	7 1, 0 5 (1) : 1
MF2='MN':trimf,[-0.5 -0.4 -0.3]		4 6, 6 0 (1) : 1	2 4, 0 2 (1) : 1	7 2, 0 5 (1) : 1
MF3='PN':trimf,[-0.4 -0.3 -0.2]		4 7, 7 0 (1) : 1	2 5, 0 3 (1) : 1	7 3, 0 6 (1) : 1
MF4='ZR':trimf,[0.25 0 0.25]		5 1, 2 0 (1) : 1	2 6, 0 3 (1) : 1	7 4, 0 7 (1) : 1
MF5='PP':trimf,[0.2 0.3 0.4]		5 2, 3 0 (1) : 1	2 7, 0 3 (1) : 1	7 5, 0 7 (1) : 1
MF6='MP':trimf,[0.3 0.4 0.5]		5 3, 4 0 (1) : 1	3 1, 0 1 (1) : 1	7 6, 0 7 (1) : 1
MF7='GP':trimf,[0.4 0.5 0.6]		5 4, 5 0 (1) : 1	3 2, 0 1 (1) : 1	7 7, 0 7 (1) : 1
[Output1]		5 5, 6 0 (1) : 1	3 3, 0 2 (1) : 1	
Name='DSaida'				
Range=[-5 5]				
NumMFs=7				
MF1='GN':trimf,[-8 -5 -3]				
MF2='MN':trimf,[-4 -2.5 -1]				
MF3='PN':trimf,[-3 -1.5 0]				
MF4='ZR':trimf,[-1 0 1]				
MF5='PP':trimf,[0 1.5 3]				
MF6='MP':trimf,[1 2.5 4]				
MF7='GP':trimf,[3 5 7]				
[Output2]				
Name='Saida'				
Range=[40 100]				
NumMFs=7				
MF1='GN':trimf,[28.75 40 50]				
MF2='MN':trimf,[40 52.15 64.3]				
MF3='PN':trimf,[50 60.7 71.4]				
MF4='ZR':trimf,[64.3 71.4 78.6]				
MF5='PP':trimf,[71.4 81.8 92.8]				
MF6='MP':trimf,[78.6 89.3 100]				
MF7='GP':trimf,[92.9 100 107.1]				

- Arquivo de configuração do controlador *fuzzy* – PID (TSP-FRB) Matlab (.fis).

[System] Name='fuzPIDRB1'	[Rules]		
Type='mamdani'	1 1, 1 0 (1) : 1	5 6, 7 0 (1) : 1	3 4, 0 3 (1) : 1
Version=2.0	1 2, 1 0 (1) : 1	5 7, 7 0 (1) : 1	3 5, 0 3 (1) : 1
NumInputs=2	1 3, 1 0 (1) : 1	6 1, 3 0 (1) : 1	3 6, 0 3 (1) : 1
NumOutputs=2	1 4, 1 0 (1) : 1	6 2, 4 0 (1) : 1	3 7, 0 3 (1) : 1
NumRules=98	1 5, 2 0 (1) : 1	6 3, 5 0 (1) : 1	4 1, 0 3 (1) : 1
AndMethod='min'	1 6, 3 0 (1) : 1	6 4, 6 0 (1) : 1	4 2, 0 3 (1) : 1
OrMethod='max'	1 7, 4 0 (1) : 1	6 5, 7 0 (1) : 1	4 3, 0 3 (1) : 1
ImpMethod='min'	2 1, 1 0 (1) : 1	6 6, 7 0 (1) : 1	4 4, 0 4 (1) : 1
AggMethod='max'	2 2, 1 0 (1) : 1	6 7, 7 0 (1) : 1	4 5, 0 5 (1) : 1
DefuzzMethod='centroid'	2 3, 1 0 (1) : 1	7 1, 4 0 (1) : 1	4 6, 0 5 (1) : 1
[Input1]	2 4, 2 0 (1) : 1	7 2, 5 0 (1) : 1	4 7, 0 5 (1) : 1
Name='ErroTSP'	2 5, 3 0 (1) : 1	7 3, 6 0 (1) : 1	5 1, 0 5 (1) : 1
Range=[-2 3]	2 6, 4 0 (1) : 1	7 4, 7 0 (1) : 1	5 2, 0 5 (1) : 1
NumMFs=7	2 7, 5 0 (1) : 1	7 5, 7 0 (1) : 1	5 3, 0 5 (1) : 1
MF1='GN':trapmf,[-2.2 -2 -1.8 -1]	3 1, 1 0 (1) : 1	7 6, 7 0 (1) : 1	5 4, 0 5 (1) : 1
MF2='MN':trimf,[-1.5 -1 -0.5]	3 2, 1 0 (1) : 1	7 7, 7 0 (1) : 1	5 5, 0 6 (1) : 1
MF3='PN':trimf,[-1 -0.5 0]	3 3, 2 0 (1) : 1	1 1, 0 1 (1) : 1	5 6, 0 7 (1) : 1
MF4='ZR':trimf,[-0.5 0 0.5]	3 4, 3 0 (1) : 1	1 2, 0 1 (1) : 1	5 7, 0 7 (1) : 1
MF5='PP':trimf,[0 0.5 1]	3 5, 4 0 (1) : 1	1 3, 0 1 (1) : 1	6 1, 0 5 (1) : 1
MF6='MP':trimf,[0.8 1.6 2.4]	3 6, 5 0 (1) : 1	1 4, 0 1 (1) : 1	6 2, 0 5 (1) : 1
MF7='GP':trapmf,[1.8 2.5 3 3.7]	3 7, 6 0 (1) : 1	1 5, 0 2 (1) : 1	6 3, 0 5 (1) : 1
[Input2]	4 1, 1 0 (1) : 1	1 6, 0 3 (1) : 1	6 4, 0 6 (1) : 1
Name='DErroTSP'	4 2, 2 0 (1) : 1	1 7, 0 3 (1) : 1	6 5, 0 7 (1) : 1
Range=[-1 1]	4 3, 3 0 (1) : 1	2 1, 0 1 (1) : 1	6 6, 0 7 (1) : 1
NumMFs=7	4 4, 4 0 (1) : 1	2 2, 0 1 (1) : 1	6 7, 0 7 (1) : 1
MF1='GN':trimf,[-1.2 -1 -0.7]	4 5, 5 0 (1) : 1	2 3, 0 1 (1) : 1	7 1, 0 5 (1) : 1
MF2='MN':trimf,[-0.8 -0.6 -0.3]	4 6, 6 0 (1) : 1	2 4, 0 2 (1) : 1	7 2, 0 5 (1) : 1
MF3='PN':trimf,[-0.6 -0.3 0]	4 7, 7 0 (1) : 1	2 5, 0 3 (1) : 1	7 3, 0 6 (1) : 1
MF4='ZR':trimf,[-0.3 0 0.3]	5 1, 2 0 (1) : 1	2 6, 0 3 (1) : 1	7 4, 0 7 (1) : 1
MF5='PP':trimf,[0 0.3 0.6]	5 2, 3 0 (1) : 1	2 7, 0 3 (1) : 1	7 5, 0 7 (1) : 1
MF6='MP':trimf,[0.3 0.6 0.8]	5 3, 4 0 (1) : 1	3 1, 0 1 (1) : 1	7 6, 0 7 (1) : 1
MF7='GP':trimf,[0.7 1 1.2]	5 4, 5 0 (1) : 1	3 2, 0 1 (1) : 1	7 7, 0 7 (1) : 1
[Output1]	5 5, 6 0 (1) : 1	3 3, 0 2 (1) : 1	
Name='DSaida'			
Range=[-3 3]			
NumMFs=7			
MF1='GN':trimf,[-4.8 -3 -1]			
MF2='MN':trimf,[-2 -1.25 -0.56]			
MF3='PN':trimf,[-1 -0.5 0]			
MF4='ZR':trimf,[-0.5 0 0.5]			
MF5='PP':trimf,[0 0.5 1]			
MF6='MP':trimf,[0.5 1.25 2]			
MF7='GP':trimf,[1 3 4.2]			
[Output2]			
Name='Saida'			
Range=[20 100]			
NumMFs=7			
MF1='GN':trimf,[5 20 45]			
MF2='MN':trimf,[41.1 51.1 61.6]			
MF3='PN':trimf,[56.6 61.6 66.6]			
MF4='ZR':trimf,[61.6 66.6 71.6]			
MF5='PP':trimf,[66.6 71.6 76.6]			
MF6='MP':trimf,[71.6 81.6 91.6]			
MF7='GP':trimf,[88 100 105]			

- Arquivo de configuração do controlador *fuzzy* – PID (TEV-FRC) Matlab (.fis).

Name='fPIDTEvRC2'	[Rules]		
Type='mamdani'	1 1, 1 0 (1) : 1	5 6, 7 0 (1) : 1	3 4, 0 3 (1) : 1
Version=2.0	1 2, 1 0 (1) : 1	5 7, 7 0 (1) : 1	3 5, 0 3 (1) : 1
NumInputs=2	1 3, 1 0 (1) : 1	6 1, 3 0 (1) : 1	3 6, 0 3 (1) : 1
NumOutputs=2	1 4, 1 0 (1) : 1	6 2, 4 0 (1) : 1	3 7, 0 3 (1) : 1
NumRules=98	1 5, 2 0 (1) : 1	6 3, 5 0 (1) : 1	4 1, 0 3 (1) : 1
AndMethod='min'	1 6, 3 0 (1) : 1	6 4, 6 0 (1) : 1	4 2, 0 3 (1) : 1
OrMethod='max'	1 7, 4 0 (1) : 1	6 5, 7 0 (1) : 1	4 3, 0 3 (1) : 1
ImpMethod='min'	2 1, 1 0 (1) : 1	6 6, 7 0 (1) : 1	4 4, 0 4 (1) : 1
AggMethod='max'	2 2, 1 0 (1) : 1	6 7, 7 0 (1) : 1	4 5, 0 5 (1) : 1
DefuzzMethod='centroid'	2 3, 1 0 (1) : 1	7 1, 4 0 (1) : 1	4 6, 0 5 (1) : 1
[Input1]	2 4, 2 0 (1) : 1	7 2, 5 0 (1) : 1	4 7, 0 5 (1) : 1
Name='ErroTEv'	2 5, 3 0 (1) : 1	7 3, 6 0 (1) : 1	5 1, 0 5 (1) : 1
Range=[-1 1]	2 6, 4 0 (1) : 1	7 4, 7 0 (1) : 1	5 2, 0 5 (1) : 1
NumMFs=7	2 7, 5 0 (1) : 1	7 5, 7 0 (1) : 1	5 3, 0 5 (1) : 1
MF1='GN':trapmf,[-1.25 -1 -0.8 -0.55]	3 1, 1 0 (1) : 1	7 6, 7 0 (1) : 1	5 4, 0 5 (1) : 1
MF2='MN':trimf,[-0.8 -0.55 -0.3]	3 2, 1 0 (1) : 1	7 7, 7 0 (1) : 1	5 5, 0 6 (1) : 1
MF3='PN':trimf,[-0.55 -0.3 -0.05]	3 3, 2 0 (1) : 1	1 1, 0 1 (1) : 1	5 6, 0 7 (1) : 1
MF4='ZR':trimf,[-0.25 0 0.25]	3 4, 3 0 (1) : 1	1 2, 0 1 (1) : 1	5 7, 0 7 (1) : 1
MF5='PP':trimf,[0.05 0.3 0.55]	3 5, 4 0 (1) : 1	1 3, 0 1 (1) : 1	6 1, 0 5 (1) : 1
MF6='MP':trimf,[0.3 0.55 0.8]	3 6, 5 0 (1) : 1	1 4, 0 1 (1) : 1	6 2, 0 5 (1) : 1
MF7='GP':trapmf,[0.6 0.85 1 1.25]	3 7, 6 0 (1) : 1	1 5, 0 2 (1) : 1	6 3, 0 5 (1) : 1
[Input2]	4 1, 1 0 (1) : 1	1 6, 0 3 (1) : 1	6 4, 0 6 (1) : 1
Name='DErroTEv'	4 2, 2 0 (1) : 1	1 7, 0 3 (1) : 1	6 5, 0 7 (1) : 1
Range=[-0.5 0.5]	4 3, 3 0 (1) : 1	2 1, 0 1 (1) : 1	6 6, 0 7 (1) : 1
NumMFs=7	4 4, 4 0 (1) : 1	2 2, 0 1 (1) : 1	6 7, 0 7 (1) : 1
MF1='GN':trimf,[-0.6 -0.5 -0.4]	4 5, 5 0 (1) : 1	2 3, 0 1 (1) : 1	7 1, 0 5 (1) : 1
MF2='MN':trimf,[-0.5 -0.4 -0.3]	4 6, 6 0 (1) : 1	2 4, 0 2 (1) : 1	7 2, 0 5 (1) : 1
MF3='PN':trimf,[-0.4 -0.3 -0.2]	4 7, 7 0 (1) : 1	2 5, 0 3 (1) : 1	7 3, 0 6 (1) : 1
MF4='ZR':trimf,[-0.25 0 0.25]	5 1, 2 0 (1) : 1	2 6, 0 3 (1) : 1	7 4, 0 7 (1) : 1
MF5='PP':trimf,[0.2 0.3 0.4]	5 2, 3 0 (1) : 1	2 7, 0 3 (1) : 1	7 5, 0 7 (1) : 1
MF6='MP':trimf,[0.3 0.4 0.5]	5 3, 4 0 (1) : 1	3 1, 0 1 (1) : 1	7 6, 0 7 (1) : 1
MF7='GP':trimf,[0.4 0.5 0.6]	5 4, 5 0 (1) : 1	3 2, 0 1 (1) : 1	7 7, 0 7 (1) : 1
[Output1]	5 5, 6 0 (1) : 1	3 3, 0 2 (1) : 1	
Name='DSaida'			
Range=[-3 3]			
NumMFs=7			
MF1='GN':trimf,[-5.1 -3 -0.9]			
MF2='MN':trimf,[-1.9 -1.2 -0.4]			
MF3='PN':trimf,[-0.9 -0.45 0]			
MF4='ZR':trimf,[-0.45 0 0.45]			
MF5='PP':trimf,[0 0.45 0.9]			
MF6='MP':trimf,[0.45 1.2 1.95]			
MF7='GP':trimf,[0.9 3 5.1]			
[Output2]			
Name='Saida'			
Range=[40 100]			
NumMFs=7			
MF1='GN':trimf,[20 40			
60]MF2='MN':trimf,[56.4 62.4 68.4]			
MF3='PN':trimf,[65.4 68.4 71.4]			
MF4='ZR':trimf,[68.4 71.4 74.4]			
MF5='PP':trimf,[71.4 74.1 77.4]			
MF6='MP':trimf,[74.4 80.4 86.4]			
MF7='GP':trimf,[85 100 115]			

- Arquivo de configuração do controlador *fuzzy* – PID (TEV-FRB) Matlab (.fis).

Name='fPIDTEvRB'	[Rules]		
Type='mamdani'	1 1, 1 0 (1) : 1	5 6, 7 0 (1) : 1	3 4, 0 3 (1) : 1
Version=2.0	1 2, 1 0 (1) : 1	5 7, 7 0 (1) : 1	3 5, 0 3 (1) : 1
NumInputs=2	1 3, 1 0 (1) : 1	6 1, 3 0 (1) : 1	3 6, 0 3 (1) : 1
NumOutputs=2	1 4, 1 0 (1) : 1	6 2, 4 0 (1) : 1	3 7, 0 3 (1) : 1
NumRules=98	1 5, 2 0 (1) : 1	6 3, 5 0 (1) : 1	4 1, 0 3 (1) : 1
AndMethod='min'	1 6, 3 0 (1) : 1	6 4, 6 0 (1) : 1	4 2, 0 3 (1) : 1
OrMethod='max'	1 7, 4 0 (1) : 1	6 5, 7 0 (1) : 1	4 3, 0 3 (1) : 1
ImpMethod='min'	2 1, 1 0 (1) : 1	6 6, 7 0 (1) : 1	4 4, 0 4 (1) : 1
AggMethod='max'	2 2, 1 0 (1) : 1	6 7, 7 0 (1) : 1	4 5, 0 5 (1) : 1
DefuzzMethod='centroid'	2 3, 1 0 (1) : 1	7 1, 4 0 (1) : 1	4 6, 0 5 (1) : 1
[Input1]	2 4, 2 0 (1) : 1	7 2, 5 0 (1) : 1	4 7, 0 5 (1) : 1
Name='ErroTEv'	2 5, 3 0 (1) : 1	7 3, 6 0 (1) : 1	5 1, 0 5 (1) : 1
Range=[-1 1]	2 6, 4 0 (1) : 1	7 4, 7 0 (1) : 1	5 2, 0 5 (1) : 1
NumMFs=7	2 7, 5 0 (1) : 1	7 5, 7 0 (1) : 1	5 3, 0 5 (1) : 1
MF1='GN': 'trapmf', [-1.25 -1 -0.8 -0.55]	3 1, 1 0 (1) : 1	7 6, 7 0 (1) : 1	5 4, 0 5 (1) : 1
MF2='MN': 'trimf', [-0.8 -0.55 -0.3]	3 2, 1 0 (1) : 1	7 7, 7 0 (1) : 1	5 5, 0 6 (1) : 1
MF3='PN': 'trimf', [-0.55 -0.3 -0.05]	3 3, 2 0 (1) : 1	1 1, 0 1 (1) : 1	5 6, 0 7 (1) : 1
MF4='ZR': 'trimf', [-0.25 0 0.25]	3 4, 3 0 (1) : 1	1 2, 0 1 (1) : 1	5 7, 0 7 (1) : 1
MF5='PP': 'trimf', [0.05 0.3 0.55]	3 5, 4 0 (1) : 1	1 3, 0 1 (1) : 1	6 1, 0 5 (1) : 1
MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.55 0.8]	3 6, 5 0 (1) : 1	1 4, 0 1 (1) : 1	6 2, 0 5 (1) : 1
MF7='GP': 'trapmf', [0.6 0.85 1 1.25]	3 7, 6 0 (1) : 1	1 5, 0 2 (1) : 1	6 3, 0 5 (1) : 1
[Input2]	4 1, 1 0 (1) : 1	1 6, 0 3 (1) : 1	6 4, 0 6 (1) : 1
Name='DErroTEv'	4 2, 2 0 (1) : 1	1 7, 0 3 (1) : 1	6 5, 0 7 (1) : 1
Range=[-0.5 0.5]	4 3, 3 0 (1) : 1	2 1, 0 1 (1) : 1	6 6, 0 7 (1) : 1
NumMFs=7	4 4, 4 0 (1) : 1	2 2, 0 1 (1) : 1	6 7, 0 7 (1) : 1
MF1='GN': 'trimf', [-0.6 -0.5 -0.4]	4 5, 5 0 (1) : 1	2 3, 0 1 (1) : 1	7 1, 0 5 (1) : 1
MF2='MN': 'trimf', [-0.5 -0.4 -0.3]	4 6, 6 0 (1) : 1	2 4, 0 2 (1) : 1	7 2, 0 5 (1) : 1
MF3='PN': 'trimf', [-0.4 -0.3 -0.2]	4 7, 7 0 (1) : 1	2 5, 0 3 (1) : 1	7 3, 0 6 (1) : 1
MF4='ZR': 'trimf', [-0.25 0 0.25]	5 1, 2 0 (1) : 1	2 6, 0 3 (1) : 1	7 4, 0 7 (1) : 1
MF5='PP': 'trimf', [0.2 0.3 0.4]	5 2, 3 0 (1) : 1	2 7, 0 3 (1) : 1	7 5, 0 7 (1) : 1
MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.4 0.5]	5 3, 4 0 (1) : 1	3 1, 0 1 (1) : 1	7 6, 0 7 (1) : 1
MF7='GP': 'trimf', [0.4 0.5 0.6]	5 4, 5 0 (1) : 1	3 2, 0 1 (1) : 1	7 7, 0 7 (1) : 1
[Output1]	5 5, 6 0 (1) : 1	3 3, 0 2 (1) : 1	
Name='DSaida'			
Range=[-3 3]			
NumMFs=7			
MF1='GN': 'trimf', [-5.1 -3 -0.9]			
MF2='MN': 'trimf', [-1.9 -1.2 -0.4]			
MF3='PN': 'trimf', [-0.9 -0.45 0]			
MF4='ZR': 'trimf', [-0.45 0 0.45]			
MF5='PP': 'trimf', [0 0.45 0.9]			
MF6='MP': 'trimf', [0.45 1.2 1.95]			
MF7='GP': 'trimf', [0.9 3 5.1]			
[Output2]			
Name='Saida'			
Range=[20 100]			
NumMFs=7			
MF1='GN': 'trimf', [5 20 34]			
MF2='MN': 'trimf', [30 45.8 61.6]			
MF3='PN': 'trimf', [56.6 61.6 66.6]			
MF4='ZR': 'trimf', [61.6 66.6 71.6]			
MF5='PP': 'trimf', [66.6 71.6 76.6]			
MF6='MP': 'trimf', [71.6 85.8 100]			
MF7='GP': 'trimf', [95 100 105]			

- Arquivo de configuração do *fuzzy* – PID (TCOND-FVC) Matlab (.fis).

Name='fPIDTCxVC'	[Rules]		
Type='mamdani'	1 1, 1 0 (1) : 1	5 6, 7 0 (1) : 1	3 4, 0 3 (1) : 1
Version=2.0	1 2, 1 0 (1) : 1	5 7, 7 0 (1) : 1	3 5, 0 3 (1) : 1
NumInputs=2	1 3, 1 0 (1) : 1	6 1, 3 0 (1) : 1	3 6, 0 3 (1) : 1
NumOutputs=2	1 4, 1 0 (1) : 1	6 2, 4 0 (1) : 1	3 7, 0 3 (1) : 1
NumRules=98	1 5, 2 0 (1) : 1	6 3, 5 0 (1) : 1	4 1, 0 3 (1) : 1
AndMethod='min'	1 6, 3 0 (1) : 1	6 4, 6 0 (1) : 1	4 2, 0 3 (1) : 1
OrMethod='max'	1 7, 4 0 (1) : 1	6 5, 7 0 (1) : 1	4 3, 0 3 (1) : 1
ImpMethod='min'	2 1, 1 0 (1) : 1	6 6, 7 0 (1) : 1	4 4, 0 4 (1) : 1
AggMethod='max'	2 2, 1 0 (1) : 1	6 7, 7 0 (1) : 1	4 5, 0 5 (1) : 1
DefuzzMethod='centroid'	2 3, 1 0 (1) : 1	7 1, 4 0 (1) : 1	4 6, 0 5 (1) : 1
[Input1]	2 4, 2 0 (1) : 1	7 2, 5 0 (1) : 1	4 7, 0 5 (1) : 1
Name='ErroTCond'	2 5, 3 0 (1) : 1	7 3, 6 0 (1) : 1	5 1, 0 5 (1) : 1
Range=[-1.5 1.5]	2 6, 4 0 (1) : 1	7 4, 7 0 (1) : 1	5 2, 0 5 (1) : 1
NumMFs=7	2 7, 5 0 (1) : 1	7 5, 7 0 (1) : 1	5 3, 0 5 (1) : 1
MF1='GN': 'trimf', [-2 -1.5 -1]	3 1, 1 0 (1) : 1	7 6, 7 0 (1) : 1	5 4, 0 5 (1) : 1
MF2='MN': 'trimf', [-1.5 -1 -0.5]	3 2, 1 0 (1) : 1	7 7, 7 0 (1) : 1	5 5, 0 6 (1) : 1
MF3='PN': 'trimf', [-0.6 -0.3 0]	3 3, 2 0 (1) : 1	1 1, 0 1 (1) : 1	5 6, 0 7 (1) : 1
MF4='ZR': 'trimf', [-0.3 0 0.3]	3 4, 3 0 (1) : 1	1 2, 0 1 (1) : 1	5 7, 0 7 (1) : 1
MF5='PP': 'trimf', [0 0.3 0.6]	3 5, 4 0 (1) : 1	1 3, 0 1 (1) : 1	6 1, 0 5 (1) : 1
MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.9 1.5]	3 6, 5 0 (1) : 1	1 4, 0 1 (1) : 1	6 2, 0 5 (1) : 1
MF7='GP': 'trimf', [1 1.5 2]	3 7, 6 0 (1) : 1	1 5, 0 2 (1) : 1	6 3, 0 5 (1) : 1
[Input2]	4 1, 1 0 (1) : 1	1 6, 0 3 (1) : 1	6 4, 0 6 (1) : 1
Name='DErroTCond'	4 2, 2 0 (1) : 1	1 7, 0 3 (1) : 1	6 5, 0 7 (1) : 1
Range=[-0.5 0.5]	4 3, 3 0 (1) : 1	2 1, 0 1 (1) : 1	6 6, 0 7 (1) : 1
NumMFs=7	4 4, 4 0 (1) : 1	2 2, 0 1 (1) : 1	6 7, 0 7 (1) : 1
MF1='GN': 'trimf', [-0.6 -0.5 -0.4]	4 5, 5 0 (1) : 1	2 3, 0 1 (1) : 1	7 1, 0 5 (1) : 1
MF2='MN': 'trimf', [-0.5 -0.4 -0.3]	4 6, 6 0 (1) : 1	2 4, 0 2 (1) : 1	7 2, 0 5 (1) : 1
MF3='PN': 'trimf', [-0.4 -0.3 -0.2]	4 7, 7 0 (1) : 1	2 5, 0 3 (1) : 1	7 3, 0 6 (1) : 1
MF4='ZR': 'trimf', [-0.25 0 0.25]	5 1, 2 0 (1) : 1	2 6, 0 3 (1) : 1	7 4, 0 7 (1) : 1
MF5='PP': 'trimf', [0.2 0.3 0.4]	5 2, 3 0 (1) : 1	2 7, 0 3 (1) : 1	7 5, 0 7 (1) : 1
MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.4 0.5]	5 3, 4 0 (1) : 1	3 1, 0 1 (1) : 1	7 6, 0 7 (1) : 1
MF7='GP': 'trimf', [0.4 0.5 0.6]	5 4, 5 0 (1) : 1	3 2, 0 1 (1) : 1	7 7, 0 7 (1) : 1
[Output1]	5 5, 6 0 (1) : 1	3 3, 0 2 (1) : 1	
Name='DSaida'			
Range=[-3 1.5]			
NumMFs=7			
MF1='GN': 'trimf', [-4.688 -3 -1.313]			
MF2='MN': 'trimf', [-1.6 -1 -0.4]			
MF3='PN': 'trimf', [-0.4 -0.2 0]			
MF4='ZR': 'trimf', [-0.1 0 0.1]			
MF5='PP': 'trimf', [0 0.2 0.4]			
MF6='MP': 'trimf', [0.2 0.4 0.6]			
MF7='GP': 'trimf', [0.4 1.5 2.6]			
[Output2]			
Name='Saida'			
Range=[0 53]			
NumMFs=7			
MF1='GN': 'trimf', [-25 0 25]			
MF2='MN': 'trimf', [18 26 36]			
MF3='PN': 'trimf', [34 36 38]			
MF4='ZR': 'trimf', [36 38 40]			
MF5='PP': 'trimf', [38 40 42]			
MF6='MP': 'trimf', [40 46 52]			
MF7='GP': 'trimf', [46 53 60]			

- Arquivo de configuração do *fuzzy* multivariável (TEV-FRC/FRB) Matlab (.fis).

Name='TEVSIMO' Type='mamdani' Version=2.0 NumInputs=2 NumOutputs=4 NumRules=49 AndMethod='min' OrMethod='max' ImpMethod='min' AggMethod='max' DefuzzMethod='centroid' [Input1] Name='ErroTEv' Range=[-1 1] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-1.25 -1 -0.8 -0.55] MF2='MN': 'trimf', [-0.8 -0.55 -0.3] MF3='PN': 'trimf', [-0.55 -0.3 -0.05] MF4='ZR': 'trimf', [-0.25 0 0.25] MF5='PP': 'trimf', [0.05 0.3 0.55] MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.55 0.8] MF7='GP': 'trapmf', [0.6 0.85 1 1.25] [Input2] Name='DErroTEv' Range=[-0.5 0.5] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-0.6 -0.5 -0.4] MF2='MN': 'trimf', [-0.5 -0.4 -0.3] MF3='PN': 'trimf', [-0.4 -0.3 -0.2] MF4='ZR': 'trimf', [-0.25 0 0.25] MF5='PP': 'trimf', [0.2 0.3 0.4] MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.4 0.5] MF7='GP': 'trimf', [0.4 0.5 0.6] [Output1] Name='DSaida' Range=[-3 3] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-5.1 -3 -0.9] MF2='MN': 'trimf', [-1.9 -1.2 -0.4] MF3='PN': 'trimf', [-0.9 -0.45 0] MF4='ZR': 'trimf', [-0.45 0 0.45] MF5='PP': 'trimf', [0 0.45 0.9] MF6='MP': 'trimf', [0.45 1.2 1.95] MF7='GP': 'trimf', [1 3 5] [Output2] Name='Saida' Range=[40 100] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [20 40 60] MF2='MN': 'trimf', [56.4 62.4 68.4] MF3='PN': 'trimf', [65.4 68.4 71.4] MF4='ZR': 'trimf', [68.4 71.4 74.4] MF5='PP': 'trimf', [71.4 74.1 77.4] MF6='MP': 'trimf', [74.4 80.4 86.4] MF7='GP': 'trimf', [85 100 115]	[Output3] Name='DSaida2' Range=[-3 3] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-5.1 -3 -0.9] MF2='MN': 'trimf', [-1.9 -1.2 -0.4] MF3='PN': 'trimf', [-0.9 -0.45 0] MF4='ZR': 'trimf', [-0.45 0 0.45] MF5='PP': 'trimf', [0 0.45 0.9] MF6='MP': 'trimf', [0.45 1.2 1.95] MF7='GP': 'trimf', [1 3 5] [Output4] Name='Saida2' Range=[20 100] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [5 20 34] MF2='MN': 'trimf', [29.8 45.6 61.4] MF3='PN': 'trimf', [56.6 61.6 66.6] MF4='ZR': 'trimf', [61.6 66.6 71.6] MF5='PP': 'trimf', [66.6 71.6 76.6] MF6='MP': 'trimf', [71.6 85.6 100] MF7='GP': 'trimf', [95 100 105] [Rules] 1 1, 1 1 7 7 (1) : 1 3 4, 3 3 5 5 (1) : 1 5 7, 7 7 1 1 (1) : 1 1 2, 1 1 7 7 (1) : 1 3 5, 4 3 4 5 (1) : 1 6 1, 3 5 5 3 (1) : 1 1 3, 1 1 7 7 (1) : 1 3 6, 5 3 3 5 (1) : 1 6 2, 4 5 4 3 (1) : 1 1 4, 1 1 7 7 (1) : 1 3 7, 6 3 2 5 (1) : 1 6 3, 5 5 3 3 (1) : 1 1 5, 2 2 6 6 (1) : 1 4 1, 1 3 7 5 (1) : 1 6 4, 6 6 2 2 (1) : 1 1 6, 3 3 5 5 (1) : 1 4 2, 2 3 6 5 (1) : 1 6 5, 7 7 1 1 (1) : 1 1 7, 4 3 4 5 (1) : 1 4 3, 3 3 5 5 (1) : 1 6 6, 7 7 1 1 (1) : 1 2 1, 1 1 7 7 (1) : 1 4 4, 4 4 4 4 (1) : 1 6 7, 7 7 1 1 (1) : 1 2 2, 1 1 7 7 (1) : 1 4 5, 5 5 3 3 (1) : 1 7 1, 4 5 4 3 (1) : 1 2 3, 1 1 7 7 (1) : 1 4 6, 6 5 2 3 (1) : 1 7 2, 5 5 3 3 (1) : 1 2 4, 2 2 6 6 (1) : 1 4 7, 7 5 1 3 (1) : 1 7 3, 6 6 2 2 (1) : 1 2 5, 3 3 5 5 (1) : 1 5 1, 2 5 6 3 (1) : 1 7 4, 7 7 1 1 (1) : 1 2 6, 4 3 4 5 (1) : 1 5 2, 3 5 5 3 (1) : 1 7 5, 7 7 1 1 (1) : 1 2 7, 5 3 3 5 (1) : 1 5 3, 4 5 4 3 (1) : 1 7 6, 7 7 1 1 (1) : 1 3 1, 1 1 7 7 (1) : 1 5 4, 5 5 3 3 (1) : 1 7 7, 7 7 1 1 (1) : 1 3 2, 1 1 7 7 (1) : 1 5 5, 6 6 2 2 (1) : 1 3 3, 2 2 6 6 (1) : 1 5 6, 7 7 1 1 (1) : 1

- Arquivo de configuração do *fuzzy* multivariável (TSP-FRC/FRB) Matlab (.fis).

Name='TsPSIMO' Type='mamdani' Version=2.0 NumInputs=2 NumOutputs=4 NumRules=49 AndMethod='min' OrMethod='max' ImpMethod='min' AggMethod='max' DefuzzMethod='centroid' [Input1] Name='ErroTSP' Range=[-2 2] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-2.5 -2 -1.6 -1.1] MF2='MN': 'trimf', [-1.6 -1.1 -0.6] MF3='PN': 'trimf', [-1.1 -0.6 -0.1] MF4='ZR': 'trimf', [-0.5 0 0.5] MF5='PP': 'trimf', [0.1 0.6 1.1] MF6='MP': 'trimf', [0.6 1.1 1.6] MF7='GP': 'trapmf', [1.2 1.7 2 2.5] [Input2] Name='DErroTSP' Range=[-0.5 0.5] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-0.6 -0.5 -0.4] MF2='MN': 'trimf', [-0.5 -0.4 -0.3] MF3='PN': 'trimf', [-0.4 -0.3 -0.2] MF4='ZR': 'trimf', [-0.25 0 0.25] MF5='PP': 'trimf', [0.2 0.3 0.4] MF6='MP': 'trimf', [0.3 0.4 0.5] MF7='GP': 'trimf', [0.4 0.5 0.6] [Output1] Name='DSaida' Range=[-5 5] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-8 -5 -3] MF2='MN': 'trimf', [-4 -2.5 -1] MF3='PN': 'trimf', [-3 -1.5 0] MF4='ZR': 'trimf', [-1 0 1] MF5='PP': 'trimf', [0 1.5 3] MF6='MP': 'trimf', [1 2.5 4] MF7='GP': 'trimf', [3 5 7] [Output2] Name='Saida' Range=[40 100] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [28.75 40 50] MF2='MN': 'trimf', [40 52.15 64.3] MF3='PN': 'trimf', [50 60.7 71.4] MF4='ZR': 'trimf', [64.3 71.4 78.6] MF5='PP': 'trimf', [71.2 81.6 92.6] MF6='MP': 'trimf', [78.6 89.3 100] MF7='GP': 'trimf', [92.9 100 107.1]	[Output3] Name='DSaida2' Range=[-3 3] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [-4.8 -3 -1] MF2='MN': 'trimf', [-2 -1.25 -0.56] MF3='PN': 'trimf', [-1 -0.5 0] MF4='ZR': 'trimf', [-0.5 0 0.5] MF5='PP': 'trimf', [0 0.5 1] MF6='MP': 'trimf', [0.5 1.25 2] MF7='GP': 'trimf', [1 3 4.2] [Output4] Name='Saida2' Range=[20 100] NumMFs=7 MF1='GN': 'trimf', [5 20 34] MF2='MN': 'trimf', [30 45.8 61.6] MF3='PN': 'trimf', [56.6 61.6 66.6] MF4='ZR': 'trimf', [61.6 66.6 71.6] MF5='PP': 'trimf', [66.6 71.6 76.6] MF6='MP': 'trimf', [71.4 85.6 99.8] MF7='GP': 'trimf', [95 100 105] [Rules] 1 1, 1 1 7 7 (1) : 1 3 4, 3 3 5 5 (1) : 1 5 7, 7 7 1 1 (1) : 1 1 2, 1 1 7 7 (1) : 1 3 5, 4 3 4 5 (1) : 1 6 1, 3 5 5 3 (1) : 1 1 3, 1 1 7 7 (1) : 1 3 6, 5 3 3 5 (1) : 1 6 2, 4 5 4 3 (1) : 1 1 4, 1 1 7 7 (1) : 1 3 7, 6 3 2 5 (1) : 1 6 3, 5 5 3 3 (1) : 1 1 5, 2 2 6 6 (1) : 1 4 1, 1 3 7 5 (1) : 1 6 4, 6 6 2 2 (1) : 1 1 6, 3 3 5 5 (1) : 1 4 2, 2 3 6 5 (1) : 1 6 5, 7 7 1 1 (1) : 1 1 7, 4 3 4 5 (1) : 1 4 3, 3 3 5 5 (1) : 1 6 6, 7 7 1 1 (1) : 1 2 1, 1 1 7 7 (1) : 1 4 4, 4 4 4 4 (1) : 1 6 7, 7 7 1 1 (1) : 1 2 2, 1 1 7 7 (1) : 1 4 5, 5 5 3 3 (1) : 1 7 1, 4 5 4 3 (1) : 1 2 3, 1 1 7 7 (1) : 1 4 6, 6 5 2 3 (1) : 1 7 2, 5 5 3 3 (1) : 1 2 4, 2 2 6 6 (1) : 1 4 7, 7 5 1 3 (1) : 1 7 3, 6 6 2 2 (1) : 1 2 5, 3 3 5 5 (1) : 1 5 1, 2 5 6 3 (1) : 1 7 4, 7 7 1 1 (1) : 1 2 6, 4 3 4 5 (1) : 1 5 2, 3 5 5 3 (1) : 1 7 5, 7 7 1 1 (1) : 1 2 7, 5 3 3 5 (1) : 1 5 3, 4 5 4 3 (1) : 1 7 6, 7 7 1 1 (1) : 1 3 1, 1 1 7 7 (1) : 1 5 4, 5 5 3 3 (1) : 1 7 7, 7 7 1 1 (1) : 1 3 2, 1 1 7 7 (1) : 1 5 5, 6 6 2 2 (1) : 1 3 3, 2 2 6 6 (1) : 1 5 6, 7 7 1 1 (1) : 1

