PROGRAMA EQ-ANP

Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural

Estratégias de Controle Ecoeficientes Aplicadas a Caldeiras Semi-Industriais

Andréa Pereira Parente

Dissertação de Mestrado

Orientadores

Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.

Setembro de 2014

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE ECOEFICIENTES APLICADAS A CALDEIRAS SEMI-INDUSTRIAIS

Andréa Pereira Parente

Dissertação submetida ao Corpo Docente do Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências.

Aprovado por:

_____
Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.
(orientador)

_____
Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.
(orientador)

_____
Andrea Valdman, D.Sc.

_____
Andréa Medeiros Salgado, D.Sc.

_____
Flávio Vasconcelos da Silva, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil
Setembro de 2014

Parente, Andréa Pereira.

Estratégias de controle de ecoeficientes aplicadas a caldeiras semi-industriais / Andréa Pereira Parente. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2014.

vi, 151 p.; il.

(Dissertação) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2014. Orientadores: Maurício Bezerra de Souza Jr. e Rossana Odette Mattos Folly

1. Controle de processo. 2. Caldeira. 3. Emissão. 4. Tese. (Mestrado – UFRJ/EQ). 5. Maurício Bezerra de Souza Jr. Rossana Odette Mattos Folly I. Título.

Aos meus pais, meus irmãos e minha sobrinha.

O cérebro eletrônico comanda
Manda e desmanda
Ele é quem manda
Mas ele não anda.

Gilberto Gil, *Cérebro Eletrônico*

AGRADECIMENTOS

Ficam aqui registrados meus mais sinceros agradecimentos aos meus pais, por terem garantido que eu poderia ser o que quisesse na vida. Ainda que cientista maluca seja a minha opção.

Aos meus irmãos e ao meu cunhado, por me emprestarem seus ouvidos em todos os pontos críticos e me incentivarem a ultrapassar todos os gargalos de processo encontrados pelo caminho.

Aos amigos queridos, Parentes de nome e de coração, que de perto ou de longe contribuíram com a minha jornada. Em particular Thaís Paiva, por prestar serviços de revisora sem nunca me cobrar mais do que um abraço e uma cerveja. Saulo Lourenço, por ser meu companheiro de aventuras e desventuras. Isabela Caldeira, por ouvir pacientemente sobre caldeiras e controladores sem reclamar e sempre me encorajar.

A Andrea Valdman, pelo exemplo no trabalho e na vida, pela paciência e boa vontade em ensinar, pela grandiosidade em compartilhar dados e sabedoria, e, principalmente, pelo carinho.

Ao João Vilaça, por toda ajuda técnica e por todo o apreço em forma de café

Ao meu orientador Maurício Bezerra, pelo exemplo profissional, por todo apoio e suporte e pela generosidade em dividir seus conhecimentos comigo.

A minha orientadora Rossana Folly, pelos ensinamentos e paciência, por me ajudar a enxergar as soluções e por tornar as exatas muito mais humanas.

Ao apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo – ANP – e da Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao PRH 13, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

A Deus, cujo amor vela por mim.

Resumo da Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Mestre em Ciências, com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural.

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE ECOEFICIENTES APLICADAS A CALDEIRAS SEMI-INDUSTRIAIS

Andréa Pereira Parente

Setembro, 2014

Orientadores: Prof. Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

Prof. Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.

Diante de uma realidade onde as questões ambientais são colocadas em primeiro plano, o desenvolvimento de estratégias de controle robustas, eficientes e capazes de atender a inúmeras exigências ecológicas e econômicas se tornou crucial para a evolução dos processos de modo sustentável. O objetivo deste trabalho é implementar e sintonizar diferentes estratégias concernentes ao controle da combustão e à regulação da demanda de vapor em uma caldeira semi-industrial, garantindo operação energeticamente eficiente, com minimização da produção de gases poluentes e racionalização do consumo de água. A aplicação experimental deste projeto foi realizada em uma planta piloto que consiste de uma caldeira flamotubular vertical que gera até 500 kg/h de vapor saturado e um sistema de automação híbrido, baseado em equipamentos analógicos e em tecnologia de redes digitais *fieldbus*. A malha de controle de gases residuais controla as concentrações de CO_2 ou O_2 medidas por um analisador de gases *in situ* ao manipular a vazão de ar de combustão. A malha de demanda de vapor regula vazão ou pressão na linha de vapor pela manipulação da abertura da válvula de controle. Testes experimentais em malha aberta levaram à identificação de modelos de processo. O levantamento do perfil da emissão de poluentes da caldeira permitiu a determinação de uma região ótima de operação. As estratégias propostas foram implementadas e sintonizadas por diferentes métodos: Ziegler-Nichols em malha aberta, critério da mínima integral do erro absoluto ponderada pelo tempo (ITAE), resposta de Dahlin-Higham e sintonia *online*. Os métodos de ajuste foram comparados por meio dos índices de desempenho tempo de subida, tempo de estabilização, integral do erro absoluto e magnitude do *overshoot*. Os resultados deste trabalho apresentam evidências experimentais de que por meio do controle automático adequadamente projetado uma operação com alta flexibilidade da linha de produção, energeticamente eficiente e ambientalmente segura pode ser alcançada.

Abstract of a Thesis presented to Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos - EQ/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science with emphasis on Petroleum and Natural Gas.

ECO-EFFICIENT CONTROL STRATEGIES APPLIED TO SEMI-INDUSTRIAL BOILERS

Andréa Pereira Parente

September, 2014

Supervisors: Prof. Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

Prof. Rossana Odette Mattos Folly, D.Sc.

The development of robust and efficient control strategies able to meet numerous ecological and economic requirements has become crucial to the evolution of the processes in a sustainable and eco-efficient manner. This study aimed at implementing and tuning control strategies in a semi industrial boiler concerning the pollutants emission management and the steam demand in order to regulate steam production, minimize the production of residual gases and rationalize water consumption. The experimental applications were carried out in a pilot plant consisting of a vertical fire-tube boiler which generates 500 kg/h of water steam and a hybrid automation system based on analog devices and industrial fieldbus networks. The flue gas loops control the exhaust gas emission levels of carbon dioxide or oxygen measured by an *in situ* gas analyzer manipulating the flow of combustion air, managing the amount of pollutants emitted. The steam demand loops control the flow or the pressure in the steam line by manipulating the control valve. Experimental open loop tests were performed in the unit to identify the process models. The profile of the boiler pollutants emission determined an optimal operation region. The proposed controllers were tuned on different PID tuning methods: Ziegler-Nichols rules, the minimum time-weighted absolute error integral criterion (ITAE), the Dahlin-Higham algorithm and the field tuning method. The tuning methods were compared by performance indices as rising time, settling time, absolute error integral and overshoot magnitude. The results demonstrate that the automatic control allows energy efficiency and environmentally safe operations for the boiler.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução 1

I.1 Motivação e Objetivos 1

I.2 Organização 3

Capítulo II – Revisão Bibliográfica 4

II.1 Emissões Atmosféricas 4

II.2 Caldeiras 7

II.3 Controladores de Realimentação 11

II.4 Filosofia de Controle Aplicada à Caldeiras 14

II.5 Identificação de Processos 19

II.6 Ajuste de Controladores Automáticos 20

II.7 Alguns Tópicos em Instrumentação 26

Capítulo III – Materiais e Métodos 29

III.1 Descrição da Planta Piloto 29

III.2 Instrumentação Instalada e Automação Disponível 32

III.3 Metodologia dos Testes em Malha Aberta 42

III.4 Configuração das Malhas de Controle Propostas 45

III.5 Metodologia dos Testes em Malha Fechada 55

Capítulo IV – Malha de Emissão de Gases Residuais 58

IV.1 Estratégia de Controle Proposta 58

IV.2 Calibração do Inversor de Frequência 62

IV.3 Resultados em Malha Aberta 65

IV.4 Resultados em Malha Fechada 73

Capítulo V – Malha de Vapor 83

V.1 Estratégia de Controle Proposta 83

V.2 PID Interno à Válvula de Vapor 86

V.3 Resultados em Malha Aberta 87

V.4 Resultados em Malha Fechada 94

Capítulo VI – Conclusões e Sugestões 107

VI.1 Conclusões 107

VI.2 Sugestões para Trabalhos Futuros 110

Referências Bibliográficas 111

Apêndice A: Configurações na Rede *Foundation Fieldbus* 116

Apêndice B: Diagrama P&I da Planta Piloto 128

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Total de emissões de CO2 antrópicas por setor em Mt no ano de 2013 associadas à matriz energética nacional. 6
Figura 2 - Aeolipile de Hero 7
Figura 3 - Caldeira Haycock 8
Figura 4 - (a)Caldeira de Savery; (b)Caldeira de Newcomen..... 8
Figura 5 - Caldeira vagão, de James Watt 9
Figura 6 - Caldeira de Trevithick 10
Figura 7 - Caldeira de Wilcox 10
Figura 8 - Curva de perdas da combustão..... 16
Figura 9 - Rendimento térmico típico de caldeiras 17
Figura 10 - Emissão de poluentes na combustão 17
Figura 11 - Produtos da combustão 18
Figura 12 - Resposta em malha fechada de um controlador PI sintonizado de acordo com diferentes sintonias de minimização da integral temporal. 23
Figura 13 - Caldeira flamotubular vertical, modelo CV-VDM-500 29
Figura 14 - Central de utilidades do Laboratório de Engenharia Química da UFRJ 31
Figura 15 - Arquitetura do sistema de automação da planta piloto 32
Figura 16 - Transmissores Fieldbus: (a) LIT1013; (b) TIT1013; (c) LIT1021; (d) FIT1024; (e) FIT1031 e PIT1032 33
Figura 17 - Sinóptico de operação da caldeira 36
Figura 18 - Analisador de gases *online*..... 37
Figura 19 - Representação esquemática do sensor virtual 39
Figura 20 - Inversor de frequência 40
Figura 21 - Válvula de controle *Fieldbus* 41
Figura 22 - Representação esquemática de um bloco funcional AO..... 41
Figura 23 - Aplicação de malha de controle simples..... 46
Figura 24 - Esquema de um bloco funcional PID 49
Figura 25 - Esquema de um bloco funcional ISEL 50
Figura 26 - Base de dados do sistema supervisório Ifix. Em detalhe, o bloco analógico de entrada XIC1046_SEL_PN..... 52

Figura 27 - Workspace do sistema supervisório 54
Figura 28 - Malha de controle de emissão de gases residuais configurada na rede digital *Fieldbus* 60
Figura 29 - Representação esquemática da malha de controle de emissão de gases residuais 61
Figura 30 - Curva de calibração do inversor de frequência 63
Figura 31 - Oxigênio residual (%v/v) versus saída de controle (%) 64
Figura 32 - Dióxido de carbono residual (%v/v) versus saída de controle (%) .. 65
Figura 33 - Curva de reação para %v/v CO2 para degrau positivo no % da vazão de ar 66
Figura 34 - Curva de reação para %v/v CO2 para degrau negativo no % da vazão de ar 66
Figura 35 - Respostas de %v/v de CO2 preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de vazão de ar 68
Figura 36 - Respostas de %v/v de CO2 preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de vazão de ar 68
Figura 37 - Curva de reação %v/v O2 versus tempo para degrau positivo no % da vazão de ar 70
Figura 38 - Curva de reação %v/v O2 versus tempo para degrau negativo no % da vazão de ar 70
Figura 39 - Respostas de %v/v de O2 preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de vazão de ar 72
Figura 40 - Respostas de %v/v de O2 preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de vazão de ar 72
Figura 41 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau para positivo no SP 74
Figura 42 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau negativo no SP 75
Figura 43 - Resposta do processo com sintonia Dahlin-Higham para degrau positivo no SP 76
Figura 44 - Resposta do processo com sintonia Dahlin-Higham para degrau negativo no SP 76
Figura 45 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau positivo no SP 77

Figura 46 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau neagativo no SP 78
Figura 47 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau positivo no SP 79
Figura 48 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau negativo no SP 79
Figura 49 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau para positivo no SP 82
Figura 50 - Malha de controle de vapor configurada na rede digital *Fieldbus* ... 84
Figura 51 - Representação esquemática da malha de controle de vapor 85
Figura 52 - Caracterização do posicionador Fieldbus 86
Figura 53 - Curva de reação da pressão para degrau positivo no % de abertura da válvula 87
Figura 54 - Curva de reação da pressão para degrau negativo no % de abertura da válvula 88
Figura 55 - Respostas de pressão em psi preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de abertura da válvula de vapor 89
Figura 56 - Respostas de Pressão em psi preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de abertura da válvula de vapor 90
Figura 57 - Curva de reação da vazão para degrau positivo no % de abertura da válvula 91
Figura 58 - Curva de reação da vazão para degrau negativo no % de abertura da válvula 91
Figura 59 - Respostas de vazão em kg/h preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de abertura da válvula de vapor 93
Figura 60 - Respostas de vazão em kg/h preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de abertura da válvula de vapor 93
Figura 61 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau positivo no SP 95
Figura 62 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau negativo no SP 96
Figura 63 - Processo em automático com a sintonia para a resposta Dahlin – Higham 96

Figura 64 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau positivo no SP 97
Figura 65 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau negativo no SP 98
Figura 66 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau positivo no SP 99
Figura 67 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau negativo no SP 99
Figura 68 - Processo em automático com sintonia Z&N 102
Figura 69 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau positivo no SP 103
Figura 70 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau negativo no SP 103
Figura 71 - Processo em automático com sintonia Ajuste Fino 1 104
Figura 72 - Resposta do processo com sintonia Ajuste Fino 2 para degrau positivo no SP 105
Figura 73 - Resposta do processo com sintonia Ajuste Fino 2 para degrau negativo no SP 105

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Valores Usuais de Excesso de Ar 15
Tabela 2 - Correlações de Ziegler-Nichols para Resposta em Malha Aberta..... 22
Tabela 3 - Fórmulas de Sintonia para ITAE 23
Tabela 4 - Fórmulas de Sintonia para a Resposta de Dahlin-Higham..... 25
Tabela 5 - Especificações Técnicas da Caldeira 30
Tabela 6 - Variáveis Contínuas Disponibilizadas na Instrumentação Fieldbus da Caldeira 34
Tabela 7 - Variáveis Discretas Disponibilizadas no Sistema SCADA da Caldeira 35
Tabela 8 - Características das Variáveis Disponibilizadas pelo Analisador *Insitu* 37
Tabela 9 - Tempos Característicos do Ciclo de Análises dos Gases Residuais .. 38
Tabela 10 - Variáveis do Analisador *Insitu* Disponibilizadas no Sistema SCADA da Caldeira..... 39
Tabela 11 - Blocos Funcionais Mínimos e Suas Funções 45
Tabela 12 - Blocos Funcionais e Seus Parâmetros Mínimos 47
Tabela 13 - Variáveis das Malhas Implementadas Disponibilizadas no Sistema SCADA da Caldeira..... 51
Tabela 14 - Parametrização do Inversor de Frequência..... 62
Tabela 15 - Parâmetros do Modelo de Processo Calculados 67
Tabela 16 - Verificação do Modelo de Processo CO_2/Ar..... 69
Tabela 17 - Parâmetros do Modelo de Processo Calculados 71
Tabela 18 - Verificação do Modelo de Processo O_2/Ar 73
Tabela 19 - Sintonias Propostas para Malha de Gás Carbônico (XIT1041CO2_E) 73
Tabela 20 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de CO_2 Fechada 80
Tabela 21 - Sintonias Propostas para Malha de Oxigênio (XIT1041O2_E) 81
Tabela 22 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de O_2 Fechada 82
Tabela 23 - Parâmetros de Processo Calculados para a Malha de Pressão..... 88

Tabela 24 - Verificação do Modelo de Processo Pressão/Abertura da Válvula . 90
Tabela 25 - Parâmetros de Processo Calculados para a Malha de Vazão 92
Tabela 26 - Verificação do Modelo de Processo Vazão/Abertura da Válvula ... 94
Tabela 27 - Sintonias Propostas para Malha de Vapor (PIT1032)..... 94
Tabela 28 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de Pressão de Vapor Fechada 100
Tabela 29 - Sintonias Propostas para Malha de Vapor (FIT1031)..... 101
Tabela 30 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de Vazão de Vapor Fechada 106

NOMENCLATURA

LISTA DE ABREVIATURAS

Sigla	Descrição
AI	Analog Input
AIChE	American Institute of Chemical Engineers
ANP	Agência Nacional do Petróleo
ASME	American Society of Mechanical Engineers
AO	Analog Output
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CLP	Controlador Lógico-Programável
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DH	Dahlin-Higham
EPA	Environmental Protection Agency
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
EQ	Escola de Química
FEEMA	Fundação Estadual de Engenharia do Meio Ambiente
F/I	Conversor do Protocolo Fieldbus para Corrente Elétrica
F/I	Conversor do Protocolo Fieldbus para Sinal de Pressão
FB	Foundation Fieldbus
IAE	Integral do Erro Absoluto
ISE	Integral do Erro Quadrático
ITSE	Integral do Erro Quadrático Ponderado pelo Tempo
ITAE	Integral do Erro Absoluto Ponderado pelo Tempo
ISA	Instruments, Systems, and Automation Society
LADEQ	Laboratório de Engenharia Química
MME	Ministério das Minas e Energia
MV	Variável Manipulada
P&I	Piping and Instrumentation
PI	Controle Proporcional e Integral
PV	Variável de Processo
PID	Controle Proporcional, Integral e Derivativo

SCADA	Supervisory Control and Data Acquision
SEMA	Secretaria Especial do Meio Ambiente
SISO	Single Input, Single Output
SP	Set-Point
UFRJ	Universidade Federal do Rio de Janeiro
ZN	Ziegler-Nichols

LISTA DE SÍMBOLOS LATINOS

Sigla	Descrição
|A|	magnitude do degrau aplicado
$BIAS_{AM}$ -	parâmetro interno de mudança para os modos automáticos
Cv	coeficiente de descarga da válvula
EU_100%	limite superior de saída em unidades de engenharia
EU_0%	limite inferior de saída em unidades de engenharia
k_p	ganho do processo em malha aberta
k_C	ganho do controlador
E	erro : SP - PV ou PV - SP, depende da ação do controlador
FEEDFORWARD	termo de controle antecipatório.
GAIN	ganho proporcional do controlador (k_c)
G(s)	função de transferência do processo
iae	integral do erro absoluto
IAE	integral do erro absoluto normalizada
L	parâmetro normalizado tempo-atraso
n	intervalo de tempo no qual o somatório é tomado
N	$\frac{\theta}{T}$, número inteiro de amostras contidas tempo morto
OS	magnitude do overshoot
OUT	saída do elemento atuador em unidades de engenharia
OUT	saída do controlador, variável manipulada (MV)
p	probabilidade contida no teste de hipóteses
PV_SCALE	parâmetro de conversão de escala
q	e^{-T/τ_c}, parâmetro ajustável do algoritimo de DH
R	coeficiente de correlação de Pearson
R^2	coeficiente de determinação
RATE	constante de tempo derivativo (Td ou τ_D)
RESET	constante de tempo integral (Tr ou τ_i)
SSE	soma dos erros quadráticos
T	tempo de amostragem
t_2	tempo para o processo atingir 63,2% da resposta final
t_1	tempo para o processo atingir 28,3% da resposta final
te	tempo de estabilização

Te	tempo de estabilização normalizado
ts	tempo de subida
Ts	tempo de subida normalizado
VC	valor da variável controlada a cada instante
[XD_SCALE]	parâmetro de conversão de escala

LISTA DE SÍMBOLOS GREGOS

Símbolo	**Descrição**
α	pseudo-ganho derivativo igual a 0,13
β_1	e^{-T/τ_1} , parâmetro do algoitimo de DH
β_2	e^{-T/τ_2} , parâmetro do algoitimo de DH
τ	constante de tempo do processo em malha aberta
τ_c	constante de tempo do processo em malha fechada
τ_i	constante de tempo integral
τ_D	constante de tempo derivativo
θ	tempo de atraso aparente em malha aberta

LISTA DE TAG's NO SISTEMA SCADA

Símbolo	**Descrição**
BB1011	Bomba de alimentação do combustível aos tanques de estocagem
BB1012	Bomba de alimentação do combustível ao tanque de armazenamento principal
BB1013	Bomba de alimentação do combustível ao tanque de mistura
BB1015	Bomba de alimentação de combustível a caldeira
BB1021	Bomba de alimentação de água a caldeira
FIC1031_AM_ESCRITA	Escreve o modo alvo do bloco A/M
FIC1031_AM_LEITURA	Lê o modo alvo do bloco A/M
FIC1031_KC	Constante proporcional da malha de vazão vapor
FIC1013_MV	Saída para a válvula de vapor
FIC1031_PV	Variável controlada da malha de vazão vapor
FIC103_SP	Referência da válvula de vazão vapor
FIC1031_TR	Tempo integral da malha de vazão vapor
FIT1024	Vazão de água de alimentação
FIT1031	Vazão de vapor
FV1031_MVI	Saída da válvula de vapor
FV1031_SEL	Seleciona FIC1031/PIC1031
LIT1013	Nível do tanque de alimentação de combustível
LIT1021	Nível do tanque de alimentação de água
LIT1026	Nível de água da caldeira
LSLL1026	Alarme – nível baixo de água
MT1014	Motor de agitação do tanque de mistura
MT1016	Soprador
PIC1031_AM_ESCRITA	Escreve o modo alvo do bloco A/M
PIC1031_AM_LEITURA	Lê o modo alvo do bloco A/M
PIC1031_KC	Constante proporcional da malha de pressão vapor
PIC1013_MV	Saída para a válvula de vapor
PIC1031_PV	Variável controlada da malha de pressão vapor
PIC103_SP	Referência da válvula de pressão vapor

PIC1031_TR	Tempo integral da malha de pressão vapor
PIT1032	Pressão na linha de vapor
PSH1026	Alarme – pressostato de alta
SI1046	Vazão de ar fornecida à caldeira
TIT1011	Temperatura do combustível
TIT1023	Temperatura da água de alimentação
TIT1042	Temperatura dos gases residuais
TMFIT1031	Totalização do vapor produzido
XIC1046_AM_ESCRITA	Escreve o modo alvo do bloco A/M
XIC1046_AM_LEITURA	Lê o modo alvo do bloco A/M
XIC11046_KC	Constante proporcional da malha de emissão de gases
XIC1046_MV	Saída para o inversor de frequência
XIC1046_PV	Variável controlada da malha de emissão de gases
XIC1046_SEL_PN	Seleciona O2V(1)/O2R(2)/CO2V(3)/CO2R(4)
XIC1046_SP	Referência do soprador de ar
XIC1046_TR	Tempo integral da malha de emissão de gases
XIT1041O2_E	Concentração de O2 nos gases residuais
XIT1041CO_E	Concentração de CO nos gases residuais
XIT1041CO2_E	Concentração de CO2 nos gases residuais
XIT1041NO_E	Concentração de NO nos gases residuais
XIT1041NO2_E	Concentração de NO2 nos gases residuais
XIT1041SO2_E	Concentração de SO2 nos gases residuais
XRN1041O2_E	Concentração de O2 predita
XRN1041CO_E	Concentração de CO predita
XRN1041CO2_E	Concentração de CO2 predita
XRN1041NO_E	Concentração de NO predita
XRN1041NO2_E	Concentração de NO2 predita
XRN1041SO2_E	Concentração de SO2 predita
XSL1012	Alarme – falha de chama
XSH1011	Queimador ligado

Capítulo I – Introdução

Neste capítulo são apresentados a motivação e os objetivos gerais e específicos da dissertação, enfatizando a relevância do tema. Em seguida, é apresentada a estrutura organizacional da dissertação.

I.1 Motivação e Objetivos

A revolução industrial, consolidada durante o século XIX, mantinha alicerces sobre a busca pelo aumento da eficiência energética, econômica e de processamento das unidades operacionais, aproveitando matérias primas disponíveis em abundância na natureza (WONGTSCHOWSKI, 2002). Já no final do século, as sociedades civil, política e empresarial internacionais iniciaram um discussão revelando que as premissas desta evolução tecnológica eram ingênuas ao desconsiderar a efemeridade dos recursos naturais e a fragilidade do meio ambiente.

Os atuais níveis de globalização e de consciência ambiental sustentável exigem que a indústria se torne ecoeficiente, utilizando linhas de produção com alta flexibilidade de operação que permitam adaptações rápidas e eficientes, racionalizando água e energia e reduzindo a emissão de poluentes.

Assim, a missão de uma planta industrial é manter a lucratividade sem desconsiderar valores sociais e ambientais. As áreas de instrumentação, automação industrial e controle de processos são ferramentas fundamentais no cumprimento desta missão visando ao aumento da eficiência, produtividade e segurança de processos.

Nos últimos anos, as exigências em relação ao desempenho de plantas de processo têm se tornado cada vez mais difíceis de serem atendidas. Concorrência mais forte, regulamentações ambientais e de segurança mais severas e rápidas mudanças no cenário econômico são fatores chave que fazem com que o tema Controle de Processos ganhe cada vez mais importância (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Sem o sistema de controle baseado em computadores seria impossível operar as instalações industriais modernas de maneira segura e lucrativa ao mesmo tempo em que as restrições ambientais e as especificações de produto são satisfeitas (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Nas indústrias de processos químicos, os controladores de estrutura proporcional-integral-derivativa (PID) são os mais extensivamente usados em razão de sua simplicidade, robustez e ampla gama de aplicabilidade (JENG, TSENG e CHIU, 2014). Miller e Desbourough (2002) reportam que 97% dos reguladores industriais são do tipo PID e Koivo e Tanttu (1991, apud O'Dywer, 2006, p. 1) sugerem que apenas 5-10% das malhas de controle não podem ser reguladas por controladores PI ou PID de única entrada, única saída (SISO). Chen e Seborg (2002) afirmam categoricamente que muito embora técnicas de controle avançado possam proporcionar melhorias significativas aos processos, um controlador PID bem projetado e sintonizado é satisfatório para a maioria avassaladora das malhas de controle industrial.

Um dos equipamentos mais encontrados em complexos industriais é a caldeira que gera vapor, utilidade usada em diversos níveis de pressão com inúmeros objetivos em diferentes processos físico-químicos. As caldeiras envolvem um processo de combustão e utilizam, tipicamente, combustíveis fósseis. Sobre os processos de combustão, estudos sistemáticos vêm sendo conduzidos com o intuito de aperfeiçoar a eficiência e reduzir os decorrentes níveis de poluição atmosférica, que são legalmente limitados por agências de proteção ao meio-ambiente nacionais (CONAMA, 2007) e internacionais (EPA, 2013). Melhorias da eficiência energética são muitas vezes de baixo custo ou até mesmo de custo negativo e podem se refletir em diminuição significativa de níveis de CO_2 (NAPP, GAMBHIR, *et al.*, 2014).

Diante desta realidade, onde as questões ambientais são colocadas em primeiro plano, o desenvolvimento de estratégias de controle alternativas que sejam robustas, eficientes e capazes de atender às inúmeras exigências ecológicas e econômicas se faz crucial para a continuidade da evolução dos processos de modo sustentável e ecoeficiente.

Da perspectiva de controle e automação, existe uma lacuna histórica entre teoria e prática que precisa ser estreitada. A experimentação é um passo importante para aprender sobre os processos reais e pode ser reveladora. Investigar aplicações proporciona o conhecimento de quais são os gargalos de desempenho, robustez e confiabilidade e de como encurtar o ciclo de projeto desde a concepção até a implantação (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014).

O objetivo deste trabalho é implementar e sintonizar diferentes estratégias concernentes à regulação da demanda de vapor e ao controle da combustão, garantindo operação energeticamente eficiente e com minimização da produção de gases poluentes.

I.2 Organização

Os capítulos desta dissertação estão dispostos da seguinte maneira:

O capítulo I apresenta a motivação e os objetivos gerais e específicos da dissertação, bem como a estrutura organizacional da dissertação.

O capítulo II, de Revisão Bibliográfica, apresenta o estado da arte de temas relevantes para o desenvolvimento do trabalho bem como os fundamentos teóricos pertinentes, como identificação de processos e ajuste de controladores automáticos. Aborda os assuntos poluição atmosférica, caldeiras geradoras de vapor e controladores de realimentação por meio de uma perspectiva histórica. Contempla, ainda, as práticas usuais de controle industrial de caldeiras e alguns tópicos concernentes à tecnologia de instrumentação.

O capítulo III, Materiais e Métodos, apresenta as instalações da central de utilidades do Laboratório de Engenharia Química da UFRJ, planta piloto na qual as aplicações experimentais deste trabalho foram realizadas. Nele é descrito o funcionamento da caldeira geradora de vapor e as características da instrumentação utilizada. Em seguida, é mostrada a metodologia empregada para os testes em malha aberta e em malha fechada, além das etapas de configuração da rede digital.

O capítulo IV, Malha de Emissão de Gases, engloba a descrição da estratégia de controle de emissão de gases residuais proposta; os resultados para os testes em malha aberta, concernentes a identificação e verificação do modelo de processos; e os resultados em malha fechada, referentes à implementação da malha de controle propriamente dita e às sintonias de controladores estudadas. Também inclui os métodos e resultados de testes experimentais realizados com a finalidade de caracterizar o funcionamento do elemento final de controle da malhas proposta neste estudo.

O capítulo V, Malha de Vapor, se apresenta de maneira análoga ao capítulo IV. Descreve a estratégia de controle de vapor proposta; apresenta os resultados em malha aberta e em malha fechada e inclui, ainda, os métodos e resultados da caracterização da válvula de controle atuadora.

O capítulo VI, Conclusões e Sugestões, apresenta, de maneira sucinta, os principais resultados obtidos e as conclusões finais do trabalho. Inclui também um tópico de sugestões para trabalhos futuros.

O Apêndice A apresenta as configurações da rede digital *fieldbus* e o Apêndice B contém o diagrama P&I do processo.

Capítulo II – Revisão Bibliográfica

Este capítulo apresenta o estado da arte de temas relevantes para o desenvolvimento do trabalho bem como fundamentos teóricos pertinentes, como identificação de processos e ajuste de controladores automáticos. Aborda os assuntos poluição atmosférica, caldeiras geradoras de vapor e controladores de realimentação por meio de uma perspectiva histórica. Contempla, ainda, as práticas usuais de controle industrial de caldeiras e alguns tópicos concernentes à tecnologia de instrumentação.

II.1 Emissões Atmosféricas

Apesar de a poluição atmosférica ser reconhecida como um dos dilemas ambientais mais importantes e controvertidos dos tempos modernos, é também um dos problemas mais antigos (MILLER e MILLER, 1989).

As primeiras tribos utilizaram o fogo durante milênios enchendo de fumaça as áreas de moradia e respirando os produtos da combustão incompleta (LOUREIRO, 2005).

Ao longo dos séculos, a poluição atmosférica tornou-se evidentemente incômoda à população. Em 361 a.C., Theophrastos já se referia a "substâncias fósseis que queimam por um longo tempo, mas cujo cheiro é incômodo e desagradável" (STERN, BOUBEL, *et al.*, 1984). Em 65 a.C., o poeta Horácio lamentava que os templos de Roma estivessem enegrecidos pela fumaça (CAVALCANTI, 2010). Em 61 d.C o filósofo Sêneca escreveu sobre a poluição em Roma: "Logo que deixei o pesado ar de Roma e o mau cheiro das chaminés esfumaçadas, que se misturando escoavam adiante aquele vapor pestilento e a fuligem que envolvia-nos, eu sentia uma alteração na minha disposição." (MILLER e MILLER, 1989)

As principais indústrias associadas à poluição do ar, nos séculos que antecederam a Revolução Industrial, eram a metalúrgica, a produção de cerâmica e a preservação de produtos animais. Na era do bronze e do ferro, os vilarejos estavam expostos à poeira a aos fumos (CAVALCANTI, 2010).

A Revolução Industrial foi consequência do aproveitamento do vapor para prover energia, bombear água e mover máquinas. Teve início nos primeiros anos do século XVIII com as primeiras máquinas a vapor e culminou, em 1784, com o motor de

combustão interna a vapor. (MILLER e MILLER, 1989). O motor a vapor reinou supremo até ser substituído pelas turbinas a vapor, no século XX. No século XIX, quando o principal combustível era o carvão o número de emissões aumentou de forma avassaladora.

O problema da poluição do ar no século XIX era atribuído, principalmente, à fumaça e cinzas nas fornalhas das caldeiras, movidas a carvão ou óleo, para produzir energia elétrica; mover locomotivas e navios; aquecer e cozer em ambientes domésticos (CAVALCANTI, 2010). A geração de energia útil pelo processo de combustão resulta em graus variados de poluentes, com grande volume por unidade de massa, que, uma vez lançados na atmosfera, se misturam com o ar e são levados pelas correntes de vento em um movimento praticamente incontrolável. Uma de suas maiores fontes de emissão são os gases resultantes de dispositivos que aproveitam a energia térmica liberada pelas reações de combustão (CARVALHO e LACAVA, 2003).

No período entre 1900 e 1925 houve grandes mudanças na tecnologia tanto de produção quanto da engenharia de controle da poluição do ar. A troca do carvão por óleo, em muitas fontes, reduziu as emissões de cinzas. Entretanto, em torno de 1925, a poluição atmosférica tinha se tornado universal em todas as nações industrializadas e havia um reconhecimento de que a situação era intolerável (LOUREIRO, 2005). Quanto mais cresciam as cidades mais aumentava seu potencial poluidor.

A partir dos anos 60 emergiu na sociedade a consciência ambiental, ocasionando articulações no sentido de criar regulamentos e organismos institucionais dedicados exclusivamente à causa ambiental em vários países. Na década de 70, os maiores centros de poluição atmosférica tinham se estabelecido nos Estados Unidos, Grã–Bretanha, França, Alemanha, Países Baixos, Suécia e Japão (MILLER e MILLER, 1989).

Foi somente após a Conferência de Estocolmo de 1972 que o Brasil mostrou interesse em adotar uma política ambiental. Assim, foram criadas a Secretaria Especial do Meio Ambiente (SEMA), vinculada ao Ministério do Interior e as agências ambientais FEEMA e CETESB nos estados do Rio de Janeiro e São Paulo. O marco inicial da regulamentação da poluição do ar no Brasil ocorre com a Portaria MINTER 0231, de 27/4/76, que estabeleceu padrões de qualidade do ar para alguns poluentes (CAVALCANTI, 2010).

As décadas seguintes foram marcadas pela expansão das pesquisas em poluição do ar. Os avanços tecnológicos estiveram focados no controle das emissões

provenientes dos veículos automotores; na remoção dos óxidos de enxofre dos gases exaustos das chaminés e no controle dos óxidos de nitrogênio produzidos nos processos de combustão; além da dessulfurização dos combustíveis (CAVALCANTI, 2010).

Já na década de 90, a preocupação da sociedade voltou-se para a poluição do ar em escala global: a destruição da camada de ozônio e os problemas causados pelo aumento das emissões de gases do efeito estufa geraram grandes acordos, pactos e convenções internacionais. A maior expressão desta preocupação global é o Protocolo de Kyoto. Na convenção, oitenta e quatro países se dispuseram a aderir ao protocolo e se comprometeram a implantar medidas com intuito de diminuir a emissão de gases (UNITED NATIONS, 1998).

Nos dias de hoje, segundo dados divulgados pelo Ministério das Minas e Energia (MME) e estudados pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE), a intensidade de emissão de carbono na economia brasileira se reflete em 0,20kg de CO_2/U$$. Em 2013, o total de emissões antrópicas associadas à matriz energética brasileira atingiu 459 milhões de toneladas de dióxido de carbono equivalente (MtCO2-eq), sendo o setor industrial o segundo maior gerador de resíduos. A Figura 1 ilustra o total de emissões de dióxido de carbono por setor em 2013.

Os processos industriais são altamente intensivos em energia e, atualmente, respondem por um terço do consumo da energia global. Cerca de 70% desta energia é fornecida por combustíveis fósseis e está diretamente associada às emissões atmosféricas. As emissões de CO_2 da indústria compõem 40% do total de emissões de CO_2 em todo o mundo. Se as emissões do setor industrial não forem limitadas, o total de emissões é projetado para aumentar em 91% até 2050 em relação a 2007 (NAPP, GAMBHIR, *et al.*, 2014).

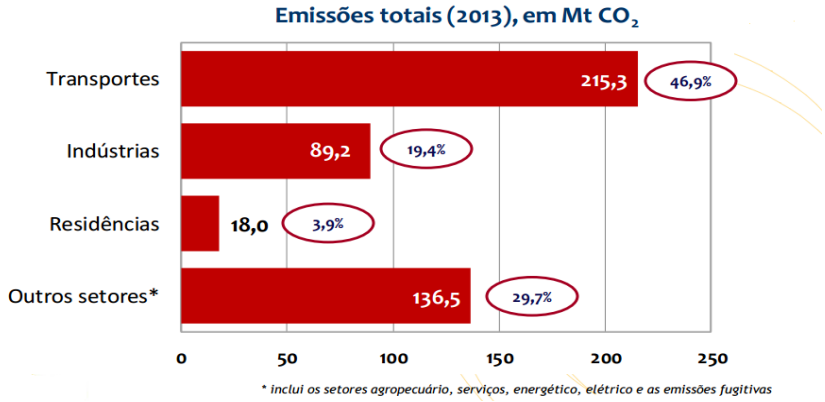


Figura 1 - Total de emissões de CO2 antrópicas por setor em Mt no ano de 2013 associadas à matriz energética nacional.

Fonte: EPE, 2014

II.2 Caldeiras

As caldeiras são comumente utilizadas na indústria para suprir as turbinas com vapor ou para fornecer calor para os processos químicos. Toda indústria de processo químico tem vapor como principal fonte de aquecimento em diversas de suas operações: reatores químicos, trocadores de calor, evaporadores e inúmeros processos e equipamentos térmicos. Em uma planta industrial utiliza-se vapor em diversos níveis de pressão com vários objetivos (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006):

- Diminuir a pressão parcial de hidrocarbonetos e facilitar a separação residual ou *stripper;*
- Aumentar a velocidade e a turbulência em um escoamento;
- Fornecer energia aos processos por meio de trocadores de calor;
- Acionar turbinas a vapor que, compressores, geradores de energia e bombas.

Em 200 a.C. um grego chamado Hero construiu uma espécie de turbina a vapor chamada aeolipile (Figura 2). Neste engenho, uma esfera de metal cheia de água era colocada sobre fogo aberto. Quando a água se transformava em vapor, este se expandia e saía através de bicos diametralmente opostos fazendo a esfera metálica girar. Muito embora o cientista não tenha sugerido nenhuma aplicação para o seu invento, originou a idéia de usar vapor d'água para produzir trabalho (BABCOCK e WILCOX, 1978).

Figura 2 - Aeolipile de Hero

Fonte: Babcock e Wilcox, 1978

As primeiras aplicações de caráter industrial surgiram quase 2000 anos depois da invenção de Hero. Naquela época, a fonte de vapor mais comum era a caldeira em concha, também conhecida como caldeira Haycock, mostrada na Figura 3.

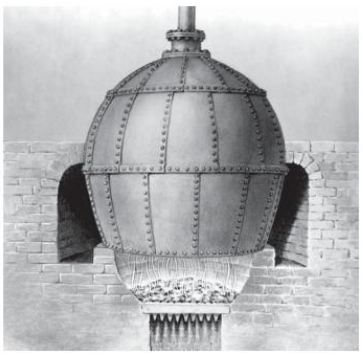


Figura 3 - Caldeira Haycock

Fonte: Babcock e Wilcox, 1978

Nem todos os desenvolvimentos iniciais foram concernentes a bombas e motores. Em 1680, o francês Denis Papin inventou um processador de alimentos a vapor, utilizando uma caldeira sob forte pressão. Para evitar explosão, Papin acrescentou um dispositivo que é a primeira válvula de segurança de que se tem registro (BABCOCK e WILCOX, 1978).

A expansão da indústria de mineração estimulou o uso do vapor. Conforme as minas ficavam mais profundas e inundadas por água subterrânea surgiam inúmeras patentes de máquinas para bombear água das minas utilizando o poder expansivo do vapor. Dentre elas, a do inglês Thomas Savery, que criou a primeira máquina de sucesso comercial em 1698 (Figura 4a). Esta máquina, entretanto, apresentava altura de bombeamento limitada pela pressão que a caldeira podia suportar. Em 1711, a máquina de Thomas Newcomen substituiu a de Savery (Figura 4b). Ele fez uso das idéias de Papin, que, em 1690, sugeriu um sistema cilindro-pistão de modo que o pistão se movimentasse para cima pela força do vapor expandido e para baixo pelo vácuo parcial formado pelo vapor condensado (BABCOCK e WILCOX, 1978).

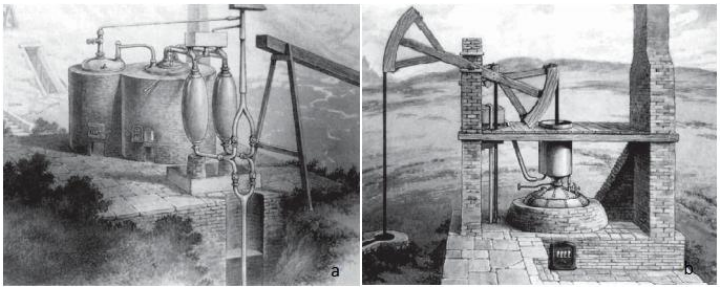


Figura 4 - (a)Caldeira de Savery; (b)Caldeira de Newcomen

Fonte: Babcock e Wilcox, 1978

James Watt, um construtor escocês, notou que a máquina de Newcomen usava a mesma câmara para vapor aquecido e para vapor resfriado desperdiçando combustível. Em 1765 ele projetou uma câmara condensadora separada e reduziu o consumo em 75%.

Há evidências de que Watt introduziu a caldeira vagão, Figura 5, em 1769, precursora das caldeiras utilizadas em locomotivas a vapor, separando fisicamente o gerador de vapor dos motores e bombas (BABCOCK e WILCOX, 1978).

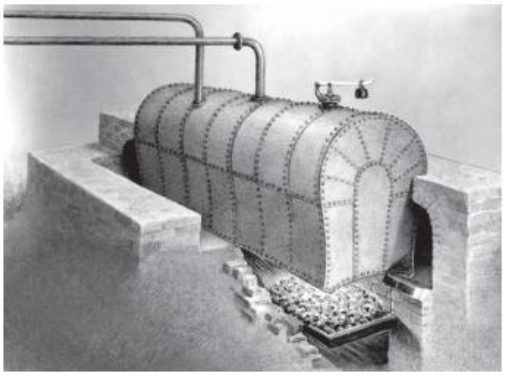


Figura 5 - Caldeira vagão, de James Watt

Fonte: Babcock e Wilcox, 1978

Em 1782, Watt projetou e patenteou a máquina rotativa de ação dupla, que tornou possível prender o êmbolo do pistão a uma manivela ou a um conjunto de engrenagens para produzir movimento rotativo, permitindo que esta máquina impulsionasse mecanismos, girasse rodas de carroças e pás para movimentar navios. Ele também estabeleceu a unidade de medida *horsepower*, em que 1 hp é capaz de levantar 249 quilogramas a uma altura de 0,3 metros em 1 segundo. No fim do século XVIII, as máquinas a vapor de Watt forneciam energia para fábricas, moinhos e bombas na Europa e na América (BABCOCK e WILCOX, 1978).

Todos estes modelos eram, entretanto, suscetíveis a desastrosas explosões. No século XIX, o inglês Richard Trevithick utilizou ferro forjado em substituição ao cobre, produzindo, enfim, as caldeiras de alta pressão. A caldeira de Trevithick é mostrada na Figura 6 (BABCOCK e WILCOX, 1978).

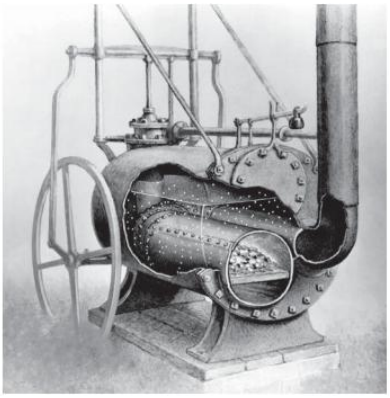


Figura 6 - Caldeira de Trevithick

Fonte: Babcock e Wilcox, 1978

Nesta época, as atenções se voltaram para a eficiência térmica das caldeiras. Os engenheiros sabiam que quanto mais tempo os gases quentes ficassem em contato com reservatório de água e que quanto maior fosse a área de superfície exposta, maior o rendimento. Surgiram, então, as caldeiras de múltiplos tubos e passes. Stephen Wilcox, em1856, projetou um gerador de vapor com tubos inclinados (Figura 7), e da associação com George Babcock tais caldeiras passaram a ser produzidas com grande sucesso comercial (BABCOCK e WILCOX, 1978).

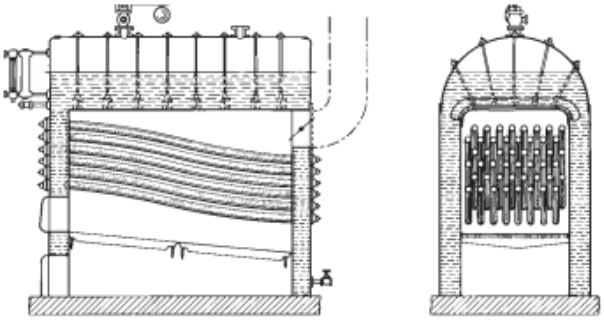


Figura 7 - Caldeira de Wilcox

Fonte: Babcock e Wilcox, 1978

No século XIX, a máquina a vapor se tornou a principal fonte produtora de trabalho. A partir do início do século XX, o desenvolvimento técnico dos geradores de vapor se deu principalmente no aumento das pressões e temperaturas de trabalho, e no aumento do rendimento térmico com utilização de combustíveis alternativos, de origem não fóssil e renováveis. Além disso, a aplicação a propulsão marítima alavancou o desenvolvimento de equipamentos mais compactos e eficientes.

Nos dias de hoje, embora as técnicas de construção de caldeiras sejam largamente conhecidas, inúmeros esforços são realizados no sentido de modelar o funcionamento destes equipamentos, que são sistemas complexos e não-lineares (TAN, FANG, *et al*., 2008; TOROGHI, GHARIB, *et al*., 2012; WU, SHEN, *et al*., 2014).

II.3 Controladores de Realimentação

Engenhosos sistemas de controle de realimentação para nível de água foram usados pelos gregos em 250 a.C.; seu modo de operação era bastante similar aos modernos sistemas reguladores de nível de descarga (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004). Entretanto, o regulador de centrífuga inventado por James Watt em 1788 foi o primeiro sistema *feedback* a atrair a atenção da comunidade de engenharia e a ser reconhecido internacionalmente. Este invento foi aplicado a uma máquina a vapor e desempenhou papel fundamental para o aproveitamento da energia a vapor (MAYR, 1970).

O controle por realimentação é uma ferramenta poderosa que tornou possível reduzir os efeitos de perturbações e variações nos processos, construir bons sistemas a partir de componentes ruins e estabilizar processos *a priori* instáveis. Åström e Kumar (2014) enfatizam que este grande progresso concernente ao campo de controle coincidiu com a Revolução Industrial e que os processos de evolução da área de controle e o desenvolvimento da indústria têm estado conectados desde então.

Os primeiros controladores apresentavam apenas ação proporcional. A ação integral foi introduzida em torno de 1790, em um regulador de vazão projetado pelos irmãos Pérrier. Em 1845, Werner e William Siemens aprimoraram o uso da ação integral usando engrenagens diferenciais. Os irmãos Siemens também foram responsáveis pela introdução da ação derivativa (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014).

Investigações teóricas acerca dos controladores de máquinas a vapor surgiram em 1868, com um artigo publicado por Maxwell. Ele analisou os modelos linearizados, demonstrou os benefícios da ação integral e se associou a Routh, que estabeleceu critérios de estabilidade (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014). No início do século XIX, havia uma engenharia de base fortemente estabelecida para máquinas controladoras. Os primeiros livros didáticos foram compilados e a educação em controle começou a ser ministrada em algumas universidades (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014). Muitas empresas

inventaram e fabricaram seus próprios controladores e, segundo Bennett (1979), em 1868 já havia mais de 75.000 controladores em operação na Inglaterra.

Entre o fim do século XIX e início do XX, a automação na indústria de processos ficou evidente. Uma ampla variedade de sensores para diferentes propriedades físicas foi desenvolvida e exigiu controle preciso de pressão, temperatura e vazão que levassem a produtos finais dentro das especificações de qualidade (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014).

No início do século XX, Harry Nyquist e Hendrik Bode notaram que as ligações telefônicas de longa distância eram um desafio e, diferentemente de Maxwell que considerava apenas equações características, enxergaram as questões de estabilidade por meio da perspectiva de frequência. Em 1932, Nyquist explorou como os sinais sinusoidais se propagavam nas malhas de controle e estabeleceu o critério de Nyquist para estabilidade. Bode, em 1940, investigou as relações de amortecimento e atraso e introduziu os conceitos de margem de ganho e de fase além de noções de processos de fase não mínima. Ele também provou a existência de limitações e compensações intrínsecas ao projeto de controladores e, em 1945, desenvolveu o primeiro método de sintonia de controladores robustos (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014).

Nos anos 30 do século XX, os controladores do tipo PID se tornaram equipamentos padronizados e genéricos, deixando de ser reguladores específicos de um dado processo; e ficaram disponíveis comercialmente. Havia mais de 600 empresas de controle, com Brown, Foxboro, Honeywell, Siemens e Yokogawa figurando entre as líderes de mercado (ÅSTRÖM e KUMAR, 2014). Em paralelo, os primeiros artigos teóricos sobre controle de processos estavam sendo publicados (ZIEGLER, 1975). Por volta de 1940 controladores PID pneumáticos conseguiram larga aceitação na indústria. Já na década de 50 os PID eletrônicos ganharam o mercado. Ainda no final dos anos 50 e início da década de 60 foram reportadas as primeiras aplicações de computadores em controle industrial (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

A partir dos anos 80, o computador digital se popularizou, agregando funções de troca de informação em rede e impactando de forma avassaladora no controle de processos. Nesta época, as forças de mercado refletidas na crescente competição em escala global dirigiram incentivos ao desenvolvimento de avançadas estratégias de controle em busca de produtos de melhor qualidade, maiores lucros e menor desperdício de material, aumento da flexibilidade operacional da planta e redução de custo de utilidades (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004). Tipicamente, o capital

investido nos equipamentos de instrumentação e controle requeridos é significativo, de 10 a 15% do custo total de uma planta nova (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

As pesquisas recentes dirigem atenções ao controle de processos associado a sistemas de isolamento e detecção de falhas (DOCHAIN, MARQUARDT, *et al.*, 2006). A tecnologia de diagnóstico de falhas é considerada crítica e impacta fortemente em todas as indústrias controladas. Embora diversos estudos de caso tenham surgido na literatura científica dos últimos anos (KANEV, 2004; AVOY, JOUNEL, *et al*., 2004; MURRAY, ASTROM, *et al*., 2003) muitas questões concernentes aos mecanismos de reconfiguração *online* e projeto de controladores que considerem diagnóstico e tolerância a falhas permanecem em aberto.

Estudos voltados para o controle global da planta em detrimento do controle por unidade operacional também estão *in voga*. O projeto de controle dos complexos industriais modernos envolve não só o desenvolvimento e a aplicação de teorias de controle como também o desenvolvimento de metodologias que englobem a inter-relação entre os processos químicos e as questões econômicas (DOWNS e SKOGESTAD, 2011).

Em resposta ao rápido desenvolvimento das indústrias de processo e a ampla adoção de tecnologias de informação, o objetivo atual do controle de processo não é apenas garantir que os pontos de operação desejados sejam seguidos pelas variáveis controladas tanto quanto possível, mas também alcançar controle operacional ótimo de índices como qualidade dos produtos, eficiência e consumo durante a operação (CHAI, QIN e WANG, 2014). A estratégia de controle operacional combina a otimização de malhas feedback com previsão de índices operacionais, auto-sintonia de controladores e auto-recuperação em condições operacionais de falha (CHAI, QIN e WANG, 2014).

II.4 Filosofia de Controle Aplicada à Caldeiras

II.4.1 Práticas Usuais

De um modo geral, as caldeiras geram vapor de pressão moderada a alta que será utilizado, por exemplo, para acionar turbinas de compressores, bombas, geradores de eletricidade entre outros equipamentos complexos que necessitam de operação estável (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). Portanto, a pressão de vapor é uma variável que deve ser mantida em uma faixa de variação estreita para evitar o comprometimento dos equipamentos subsequentes. Outra possibilidade é operar fornecendo vazão de vapor controlada, prática usual no caso de um coletor ou *header* comum a várias caldeiras. (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

As caldeiras costumam ter os dois controles configurados no sistema digital de automação com uma chave HS que permite ao operador escolher o modo mais adequado para diferentes condições de operação. Em ambos os casos, o controlador selecionado atua, tipicamente, manipulando a vazão de combustível ou, para estratégias mais complexas como o controle por limite cruzado, as vazões de combustível e de ar de combustão injetadas nos queimadores (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Além dos controles de produção de vapor da caldeira, outro controle fundamental para garantir estabilidade na operação é aquele que mantém o nível de água do tubulão dentro dos limites desejados variando a vazão da água de alimentação e atuando na válvula de controle de nível (BEGA, 1998).

Estas malhas procuram eliminar a interação existente entre o sistema de controle de nível e o de combustão. Pulsações na vazão da água de alimentação podem se refletir em perturbações na pressão de vapor, ocasionando variações na taxa de aquecimento, sem que tenham ocorrido, de fato, variações de demanda de vapor. Por outro lado, variações na taxa de aquecimento provocam os fenômenos de expansão (*swell*) e contração (*shrink*), dificultadores do controle de nível (BEGA, 1998).

Em paralelo ao controles supracitados, estudos de engenharia recentes direcionados ao projeto de controladores de combustão com considerações de robustez (TOROGHI, GHARIB, *et al.*, 2012) e de otimização têm se destacado (WEN e YONCHENG, 2011; GU, ZHAO e WU, 2011).

II.4.2 Controle de Combustão

O controle da poluição atmosférica e o controle do rendimento térmico das caldeiras e fornalhas são normalmente realizados pelos operadores de forma independente, fazendo com que a relação entre excesso de ar, rendimento térmico e emissão de poluentes seja mal compreendida. O excesso de ar influencia tanto a eficiência térmica quanto o nível de emissões atmosféricas refletido nas concentrações dos gases de chaminé COx, SOx e NOx. (PINHEIRO e VALLE, 1995).

Para assegurar a combustão completa, é necessário excesso de ar para garantir a existência de oxigênio em quantidade suficiente até o final da chama, que se sobreponha as deficiências do queimador.

A literatura é divergente a respeito do excesso de ar a ser utilizado (SALUM, 2011). Bega (1998) afirma que o excesso de ar adequado a cada instalação particular deve ser determinado a partir de testes experimentais já que o valor ótimo é função do tipo de combustível, tipo de queimador, características de preparação do combustível, tipo de câmara de combustão, porcentagem de carga máxima, da malha de controle utilizada, entre outros fatores. Pinheiro e Valle (1995) fornecem valores usuais de excesso de ar de acordo com o combustível e o tipo de fornalha ou queimador, conforme mostrado na Tabela 1.

Tabela 1 - Valores Usuais de Excesso de Ar

Combustível	Tipo de Fornalha ou Queimador	Excesso de Ar (%)
Carvão Pulverizado	Aquatubular completa	15 a 20
	Aquatubular de fundo seco	15 a 40
Carvão Britado	Fornalha ciclone	10 a 15
Carvão	Grelha fixa	30 a 60
	Grelha vibratória	30 a 60
	Grelha rotativa	15 a 50
	Grelha fixa alimentação por baixo	20 a 50
Óleo combustível	Queimadores tipo registro	05 a 15
	Queimadores multicombustível	05 a 15
Resíduo Ácido	Queimadores chama plana a vapor	10 a 15
Gás Natural	Queimadores tipo registro	05 a 10
Gás Coqueria	Queimadores multicombustível	07 a 12
Gás Alto-Forno	Queimadores de bocal intertubos	15 a 18
Madeira	Grelha	20 a 25
Bagaço	Todas as fornalhas	25 a 35
Licor Negro	Fornalhas de recuperação Kraft e Soda	05 a 07

Fonte: Pinheiro e Valle, 1995

O excesso de ar é fator determinante para a eficiência e a segurança da operação ao influenciar o volume, a temperatura e a entalpia dos produtos de combustão. Insuficiência de vazão de ar poderia acarretar combustão incompleta levando à formação de monóxido de carbono, fuligem e fumaça, além de favorecer o acúmulo de combustível não queimado causando riscos de explosões. Grandes excessos de ar diminuem a temperatura da chama e aumentam as perdas de calor devido à entalpia dos gases efluentes, reduzindo a eficiência térmica da caldeira e até mesmo apagando a chama do queimador (PARENTE, VALDMAN, *et al.*, 2013).

O valor ótimo do percentual de excesso de ar, conforme pode ser observado na Figura 8, é aquele onde as duas influências estão em equilíbrio.

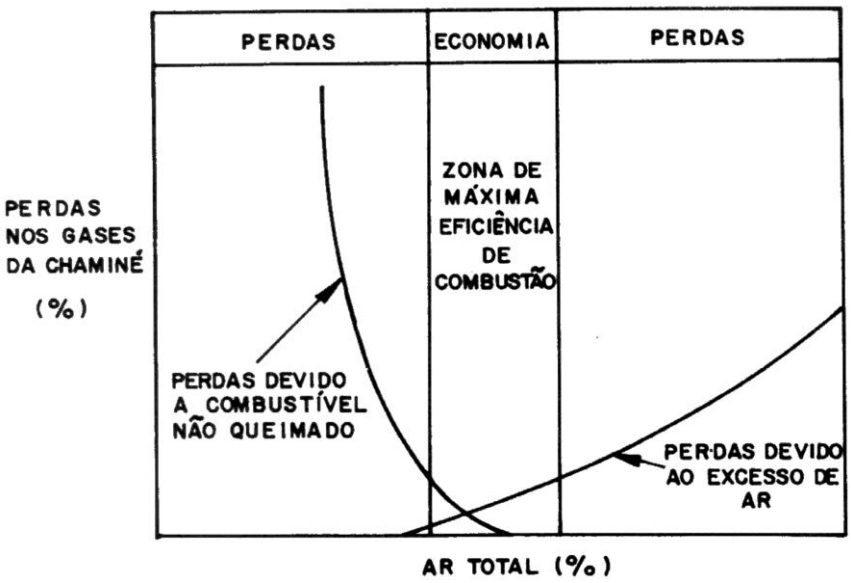


Figura 8 - Curva de perdas da combustão

Fonte: Bega, 1998.

O controle da combustão por meio da relação ar/combustível é normalmente realizado por meio da manipulação da vazão de ar uma vez que a energia gerada pela caldeira refletida nos valores de vazão de vapor é função da quantidade de combustível introduzido (PINHEIRO e VALLE, 1995).

Tradicionalmente, a vazão de ar é regulada em malha aberta de maneira que uma relação ar/combustível seja estabelecida e fixada. Em muitos casos, esta relação é insatisfatória (PINHEIRO e VALLE, 1995).

As maiores dificuldades encontradas para o controle da combustão real residem no fato de que o coeficiente de excesso de ar afeta a eficiência da caldeira e os níveis de emissões de poluentes de modos diferentes e antagônicos.

As Figuras 9 e 10 representam valores típicos de eficiência e níveis de emissão em função do excesso de ar. As curvas dependem do equipamento considerado e as faixas de operação podem variar bastante, entretanto, seu aspecto geral é comum aos processos de combustão.

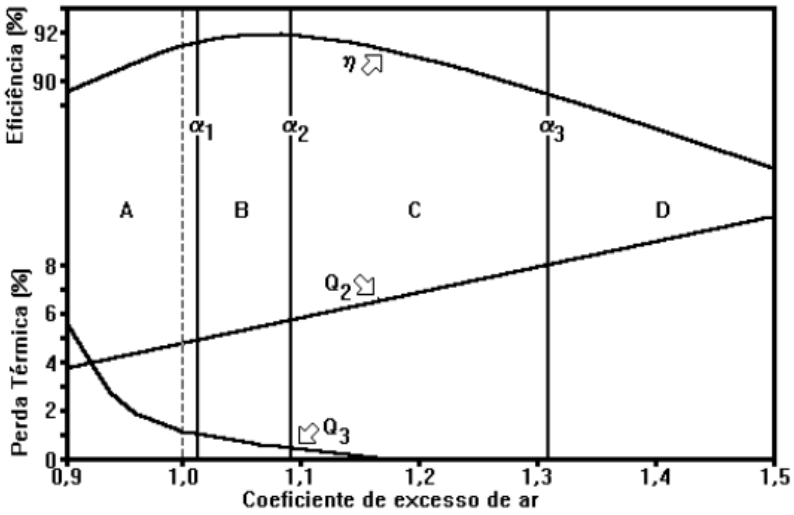


Figura 9 - Rendimento térmico típico de caldeiras

Fonte: Pinheiro e Valle, 1995.

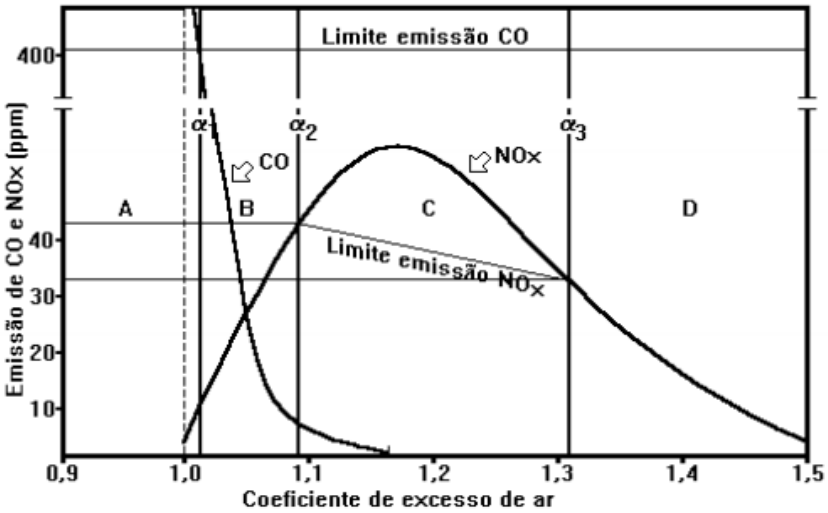


Figura 10 - Emissão de poluentes na combustão

Fonte: Pinheiro e Valle, 1995.

Em linhas gerais, a zona de combustão referente à faixa A é inaceitável, devido aos elevados teores de CO nos produtos da combustão.

A zona de combustão correspondente a faixa B é considerada ideal devido às baixas emissões de CO e NOx e a alta eficiência da combustão. Entretanto, para operar na faixa B é comumente necessário ajustar os queimadores ou modificar radicalmente o processo de combustão. Na maioria das instalações de combustão, a faixa B só é realizável fazendo uso de artifícios como combustão em vários estágios ou recirculação de gases (PINHEIRO e VALLE, 1995).

Na zona de combustão C, os níveis de emissão de NOx são elevados e a operação só se torna viável com o tratamento dos gases efluentes (PINHEIRO e VALLE, 1995). Na zona de combustão D, embora os níveis de emissão de CO e NOx encontrem-se dentro dos limites o rendimento térmico é baixo.

Para otimizar o excesso de ar é necessário um controle de combustão mais acurado, que pode ser obtido por meio da implementação de uma malha de controle *feedback*, em que a variável controlada seja um dos produtos de combustão (PINHEIRO e VALLE, 1995). Neste caso, é recomendável a utilização de analisadores em linha, uma vez que estes instrumentos possibilitam a monitoração contínua dos gases de combustão (BEGA, 1998).

O teor de oxigênio residual é a variável tradicionalmente utilizada na monitoração e controle de combustão, pois o excesso de ar é função direta do percentual de oxigênio existente. Entretanto, dióxido de carbono também pode ser utilizado com esta finalidade. Sua desvantagem é que o *set-point* deve ser ajustado para cada combustível usado (BEGA, 1998). A Figura 11 ilustra o comportamento típico dos produtos da combustão em relação à quantidade de ar fornecida.

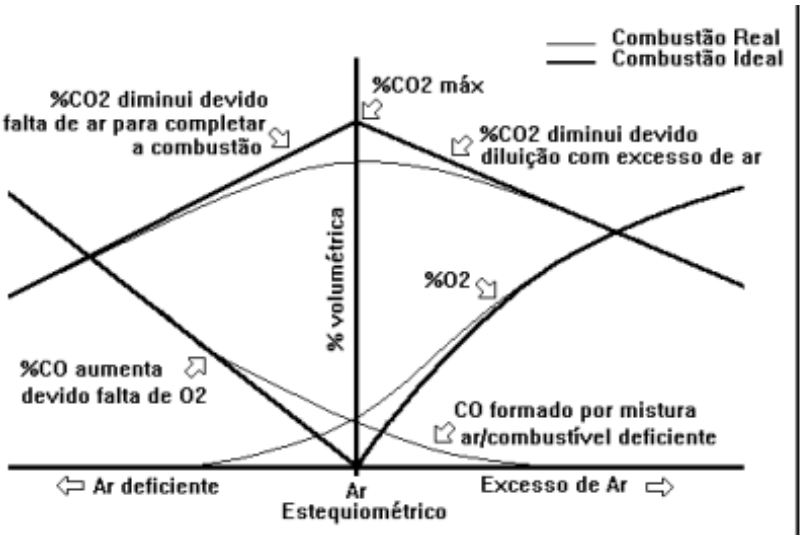


Figura 11 - Produtos da combustão

Fonte: Pinheiro e Valle, 1995.

II.5 Identificação de Processos

Na modelagem dinâmica de processos o objetivo principal é obter uma relação funcional entre as variáveis de processos que explique o comportamento observado (SOUZA e TRICA, 2013). A modelagem empírica ou identificação de processos busca aproximar esta relação fundamental desconhecida por meio de funções matemáticas comumente simples, usando informações experimentais coletadas do sistema (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

A identificação de processos é particularmente vantajosa quando as leis fundamentais responsáveis pela dinâmica do processo são pouco conhecidas ou quando os modelos teóricos resultantes são muito complicados, especialmente para fins de controle (OGUNNAIKE e RAY, 1994). A alternativa da modelagem analítica apresenta muitas vezes um número excessivo de equações cujos métodos de resolução são bastante custosos e trabalhosos; além disso, é comum haver necessidade de dados e propriedades físicas e químicas dos fluidos envolvidos no processo que nem sempre estão disponíveis dando margem ao uso cada vez mais frequente da alternativa de modelagem empírica (VALDMAN, FOLLY e SALGADO, 2008).

Comumente, utilizam-se modelos lineares simples de primeira ordem, segunda ordem e tempo morto, individualmente ou combinados. Uma tendência atual é estender o uso destes métodos de identificação a processos com não linearidades intrínsecas a partir de atualização contínua de parâmetros do modelo numa adaptação às faixas de operação variáveis (VALDMAN, FOLLY e SALGADO, 2008).

Em numerosas aplicações industriais o problema de identificação do processo é reduzido a ajustar os dados experimentais a um tipo de modelo pré-especificado. Para fins de sintonia de controladores em malhas *feedback* o modelo aproximado mais empregado é o de primeira ordem com tempo morto. Cohen e Coon (1953, apud OGUNNAIKE e RAY, 1994, p.533) notaram que a curva de reação da maioria dos processos pode ser razoavelmente bem aproximada pela resposta ao degrau de um sistema de primeira ordem com retardo de tempo. Em outras palavras, o processo pode ser caracterizado por um ganho em estado estacionário, uma constante de tempo, e um atraso de tempo. Este modelo pode ser obtido de diferentes maneiras, entretanto, um dos métodos mais empregados é o proposto inicialmente por Ziegler e Nichols (1942) no seu artigo clássico, que utiliza a resposta ao degrau em malha aberta (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

II.6 Ajuste de Controladores Automáticos

De modo simplificado, controladores são equipamentos que modificam o comportamento dinâmico de um processo. Portanto, as questões centrais que envolvem o projeto de controladores se reduzem à escolha do tipo de controlador bem como à definição de seus parâmetros de modo que a dinâmica seja modificada adequadamente (OGUNNAIKE e RAY, 1994). A qualidade do controle obtido de um controlador automático depende fortemente dos ajustes feitos nas suas várias ações de controle (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Pesquisas industriais reportam que 60% dos controladores apresentam performances pobres, levando a produtos de baixa qualidade além de perda de produção. Dados ainda mais alarmantes identificam que 36% das malhas são operadas em manual (DESBOUROGH e MILLER, 2002). Outros estudos indicam que 80% dos controladores de estrutura PID são mal sintonizados e que 25% deles operam com parâmetros padrão, sugeridos pelos fabricantes (OVERSCHEE e MOOR, 2000). Falta de mão de obra qualificada e falta de conhecimento sobre o tema combinados com processos cuja natureza varia com o tempo podem justificar estas estatísticas (SPINNER, SRINIYASAN e RENGASWAMY, 2014).

Idealmente, a resposta em malha fechada deve ser estável; ter boa rejeição às perturbações; responder de maneira rápida e suave às mudanças de *set-point*; eliminar o *offset;* evitar ação de controle excessiva e ser robusta (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004). Em aplicações típicas, não é possível alcançar todas estas características desejáveis simultaneamente porque elas envolvem conflitos e compensações intrínsecas à natureza da dinâmica dos processos (GARPINGER, HAGGLUND e ÅSTRÖM, 2014). As compensações devem balancear dois objetivos importantes: desempenho e robustez (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Um sistema de controle apresenta alto desempenho se responde de maneira rápida e suave às perturbações ou mudanças de *set-point* com pouca oscilação. Por outro lado, um sistema é considerado robusto quando responde de maneira satisfatória a uma ampla gama de condições operacionais e tolera razoável inexatidão do modelo de processo (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Um segundo tipo de compensação ocorre quando se trata de controladores do tipo PID. Os controladores que proporcionam excelente resposta a perturbações na carga podem levar a grandes *overshoots* ou sobrepasso quando houver mudança de *set-*

point. Não obstante, controladores cuja especificação leva à excelente rastreamento de *set-point* podem gerar respostas lentas às perturbações de carga (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Para encontrar o melhor controle, um método sistemático de sintonia deve ser usado. Existem atualmente vários métodos de ajuste dos parâmetros do controlador, associados a critérios de desempenho de malha traduzidos em linguagem matemática (VALDMAN, FOLLY e SALGADO, 2008). O'Dwyer (2006) reuniu em um único volume cerca de 400 correlações de ajuste para controladores do tipo PID. Além disso, inúmeras novas metodologias têm sido propostas ao longo das últimas duas décadas (JENG, TSENG e CHIU, 2014).

As correlações de Ziegler-Nichols embora tenham sido propostas há mais de setenta anos, são tomadas como referência, tendo sido extremamente influentes na área de controle automático de processos. São ainda hoje largamente utilizadas (ÁSTRÖM e HAGGLUND, 2004). O critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo apresenta de maneira intrínseca a sua própria definição a otimização de um índice de performance usado para avaliar o desempenho da sintonia dos controladores. A resposta de Dahlin-Higham considera em seu algoritmo parâmetros de amostragem que contemplam o caráter discreto da tomada de dados experimentais. Vale observar que os métodos de ajuste e sintonia mostram, de um modo geral, bons valores iniciais para a parametrização do controlador. Entretanto, é comum haver ajustes finos que compreendam as particularidades de cada processo (OGUNNAIKE e RAY, 1994). A sintonia *online* permite que o conhecimento das particularidades do processo seja plenamente aproveitado a partir de ajustes finos realizados localmente.

II.6.1 Correlações de Ziegler & Nichols

Em seu artigo clássico Ziegler e Nichols (1942) propuseram regras de projeto baseadas no critério de 1/4 de decaimento para resposta em malha aberta. Embora o artigo original apresente as regras de ajuste para malha aberta com base nos parâmetros tempo morto efetivo e declividade da curva de reação no maior ponto de inclinação, Smith e Corripio (1997) mostraram a equivalência deste ajuste aos parâmetros de um modelo de processo aproximado de primeira ordem com tempo morto (equação II.1).

$$G(s) = \frac{k.e^{-\theta s}}{\tau s+1} \qquad \text{(II.1)}$$

Em que:

k = ganho do processo

θ = tempo morto

τ = constante de tempo do processo

A Tabela 2 mostra as diretrizes propostas pelos pesquisadores.

Tabela 2 - Correlações de Ziegler-Nichols para Resposta em Malha Aberta

Controlador	K_c	τ_i	τ_D
P	$\frac{1}{k} * \frac{\theta^{-1}}{\tau}$	-	-
PI	$\frac{0,9}{k} * \frac{\theta^{-1}}{\tau}$	$3,33\theta$	-
PID	$\frac{1,2}{k} * \frac{\theta^{-1}}{\tau}$	$2,0\theta$	$\frac{1}{2}\theta$

Fonte: Smith e Corripio, 1997.

De um modo geral, este critério de desempenho garante amortecimento suficientemente rápido das oscilações (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

Além disso, estas regras de sintonia são particularmente sensíveis à razão atraso/constante de tempo. Recomenda-se que sejam usadas para os limites de $0,1 < \theta/\tau < 1,0$ (SMITH e CORRIPIO, 1997).

II.6.2Critério da Mínima Integral do Erro Absoluto

O erro, definido pelo desvio entre o valor desejado e a variável medida, é função do tempo. Portanto, a soma do erro a cada instante deve ser minimizada. Isto significa dizer que a integral do erro no tempo ou a área sob a curva E(t) versus t deve ser mínima.

Diferentes formulações para a integral foram propostas por Smith e Murril (SMITH e CORRIPIO, 1997) quando o modelo do processo é de primeira ordem com tempo morto: integral do erro absoluto (IAE), do erro quadrático (ISE) e de erros absoluto e quadrático ponderados pelo tempo (ITAE e ITSE, respectivamente). Todas estas proposições levam a regras de sintonia que fazem distinção entre mudanças de *set-point* e perturbações na carga; ou seja, dependem do tipo de entrada. Em geral, as correlações para mudanças de *set-point* são mais conservadoras.

A integral do erro absoluto ponderado pelo tempo; isto é, ITAE, é comumente o critério preferido ao penalizar erros que persistem por longos períodos de tempo e levar a sintonias menos agressivas (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Ogunnaike e Ray (1994) compararam a resposta em malha fechada das diferentes sintonias baseadas no critério da mínima integral do erro para um controlador do tipo PI em um dado processo. A Figura 12 mostra que as sintonias de minimização de erro quadrático apresentam menor tempo de subida enquanto as sintonias de erro absoluto respondem com menor sobrepasso, sendo a integral do erro absoluto ponderado pelo tempo a de resposta mais suave.

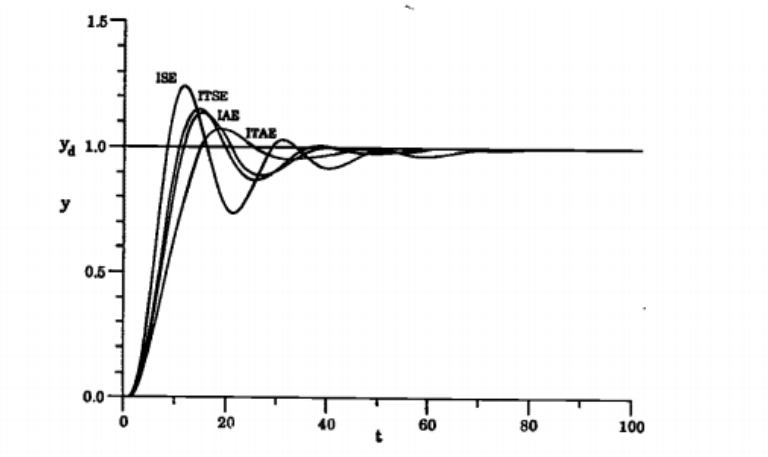


Figura 12 - Resposta em malha fechada de um controlador PI sintonizado de acordo com diferentes sintonias de minimização da integral temporal.

Fonte: Ogunnaike e Ray, 1994.

A Tabela 3 mostra as relações matemáticas propostas para os diferentes tipos de entrada de acordo com o método ITAE.

Tabela 3 - Fórmulas de Sintonia para ITAE

Controlador	Perturbação	k_c	τ_i	τ_D
P	Carga	$\frac{0{,}49}{k}.(\tau/\theta)^{1{,}084}$	-	-
PI	*Set-Point*	$\frac{0{,}586}{k}.(\tau/\theta)^{0{,}916}$	$\frac{\tau}{(1{,}03-0{,}165.(\theta/\tau))}$	-
PI	Carga	$\frac{0{,}859}{k}.(\tau/\theta)^{0{,}977}$	$\frac{\tau}{0{,}674}.(\theta/\tau)^{0{,}680}$	-
PID	*Set-Point*	$\frac{0{,}965}{k}.(\tau/\theta)^{0{,}855}$	$\frac{\tau}{(0{,}796-0{,}147.(\theta/\tau))}$	$0{,}308.\tau.(\theta/\tau)^{0{,}929}$
PID	Carga	$\frac{1{,}357}{k}.(\tau/\theta)^{0{,}947}$	$\frac{\tau}{0{,}842}.(\theta/\tau)^{0{,}738}$	$0{,}381.\tau.(\theta/\tau)^{0{,}995}$

Fonte: Smith e Corripio, 1997.

II.6.3 Síntese de Controladores: Resposta de Dahlin-Higham

Na indústria dos dias de hoje, a maioria das funções de controle é implementada usando microprocessadores, sistemas de controle distribuídos, controladores lógico-programáveis e computadores digitais. Uma característica comum deste tipo de instalação é que os cálculos concernentes são realizados por programas modulares ou algoritmos em intervalos regulares de tempo T; definido como tempo de amostragem. (SMITH e CORRIPIO, 1997).

As fórmulas de sintonia para algoritmos de controle são oriundas de um procedimento conhecido como síntese de controladores, cujo critério base é produzir uma resposta em malha fechada especificada na forma de uma trajetória (OGUNNAIKE e RAY, 1994). Estas fórmulas são aplicáveis a qualquer combinação de parâmetros de processo e tempos de amostragem porque são suportadas por princípios fundamentais e não por correlações empíricas. São propostas para modelo aproximado de processo de segunda ordem com tempo morto, mostrado na Equação II.7, que pode ser facilmente reduzido a modelo de primeira ordem com tempo morto (SMITH e CORRIPIO, 1997).

$$G(s) = \frac{k \,.\, e^{-\theta s}}{(\tau_1 s+1).(\tau_2 s+1)} \qquad \text{(II.2)}$$

Em que:

k = ganho do processo

θ = tempo morto

τ_1, τ_2 = constantes de tempo do processo

A função de transferência contínua G(s) agrupa as funções de transferência individuais dos elementos de atuação e medição/transmissão bem como a do processo.

O controlador sintetizado depende da função de transferência do processo G(s) e da resposta em malha fechada especificada pela razão saída sobre entrada Y(s)/X(s). Dahlin e Higham propuseram de forma independente em 1968 que a resposta fosse do tipo primeira ordem, com ganho unitário e atrasada pelo número inteiro de amostras contidas no tempo morto (N). O conjunto das fórmulas de sintonia baseadas na resposta de Dahlin-Higham é mostrado na

Tabela 4 (SMITH e CORRIPIO, 1997).

Tabela 4 - Fórmulas de Sintonia para a Resposta de Dahlin-Higham

k_c	$\dfrac{(1-q)\,.\,(\beta_1 - 2.\beta_1.\beta_2 + \beta_2)}{k.(1-\beta_1)\,.\,(1-\beta_2)\,.\,[1+N\,.\,(1-q)]}$
τ_i	$T\,.\dfrac{\beta_1 - 2.\beta_1.\beta_2 + \beta_2}{(1-\beta_1)\,.\,(1-\beta_2)}$
τ_D	$T\,.\dfrac{\beta_1.\beta_2}{\beta_1 - 2.\beta_1.\beta_2 + \beta_2}$

Fonte: Smith e Corripio, 1997.

Em que:

T = tempo de amostragem

N = $\frac{\theta}{T}$, número inteiro de amostras contidas tempo morto

$\beta_1 = e^{-T/\tau_1}$

$\beta_2 = e^{-T/\tau_2}$

q = e^{-T/τ_c} , parâmetro ajustável

O parâmetro ajustável q torna possível a adequação da constante de tempo em malha fechada τ_c às exigências do processo. Da

Tabela 4 notamos que ‘q’ influencia apenas o ganho do controlador k_c; entretanto, seu efeito depende do parâmetro de tempo morto N. Para valores de N altos (rápida amostragem de um processo lento), ‘q’ afeta pouco o ganho do controlador. Para o caso extremo q = 0, o ganho do controlador é máximo e a resposta em malha fechada é dita *deadbeat*. Em outras palavras, isto significa dizer que a saída é forçada ao *set-point* no instante mais rápido possível, ou seja, 1 unidade a mais que o número de amostras contidas no tempo morto (SMITH e CORRIPIO, 1997).

A resposta com q compreendido entre 0 e 1 se aproxima exponencialmente do novo estado estacionário. Conforme q se aproxima da unidade, o ganho do controlador é reduzido a zero. Assim, quanto maior o valor de q mais amostragens são necessárias até que o erro seja eliminado (SMITH e CORRIPIO, 1997).

II.6.4 Sintonia Online

Os métodos de ajuste e sintonia mostram, de um modo geral, bons valores iniciais para a parametrização do controlador. Entretanto, deve haver ajustes finos que compreendam as particularidades de cada processo (OGUNNAIKE e RAY, 1994). Estes ajustes feitos localmente são conhecidos como sintonia *online* ou sintonia de campo. Costumam envolver um processo de tentativa e erro. Portanto, quanto melhores os parâmetros iniciais mais eficiente é o processo de sintonia. A sintonia *online* é comumente usada na indústria para melhorar o desempenho de malhas de controle críticas (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

II.7 Alguns Tópicos em Instrumentação

II.7.1 Protocolo Foundation FieldBus

Foundation Fieldbus é uma tecnologia de instrumentos de controle que permite a distribuição de funções de controle para os equipamentos no campo. O protocolo *Foundation Fieldbus* é aberto e interoperável, sendo suportado pela quase totalidade dos fabricantes mundiais de instrumentação e reconhecido como padrão (SMAR, 2007).

A tecnologia *Fieldbus* viabiliza um meio de interconexão de dispositivos de campo a custos baixos ao substituir a conexão ponto a ponto pela conexão multiponto, causando forte impacto na instalação. Baseados em um novo conceito de comunicação e operação, os instrumentos para controle se comunicam por meio de protocolos digitais puros, oferecendo informações mais robustas, de maior qualidade de sinal, e recursos lógicos e matemáticos cada vez mais desenvolvidos (GERON, 1998).

As variáveis múltiplas de cada dispositivo podem ser trazidas ao sistema de controle da planta para arquivamento, análise de tendência, estudos de otimização de processo e geração de relatórios. Este acesso aos dados mais exatos e de alta resolução, permite um ajuste fino do processo para melhor operação, reduzindo o tempo ocioso da planta (SMAR, 2007).

Além disso, os equipamentos de campo com comunicação microprocessada são capazes de indicar falha em tempo real e disponibilizar diagnóstico preventivo baseado em dados de operação do equipamento e avaliação estatística dos mesmos.

II.7.2 Analisador de Gases Insitu

O termo analisador se refere aos instrumentos que medem essencialmente as propriedades ou características dos produtos e não as condições às quais eles estão submetidos (COHN, 2006). Os analisadores de processo podem ter função meramente supervisória ou podem atuar como elementos medidores em malhas de controle.

A crescente importância atribuída aos analisadores nos últimos anos deve-se à necessidade de se manter a competitividade pela otimização e de se zelar pelo meio ambiente e pela segurança. Na área ambiental, os analisadores são indispensáveis na monitoração das emissões de gases e particulados (COHN, 2006).

Em particular, os analisadores em linha são dedicados a análise quantitativa de um ou de alguns componentes determinados e operam junto à unidade que fornecerá a amostra. Devem possuir a robustez necessária para operação não assistida em condições de campo, com um mínimo de intervenção humana.

A medição *in situ* é vantajosa, pois proporciona um bom tempo de resposta e elimina a possibilidade de a amostra sofrer alterações indesejáveis em etapas de transporte e condicionamento.

II.7.3 Inversores de Frequência

Um inversor de frequência é um dispositivo capaz de gerar tensão e frequência ajustáveis com a finalidade de controlar a velocidade de um motor de indução trifásico. A adição do inversor de frequência possibilita a substituição dos motores de corrente contínua pelos motores de corrente alternada. Isto tem permitido a implementação de algoritmos de controle mais sofisticados, com acionamento de alto desempenho (WEG, 2006). Os motores de indução acionados por meio de inversores de frequência podem também ser uma alternativa para o controle de fluxo com válvulas, bombas ou dampers (ventiladores).

Os inversores variam as velocidades dos motores de acordo com a necessidade de vazão, pressão e temperatura de cada zona de controle. Ao modular a velocidade de rotação do motor associado, os inversores proporcionam grande economia de energia quando a vazão requerida é reduzida. Além disso, fazem com que os motores sejam acionados suavemente, sem trancos (WEG, 2006).

Grande parte das aplicações como bombas, ventiladores e máquinas simples, necessita apenas de variação de velocidade e partidas suaves, sendo atendidas plenamente com o uso de inversores com tecnologia escalar (WEG, 2006).

Algumas aplicações, entretanto, como elevadores, guinchos e máquinas operatrizes necessitam além da variação de velocidade o controle de torque, operações em baixíssimas rotações e alta velocidade de resposta. Estas características são atendidas por inversores com tecnologia vetorial (WEG, 2006).

II.7.4 Válvulas de Controle

As válvulas de controle de mecânica pneumática atuam por meio de sinais de pressão de ar. Se a adição de ar faz com que a abertura da válvula aumente diz-se que sua ação é do tipo "ar para abrir". O caso oposto é denominado "ar para fechar". As válvulas de controle ou posicionadores *Fieldbus* funcionam de modo análogo, sendo associadas a um conversor F/P, que transforma os sinais digitais em sinais pneumáticos.

Um aspecto muito relevante das válvulas de controle é o seu comportamento em circunstância de falha. As válvulas que requerem "ar para abrir" e, portanto, para permanecerem abertas, no evento de corte de suprimento de ar exibirão falha fechada. Já as válvulas que necessitam de "ar para fechar" e para permanecerem fechadas em caso de ausência de pressão de ar apresentarão falha aberta. A posição de falha é uma característica do elemento final de controle vital para a segurança do processo (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

O tamanho adequado da válvula para cada aplicação específica também é importante. É usual que seja determinado por meio do parâmetro coeficiente de descarga (Cv), definido pela vazão de água em galões por minuto quando a válvula está completamente aberta e a perda de carga é igual a 1 psi (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

A natureza da equação matemática que relaciona a vazão de fluido e o percentual de abertura da válvula também a caracteriza. O três tipos mais comuns são linear, igual percentagem e raiz quadrada (OGUNNAIKE e RAY, 1994).

Capítulo III – Materiais e Métodos

Este capítulo tem por objetivo apresentar as instalações da central de utilidades do Laboratório de Engenharia Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, local em que a aplicação experimental deste trabalho foi desenvolvida.

Estão incluídas as características de instrumentação disponíveis e de automação relevantes para o trabalho bem como uma breve descrição do sistema supervisório da planta piloto.

Este capítulo contém, ainda, a metodologia dos testes experimentais realizados, estando inclusas as etapas de configuração concernentes aos testes.

III.1 Descrição da Planta Piloto

A aplicação experimental deste projeto foi desenvolvida em uma caldeira flamotubular vertical de porte semi-industrial, modelo CV-VDM-500, mostrada na Figura 13.

Figura 13 - Caldeira flamotubular vertical, modelo CV-VDM-500

A Tabela 5 mostra as especificações técnicas da caldeira geradora de vapor.

Tabela 5 - Especificações Técnicas da Caldeira

Modelo	Flamotubular : CV-VDM-500
Capacidade de produção de vapor (com água a 20ºC)	500kg/h
Potência térmica nominal	0,3MW
Estado do vapor	Saturado
Pressão de trabalho máxima	8,00 kgf/cm²
Combustível principal	Diesel
Vazão média de combustível	~26kg/h
Tiragem	Forçada por insuflação
Superfície de aquecimento	22,80 m²
Câmara de combustão	Número de passes: 01 Número de tubos (Ø: 1 ½ " e L: 1,94m): 94
Volume médio de água em operação normal	0,6m³
Vaporização específica por metro cúbico de superfície de aquecimento	25kgv/h
Características da chaminé	Seção da passagem: circular Dimensão: 300mm de diâmetro Área média: 900cm²

A caldeira faz parte da planta piloto, apresentada na Figura 14, que fica localizada na Central de Utilidades do Laboratório de Engenharia Química da UFRJ (LADEQ/EQ/UFRJ).

A planta é composta por quatro tanques de armazenamento de combustível, um tanque de mistura de combustível e alimentação à caldeira, um tanque de armazenamento de água e uma linha de vapor saturado.

Figura 14 - Central de utilidades do Laboratório de Engenharia Química da UFRJ

O combustível oriundo do tanque de alimentação é bombeado até o queimador, onde é atomizado e misturado a uma corrente de ar, que é bombeada através de um soprador. A partida da queima é feita por um centelhador. A caldeira possui vazão de combustível fixa. O diesel é um combustível estável, de comportamento operacional conhecido e ampla disponibilidade comercial no mercado.

Para manipular a vazão de ar foi instalado um inversor de frequência, que permite alterações na quantidade de excesso de ar fornecido à queima (PARENTE, VALDMAN, *et al.*, 2013).

O tanque de armazenamento de água, com capacidade igual a 500 litros, fornece água de reposição para a caldeira de acordo com a demanda de vapor por meio de uma bomba. A água retida dentro da caldeira é aquecida até o estado de vapor saturado. O vapor produzido pode ser enviado a uma coluna de destilação que compõe a planta piloto ou descartado para a atmosfera através de um silenciador e um tanque de retenção de condensado.

O apêndice B deste documento contém o diagrama P&I da planta, que mostra o fluxograma do processo e a instrumentação instalada.

III.2 Instrumentação Instalada e Automação Disponível

A Figura 15 apresenta a arquitetura de automação implementada, ampliada e adaptada na planta piloto em trabalhos anteriores (VALDMAN 2010, VALDMAN 2013), incluindo as principais instâncias envolvidas na instrumentação da caldeira.

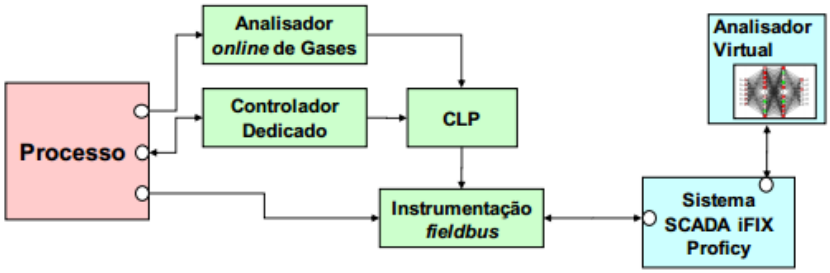


Figura 15 - Arquitetura do sistema de automação da planta piloto

Fonte: Valdman., 2013

III.2.1 Controlador Dedicado

Acoplado a caldeira geradora de vapor existe um controlador dedicado, responsável pela lógica de intertravamento de segurança, que pode interromper a alimentação de combustível e desligar a caldeira.

Este intertravamento é disparado em condições de operação específicas: quando a pressão excede o limite de segurança, quando a chama do queimador apaga ou quando ocorre falta de água na caldeira. Estas informações são transmitidas ao controlador por meio de variáveis discretas disponíveis na instrumentação da caldeira.

O controlador dedicado é do tipo liga-desliga e em paralelo ao diagnóstico de falhas concernentes ao controle da queima realiza controle do nível de água da caldeira enviando sinais para a bomba de alimentação de água em função dos sensores de nível alto e baixo.

O controlador dedicado, fabricado pela Landis & Staefa, foi fornecido e instalado junto com os equipamentos físicos da caldeira e não permite interferência externa em seu funcionamento.

III.2.2 Controlador Lógico Programável

O controlador lógico programável (CLP) é o equipamento responsável pela conversão das variáveis discretas ao protocolo de instrumentação padrão *fieldbus*. Utiliza um módulo de fonte de alimentação, um módulo de CPU, um módulo com variáveis discretas de entrada e um módulo de conversão *fieldbus.*

Funciona em paralelo ao controlador dedicado e permite que as variáveis discretas sejam monitoradas *online*.

III.2.3 Transmissores Fieldbus

A instrumentação *fieldbus* possibilita o acompanhamento das variáveis contínuas do processo. Existem diversos transmissores *fieldbus* de temperatura, nível, pressão e vazão instalados na planta. Além dos medidores, a planta está equipada com um conversor F/I e com um posicionador *fieldbus*. Alguns deles são mostrados na Figura 16.

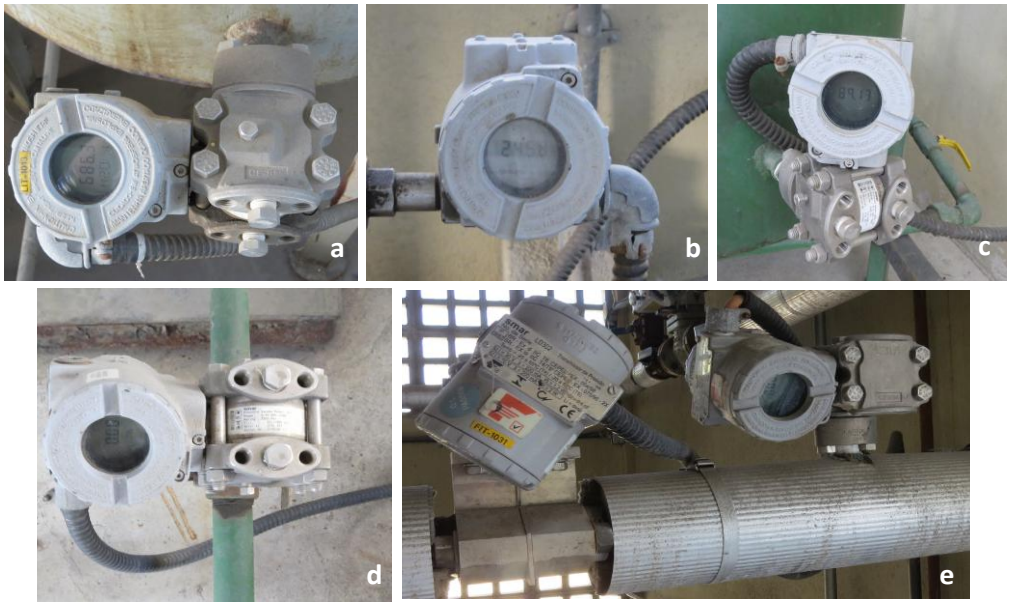


Figura 16 - Transmissores Fieldbus: (a) LIT1013; (b) TIT1013; (c) LIT1021; (d) FIT1024; (e) FIT1031 e PIT1032

III.2.4 Sistema Supervisório SCADA

O sistema de supervisão e aquisição de dados (SCADA) usado na planta piloto é o Ifix Proficy®, da empresa GE Intelligent Plataforms, dimensionado para monitorar simultaneamente variáveis de processo, que podem ser contínuas, discretas ou calculadas. Ele é o extremo final de uma cadeia de informações, constituindo uma ferramenta de gerenciamento na operação online via microcomputadores.

A estação SCADA foi configurada para monitorar e armazenar em histórico todas as variáveis de processo disponibilizadas pela instrumentação instalada, com tempo de amostragem de dados igual a um segundo.

As variáveis de processo contínuas disponíveis na instrumentação *fieldbus* da caldeira são mostradas na Tabela 6.

As variáveis discretas ou de estado são armazenadas com os valores zero ou um. O valor um indica equipamento ligado ou em alarme enquanto o valor zero indica equipamento desligado ou operação normal. A Tabela 7 apresenta as variáveis de processo discretas disponibilizadas pelo controlador lógico programável da caldeira.

Tabela 6 - Variáveis Contínuas Disponibilizadas na Instrumentação Fieldbus da Caldeira

TAG	Descrição	Unidades de Engenharia	Zero	Span
LIT1013	Nível do tanque de alimentação de combustível	L	37,50	353,00
LIT1021	Nível do tanque de alimentação de água	%	0,00	100,00
LIT1026	Nível de água da caldeira	%	0,00	100,00
FIT1024	Vazão de água de alimentação	m³/h	0,00	5,20
FIT1031	Vazão de vapor	kg/h	0,00	500,00
PIT1032	Pressão na linha de vapor	psi	0,00	100,00
TIT1011	Temperatura do combustível	ºC	0,00	100,00
TIT1023	Temperatura da água de alimentação	ºC	0,00	100,00
TIT1042	Temperatura dos gases residuais	ºC	0,00	400,00
TMFIT1031	Totalização do vapor produzido	kg/h	0,00	999999,00
SI1046	Vazão de ar fornecida à caldeira	%	0,00	100,00

Tabela 7 - Variáveis Discretas Disponibilizadas no Sistema SCADA da Caldeira

TAG	Descrição
BB1011	Bomba de alimentação do combustível aos tanques de estocagem
BB1012	Bomba de alimentação do combustível ao tanque de armazenamento principal
BB1013	Bomba de alimentação do combustível ao tanque de mistura
MT1014	Motor de agitação do tanque de mistura
PSH1026	Alarme – pressostato de alta
LSLL1026	Alarme – nível baixo de água
BB1015	Bomba de alimentação de combustível a caldeira
BB1021	Bomba de alimentação de água a caldeira
MT1016	Soprador
XSL1012	Alarme – falha de chama
XSH1011	Queimador ligado

A interface gráfica, que permite o acompanhamento do processo em tempo real, a consulta a dados de histórico e a interferência na operação foi desenvolvida em trabalhos anteriores (VALDMAN, 2010) e modificada para incluir as malhas de controle propostas neste trabalho.

A Figura 17 apresenta a tela principal de operação da caldeira, que contém o sinóptico da planta e as variáveis de processo relevantes. As variáveis contínuas são mostradas por meio de caixas de diálogo enquanto a visualização das variáveis discretas se dá através de símbolos gráficos com cores padronizadas: vermelho para o *status* um e verde para o *status* zero.

Recursos de telas para apresentação de gráficos de tendência, telas de alarmes para diagnóstico de falhas e telas específicas para emissão de relatórios através de planilhas eletrônicas também estão disponíveis no sistema supervisório.

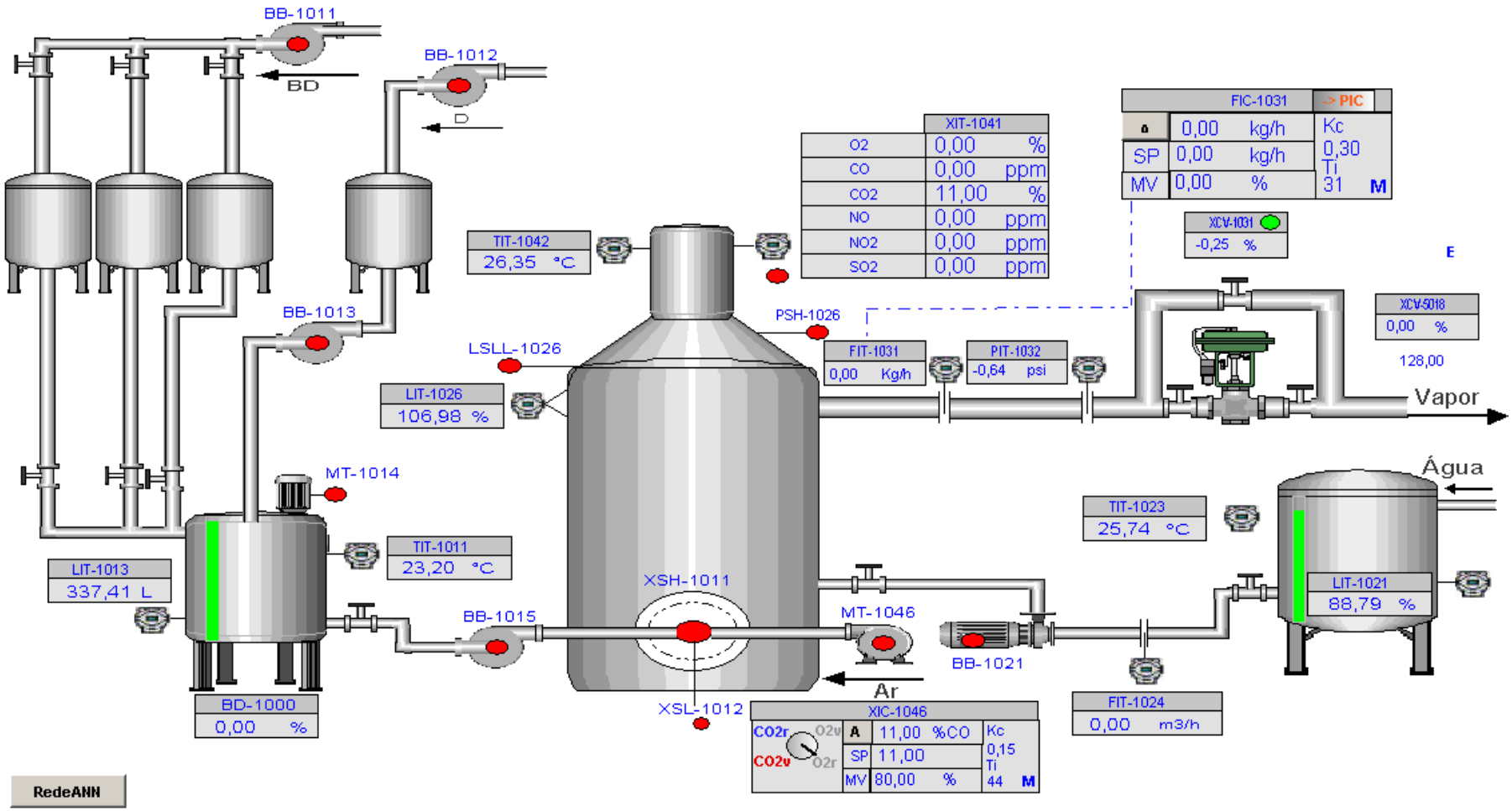


Figura 17 - Sinóptico de operação da caldeira

III.2.5 Analisador de Gases Online

A planta piloto conta com um analisador de gases comercial da marca TESTO 350M/XL, um instrumento portátil e robusto utilizado para medições *insitu*, que é composto por seis células de medição de concentração de gases, um sensor infravermelho uma sonda e uma bomba interna de sucção. A sonda deste equipamento associada à bomba de sucção interna foi instalada na linha de saída dos gases residuais. O analisador de gases é mostrado na Figura 18.

Figura 18 - Analisador de gases *online*

A Tabela 8 apresenta as características de cada uma das variáveis disponibilizadas pelo analisador.

Tabela 8 - Características das Variáveis Disponibilizadas pelo Analisador *Insitu*

Canal	Gás Analisado	Sensor	Faixas de Medida	Precisão
1	Oxigênio (O2)	Célula Eletroquímica	0,0 a 25,0%v/v	0,2%v/v
2	Monóxido de Carbono (CO)	Célula Eletroquímica	0 a 10000 ppm	ate 99ppm: 10ppm; de 100 a 2000ppm: 0,5% do valor lido
3	Dióxido de Carbono (CO2)	Célula de Infravermelho	0,0 a 50,0%v/v	0,3% + 1% do valor lido
4	Monóxido de Nitrogênio (NO)	Célula Eletroquímica	0 a 3000 ppm	até 99ppm: 5%
5	Dióxido de Nitrogênio (NO2)	Célula Eletroquímica	0 a 500 ppm	até 99ppm: 5ppm
6	Dióxido de Enxofre (SO2)	Célula Eletroquímica	0 a 5000 ppm	até99ppm: 5ppm

O analisador possui uma rotina cíclica de análise caracterizada por quatro parâmetros temporais apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 - Tempos Característicos do Ciclo de Análises dos Gases Residuais

Parâmetro	Magnitude (s)	Descrição
Tempo de Análise	420	Período de tempo ao longo do qual as análises são realizadas
Tempo de Rinsagem	180	Período de tempo ao longo do qual as análises são interrompidas para limpeza das câmaras dos sensores
Tempo de Amostragem	2	Intervalo de tempo máximo entre análises consecutivas
Intervalo para Médias	60	Intervalo de tempo considerado para o cálculo de médias aritméticas das análises instantâneas

O ciclo de funcionamento do equipamento é de 10 minutos totais. O analisador realiza automaticamente um procedimento de limpeza para manutenção das células eletroquímicas, que são elementos sensores. Este procedimento engloba etapas de rinsagem e purga e dura 3 minutos. Durante o período de limpeza, as medições são interrompidas. Portanto, são disponibilizadas medições efetivas durante os 7 minutos restantes.

A dinâmica de análise exigida pelo analisador tornava estas variáveis de medição de concentração dos gases residuais difíceis de serem utilizadas em tempo real em um sistema de controle. Entretanto, a arquitetura de automação da planta foi ampliada (VALDMAN, 2013), tornando viável a utilização do analisador integrado ao sistema de modo *online* ao disponibilizar suas análises em tempo real à rede *fieldbus* e ao sistema SCADA. O sinal elétrico (mA) das variáveis medidas pelo analisador de gases é convertido ao protocolo *fieldbus* via controlador lógico programável (CLP). Adotou-se uma lógica ladder no CLP (VALDMAN, 2013) para contornar as descontinuidades oriundas do tempo de purga. A lógica permite o armazenamento do último valor válido lido pelo sensor até que a operação do analisador volte ao normal.

Vale ressaltar, entretanto, que para as medidas concernentes à concentração de CO_2, o elemento sensor é infravermelho e dispensa, portanto, a necessidade de purga para limpeza bem como as suas inconveniências. Desta forma, as medições referentes ao CO_2 são ininterruptas.

A Tabela 10 apresenta as variáveis configuradas no sistema para receber o sinal do analisador *insitu* a cada segundo.

Tabela 10 - Variáveis do Analisador *Insitu* Disponibilizadas no Sistema SCADA da Caldeira

TAG	Descrição	Unidades de Engenharia	Zero	Span
XIT1041O2	Concentração de O2 nos gases residuais	%v/v O2	0	15
XIT1041CO2	Concentração de CO2 nos gases residuais	%v/v CO2	11	17

III.2.6 Analisador de Gases Virtual

A ferramenta virtual para predição da composição dos gases residuais resultantes da combustão consiste em um modelo de inferência heurístico, baseado em redes neuronais.

A rede é do tipo *multilayer perceptron* (MLP) com 6 neurônios na camada de entrada; 10 neurônios na camada escondida e função de ativação de tangente hiperbólica; e 6 neurônios na camada de saída e função de ativação identidade.

O sensor virtual que incorpora a camada de automação da planta piloto foi desenvolvido em trabalhos anteriores (VALDMAN,2010; VALDMAN, VALDMAN, et al.,2011) .

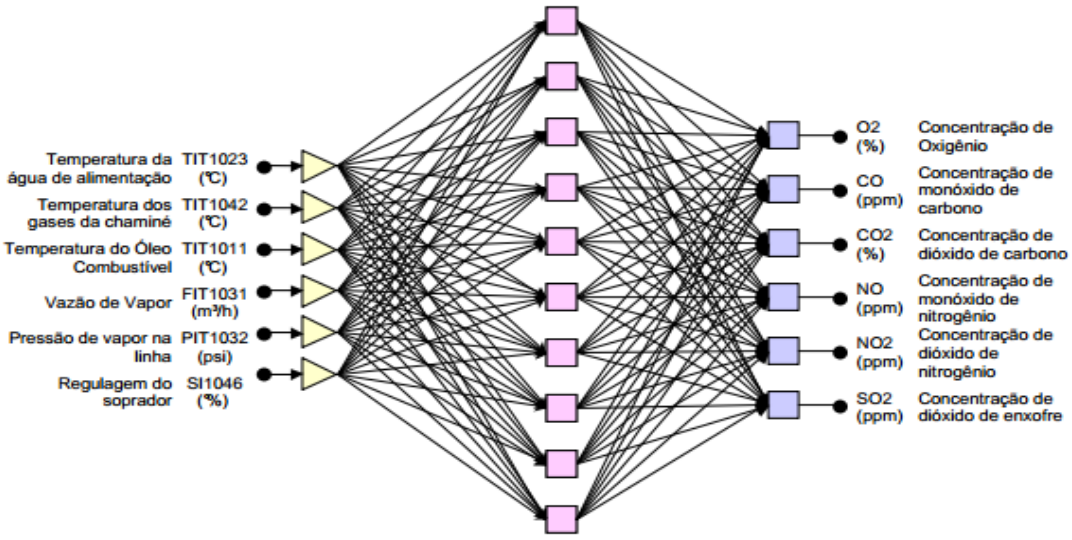


Figura 19 - Representação esquemática do sensor virtual

Fonte: Valdman., 2010

III.2.7 Elementos Atuadores

III.2.7.1 Inversor de Frequência

No processo estudado, um inversor de frequência da marca WEG, modelo cfw 08 foi parametrizado de forma a se comportar em concordância com os tipos escalares de inversores. Ele atua como um posicionador a fim de regular a vazão de ar que sai do soprador, elemento final de controle da malha de controle de gases residuais proposta neste trabalho e é mostrado na Figura 20.

Figura 20 - Inversor de frequência

O inversor de frequência foi integrado à rede FB utilizada. Assim, pode ser acionado remotamente através de um sinal *fieldbus* que é convertido ao sinal analógico padrão de corrente (4 a 20mA) através de um conversor Fieldbus/Corrente (F/I) instalado na caldeira. Este conversor, modelo FI-302 da Smar, possui capacidade de processamento e pode executar algumas funções inteligentes, como, por exemplo, malhas de controle de retroalimentação (PARENTE, VALDMAN, *et al.*, 2013).

III.2.7.2 Válvula de Controle

Neste trabalho, foi usado um posicionador *Fieldbus* para válvulas de controle linear do tipo “falha fechada” ou “ar para abrir”, mostrado na Figura 21.

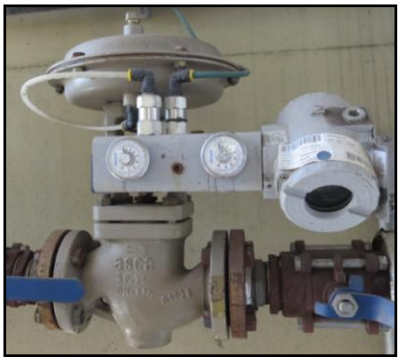


Figura 21 - Válvula de controle *Fieldbus*

Dentro da visão geral de configurações *Fieldbus*, o elemento atuador é a saída em um laço de controle, definido por um bloco funcional do tipo *Analog Output* (AO) e caracterizado por inúmeros parâmetros internos.

A Figura 22 ilustra a representação esquemática de um bloco do tipo AO.

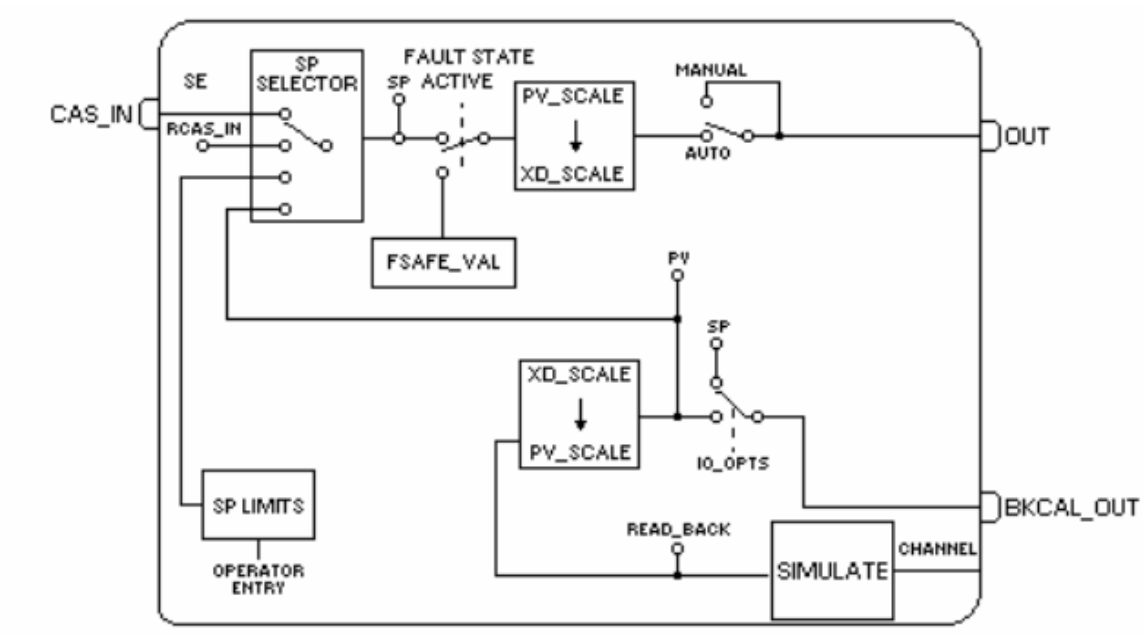


Figura 22 - Representação esquemática de um bloco funcional AO

Fonte: SMAR, 2007

O bloco AO recebe um sinal de outro bloco funcional. Este sinal é retransmitido para um transdutor de saída através de um algoritmo interno em que o valor desejado pode ser setado automaticamente por meio de uma lógica de controle ou manualmente por um operador. Alguns dos parâmetros configuráveis internos ao bloco AO são PV_SCALE e XD_SCALE, que são usados para fazer conversão de escala do valor

desejado e permitem que porções do *span* do SP provoquem um movimento total de *span* na saída do bloco de acordo com a equação III.1.

$$OUT = SP\% * (EU_100\% - EU_0\%) + EU_0\% \ [XD_SCALE] \qquad (III.1)$$

Em que:

OUT – saída do elemento atuador em unidades de engenharia

EU_100% - limite superior de saída em unidades de engenharia

EU_0% - limite inferior de saída em unidades de engenharia

[XD_SCALE] – parâmetro de conversão de escala

III.3 Metodologia dos Testes em Malha Aberta

O método usado tem por finalidade a identificação do modelo do processo. Consiste em abrir a malha imediatamente antes do elemento final de controle e criar uma pequena e repentina mudança no sinal de entrada do processo a fim de observar a resposta na variável medida. O registro desta resposta com o tempo é conhecido como curva de reação do processo (ZIEGLER e NICHOLS, 1942). Vale ressaltar que a resposta observada é devida à dinâmica combinada do elemento de controle, do processo em si e do dispositivo de medição. O modelo aproximado vai, portanto, descrever este conjunto.

Para os testes em malha aberta concernentes aos processos de emissão de gases residuais, degraus positivos e negativos de amplitude igual a cinco por cento de vazão de ar foram dados na saída de controle do inversor de frequência de modo a perturbar as concentrações de oxigênio e dióxido de carbono nos gases de chaminé, medidas por um analisador de gases comercial.

Já para os testes em malha aberta concernentes aos processos de produção de vapor, degraus positivos e negativos de amplitude igual a seis por cento de abertura foram dados na saída da válvula de controle de modo a perturbar a vazão e a pressão de vapor, medidas por um transmissor *Fieldbus*.

As respostas a estas perturbações foram monitoradas por meio da estação SCADA e os dados, tomados segundo a segundo, permitiram a construção das curvas de reação por meio do *software* Excel®.

Processos não-lineares são sensíveis à magnitude e ao sentido de aplicação do degrau. Portanto, a aplicação do degrau nos sentidos positivo e negativo torna evidente

a presença de não-linearidades intrínsecas ao processo, como possível histerese do atuador. A região de aplicação da perturbação deve ser escolhida de modo que a saída de controle não viole as restrições impostas ao processo.

Da observação das curvas de reação foi possível postular o modelo adequado e estimar os parâmetros concernentes. O parâmetro ganho estático k foi calculado diretamente dos valores dos desvios entre os regimes estacionários antes e depois dos transientes nas variáveis. A zona morta inicial com nenhum desvio na variável de resposta traduzida em um deslocamento em tempo permitiu a determinação do tempo morto θ diretamente a partir dos dados experimentais. A constante de tempo τ foi determinada pela equação III.2, proposta por Cecil Smith (1972, apud SMITH e CORRIPIO,1997, p.313). A equação III.2 faz com que o modelo proposto e os dados experimentais coincidam em dois pontos da região de alta taxa de variação e elimina a necessidade do traçado de uma reta tangente à curva inicial de resposta.

$$\tau = \frac{3}{2}(t_2 - t_1) \qquad \text{(III.2)}$$

Em que:

t_2 – tempo necessário para o processo atingir 63,2% da resposta final

t_1 – tempo necessário para o processo atingir 28,3% da resposta final

A etapa final na identificação dos processos envolve a checagem de quão bem o modelo empírico descreve os dados experimentais. A verificação do modelo é usualmente feita por meio da comparação entre as predições do modelo aproximado no domínio do tempo e os dados de processo coletados. A magnitude da correlação entre os valores preditos e os valores experimentais é dada em função dos parâmetros estatísticos coeficiente de determinação R^2, coeficiente de correlação de Pearson R e do teste de significância t para médias com populações pareadas em função do valor p e do parâmetro t.

O coeficiente de determinação R^2 é uma medida descritiva da proporção da variável dependente que pode ser explicada em termos da variável independente segundo um modelo de regressão especificado e está compreendido entre 0 e 1. Quanto mais próximo à unidade, maior a validade da regressão linear imposta pelo modelo (LARSON e FARBER, 2010).

O coeficiente de correlação de Pearson R é uma medida da intensidade da associação linear existente entre duas variáveis e está compreendido entre -1 e 1. O sinal do coeficiente indica se a correlação é do tipo diretamente proporcional ou inversamente proporcional. No limite, se a correlação for perfeita R deve ser igual a ±1 (LARSON e FARBER, 2010).

O cálculo da probabilidade p permite inferir sobre a validade estatística da correlação estabelecida. Admite-se que os dados apresentem distribuição t-student que tende à normalidade quando o número de amostras tende a infinito de modo que um teste t de significância pode ser realizado. Rejeita-se a correlação; isto é, admite-se que os valores emparelhados (preditos e observados) são diferentes quando o valor p é maior do que o valor de significância tipicamente admitido como igual a 5% para testes bicaudais e 10% para testes monocaudais. Testes monocaudais são realizados quando os resultados de apenas um lado da curva de distribuição da amostra são importantes (LARSON e FARBER, 2010).

A natureza da dinâmica do processo pode ser classificada com base na relação matemática entre o tempo de atraso e a constante de tempo do processo, descrita na equação III.3.

$$L = \frac{\theta}{(\theta + \tau)} \qquad \text{(III.3)}$$

Em que:

L - parâmetro normalizado tempo-atraso

θ – tempo de atraso ou tempo morto

τ – constante de tempo do processo

Embora não haja limites rígidos descritos na literatura, Garpinger et al. (2014) sugerem que processos com L entre 0 e 0,2 sejam classificados como processos dominados pela constante de tempo; entre 0,2 e 0,7 como processos balanceados e para valores de L entre 0,7 e 1 como processos dominados pelo atraso.

A classificação dos processos é vantajosa. Pode ser usada como uma medida da dificuldade em controlar um processo (ÅSTRÖM, HANG, *et al.*, 1992), indica quando o uso da ação derivativa em controle de estrutura PID é adequado (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2004) e provê algumas percepções sobre concessões entre desempenho e robustez de controladores PID (GARPINGER, HAGGLUND e ÅSTRÖM, 2014).

III.4 Configuração das Malhas de Controle Propostas

A tecnologia digital *fieldbus* proporciona a possibilidade de padronização do método de configuração de um sistema de controle e para tanto faz uso de um software de configuração gráfico interativo; o *Syscon*, da SMAR, é um deles (GERON, 1998).

A linguagem de programação em diagrama de Blocos Funcionais focada na tecnologia *Fieldbus* permite grande liberdade de configuração já que os blocos podem ser distribuídos entre os diversos dispositivos componentes da rede digital.

Um bloco funcional é um algoritmo que calcula uma saída com base na informação disponibilizada em suas entradas e nos seus parâmetros internos. Ele determina a operação e a inteligência do equipamento. Cada equipamento ou *device* exige um conjunto mínimo de blocos para se tornar operacional e cada bloco, por sua vez, exige um conjunto mínimo de parametrizações. A Tabela 11 mostra o conjunto de blocos funcionais mínimos e suas principais funções.

Tabela 11 - Blocos Funcionais Mínimos e Suas Funções

Bloco	Quantidade	Função principal
Resource	1 por device	•Inicializar o processamento interno do device (hardware).
Transducer	1 por sinal de entrada/saída	•Converter o sinal elétrico de entrada a um sinal digital e vice-versa para a saída; •Disponibilizar o sinal digital internamente ao device.
Analog Input	1 por sinal de entrada	•Adequar o sinal digital original (faixas de trabalho e unidades de engenharia) às condições do processo; •Disponibilizar o sinal ao longo da rede fieldbus.
Analog Output	1 por sinal de saída	•Adequar o sinal digital às condições de operação do atuador; •Disponibilizar o sinal digital a um canal de saída (elétrico/ pneumático).
Display	1 por device	•Apresentar a variável(is) interna(s) ao device no display local.
PID	1 por malha	•Malha de controle P, PI, PID; •Links de entrada e saída com outros blocos.
Analog Alarm	1 por limite de alarme	•Comparar valores de processo com limites pré-estabelecidos; •Disponibilizar um sinal de saída contendo o status do alarme para utilização em malhas de controle lógico.
SetPoint Generator	1 por rampa	•Disponibilizar, em função de uma solicitação, um sinal de saída em formato de rampa.

Fonte: Valdman A., 2010

A etapa subseqüente à configuração *fieldbus* consiste na disponibilização das variáveis e funções relevantes no sistema supervisório ou SCADA. No *Ifix®*, destacam-se dois constituintes básicos do seu funcionamento estrutural: base de dados e telas gráficas. Enquanto a base de dados permite a identificação das variáveis de processo, as telas gráficas representam a interface operador-processo e propiciam a apresentação da operação de modo facilitado, permitindo rápida identificação de não-conformidades e auxiliando no estudo de eficiência de operação.

III.4.1 Configuração Fieldbus

Cada equipamento ou *device* possui seu respectivo bloco Resource, Transducer e Display. Cada equipamento de entrada deve possuir um bloco do tipo Analog Input enquanto cada equipamento de saída deve apresentar um bloco tipo Analog Output. Os blocos de alarme analógico ficam situados no elemento medidor. Os blocos de controle são comumente localizados no elemento atuador e os blocos geradores de *set-point* devem ser inseridos no mesmo *device* que o bloco PID.

O bloco SI1015_46_PID, referente à malha de controle de emissão de gases residuais e o bloco seletor SI1015_46_SelPN foram inseridos e configurados no *device* conversor, SI1015_46. Os blocos PID referentes às malhas de pressão (FV1031_PID_P) e de vazão (FV1031_PID_F) de vapor bem como o bloco seletor FV1031_SEL foram localizados na válvula de controle FV1031.

A definição dos blocos funcionais é baseada em uma estrutura gráfica. Assim, basta selecionar os blocos relevantes para a sua aplicação e então conectá-los. Cada malha de controle exige um número mínimo de blocos funcionais conectados entre si. A Figura 23 mostra um exemplo clássico de uma malha de controle implementada.

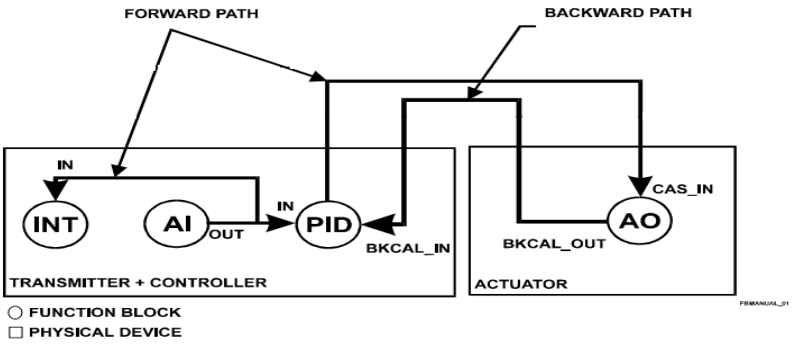


Figura 23 - Aplicação de malha de controle simples

Fonte: SMAR, 2007.

Além de conectados graficamente, os blocos funcionais devem estar caracterizados por seus parâmetros. A Tabela 12 ilustra os principais blocos funcionais e seus parâmetros mínimos.

Tabela 12 - Blocos Funcionais e Seus Parâmetros Mínimos

Bloco	Parâmetros
Analog Output	Mode_Block: Auto/Cas CHANNEL PV_SCALE XD_SCALE
Analog Input	Mode_Block: Auto Channel: 1 ou 2 ou 3; XD_SCALE: Zero, Span, Eunit, Casas decimais; L_Type: Direto ou Indireto OUT_SCALE: Zero, Span, Eunit, Casas decimais.
PID	Mode_Block: Auto/Cas PV_SCALE OUT_SCALE CONTROL_OPTS: Ação Direta/Reversa; Bypass (acompanha SP ou PV); Rastreamento da Saída BYPASS STATUS_OPTS: (IFS if Bad IN:IFS if Bad CAS_IN) Constantes do PID
Analog Alarm	Mode Block: Auto OUT_ALM_SUM: Limite de alarme (LO, LOLO, HI, HIHI, etc.)
Resource	Mode_Block: Auto
Transducer	Mode_Block: Auto Obs.: Demais parâmetros dependem do device (TT, LD, FI, IF).
Display	Mode_Block: Auto Block_tag_Param_1: LTC_0001 Index_Relative_1: 8 Mnemonic_1: LTC_0001 Access_1: Monitoring Alpha_Num_1: Mnemonic Display_Refresh: Update Display

Fonte: Valdman A., 2010

III.4.1.1 Bloco Funcional PID

Destaca-se o bloco PID, cujos parâmetros de entrada são a Variável de Processo (PV) e o *Set-Point* (SP), o parâmetro de saída é a Saída de Controle (SC) e os parâmetros internos são o Ganho Proporcional (Kc), o Tempo Integral ou *Reset* (Tr) e o Tempo Derivativo ou *Rate* (Td).

Existem várias versões de controladores PID. Neste trabalho, considera-se a versão não interativa padrão, de acordo com a *Instruments, Systems, and Automation Society* (ISA).

No modo padrão de operação, a saída do bloco PID é calculada de acordo com o algoritmo exposto na equação III.4. Os controladores descritos por essa equação também são chamados paralelos ou ideais.

$$OUT = GAIN \,.\left[E + \frac{RATE\ .s}{1+\alpha\ .RATE\ .s}.PV + \frac{E}{RESET\ .s}\right] + BIAS_{AM} + FF \qquad \text{(III.4)}$$

Em que:

OUT - parâmetro de saída do controlador (SC)

GAIN - ganho proporcional do controlador (k_c)

E - erro do processo definido como SP - PV ou PV - SP, dependendo da ação do controlador

RATE - constante de tempo derivativo (Td ou τ_D)

α - pseudo-ganho derivativo igual a 0,13

PV - variável de processo

RESET - constante de tempo integral (Tr ou τ_i)

$BIAS_{AM}$ - parâmetro interno calculado na mudança para os modos automáticos

FF - termo que faz referência à estrutura de controle antecipatório.

É possível escolher a ação do controlador sendo direta ou reversa através do *bit* "Direct Acting" no parâmetro CONTROL_OPTS. Se o *bit* "Direct acting" é verdadeiro, então o cálculo do erro é realizado subtraindo o SP da PV. Se o *bit* "Direct acting" é

falso (zero); ou seja,“Reverse acting”, o erro é calculado subtraindo a PV do SP (SMAR, 2007).

O bloco PID suporta, ainda, um algoritmo para rastrear a saída, que permite que o *set-point* seja forçado a rastrear o valor da variável de processo quando a chave o controlador estiver no modo manual, impedindo mudanças abruptas no erro. A opção saída rastreada é ativada por meio da configuração dos parâmetros “Track Enable” e “Track in Manual”.

A Figura 24 ilustra o esquema de funcionamento de um bloco PID.

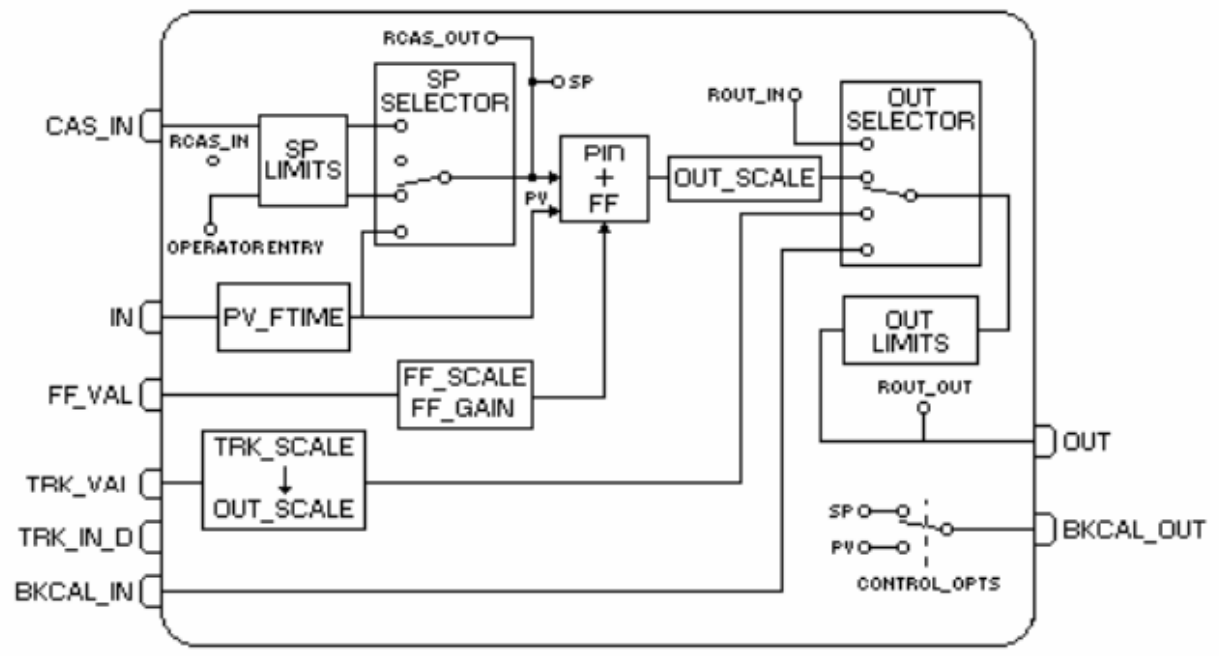


Figura 24 - Esquema de um bloco funcional PID

Fonte: SMAR,2007.

III.4.1.1 Bloco Funcional Seletor

Outro bloco funcional relevante para este projeto é o bloco seletor de sinal ISEL. Este bloco tem até quatro entradas analógicas e gera uma saída baseada em uma ação configurada. O critério de seleção pode ser identificar valores máximos, mínimos, médios ou, ainda, o primeiro sinal de entrada classificado como “bom” dentro dos padrões de diagnóstico da rede *Fieldbus* (SMAR, 2007). Com a combinação de opções dos parâmetros de configuração, o bloco pode funcionar como uma chave rotatória de posição ou como um seletor de prioridade. Como uma chave, o bloco pode receber informação chaveada de entradas oriundas de blocos analógicos do processo ou de uma

entrada de operador. Como seletor de prioridades, o bloco funciona como um filtro e escolhe o sinal de entrada mais adequado de acordo com os critérios parametrizados.

A Figura 25 ilustra o esquema de funcionamento de um bloco seletor.

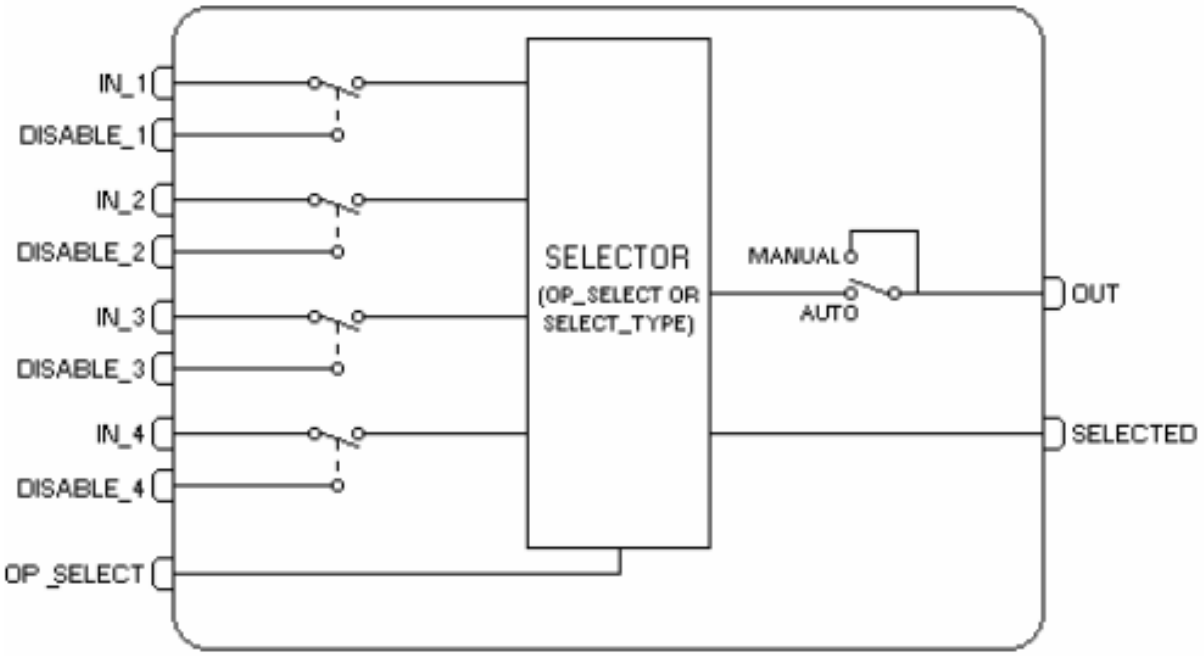


Figura 25 - Esquema de um bloco funcional ISEL

Fonte: SMAR,2007.

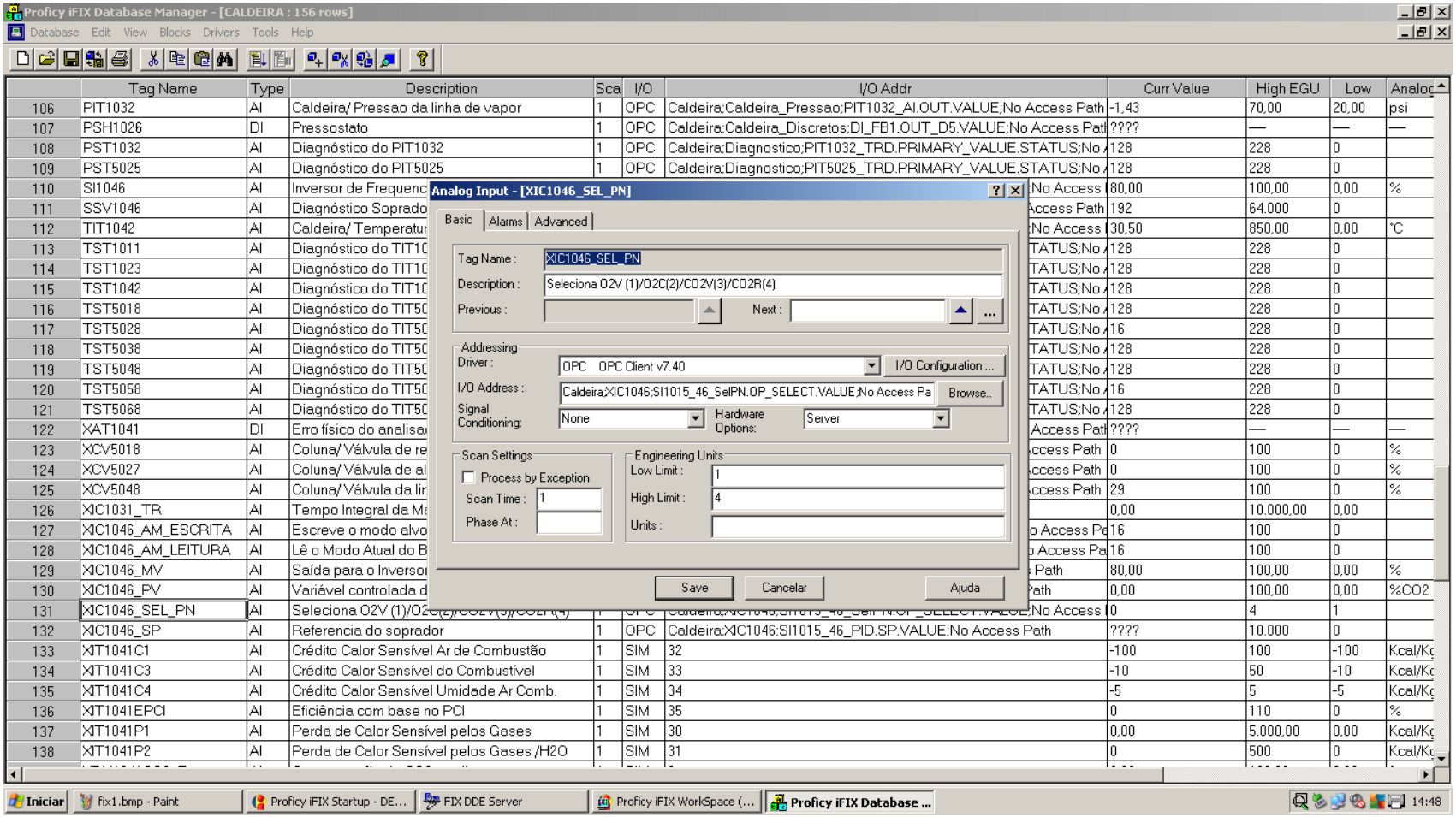
O apêndice A contém as configurações e parametrizações *fieldbus* dos equipamentos que incorporam as malhas de controle propostas neste trabalho feitas no *software* Syscon®.

III.4.1 Configuração do Sistema Supervisório

Cada uma das variáveis que se desejava disponibilizar para visualização e interferência do operador foi adicionada à base de dados do *Ifix*® na forma de blocos analógicos, sendo parametrizadas e endereçadas em concordância com sua localização na rede *fieldbus*. A Tabela 13 mostra as variáveis das malhas implementadas que foram disponibilizadas no sistema SCADA para monitoramento e intervenção *online*. A Figura 26 mostra a base de dados do sistema supervisório e, em detalhe, a parametrização de um bloco analógico.

Tabela 13 - Variáveis das Malhas Implementadas Disponibilizadas no Sistema SCADA da Caldeira

TAG	Descrição
XIC1046_MV	Saída para o inversor de frequência
XIC1046_PV	Variável controlada da malha de emissão de gases
XIC1046_SP	Referência do soprador de ar
XIC1046_TR	Tempo integral da malha de emissão de gases
XIC11046_KC	Constante proporcional da malha de emissão de gases
XIC1046_AM_ESCRITA	Escreve o modo alvo do bloco A/M
XIC1046_AM_LEITURA	Lê o modo alvo do bloco A/M
XIC1046_SEL_PN	Seleciona O2V(1)/O2R(2)/CO2V(3)/CO2R(4)
FIC1013_MV	Saída para a válvula de vapor
FIC1031_PV	Variável controlada da malha de vazão vapor
FIC103_SP	Referência da válvula de vazão vapor
FIC1031_TR	Tempo integral da malha de vazão vapor
FIC1031_KC	Constante proporcional da malha de vazão vapor
FIC1031_AM_ESCRITA	Escreve o modo alvo do bloco A/M
FIC1031_AM_LEITURA	Lê o modo alvo do bloco A/M
FV1031_MVI	Saída da válvula de vapor
FV1031_SEL	Seleciona FIC1031/PIC1031
PIC1013_MV	Saída para a válvula de vapor
PIC1031_PV	Variável controlada da malha de pressão vapor
PIC103_SP	Referência da válvula de pressão vapor
PIC1031_TR	Tempo integral da malha de pressão vapor
PIC1031_KC	Constante proporcional da malha de pressão vapor
PIC1031_AM_ESCRITA	Escreve o modo alvo do bloco A/M
PIC1031_AM_LEITURA	Lê o modo alvo do bloco A/M



	Tag Name	Type	Description	Sca	I/O	I/O Addr	Curr Value	High EGU	Low	Analog
106	PIT1032	AI	Caldeira/ Pressao da linha de vapor	1	OPC	Caldeira;Caldeira_Pressao;PIT1032_AI.OUT.VALUE;No Access Path	-1,43	70,00	20,00	psi
107	PSH1026	DI	Pressostato	1	OPC	Caldeira;Caldeira_Discretos;DI_FB1.OUT_D5.VALUE;No Access Path	????	—	—	—
108	PST1032	AI	Diagnóstico do PIT1032	1	OPC	Caldeira;Diagnostico;PIT1032_TRD.PRIMARY_VALUE.STATUS;No A	128	228	0	
109	PST5025	AI	Diagnóstico do PIT5025	1	OPC	Caldeira;Diagnostico;PIT5025_TRD.PRIMARY_VALUE.STATUS;No A	128	228	0	
110	SI1046	AI	Inversor de Frequenc			No Access	80,00	100,00	0,00	%
111	SSV1046	AI	Diagnóstico Soprado			Access Path	192	64.000	0	
112	TIT1042	AI	Caldeira/ Temperatur			No Access	30,50	850,00	0,00	°C
113	TST1011	AI	Diagnóstico do TIT1			TATUS;No A	128	228	0	
114	TST1023	AI	Diagnóstico do TIT1			TATUS;No A	128	228	0	
115	TST1042	AI	Diagnóstico do TIT1			TATUS;No A	128	228	0	
116	TST5018	AI	Diagnóstico do TIT5			TATUS;No A	128	228	0	
117	TST5028	AI	Diagnóstico do TIT5			TATUS;No A	16	228	0	
118	TST5038	AI	Diagnóstico do TIT5			TATUS;No A	128	228	0	
119	TST5048	AI	Diagnóstico do TIT5			TATUS;No A	128	228	0	
120	TST5058	AI	Diagnóstico do TIT5			TATUS;No A	16	228	0	
121	TST5068	AI	Diagnóstico do TIT5			TATUS;No A	128	228	0	
122	XAT1041	DI	Erro físico do analisa			Access Path	????	—	—	—
123	XCV5018	AI	Coluna/ Válvula de re			ccess Path	0	100	0	%
124	XCV5027	AI	Coluna/ Válvula de al			ccess Path	0	100	0	%
125	XCV5048	AI	Coluna/ Válvula da lir			ccess Path	29	100	0	%
126	XIC1031_TR	AI	Tempo Integral da Me				0,00	10.000,00	0,00	
127	XIC1046_AM_ESCRITA	AI	Escreve o modo alvo			o Access Pa	16	100	0	
128	XIC1046_AM_LEITURA	AI	Lê o Modo Atual do B			o Access Pa	16	100	0	
129	XIC1046_MV	AI	Saída para o Inversor			Path	80,00	100,00	0,00	%
130	XIC1046_PV	AI	Variável controlada d			Path	0,00	100,00	0,00	%CO2
131	XIC1046_SEL_PN	AI	Seleciona O2V (1)/O2C			No Access	0	4	1	
132	XIC1046_SP	AI	Referencia do soprador	1	OPC	Caldeira;XIC1046;SI1015_46_PID.SP.VALUE;No Access Path	????	10.000	0	
133	XIT1041C1	AI	Crédito Calor Sensível Ar de Combustão	1	SIM	32	-100	100	-100	Kcal/Kg
134	XIT1041C3	AI	Crédito Calor Sensível do Combustível	1	SIM	33	-10	50	-10	Kcal/Kg
135	XIT1041C4	AI	Crédito Calor Sensível Umidade Ar Comb.	1	SIM	34	-5	5	-5	Kcal/Kg
136	XIT1041EPCI	AI	Eficiência com base no PCI	1	SIM	35	0	110	0	%
137	XIT1041P1	AI	Perda de Calor Sensível pelos Gases	1	SIM	30	0,00	5.000,00	0,00	Kcal/Kg
138	XIT1041P2	AI	Perda de Calor Sensível pelos Gases /H2O	1	SIM	31	0	500	0	Kcal/Kg

Figura 26 - Base de dados do sistema supervisório Ifix. Em detalhe, o bloco analógico de entrada XIC1046_SEL_PN

As telas gráficas, desenvolvidas em trabalhos anteriores (VALDMAN, 2013) foram modificadas de modo a apresentar as novas estratégias de controle desenvolvidas.

Foram construídas caixas de diálogo contendo as variáveis relevantes de cada uma das malhas de controle propostas. Assim, ficam expostas na tela de operação a variável manipulada (MV), a variável de processo (PV), o *set-point* (SP) e os parâmetros do controlador ganho estático (k_C) e constante de tempo integral (τ_i). Também é possível visualizar e modificar a ação de controle de manual para automático e vice-versa por meio de um botão animado por um clique.

Além disso, mecanismos para facilitar a visualização da malha em operação foram implementados. Quando se trata do controle de vapor a malha não selecionada permanece invisível e a navegação entre as malhas propostas; isto é, controle de pressão ou de vazão, se dá por um botão animado por um clique. Para a malha de controle de emissão de gases residuais um botão seletor rotatório indica a malha em operação e permite a navegação entre as possíveis malhas (controle de oxigênio ou gás carbônico medidos por um analisador comercial ou virtual).

A Figura 27 mostra a área de trabalho do *software* Ifix Proficy® e destaca as modificações realizadas.

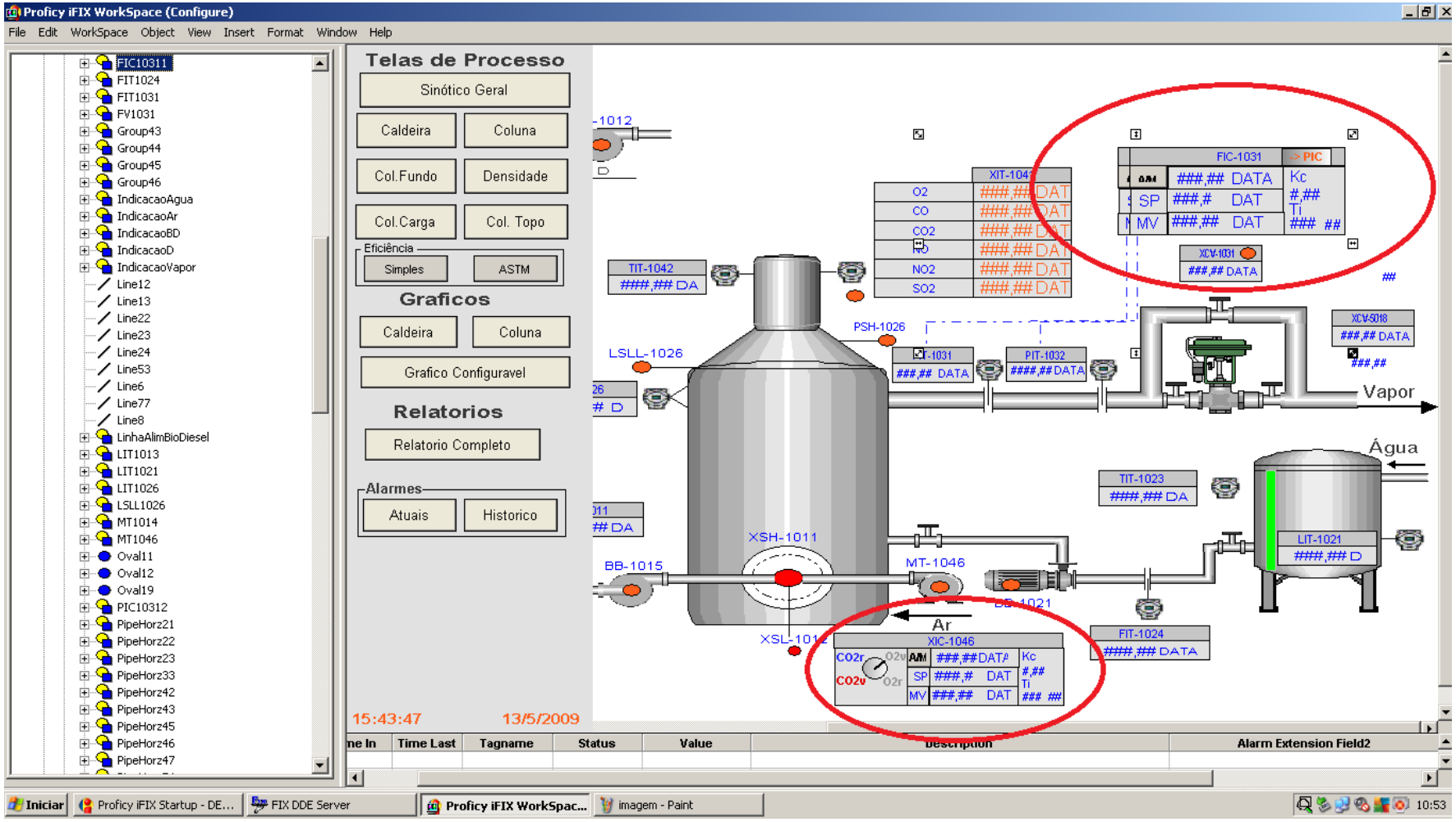


Figura 27 - Workspace do sistema supervisório

III.5 Metodologia dos Testes em Malha Fechada

Os testes em malha fechada foram realizados com produção de vapor, garantindo, então, operação estável e contínua.

Os parâmetros de um controlador do tipo proporcional-integral (PI) foram calculados para cada um dos métodos de sintonia estudados com base no modelo de processo aproximado obtido em etapas anteriores (testes em malha aberta).

Neste trabalho, o desempenho do controlador implementado é comparado para quatro diferentes métodos de sintonia: correlações de Ziegler-Nichols, critério da mínima integral do erro absoluto ponderada pelo tempo (ITAE), resposta de Dahlin-Higham e sintonia online.

A sintonia calculada de acordo com cada um dos métodos estudados foi informada ao sistema por meio da interface gráfica da estação SCADA. Assim, para cada sintonia experimentada o procedimento padrão foi: inserir os parâmetros na tela, passar a malha para a condição 'automático', aguardar a estabilização do sistema e, por fim, promover uma perturbação no *set-point* do tipo degrau.

Para os testes em malha fechada concernentes à malha de controle de emissão de gases residuais, a magnitude da perturbação foi igual a 2% da faixa de saída ou *range* para o processo com dióxido de carbono como variável controlada e 1,2% do *range* para o processo com oxigênio. Já para os testes em malha fechada concernentes à malha de vapor, a magnitude do degrau foi de aproximadamente 10% do valor de regime; em média 5% da faixa de saída tanto para o processo com vazão quanto para o processo com pressão como variável controlada.

Depois de aguardar tempo suficiente para a estabilização da resposta os dados experimentais gravados em histórico na estação SCADA foram recuperados por meio de uma ferramenta suplementar em Excel®.

É útil ter ferramentas que permitam analisar o desempenho de controladores e identificar fatores que limitem a sua performance (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2001).

Muitas características no domínio do tempo são tradicionalmente utilizadas para descrever e avaliar o comportamento de processos em malha fechada submetidos a uma perturbação do tipo degrau no *set-point*: tempo de subida (t_s), tempo de estabilização (t_e) e magnitude do sobrepasso ou *overshoot* (OS) (SWANDA e SEBORG, 1999).

O tempo de subida é definido como o intervalo de tempo que o sistema leva para ir de 10% até 90% do valor de regime final. O tempo de estabilização corresponde ao

tempo que a saída de processo leva para alcançar uma faixa de tolerância definida pela diferença entre os valores de regime inicial e final e permanecer dentro da mesma (SWANDA e SEBORG, 1999). Nesta dissertação, a tolerância foi definida a partir do critério estatístico soma dos erros quadráticos (SSE), descrito pela equação III.5.

$$SSE = \sum_{i}^{n} (SPi - VCi)^2 \qquad \text{(III.5)}$$

Em que:

SP_i – valor desejado a cada instante

VC_i – valor da variável controlada a cada instante

n – intervalo de tempo no qual o somatório é tomado

Para as malhas de controle de pressão e vazão cujas variáveis controladas apresentam características oscilatórias o valor de n é igual ao seu período de oscilação natural. Para as malhas de controle de CO2 e O2 n foi definido como 35% do valor da constante de tempo aparente do processo em malha aberta.

Admitiu-se resposta em malha fechada estável a partir do instante de tempo em que a soma dos erros quadráticos permanece constante dentro de uma faixa de tolerância igual a 0,01.

Ambos os parâmetros tempo de subida e tempo de estabilização permitem dimensionar a rapidez da resposta de um sistema em malha fechada.

Åström e outros (1992) e Swanda e Seborg (1999) sugerem que números adimensionais podem ser extremamente úteis na avaliação do desempenho de controladores ao permitirem a comparação com valores de referência e propõem que os tempos de subida e de estabilização sejam normalizados pelo tempo de atraso aparente do modelo de processo em malha aberta, como mostrado nas equações III.6 e III.7.

$$Ts = \frac{ts}{\theta} \qquad \text{(III.6)}$$

$$Te = \frac{te}{\theta} \qquad \text{(III.7)}$$

Em que:

Ts – tempo de subida normalizado

ts – tempo de subida

Te – tempo de estabilização normalizado

te – tempo de estabilização

θ – tempo de atraso aparente do modelo de processo em malha aberta

Enquanto o tempo de subida e o tempo de estabilização são baseados em pontos específicos da curva de resposta, a integral do erro absoluto caracteriza toda a resposta do processo. O método de integração adotado nesta dissertação foi a regra dos trapézios, em que o passo da integração é igual ao intervalo de amostragem e o erro absoluto é calculado como a diferença entre o valor desejado e a saída do processo.

A integral do erro absoluto também pode ser normalizada pelo produto do tempo de atraso pela amplitude do degrau aplicado, conforme equação III.8 (SWANDA e SEBORG, 1999).

$$IAE = \frac{iae}{|A|.\theta} \qquad \text{(III.8)}$$

Em que:

IAE – integral do erro absoluto normalizada

iae – integral do erro absoluto

|A| - magnitude do degrau aplicado em módulo

θ – tempo de atraso aparente do modelo de processo em malha aberta

Capítulo IV – Malha de Emissão de Gases Residuais

Este capítulo engloba a descrição da estratégia de controle de emissão de gases residuais proposta; os resultados para os testes em malha aberta, concernentes a identificação e verificação do modelo de processos; e os resultados em malha fechada, referentes à implementação da malha de controle propriamente dita e às sintonias de controladores estudadas. Também inclui os métodos e resultados de testes experimentais realizados com a finalidade de caracterizar o funcionamento do elemento final de controle da malha proposta neste estudo.

IV.1 Estratégia de Controle Proposta

Ao implementar a malha de controle de emissão de gases residuais optou-se pela estratégia *feedback*, que é a mais antiga e a mais largamente utilizada na indústria. Levou-se em consideração o fato de a ação corretiva ocorrer independentemente da origem da perturbação. Além disso, este tipo de estratégia tende a diminuir a sensibilidade da variável controlada a perturbações não mensuráveis e mudanças de processo (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Quanto ao modo de controle, decidiu-se pela utilização de ação proporcional em conjunto com ação integral (PI). A ação integral é usada em processos que requerem que o erro no estado estacionário seja nulo. A ação derivativa tem como ônus amplificar os ruídos inerentes ao processo e só é recomendada para processos de dinâmica de ordem elevada que são fortemente dominadas pelas constantes de tempo (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2001). Não obstante, o processo responde de maneira relativamente veloz e não justifica o uso deste artifício.

Uma estrutura auxiliar de controle seletor foi desenvolvida ampliando os recursos da malha de controle padrão. Desta forma, uma única variável manipulada é capaz de atender a dois objetivos distintos ao controlar seletivamente duas variáveis: concentração residual de oxigênio e de gás carbônico. Ademais, por meio da chave seletora pode-se decidir usar como elemento medidor da malha um analisador de gases comercial ou um sensor de gases virtual baseado em redes neuronais desenvolvido em trabalhos anteriores (VALDMAN, VALDMAN, *et al.*, 2011). A seleção da malha de

controle em operação pode ser feita manualmente pelo operador ou automaticamente pelos critérios de seleção configurados na própria instrumentação *Fieldbus*.

O critério de seleção adotado e implantado por meio do *software* de configuração foi o de primeiro sinal de entrada classificado como "bom"; em concordância com os protocolos internos de diagnóstico e sistema de detecção de falhas inerentes à rede FB e ampliados em trabalhos anteriores (VALDMAN, 2013). Assim, se o analisador de gases comercial estiver em manutenção, por exemplo, o diagnóstico *fieldbus* detectará uma situação de falha ao enviar sinais de medição fora da faixa e a malha *feedback* terá como variável controlada uma das concentrações de gases predita pelo sensor de gases virtual. Por outro lado, se o sensor de gases virtual não estiver bem ajustado; ou seja, se as concentrações preditas pelos seus modelos e equações não forem representativas do processo, a malha *feedback* terá como variável controlada uma das concentrações de gases medida pelo analisador de gases comercial.

A escolha entre as variáveis concentração de oxigênio e de dióxido de carbono também obedece ao critério de sinal de boa qualidade recebido primeiro. A priorização das malhas é feita por meio da escolha do canal de entrada de cada uma delas e considera a robustez do sinal da variável medida. A atual configuração apresenta a seguinte ordem de prioridades para as variáveis controladas: XIT1041CO2_E; XIT1041O2_E; XRN1041CO2_E; XRN1041O2_E.

A ferramenta seletora permite ainda reconfiguração *online* no caso de mudança de *status* da variável controlada selecionada. Em outras palavras, se o sinal da variável medida passar de "bom" a "ruim" no decorrer da operação o controle muda automaticamente para a seguinte variável medida que apresente sinal de boa qualidade.

Propôs-se, então, a implementação de uma malha de controle *feedback* seletor em que as variáveis controladas são concentração residual de oxigênio e gás carbônico na chaminé da caldeira e a variável manipulada é o percentual de abertura do soprador.

A configuração da malha de controle de emissão de gases residuais na rede difital *fieldbus* é mostrada na Figura 28. Nela as variáveis medidas pelo sensor comercial e preditas pelo sensor virtual são enviadas ao bloco seletor. O sinal selecionado é enviado ao controlador, que compara o valor medido ao desejado e envia o sinal de controle calculado ao elemento atuador. É possível observar as conexões "BKCAL_OUT" e "BKCAL_IN" que impedem o fenômeno denominado *reset windup*. Assim, a ação integral não aumenta ilimitadamente nas circunstâncias em que o elemento atuador atingir a saturação. Também é notável a conexão "TRK_VAL"

associada ao algoritmo de saída rastreada conhecido como *bumpless transfer* e que impede mudanças abruptas no erro quando houver mudança de ação de controle de manual para automático.

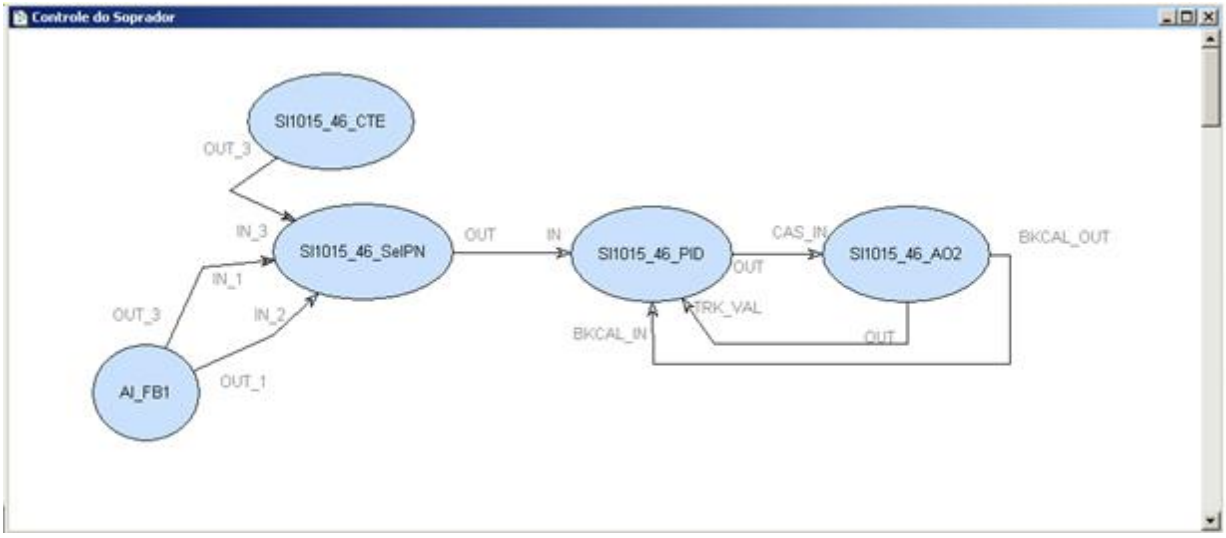


Figura 28 - Malha de controle de emissão de gases residuais configurada na rede digital *Fieldbus*

A representação esquemática da malha proposta é mostrada na Figura 29. Destaca-se a presença do controlador lógico programável que converte o sinal analógico emitido pelo analisador de gases comercial para sinal digital.

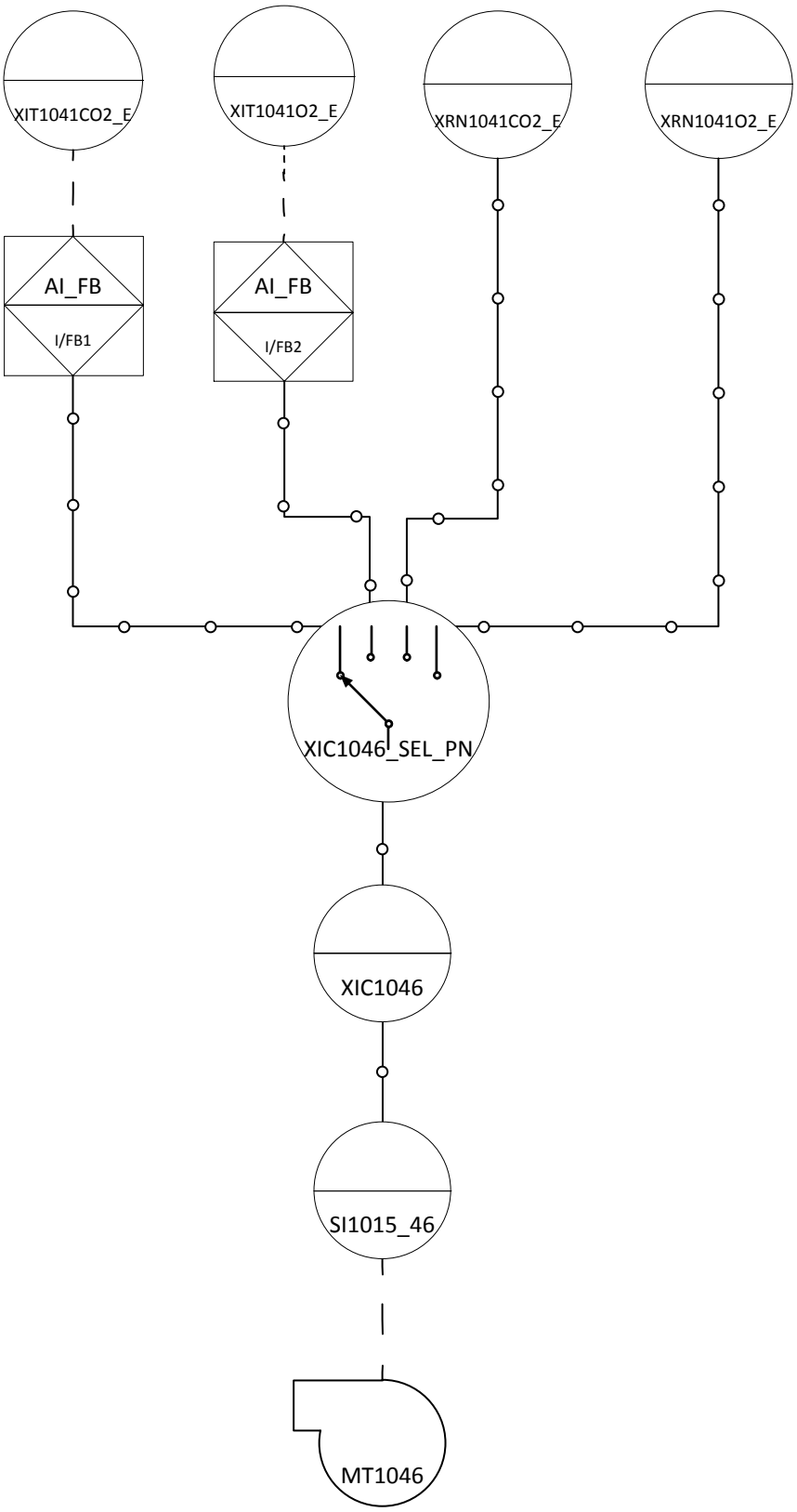


Figura 29 - Representação esquemática da malha de controle de emissão de gases residuais

IV.2 Calibração do Inversor de Frequência

IV.2.1 Metodologia

Esta etapa englobou estudos sistemáticos do comportamento dinâmico do inversor de frequência, atuador na manipulação da vazão de ar fornecida à caldeira.

A fim de garantir a segurança da operação da caldeira, limites superiores e inferiores de frequência foram estabelecidos por meio da parametrização do equipamento que pode ser vista na Tabela 14. Valores iguais a 45Hz e 65Hz foram fixados como extremos de frequência permitidos. Estes extremos correspondem, respectivamente, a 5% e 30% de excesso de ar - valores monitorados pelo analisador de gases *in situ*. Com esta restrição, a caldeira geradora de vapor não passará por condições de operação instáveis.

Tabela 14 - Parametrização do Inversor de Frequência

Propriedade	Valor	Parâmetro configurado
Limite Mínimo	45 Hz	P133
Limite Máximo	65 Hz	P134
Ganho do Inversor	1	P234
Saída 4 a 20mA	1	P235
Offset do Inversor	-30	P236

Foi determinada a curva de calibração e validação do instrumento que relaciona a frequência em hertz enviada pelo inversor ao soprador com o sinal de controle recebido pelo inversor, expresso em percentual de vazão de ar.

Também foram realizados testes experimentais preliminares para verificação do comportamento estático e dinâmico das variáveis controladas (%v/v de O_2 e %v/v de CO_2) em relação à saída de controle expressa em percentual de vazão de ar.

A metodologia da etapa experimental consistiu em realizar uma série de perturbações degrau de magnitude igual a 5% sequenciadas na saída de controle (0 a 100%), em malha aberta, nos sentidos ascendente e descendente de vazão de ar. A cada degrau aplicado foi aguardado um tempo para que as respostas frequência em hertz emitida pelo inversor de frequência, concentração percentual de O2 e concentração percentual de CO_2 na caldeira atingissem um novo estado estacionário (PARENTE, VALDMAN, *et al.*, 2013). Os dados foram tomados segundo a segundo, monitorados e armazenados por meio do sistema supervisório *Ifix Proficy®*. Os ensaios foram realizados em réplicas.

IV.2.2 Resultados

A Figura 30 mostra a curva de calibração do inversor de frequência, onde é possível observar os limites máximos e mínimos de frequência configurados, que restringiram os valores de saída de controle à faixa contida entre 65% e 95%; além do comportamento linear nesta parte da faixa de operação.

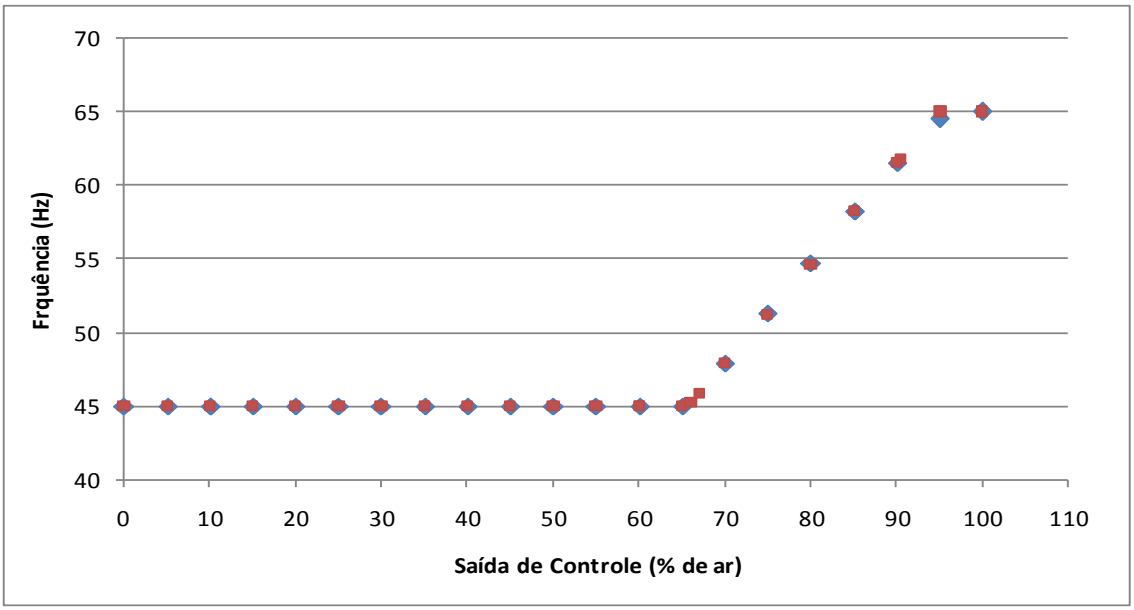


Figura 30 - Curva de calibração do inversor de frequência

A Figura 31 apresenta os resultados da influência da saída de controle (65 a 95%) na concentração de oxigênio residual durante a queima (0 a 15%v/v O_2), considerando ainda os desvios-padrão médios obtidos para cada medida representados por meio das barras de incerteza e os valores obtidos nas curvas ascendentes e descendentes. É possível constatar a não linearidade do modelo que relaciona a saída de controle à concentração de oxigênio residual da queima.

A histerese, que surge pela diferença de resposta que o instrumento apresenta quando estimulado em diferentes sentidos, é um fenômeno bastante presente nos instrumentos mecânicos e elétricos, tendo como principal fonte de erros folgas e deformações associadas ao atrito. No aspecto termodinâmico, pode-se dizer que a histerese representa as irreversibilidades do processo (PARENTE, VALDMAN, *et al.*, 2013).

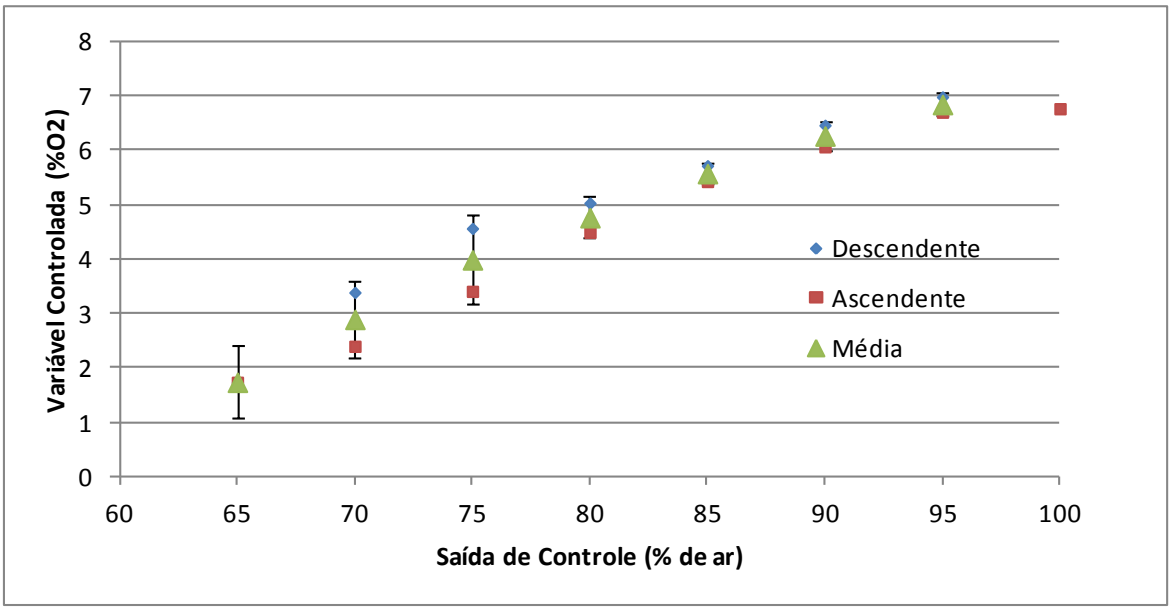


Figura 31 - Oxigênio residual (%v/v) versus saída de controle (%)

Os maiores valores de histerese são observados na faixa entre 70% e 75% da saída de controle. Nota-se que as barras de incerteza são maiores para menores percentuais de vazão de ar. Uma das explicações plausíveis para este comportamento é a maior imprecisão do atuador em faixas menores de frequência. Além disso, a qualidade da queima é bastante suscetível à quantidade de excesso de ar empregada: baixa vazão de ar tem influência negativa na atomização da mistura no queimador.

A Figura 32 apresenta os resultados da influência da saída de controle (0 a 100%) na concentração de gás carbônico residual durante a queima (0 a 25%v/v CO_2), incluindo os desvios-padrão médios obtidos para cada medida representados por meio das barras de incerteza e os valores obtidos nas curvas ascendentes e descendentes.

Constata-se a não linearidade do modelo que relaciona a saída de controle à concentração de gás carbônico residual da queima. Em torno do valor de 70% de saída de controle a concentração de dióxido de carbono é máxima. Este ponto representa uma situação limite. A partir daí, um aumento no percentual de vazão de ar para queima se reflete em diluição na chaminé e não em aumento de eficiência de combustão.

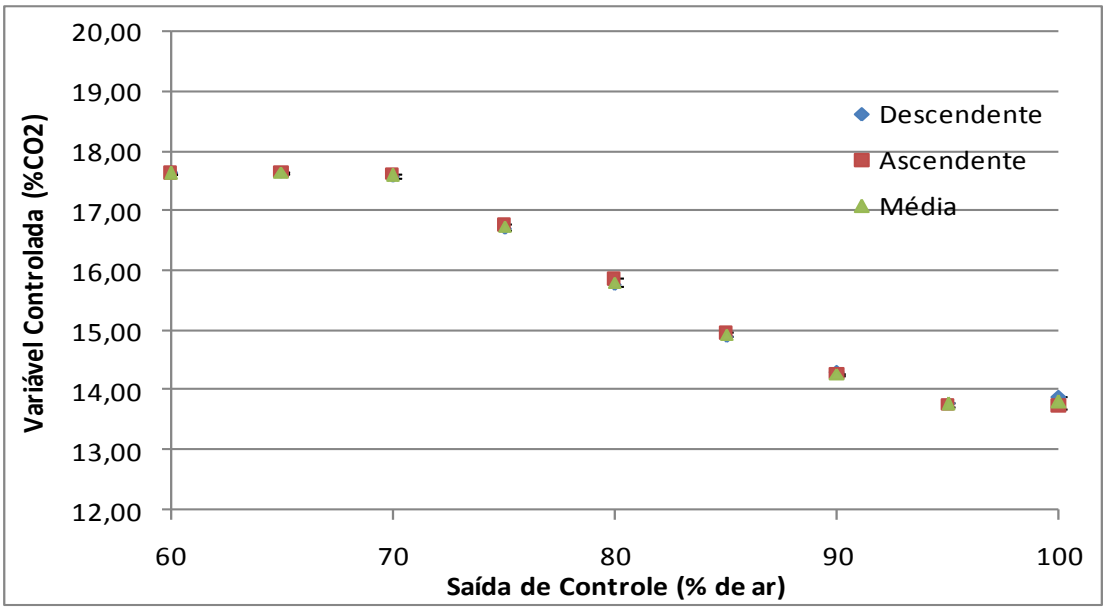


Figura 32 - Dióxido de carbono residual (%v/v) versus saída de controle (%)

IV.3 Resultados em Malha Aberta

IV.3.1 Identificação do Modelo de Processo que Relaciona Concentração de CO_2 e Vazão de Ar

A observação das Figuras 33 e 34 mostra que é possível postular modelos de primeira ordem com tempo morto para a função de transferência que relaciona a concentração de dióxido de carbono na chaminé da caldeira com a vazão de ar de combustão fornecida pelo soprador dada a similaridade com a forma qualitativa da resposta ao degrau para tais sistemas.

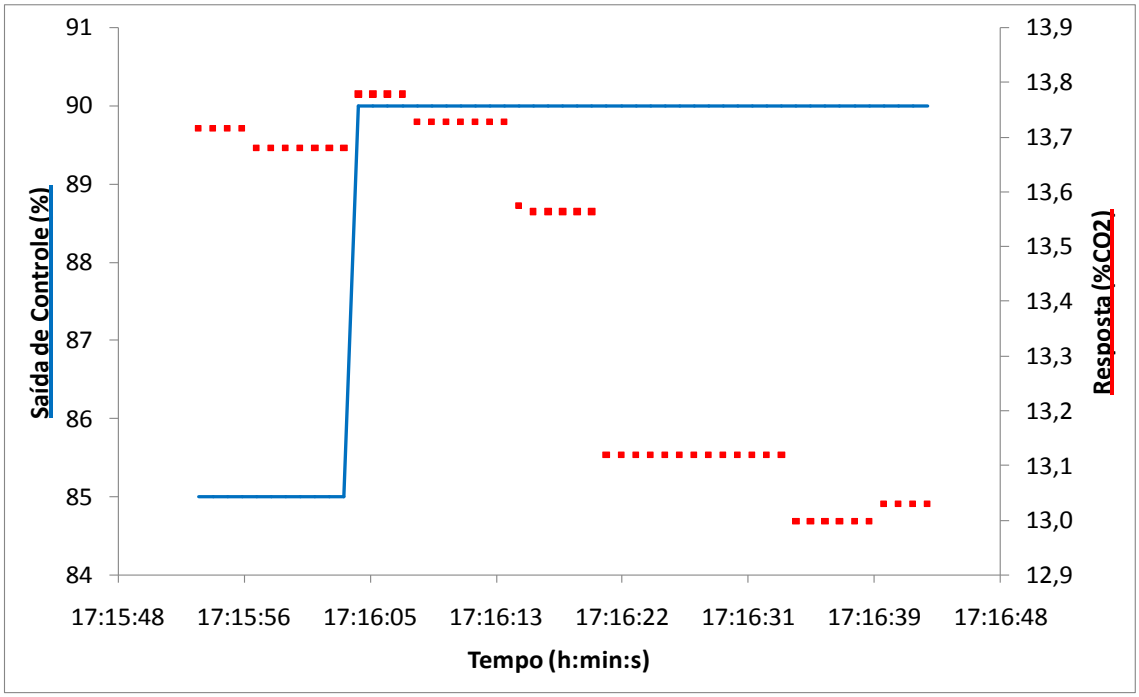


Figura 33 - Curva de reação para %v/v CO2 para degrau positivo no % da vazão de ar

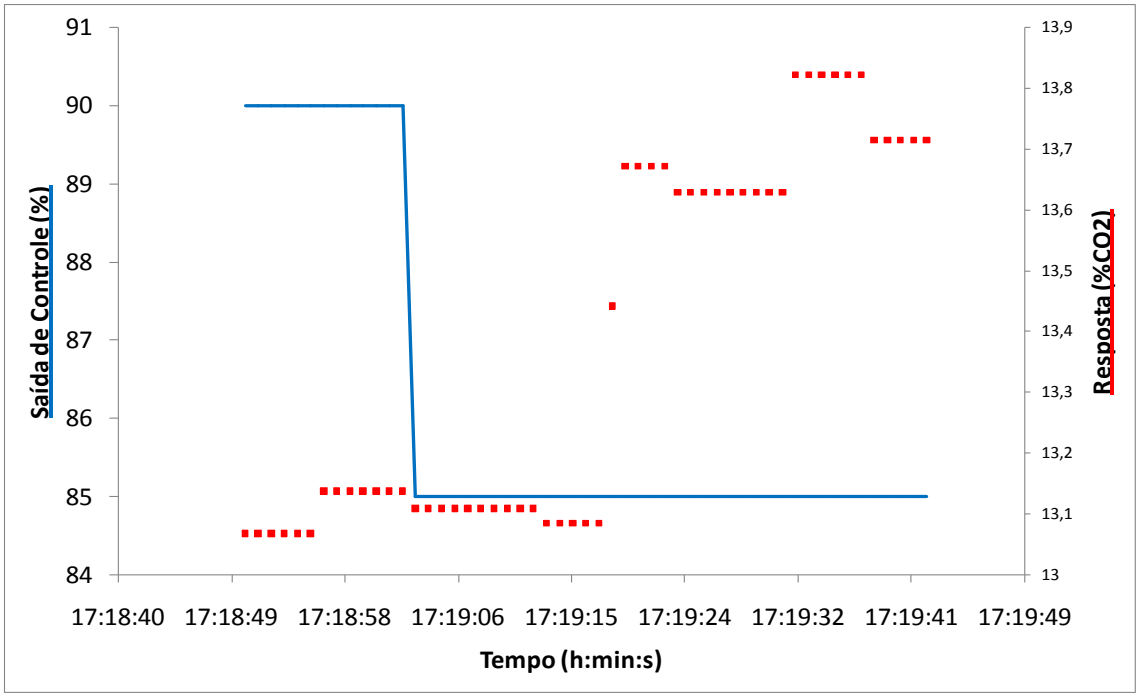


Figura 34 - Curva de reação para %v/v CO2 para degrau negativo no % da vazão de ar

O processo responde de maneira reversa; ou seja, um degrau negativo na vazão de ar leva a maiores concentrações de CO_2. A situação oposta também ocorre. Isto significa dizer que os valores do parâmetro ganho estático (k_p) são negativos. Esta observação encontra explicação física no fato de que em todos os experimentos

realizados trabalhou-se com excesso de ar. Desta forma, as medidas de concentração deste gás de chaminé refletem taxa de diluição e não grau de combustão na caldeira.

A Tabela 15 indica os parâmetros de processo calculados para os degraus positivos e negativos de 5% na Vazão de Ar (Saída de Controle) para a resposta em percentual volumétrico de CO_2 (Variável Medida). Também estão incluídos os parâmetros médios calculados.

Tabela 15 - Parâmetros do Modelo de Processo Calculados

Parâmetro de Processo	Degrau Positivo	Degrau Negativo	Média
k (%v/vCO2/%Vazão de Ar)	-0,1	-0,1	-0,1
θ (s)	5	11	8
τ (s)	6	5	6

Para processos não-lineares, o resultado do experimento é sensível à magnitude e ao sentido no qual o degrau é aplicado (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004). À exceção do parâmetro tempo morto (θ) – que é muito maior para o sentido de diminuição de vazão de ar; para degraus em sentidos opostos os parâmetros calculados são bastante semelhantes. Optou-se, portanto, pelo uso dos parâmetros médios para a função de transferência que relaciona a saída %v/v de CO_2 com a entrada % de Vazão de Ar.

$$G(s) = \frac{-0{,}1.e^{-8s}}{6s+1} \qquad \text{(IV.1)}$$

O parâmetro normalizado L que relaciona o tempo de atraso à constante de tempo do processo foi calculado como 0,59 e o processo foi classificado como sendo do tipo balanceado. Para valores de L maiores do que 0,50 o uso da ação derivativa em uma malha de controle PID proporciona apenas benefícios marginais e é desencorajada (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2004).

IV.3.2 Verificação do Modelo de Processo que Relaciona Concentração de CO2 e Vazão de Ar

A etapa de verificação ilustra, por meio das Figuras 35 e 36, que os modelos de primeira ordem com tempo morto postulados e parametrizados descrevem os dados experimentais coletados em todos os casos estudados.

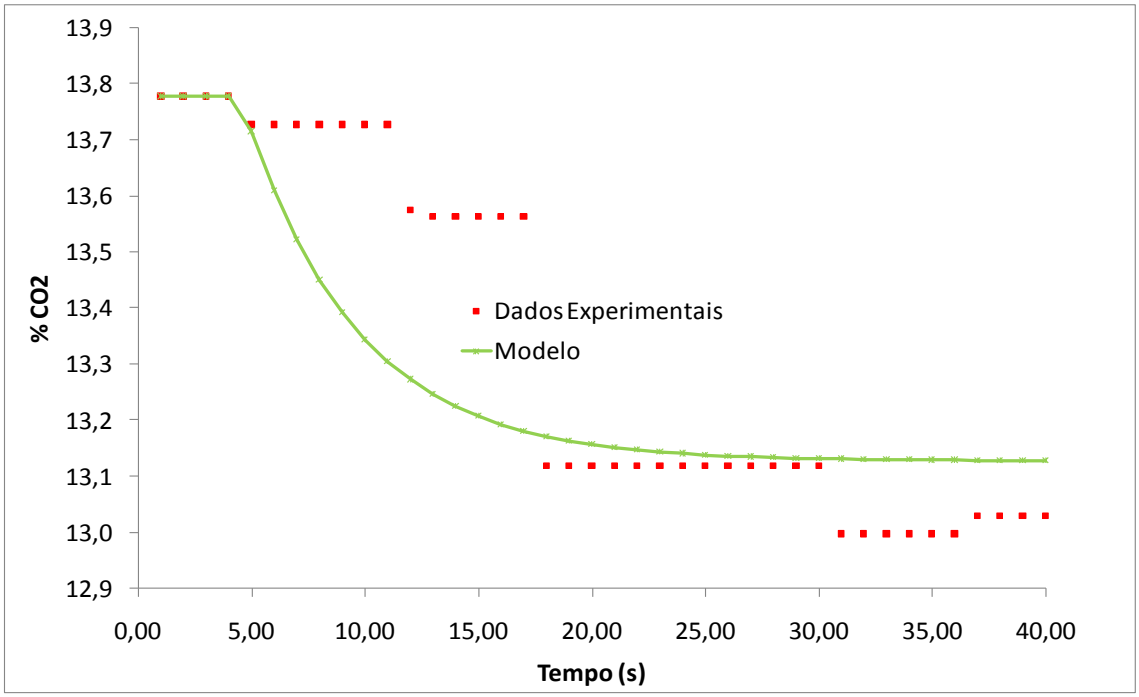


Figura 35 - Respostas de %v/v de CO2 preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de vazão de ar

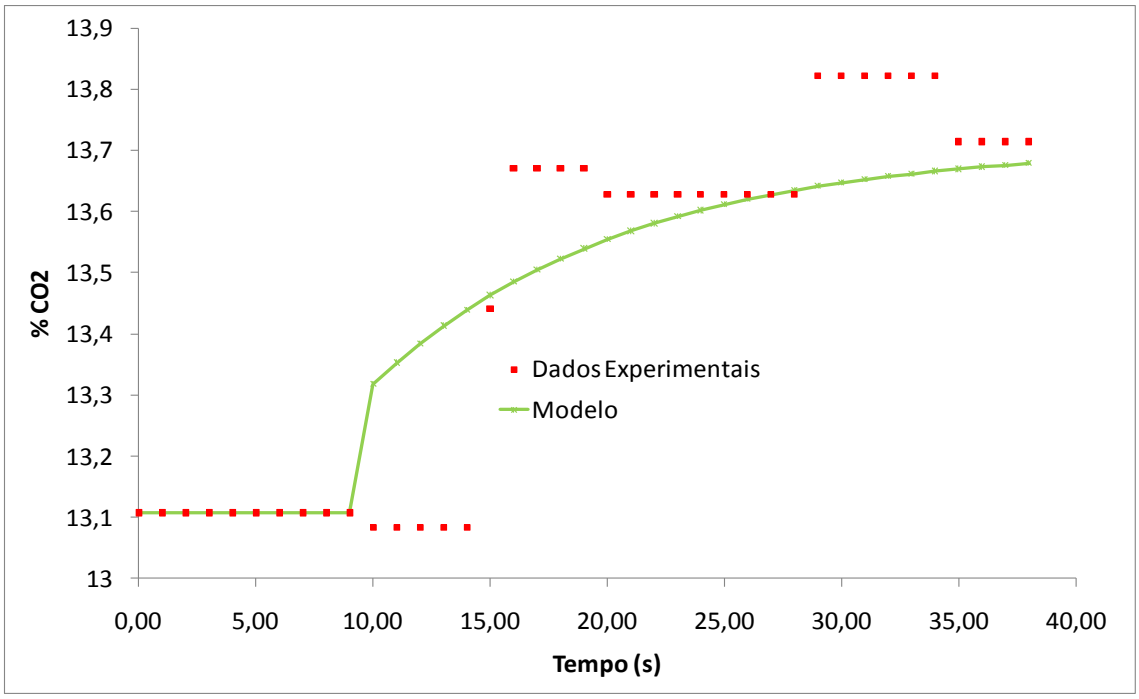


Figura 36 - Respostas de %v/v de CO2 preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de vazão de ar

Os desvios em relação ao processo são aqui considerados aceitáveis, de modo que tais modelos podem ser usados para fins de sintonia de controladores em etapas posteriores na elaboração de malhas de controle automático.

Os valores dos parâmetros estatísticos coeficiente de determinação R^2, coeficiente de correlação de Pearson R e valor de probabilidade p mostrados na Tabela 16 ratificam esta afirmação; pois o valor p é aproximadamente 0,05; assim, os valores preditos podem ser considerados iguais aos observados.

Tabela 16 - Verificação do Modelo de Processo CO_2/Ar

R^2	R	Classificação da Correlação	valor p	Rejeição à Hipótese Nula
0,742	0,859	Forte Positiva	0,055	Não

IV.3.3 Identificação do Modelo de Processo que Relaciona Concentração de O2 e Vazão de Ar

A relação matemática entre concentração residual de oxigênio e vazão de ar de combustão foi também descrita por um modelo de primeira ordem com tempo morto, que foi adotado como abordagem padrão. A curva de resposta ao degrau em malha aberta observada nos testes experimentais é mostrada nas Figuras 37 e 38. As oscilações presentes são consideradas pequenas, de no máximo 0,02% do *range*, e creditadas à existência de erros experimentais, tendo sido desprezadas.

O processo tem resposta direta, indicando que os valores do parâmetro ganho estático são positivos.

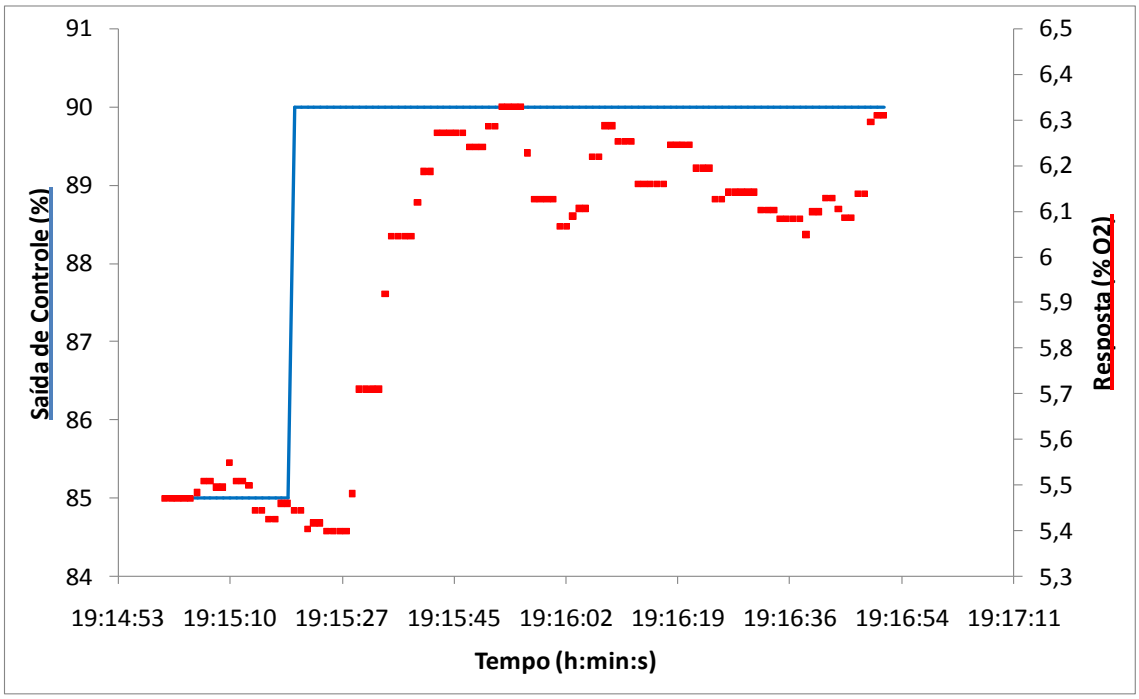


Figura 37 - Curva de reação %v/v O2 versus tempo para degrau positivo no % da vazão de ar

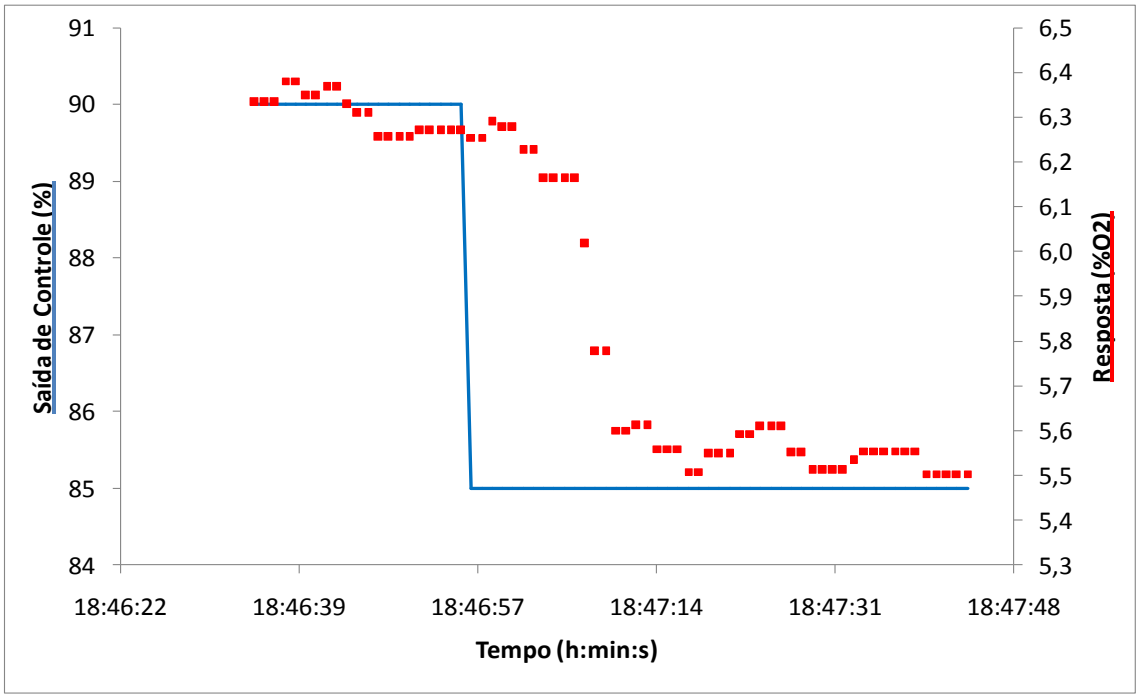


Figura 38 - Curva de reação %v/v O2 versus tempo para degrau negativo no % da vazão de ar

A Tabela 17 indica os parâmetros de processo calculados bem como seus valores médios para os degraus positivos e negativos de 5% na Vazão de Ar (Saída de Controle) para as respostas em percentual volumétrico de O_2 (Variável Medida).

Tabela 17 - Parâmetros do Modelo de Processo Calculados

Parâmetro de Processo	Degrau Positivo	Degrau Negativo	Média
k (%v/vO2/%Vazão de Ar)	0,1	0,2	0,2
θ (s)	4	8	6
τ (s)	8	7	8

Os parâmetros em ambos os sentidos de aplicação do degrau são bastante semelhantes, com exceção do parâmetro de tempo morto θ. Os efeitos de não-linearidade oriundos desta discrepância foram desprezados e optou-se pela utilização dos parâmetros médios para descrever a função de transferência do processo em malha aberta.

$$G(s) = \frac{0{,}2\, e^{-6s}}{8s+1} \qquad \text{(IV.2)}$$

O cálculo do parâmetro normalizado tempo-atraso L igual a 0,44 indica que este processo pode ser classificado como balanceado; isto é, sua dinâmica é influenciada pelos parâmetros de tempo de maneira equilibrada.

IV.3.4 Verificação do Modelo de Processo que Relaciona Concentração de O2 e Vazão de Ar

As Figuras 39 e 40 mostram que os modelos de primeira ordem com tempo morto postulados e parametrizados descrevem de forma aceitável os dados experimentais coletados, com desvios considerados pequenos em relação ao processo.

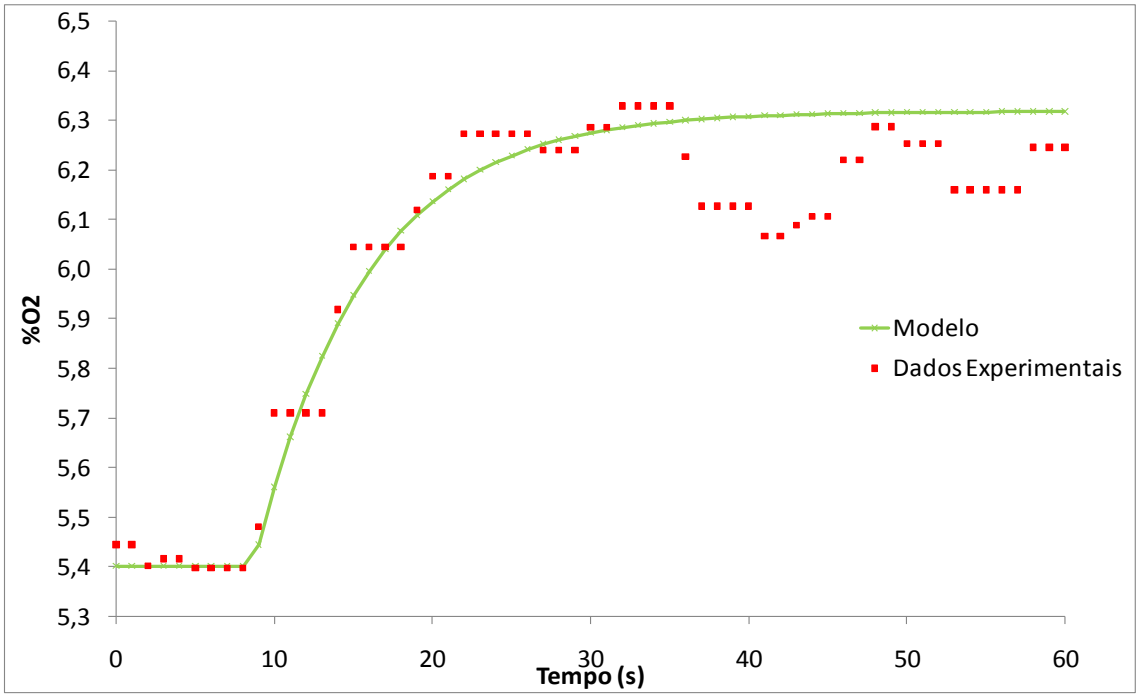


Figura 39 - Respostas de %v/v de O2 preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de vazão de ar

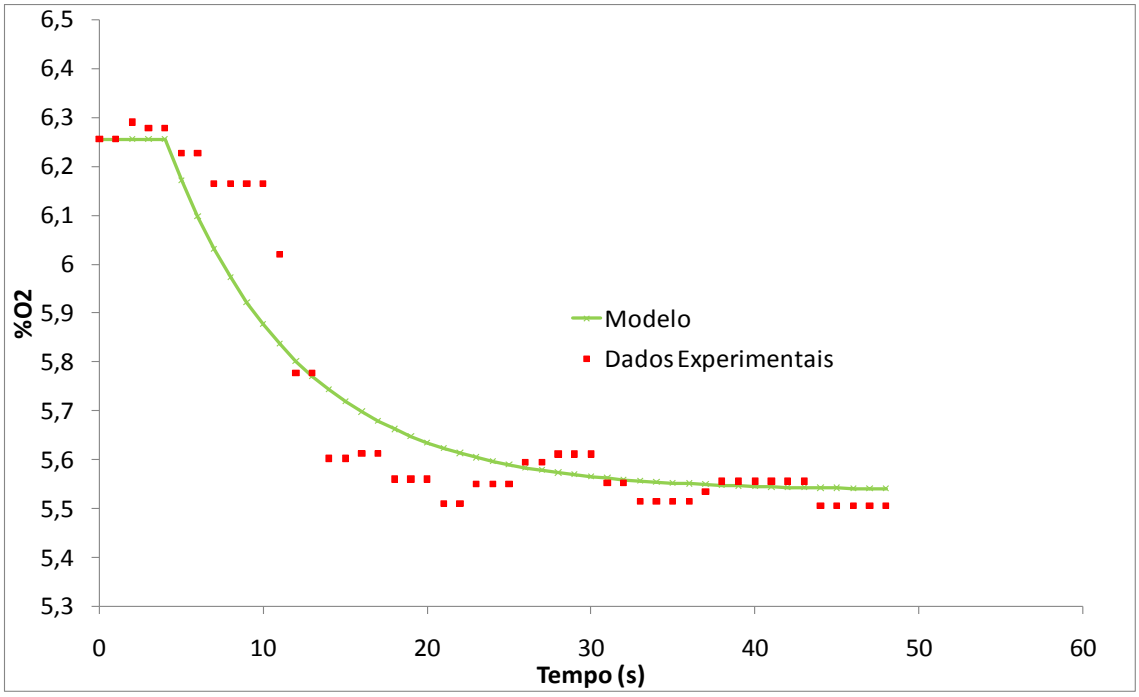


Figura 40 - Respostas de %v/v de O2 preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de vazão de ar

Os parâmetros estatísticos calculados para fins de verificação do modelo de processo mostrados na Tabela 18 indicam que há uma forte relação linear válida entre

os valores preditos e observados. Como consequência, pode-se afirmar que o modelo aproximado proposto é representativo do processo real.

Tabela 18 - Verificação do Modelo de Processo O_2/Ar

R^2	R	Classificação da Correlação	valor p	Rejeição à Hipótese Nula
0,899	0,945	Forte Positiva	6,42E-12	Não

IV.4 Resultados em Malha Fechada

IV.4.1 Malha de Emissão de Gases Residuais: Controle de CO2

A Tabela 19 mostra as sintonias calculadas por diferentes métodos de ajuste para a parametrização de um controlador PI de uma malha de controle de realimentação em que a variável controlada (VC) é a concentração residual de gás carbônico na chaminé da caldeira geradora de vapor e a variável manipulada (VM) é o percentual de vazão de ar de combustão fornecido pelo soprador.

Os valores de k_C para cada um dos métodos de sintonia estudados foram multiplicados por um fator de conversão f igual a 0,06 que relaciona a saída do transmissor em unidades de engenharia (%v/vCO_2) à uma faixa de zero e span correspondentes a 0 e 10.000, respectivamente. Esta etapa foi essencial para garantir a consistência dimensional do cálculo da saída de controle uma vez que o algoritmo interno do controlador recebe sinais de variável de processo (PV) e *set-point* (SP) diretamente do CLP, dentro da faixa 0-10.000 enquanto os dados visualizados pelo operador na tela do sistema supervisório e usados no cálculo do modelo de processos apresentam unidades de engenharia.

Tabela 19 - Sintonias Propostas para Malha de Gás Carbônico (XIT1041CO2_E)

Sintonia	k_c (%Vazão de Ar/%v/vCO_2)	τ_i (s)
Ziegler-Nichols	0,30	26
Dahlin-Higham	0,30	5
ITAE	0,23	7
Sintonia *Online*	0,15	44

A ação do controlador é do tipo direta e está em concordância com o comportamento do processo. Um incremento positivo no erro, calculado subtraindo-se o *set-point* da variável de processo, necessita que a saída de controle seja aumentada.

IV.4.1.1 Sintonia Z&N

A resposta para o processo ajustado pelo critério de Ziegler-Nichols, com k_c igual a 0,3 (%vazão de ar/%v/vCO_2) e τ_i igual a 26 segundos, mostrou-se muito oscilatória (Figuras 41 e 42). Além disso, a saída de controle apresentou comportamento considerado agressivo.

Embora a resposta para o degrau negativo seja menos oscilatória do que para o degrau positivo, em ambos os casos o processo não estabiliza. A diferença nas amplitudes de oscilação para os diferentes sentidos de aplicação do degrau é creditada a não linearidades intrínsecas ao processo evidenciadas pelo uso de parâmetros médios.

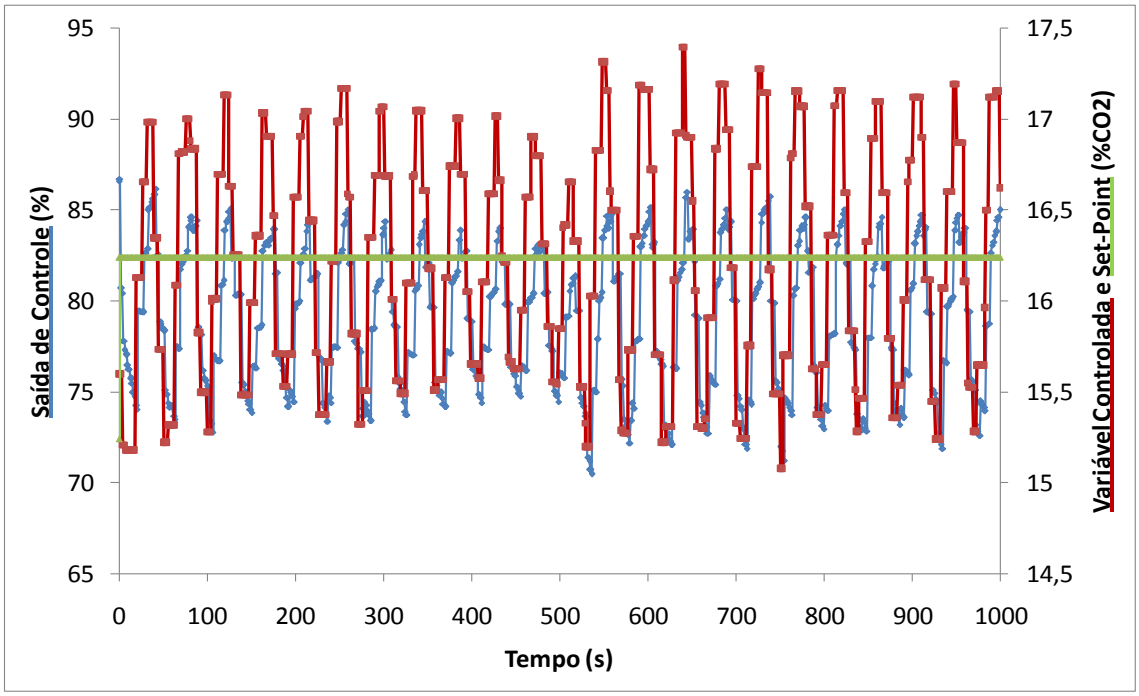


Figura 41 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau para positivo no SP

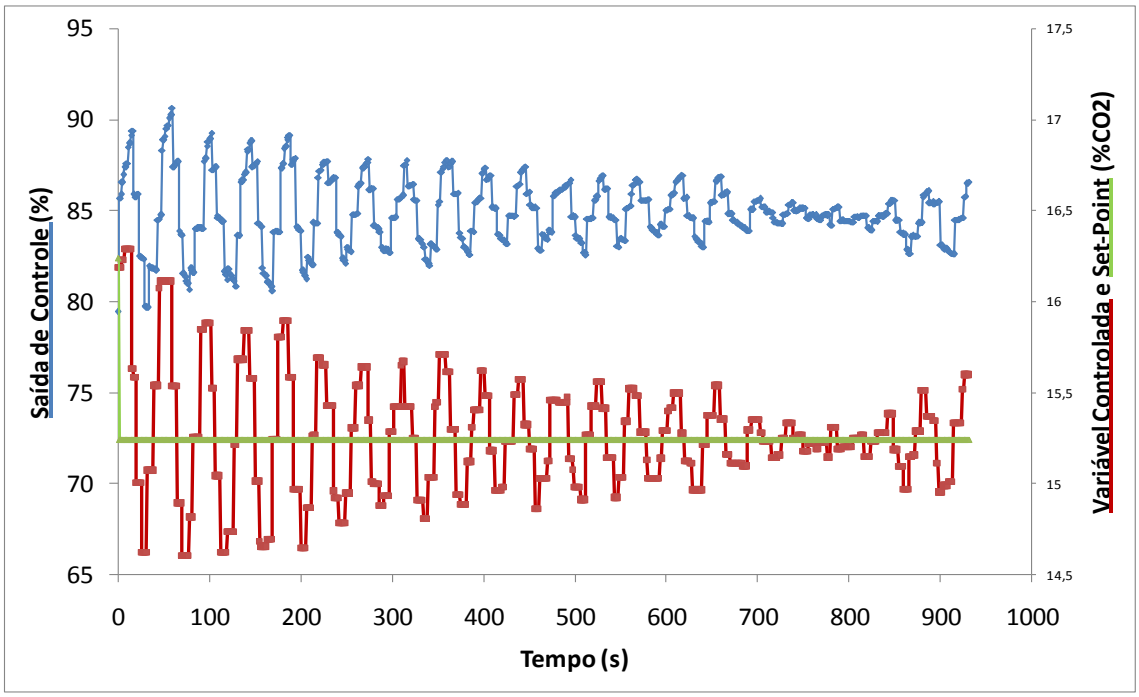


Figura 42 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau negativo no SP

As correlações propostas por Ziegler e Nichols são particularmente sensíveis à razão tempo de atraso por constante de tempo (θ/τ) e Smith e Corripio (1997) recomendam que sejam utilizadas dentro do intervalo $0{,}1 < \theta/\tau < 1{,}0$. Neste processo, a razão θ/τ é igual a 1,4. Conforme esta razão aumenta, Seborg, Edgard e Mellichamp (2004) sugerem a redução do ganho estático do controlador acompanhada do aumento da constante de tempo integral.

IV.4.1.2 Sintonia para a Resposta Dahlin-Higham

A sintonia proposta, ajustada para k_C igual a 0,3(%vazão de ar/%v/vCO_2) e τ_I igual a 5 segundos, mostrada nas Figuras 43 e 44, não foi capaz de controlar o processo. A saída de controle oscilou entre seus valores máximos e mínimos e a variável controlada não parece se aproximar do novo *set-point* em nenhum dos sentidos de perturbação.

Esta sintonia fez com que a caldeira passasse por condições de instabilidade.

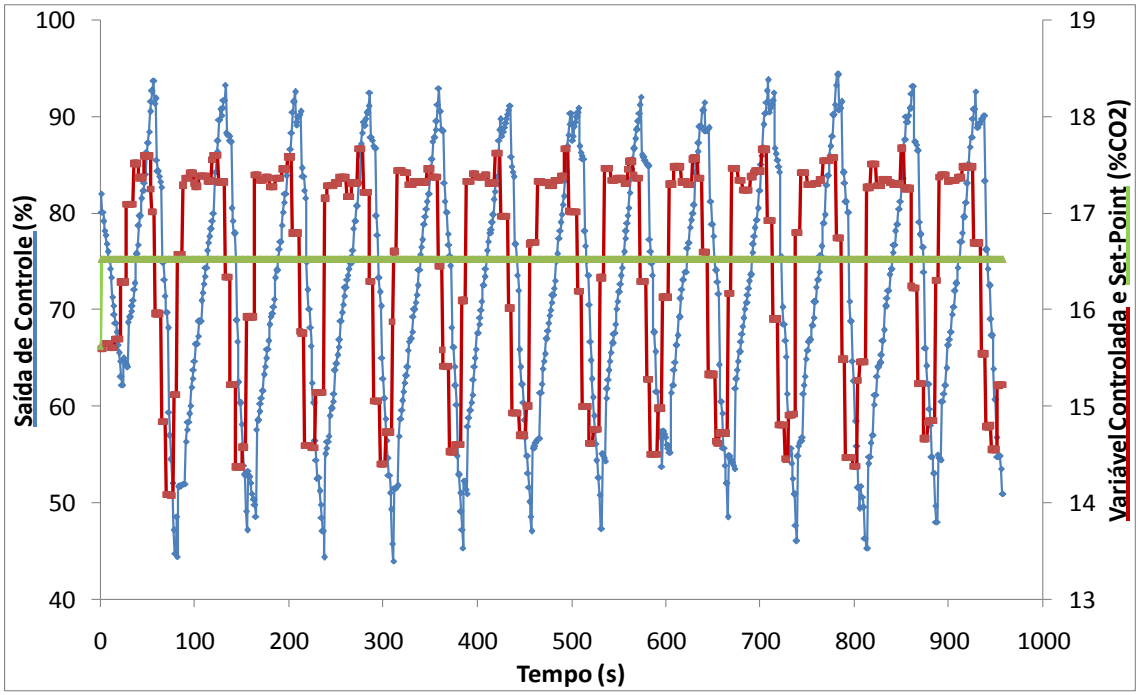


Figura 43 - Resposta do processo com sintonia Dahlin-Higham para degrau positivo no SP

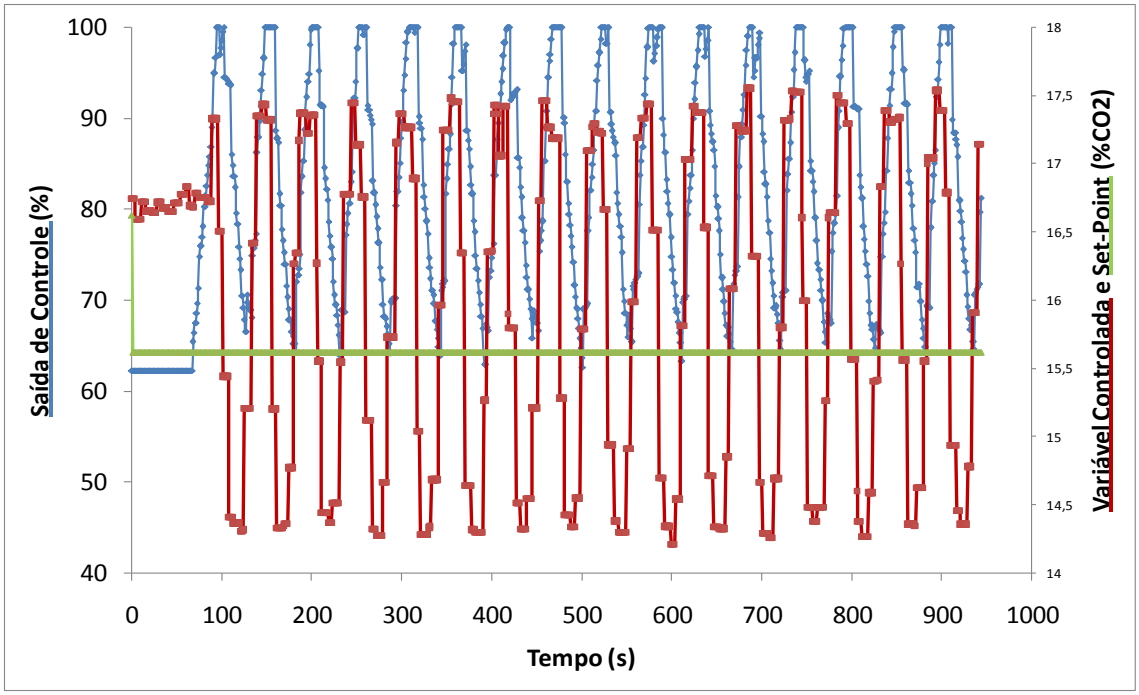


Figura 44 - Resposta do processo com sintonia Dahlin-Higham para degrau negativo no SP

IV.4.1.3 Sintonia ITAE

Os parâmetros de processo calculados pela sintonia da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo são k_C igual a 0,23(%vazão de ar/%v/vCO_2) e τ_I igual a 7 segundos.

Para a resposta ao degrau positivo, Figura 45, a sintonia baseada no critério ITAE apresentou melhor desempenho em relação às outras sintonias, dando fortes indícios de que diminuir o valor do parâmetro ganho estático pode levar à melhores desempenhos deste processo em particular. Entretanto, ainda é considerada uma sintonia agressiva.

É notório o fato de que o processo no sentido positivo da perturbação (Figura 45) respondeu de modo mais suave do que no sentido negativo (Figura 46). Constata-se, portanto, que as não-linearidades do processo desprezadas na etapa de modelagem se mostraram relevantes, tornando-se evidentes nesta etapa experimental.

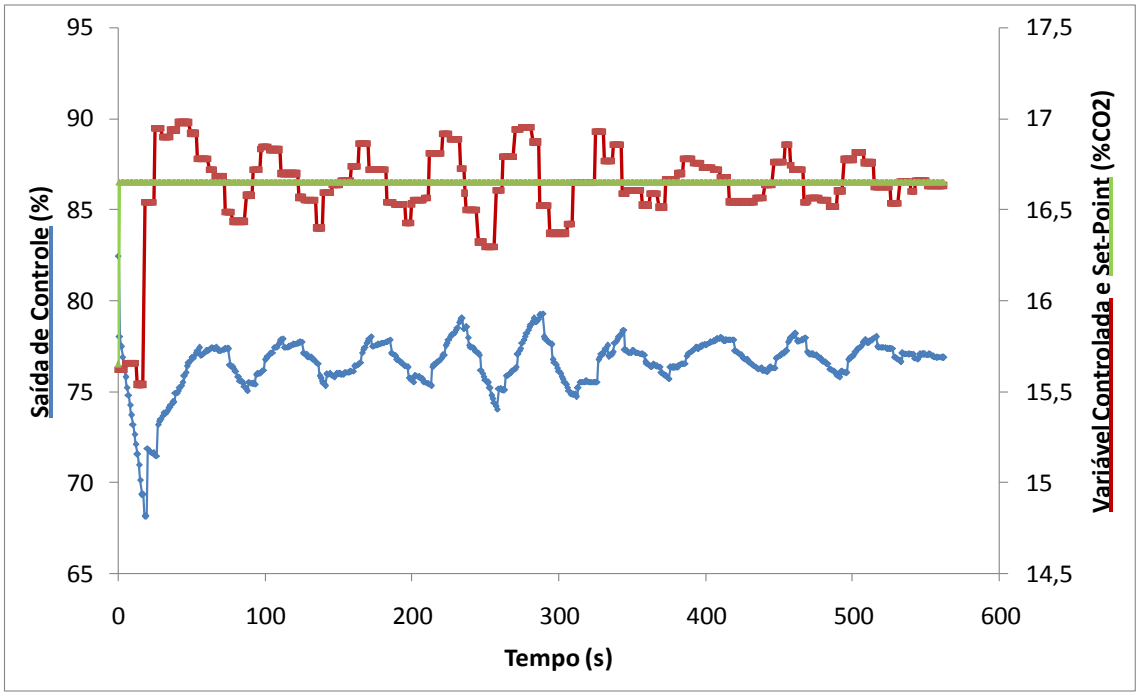


Figura 45 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau positivo no SP

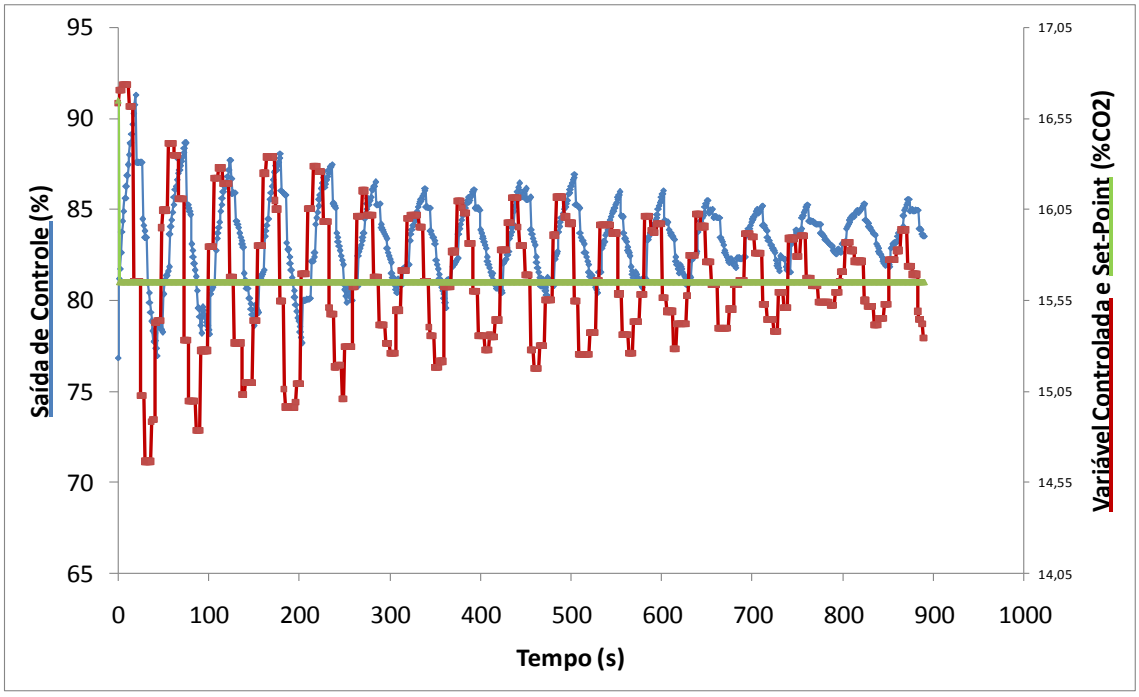


Figura 46 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau neagativo no SP

IV.4.1.4 Sintonia *Online*

Uma análise crítica dos testes realizados levou à hipótese de que menores valores de ganho estático associados a maiores valores de tempo integral culminariam em uma resposta em malha fechada menos oscilatória.

A razão de decaimento da oscilação é função direta do ganho do controlador. Então, para tornar a resposta menos oscilatória reduz-se o valor do parâmetro k_C. Diminuir a ação integral; isto é, aumentar o valor da constante de tempo integral τ_i também favorece a estabilização da resposta, embora leve a maiores tempos de subida e de estabilização.

Propôs-se, então, uma nova sintonia com valor de ganho estático igual a 0,15(%vazão de ar/%v/vCO_2) e constante de tempo integral igual a 44 segundos, cuja resposta à uma perturbação degrau no *set-point* pode ser observada nas Figuras 47 e 48.

Esta sintonia levou a uma resposta de desempenho bastante satisfatório, estável e pouco oscilatória. Os tempos médios de subida e de estabilização foram, respectivamente, 218,5s e 601,5s.

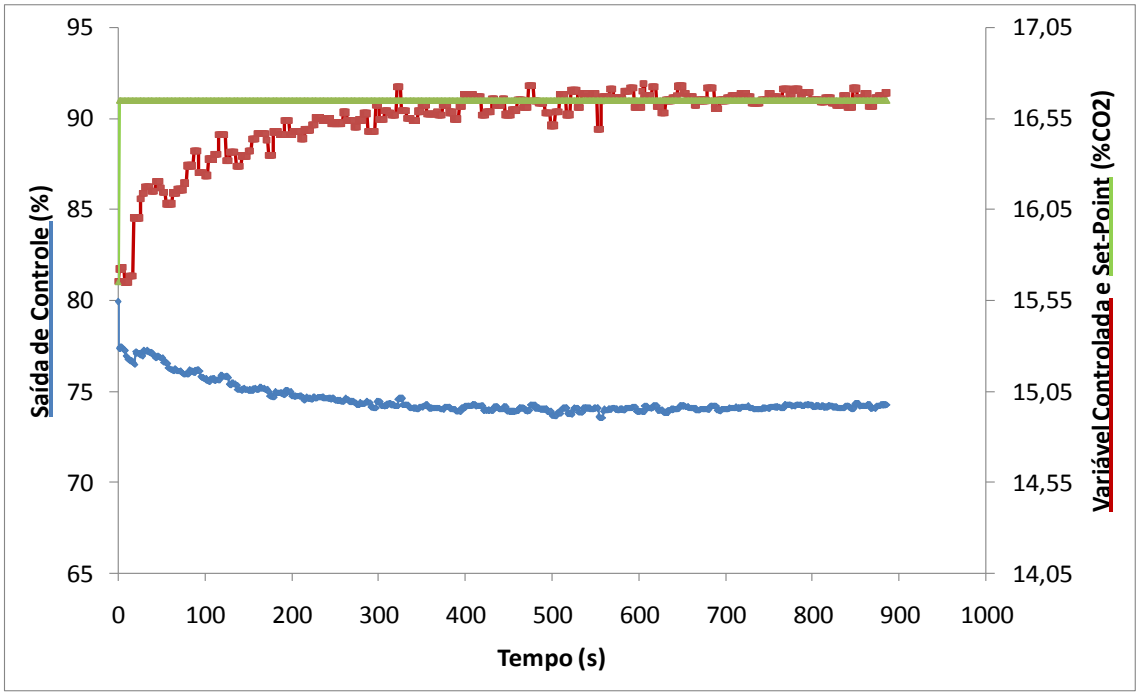


Figura 47 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau positivo no SP

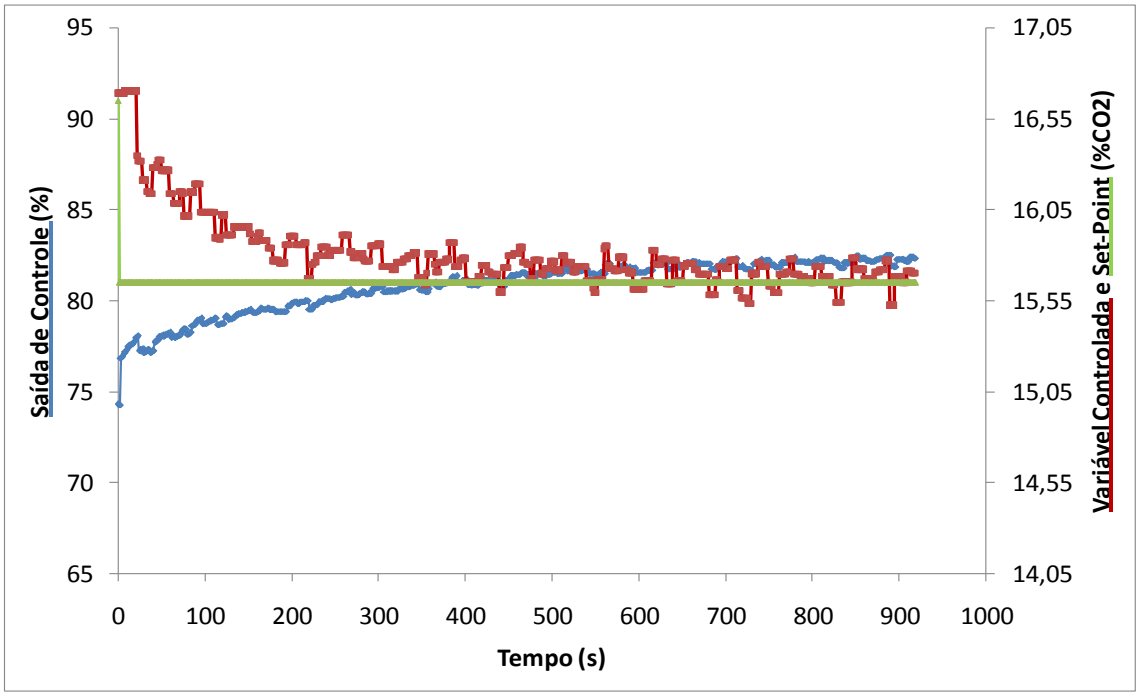


Figura 48 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau negativo no SP

IV.4.1.5 Avaliação Comparativa

A Tabela 20 mostra os parâmetros tempo de subida, tempo de estabilização, integral do erro absoluto e magnitude e instante do *overshoot*, que permitem avaliar e comparar o desempenho dos controladores propostos.

As sintonias de Ziegler-Nichols e de Dahlin-Higham apresentaram respostas agressivas e exacerbadamente oscilatórias e são desconsideradas nesta avaliação comparativa.

Tabela 20 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de CO_2 Fechada

Parâmetros	ITAE (+)	ITAE(-)	Sintonia *Online*(+)	Sintonia *Online*(-)
ts (s)	44,00	106,00	241,00	196,00
Ts	5,57	13,42	30,51	24,81
te (s)	533,00	X	558,00	645,00
Te	67,47	X	70,63	81,65
iae (%v/vCO2.s)	86,05	268,67	118,24	151,32
IAE	10,89	34,01	14,97	19,15
OS (%v/vCO2)	-0,33	0,99	-0,08	0,13
tos (s)	41,00	29,00	473,00	439,00

A sintonia proposta pelo critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo embora apresente bons índices de desempenho, não foi capaz de estabilizar a resposta no sentido negativo da perturbação.

Os menores valores de ganho estático associados a maiores valores de constante de tempo integral assumidos para a sintonia *online* levaram a respostas mais suaves. Entretanto, o ônus de reduzir a ação integral se reflete nos tempos de subida e de estabilização, tornando a resposta em malha fechada mais lenta. Åström e Hagglund (2001) sugerem, entretanto, que independentemente da sintonia utilizada, a velocidade de respostas a mudanças de *set*-point é frequentemente limitada pela presença de não-linearidades do processo. A magnitude do sobrepasso é no pior caso igual a 0,13.

Embora os métodos de sintonia descritos na literatura tenham se mostrado valiosos ao indicar bons parâmetros iniciais de sintonia, o ajuste fino realizado localmente levou em consideração as particularidades do processo estudado e foi determinante para alcançar uma resposta em malha fechada estável e de desempenho satisfatório.

IV.4.2 Malha de Emissão de Gases Residuais: Controle de O2

A Tabela 21 mostra a sintonia calculada pelo método de ajuste proposto por Ziegler e Nichols para a parametrização de um controlador PI de uma malha de controle de realimentação em que a variável controlada (VC) é a concentração residual de oxigênio na chaminé de uma caldeira geradora de vapor e a variável manipulada (VM) é o percentual de vazão de ar de combustão fornecido pelo soprador.

De maneira análoga ao processo com CO_2, o valor de k_C foi multiplicado por um fator de conversão f igual a 0,15 que relaciona a saída do transmissor em unidades de engenharia (%v/vO_2) à uma faixa de zero e span correspondentes a 0 e 10.000, respectivamente, para garantir a consistência dimensional do cálculo da saída de controle.

Tabela 21 - Sintonias Propostas para Malha de Oxigênio (XIT1041O2_E)

Sintonia	k_c (Vazão de Ar/%v/vO_2)	τ_i (s)
Ziegler-Nichols	0,5	20

IV.4.2.1 Sintonia Z&N

A Figura 49 mostra a resposta do processo em malha fechada sintonizado para um controlador de parâmetros ganho estático igual a 0,5(%vazão de ar/%v/vO_2)e constante de tempo integral igual a 20 segundos para um degrau positivo no *set-point*.

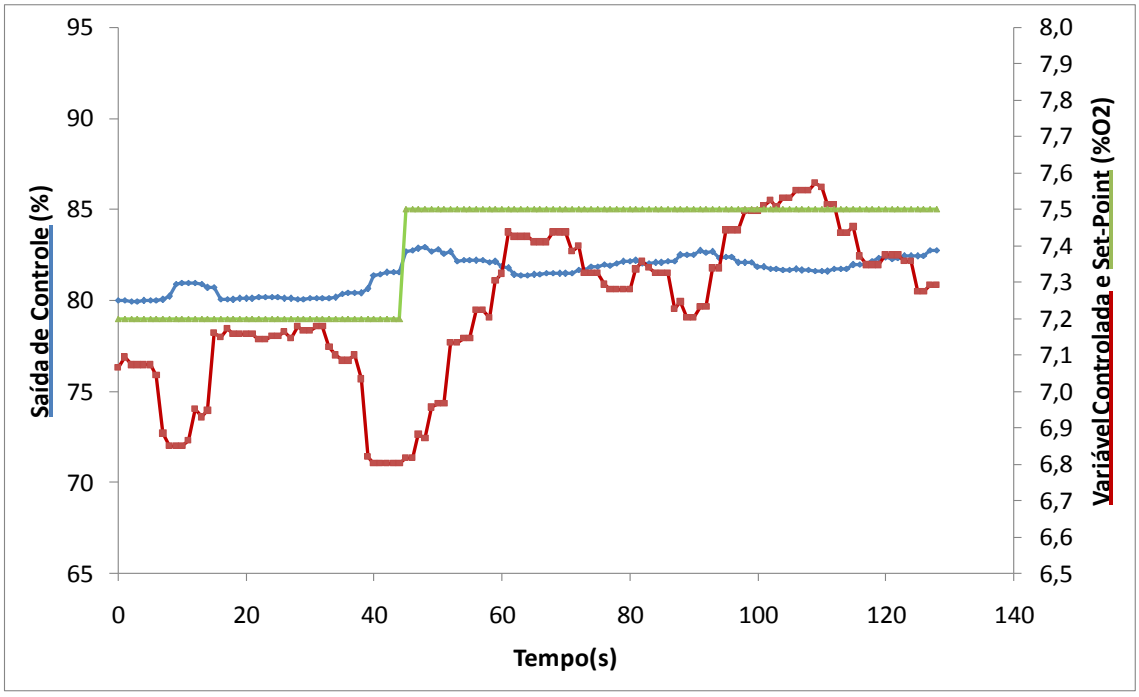


Figura 49 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau para positivo no SP

As características dinâmicas deste processo com razão θ/τ igual a 0,8 fazem com que este processo em particular recaia na classe de processos que é satisfatoriamente ajustável pelos critérios de Ziegler & Nichols (ÅSTRÖM, HANG, *et al.*, 1992).

Conforme pode ser observado na Tabela 22, o processo respondeu de maneira rápida, com tempo de subida igual a 12 segundos, tempo de estabilização igual a aproximadamente 3 minutos e sobrepasso igual a 0,07.

Tabela 22 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de O_2 Fechada

Parâmetros	ZN(+)
ts (s)	12,00
Ts	2,00
te (s)	167,00
Te	27,83
iae (%v/vO_2.s)	590,94
IAE	328,30
OS (%v/vO_2)	0,07
tos (s)	65,00

Capítulo V – Malha de Vapor

Este capítulo engloba a descrição da estratégia de controle de demanda de vapor proposta; os resultados para os testes em malha aberta, concernentes a identificação e verificação do modelo de processos; e os resultados em malha fechada, referentes à implementação da malha de controle propriamente dita e às sintonias de controladores estudadas. Inclui, ainda, os métodos e resultados de testes experimentais realizados com a finalidade de caracterizar o funcionamento da válvula de controle, elemento atuador da malha proposta neste estudo.

V.1 Estratégia de Controle Proposta

Ao implementar a malha que controla pressão e vazão na linha de vapor decidiu-se pela estratégia *feedback*. De maneira análoga à malha de emissão de gases residuais, a escolha da estratégia adequada levou em consideração o fato de a ação corretiva não depender da origem da perturbação.

Quanto ao modo de controle, optou-se por ação proporcional em conjunto com ação integral (PI), que permite zerar o erro em regime. O controlador de estrutura PI é recomendado para processos de ordem baixa a média, com pequenos tempos de atraso em que a sintonia é usualmente feita por regras de ajuste (ISERMANN, 1989). A maioria das malhas industriais é do tipo PI; a ação derivativa não é usada com frequência (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2001).

Malhas de pressão e de vazão são caracterizadas por apresentarem respostas rápidas quando comparadas com outros processos industriais, com quase nenhum tempo de atraso. A dinâmica do processo é comumente resultado de efeitos de compressibilidade e inércia (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

Tipicamente, as variáveis pressão e vazão são mal comportadas, apresentando ruídos de alta frequência. Tais ruídos podem ocorrer em consequência de turbulência à montante do medidor, de vibração e cavitação de bombas que incorporam o processo ou ainda do movimento da própria válvula reguladora (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004). A presença de ruídos recorrentes aliada ao pequeno tempo de

resposta do processo desencoraja o uso de ação derivativa, que amplifica oscilações de alta frequência.

Uma estrutura auxiliar de controle seletor foi desenvolvida de modo que a manipulação da válvula de controle instalada na linha de vapor seja capaz de atender a dois objetivos distintos ao controlar seletivamente duas variáveis: pressão e vazão.

Propôs-se então, a implementação de uma malha de controle de realimentação de estrutura PI em que as variáveis controladas são pressão ou vazão de vapor e a variável manipulada é o percentual de abertura da válvula de vapor.

A configuração da malha de controle de vapor proposta na rede digital *fieldbus* é mostrada na Figura 50. Nota-se que as variáveis medidas pressão e vazão enviam sinais a controladores independentes, que, por sua vez, enviam o sinal de controle calculado a um bloco seletor. O bloco seletor FV1031_SEL envia a saída de controle escolhida para a válvula de controle, elemento atuador do processo. O sinal de saída do elemento atuador "OUT" e o sinal "BKCAL_OUT" são enviados da válvula para os controladores. Estas conexões tornam a operação em modo automático mais segura e eficiente ao prevenir mudanças abruptas no erro na transferência de controle manual para automático e impedir que a ação integral aumente ilimitadamente em circunstâncias de saturação do elemento atuador.

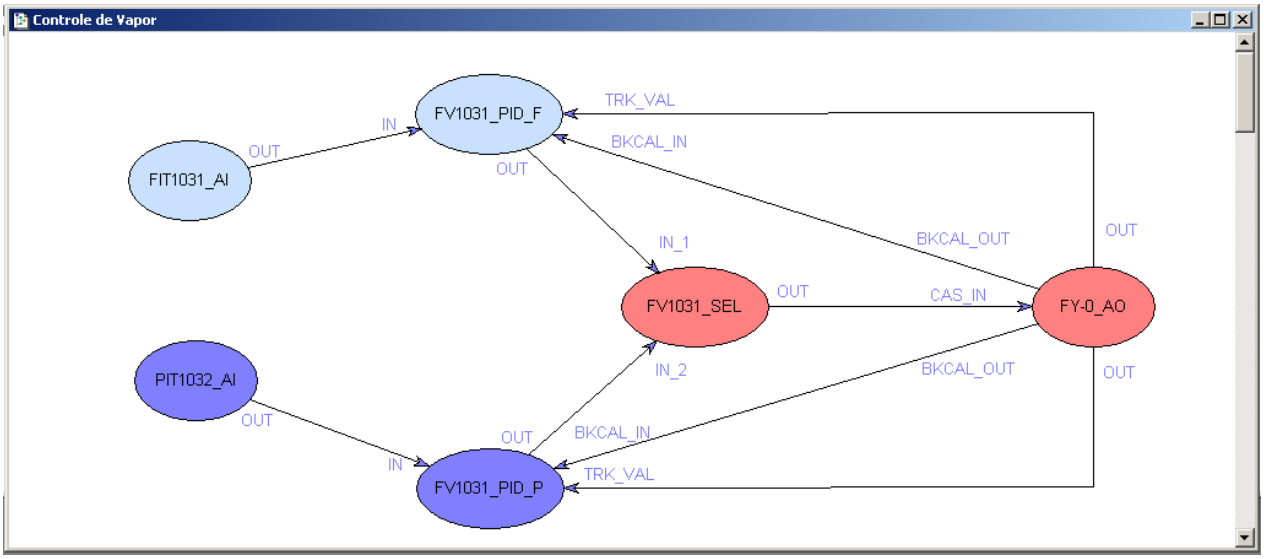


Figura 50 - Malha de controle de vapor configurada na rede digital *Fieldbus*

A representação esquemática da malha de controle de vapor proposta é mostrada na Figura 51. Destaca-se a presença do conversor FB/P associado ao posicionador *fieldbus*, elemento final de controle, que converte o sinal digital de saída de controle recebido do bloco seletor a sinal de pressão de ar.

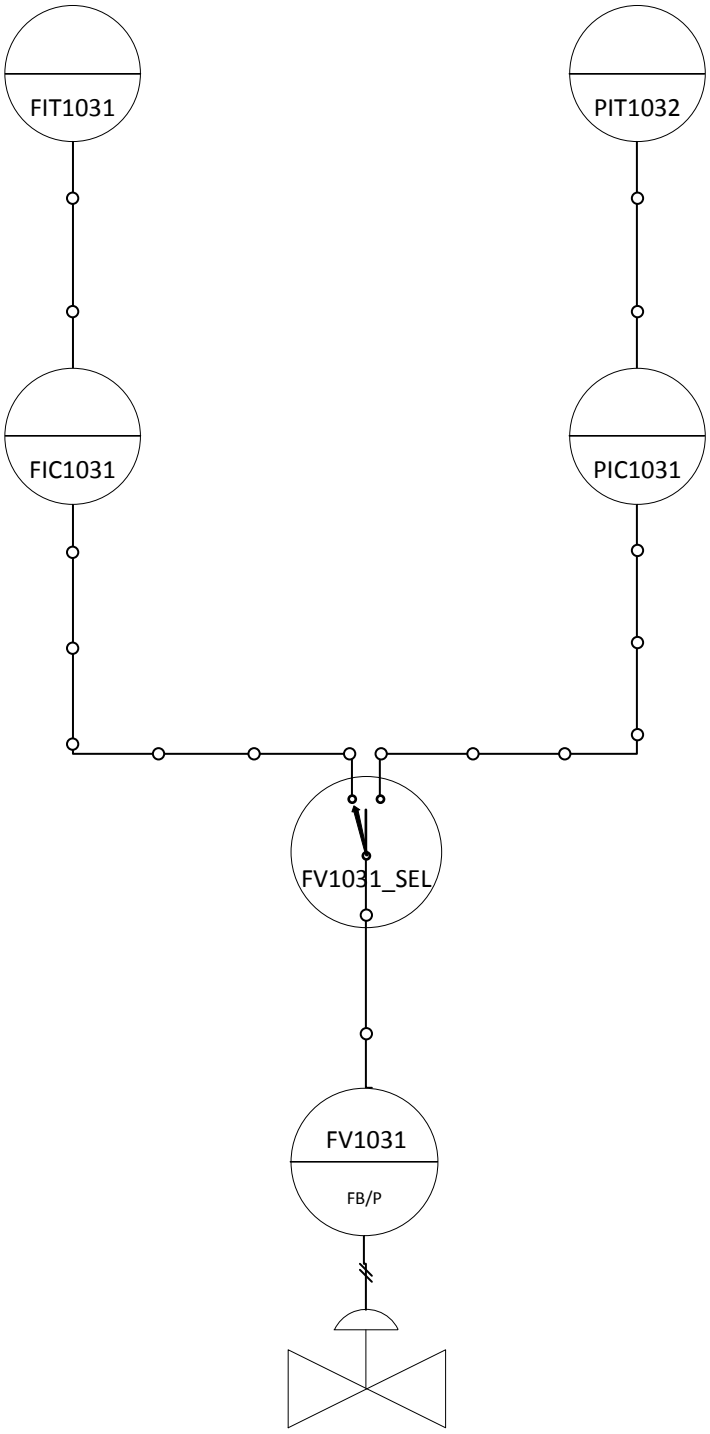


Figura 51 - Representação esquemática da malha de controle de vapor

V.2 PID Interno à Válvula de Vapor

V.2.1 Metodologia

Um teste experimental com o objetivo de caracterizar o funcionamento do posicionador *Fieldbus*, elemento final de controle da malha de vapor, foi realizado.

Este experimento consistiu em perturbar, repentinamente, a saída de controle, que dentro do bloco funcional *Analog Output* (FY-0_AO) é definida como valor desejado (SP). A perturbação se deu na forma de uma função degrau nos sentidos positivo e negativo de abertura da válvula e a resposta foi observada por meio da saída (OUT) da válvula de controle.

V.2.2 Resultados

A Figura 52 mostra o resultado da caracterização do posicionador *Fieldbus*. Podemos notar que o algoritmo PID interno ao elemento final de controle apresenta dinâmica desprezível, respondendo quase que instantaneamente aos estímulos oriundos da intervenção do operador.

Além disso, é possível observar que o valor de saída é praticamente igual ao valor de entrada, com oscilações desprezíveis em torno do valor desejado.

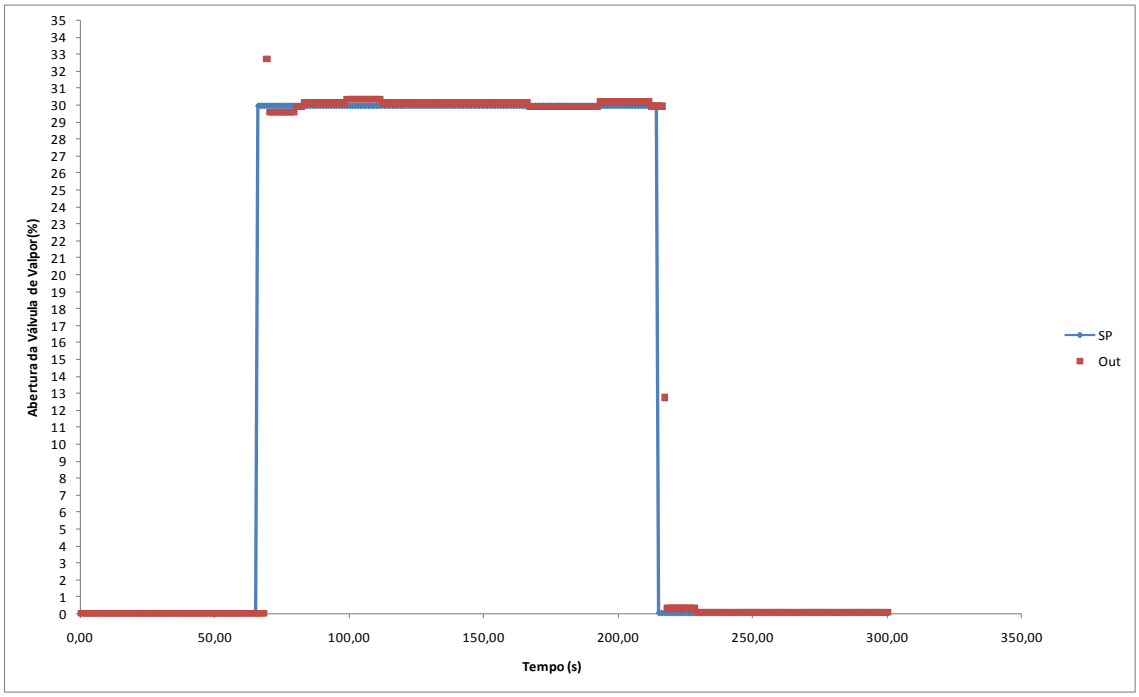


Figura 52 - Caracterização do posicionador Fieldbus

V.3 Resultados em Malha Aberta

V.3.1 Identificação do Modelo de Processo que Relaciona Pressão e Abertura da Válvula de Vapor

As Figuras 53 e 54 ilustram a resposta do processo em psi para perturbações do tipo degrau positivo e negativo na saída de controle em malha aberta.

A variável pressão apresenta oscilações de alta frequencia, que são intrínsecas à sua natureza.

Modelos de primeira ordem com tempo morto foram postulados para o processo. A curva de reação suavizada, desconsiderando os efeitos de ruído, pode ser aproximada pela resposta típica de um sistema desta classe.

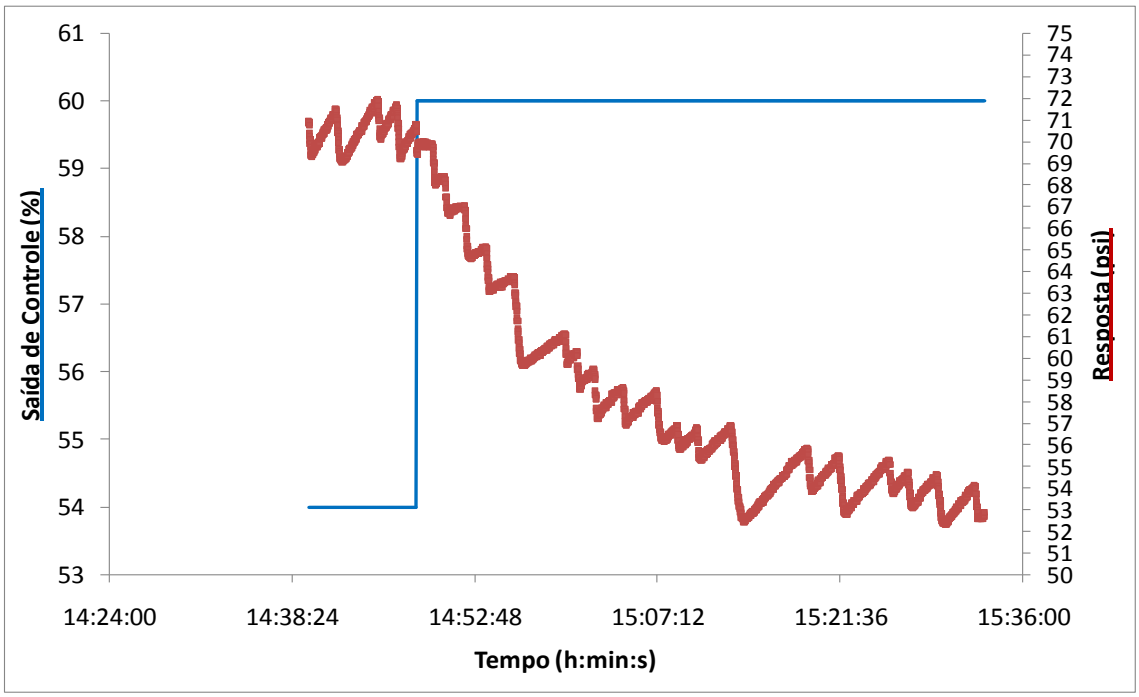


Figura 53 - Curva de reação da pressão para degrau positivo no % de abertura da válvula

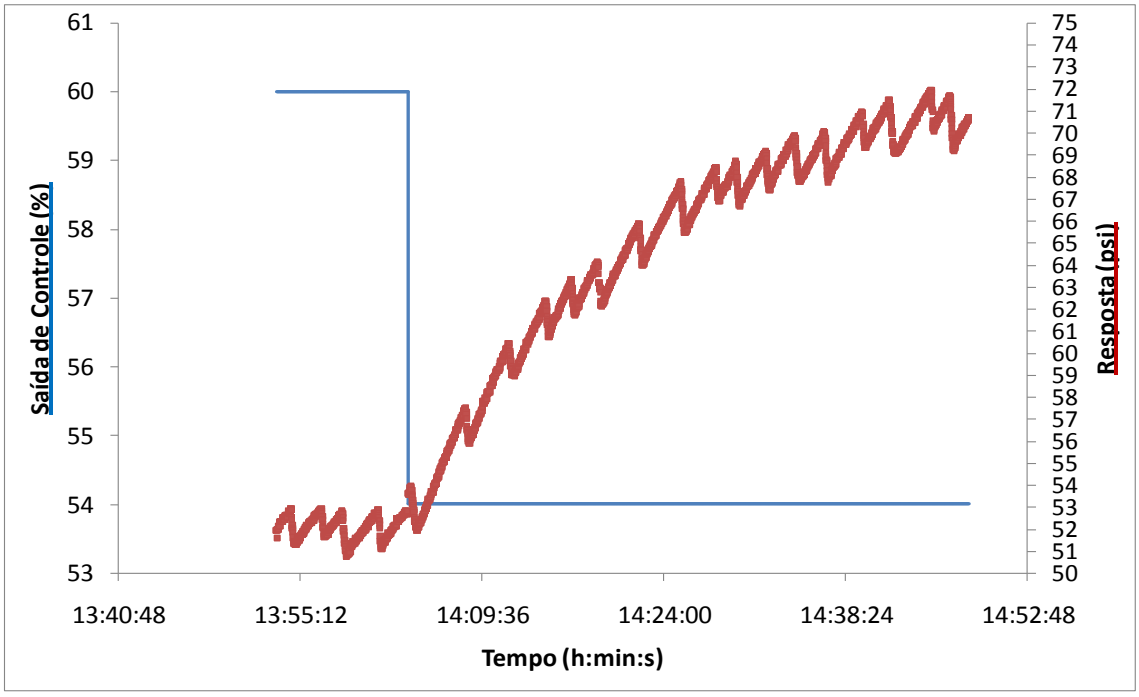


Figura 54 - Curva de reação da pressão para degrau negativo no % de abertura da válvula

É possível observar que o ganho do processo é negativo; ou seja um aumento na variável de entrada, gera decréscimo na variável medida e vice-versa.

A Tabela 23 indica os parâmetros de processo calculados para os degraus positivo e negativo de 6% na abertura da válvula de vapor para a resposta pressão na linha de vapor em psi (Variável Medida) bem como os parâmetros médios.

Tabela 23 - Parâmetros de Processo Calculados para a Malha de Pressão

Parâmetro de Processo	Degrau Positivo	Degrau Negativo	Média
k (psi/%Abertura da Válvula)	-3	-3	-3
θ (s)	25	100	63
τ (s)	792	800	796

As constantes de ganho e de tempo são iguais em ambos os sentidos de aplicação do degrau. Os valores de tempo morto, embora diferentes, têm ordem de grandeza de segundos inferindo que a malha de pressão responde praticamente sem atrasos. Optou-se, então, pelo uso dos parâmetros médios para a função de transferência que relaciona a saída pressão na linha de vapor em psi com a entrada abertura da válvula de vapor em percentual.

$$G(s) = \frac{-3.e^{-63s}}{796s+1} \qquad \text{(V.1)}$$

O parâmetro normalizado L, que relaciona os parâmetros temporais do processo, foi calculado como 0,07; indicando que a dinâmica do modelo de processo que relaciona a saída pressão com a entrada abertura da válvula de vapor é fortemente dominada pela constante de tempo aparente τ.

V.3.2 Verificação do Modelo de Processo que Relaciona Pressão e Abertura da Válvula de Vapor

A etapa de verificação ilustra, por meio das Figuras 55 e 56, que os modelos de primeira ordem com tempo morto postulados e parametrizados ajustam muito bem os dados experimentais do caso estudado.

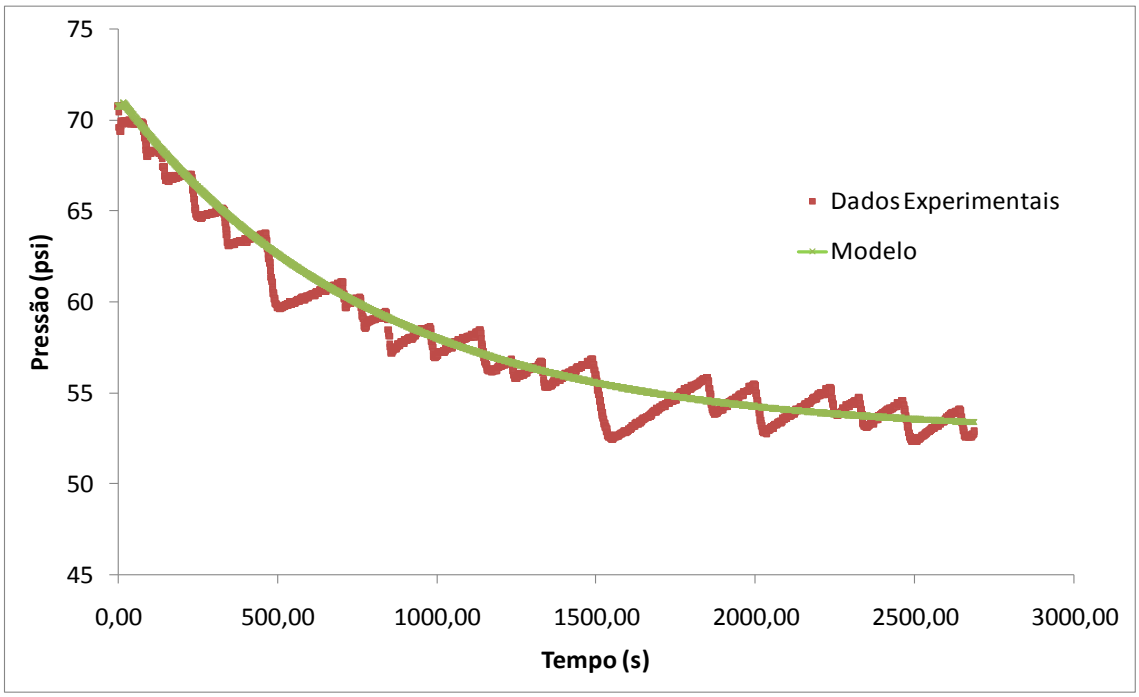


Figura 55 - Respostas de pressão em psi preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de abertura da válvula de vapor

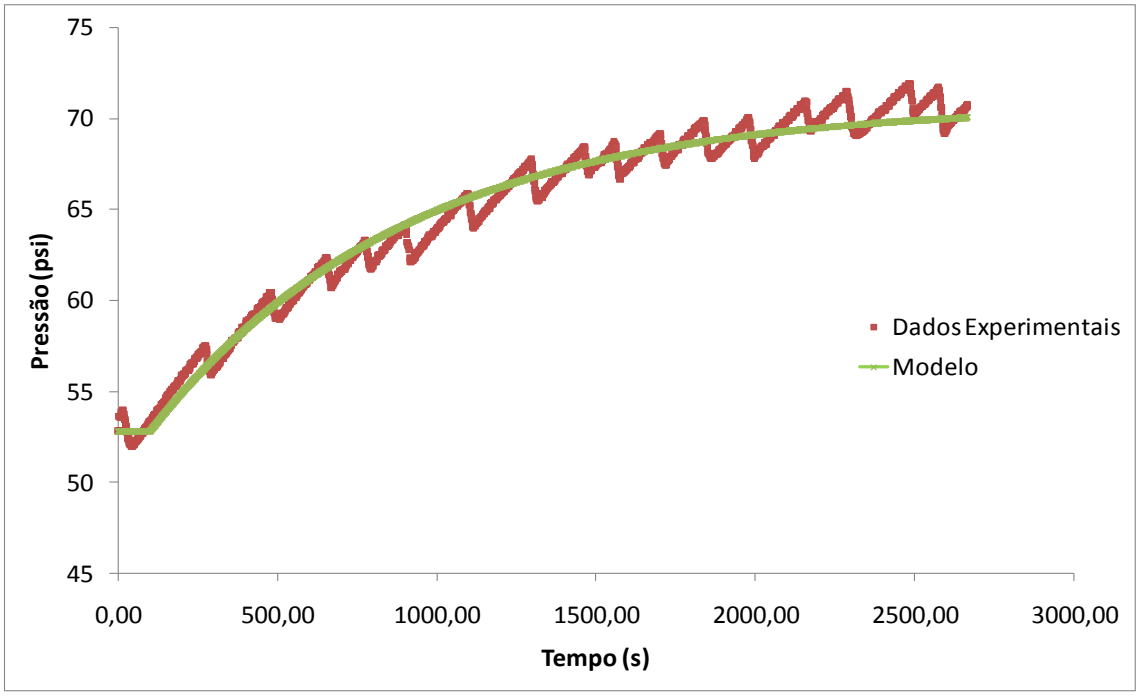


Figura 56 - Respostas de Pressão em psi preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de abertura da válvula de vapor

Os desvios em relação ao processo são muito pequenos e creditados, principalmente, à oscilação natural do processo de modo que tais modelos se revelam excelentes aproximações da função de transferência do processo, conforme comprovado pelos parâmetros estatísticos mostrados na Tabela 24.

Tabela 24 - Verificação do Modelo de Processo Pressão/Abertura da Válvula

R^2	R	Classificação da Correlação	valor p	Rejeição à Hipótese Nula
0,971	0,986	Muito Forte Positiva	1,78E-95	Não

V.3.3 Identificação do Modelo de Processo que Relaciona Vazão e Abertura da Válvula de Vapor

Os testes experimentais em malha aberta para a vazão de vapor revelam que o processo responde de maneira muito rápida a uma perturbação do tipo degrau na saída de controle, exibe um sobrepasso quase instantâneo e na sequência se auto-regula em um novo estado estacionário; conforme pode ser visto nas Figuras 57 e 58.

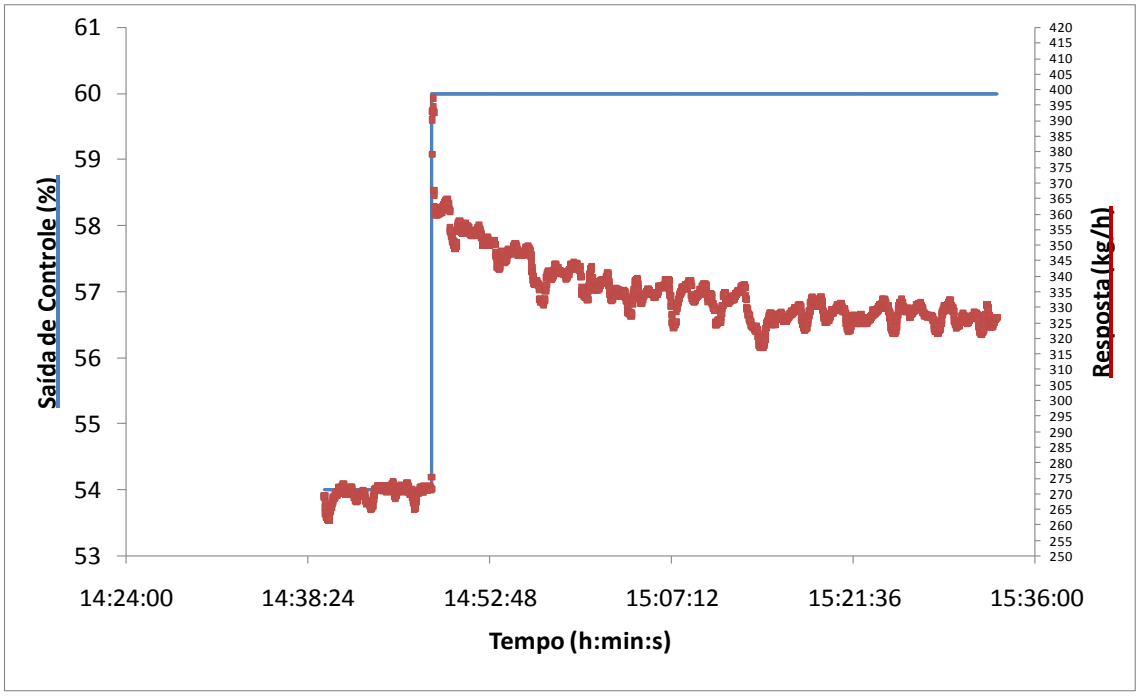


Figura 57 - Curva de reação da vazão para degrau positivo no % de abertura da válvula

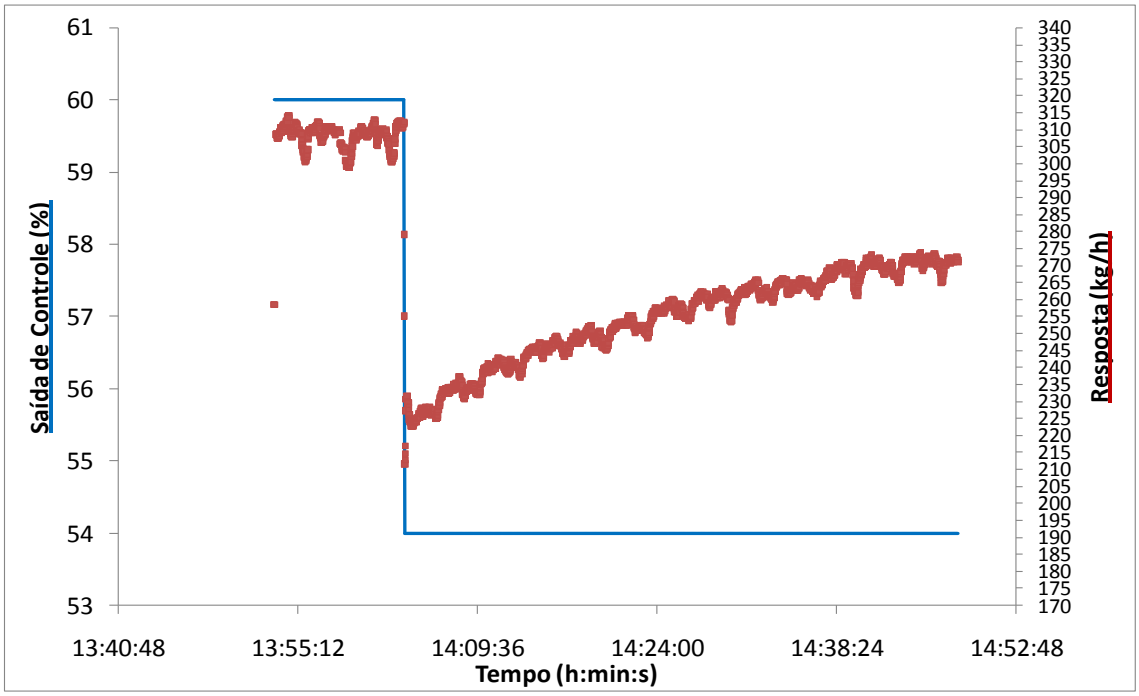


Figura 58 - Curva de reação da vazão para degrau negativo no % de abertura da válvula

Como o sobrepasso ou *overshoot* foi um fenômeno transitório muito breve, decidiu-se desprezá-lo e manter a representação por modelo de primeira ordem com tempo morto, que é o mais comumente utilizado.

A Tabela 25 indica os parâmetros de processo calculados para os degraus positivo e negativo de 6% na abertura da válvula de vapor (Saída de Controle) para a resposta vazão de vapor em kg/h (Variável Medida). A tabela também inclui os parâmetros calculados por média aritmética.

Tabela 25 - Parâmetros de Processo Calculados para a Malha de Vazão

Parâmetro de Processo	Degrau Positivo	Degrau Negativo	Média
k (k/h.%Abertura da Válvula)	9	7	8
θ (s)	1	3	2
τ (s)	8	13	11

De maneira análoga aos modelos de processo já identificados, optou-se pelo uso de parâmetros médios.

$$G(s) = \frac{8.e^{-2s}}{11s+1} \qquad \text{(V.2)}$$

O parâmetro normalizado tempo-atraso foi calculado e é igual a 0,15. A dinâmica deste processo é, portanto, dominada pela constante de tempo τ em detrimento do tempo de atraso θ.

V.3.4 Verificação do Modelo de Processo que Relaciona Vazão e Abertura da Válvula de Vapor

A etapa de verificação mostra, por meio das Figuras 58 e 59, que os modelos de primeira ordem com tempo morto postulados e parametrizados representam o valor no novo regime; ainda que não descrevam toda a trajetória percorrida pela resposta e se afastem das características do processo durante o regime transiente.

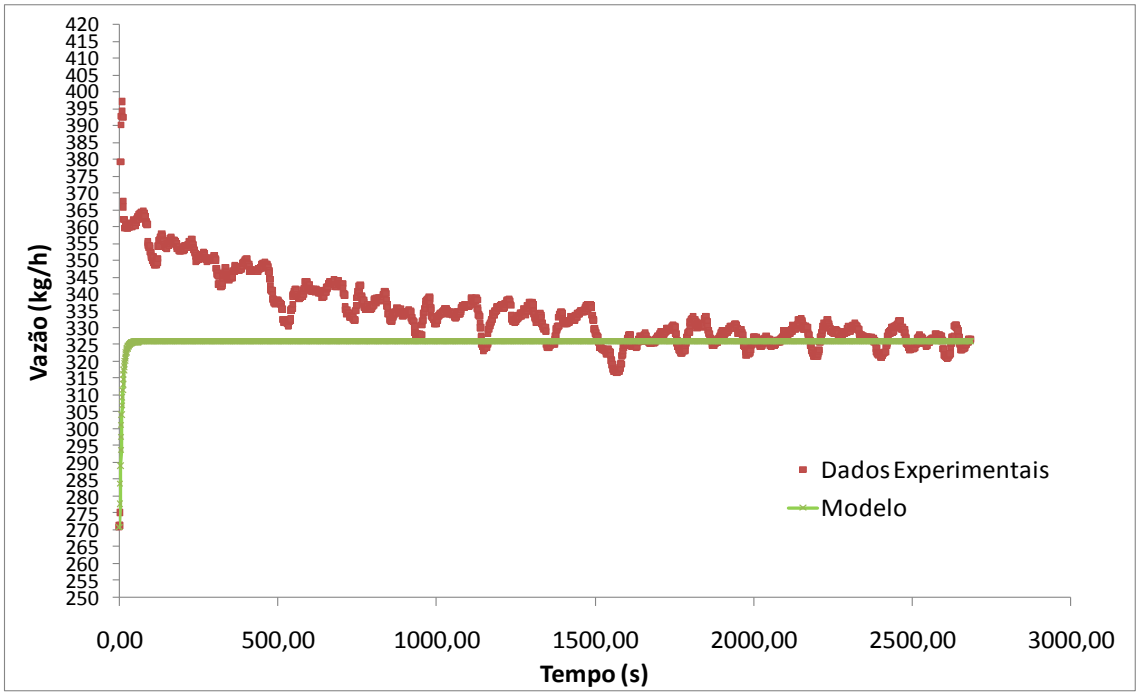


Figura 59 - Respostas de vazão em kg/h preditas e observadas em função do tempo para degrau positivo no % de abertura da válvula de vapor

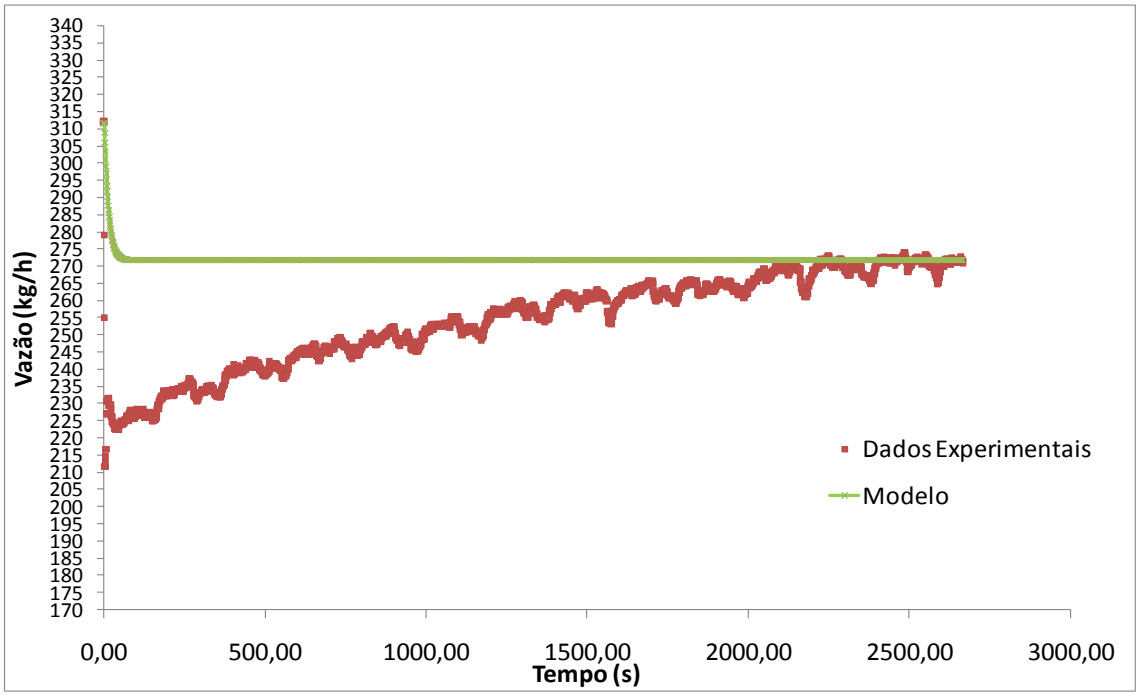


Figura 60 - Respostas de vazão em kg/h preditas e observadas em função do tempo para degrau negativo no % de abertura da válvula de vapor

A Tabela 26 está de acordo com a observação experimental e comprova que o modelo proposto falha na representação do estado transiente do processo real.

Tabela 26 - Verificação do Modelo de Processo Vazão/Abertura da Válvula

R^2	R	Classificação da Correlação	valor p	Rejeição à Hipótese Nula
X	-0,109	Fraca Negativa	1,65E+00	Sim

Possivelmente, modelos com dinâmica de superior tanto no numerador quanto no denominador produziriam um ajuste melhor dos dados experimentais. Ogunnaike e Ray (1994), contudo, afirmam que a construção de modelos para o único propósito de sintonizar controladores de retroalimentação requer apenas estimativas aproximadas de um número relativamente pequeno de parâmetros em um modelo muito simples, tornando as técnicas de identificação mais sofisticadas e trabalhosas desnecessárias.

Além disso, espera-se que o controlador sintonizado nas etapas posteriores seja robusto o suficiente para tolerar relativa inacurácia do modelo de processo aproximado. Adicionalmente, estes modelos de ordem superior tipicamente exigiriam controladores com ação derivativa, o que neste caso – dada a natureza ruidosa da resposta – não é desejado.

V.4 Resultados em Malha Fechada

V.4.1 Malha de Demanda de Vapor: Controle de Pressão

A Tabela 27 mostra as sintonias calculadas por diferentes métodos de ajuste para a parametrização de um controlador PI de uma malha de controle de realimentação em que a variável controlada (VC) é a pressão na linha de vapor e a variável manipulada (VM) é o percentual de abertura da válvula de vapor.

Tabela 27 - Sintonias Propostas para Malha de Vapor (PIT1032)

Sintonia	k_c (% de Abertura da Válvula/psi)	τ_i (s)
Ziegler-Nichols	6,0	208
ITAE	3,0	780
Dahlin-Higham	6,0	796
Sintonia *Online*	2,5	780

V.4.1.1 Sintonia Z&N

Os parâmetros de um controlador proporcional e integral calculados em concordância com o critério de razão de decaimento igual a ¼ e com as equações propostas por Ziegler & Nichols são k_C igual a 6(% de abertura da válvula/psi) e τ_I igual a 208 segundos.

A resposta do processo se mostrou avassaladoramente oscilatória e pode ser vista nas Figuras 61 e 62.

Embora as oscilações pareçam diminuir com o tempo para o caso do degrau positivo, estima-se que seja necessário um tempo muito longo para que a variável controlada se iguale ao novo ponto desejado. Além disso, a saída de controle apresentou comportamento agressivo a partir de dado instante. É provável que esta mudança de comportamento esteja relacionada a outras flutuações inerentes ao processos, como, por exemplo, a entrada de água de alimentação.

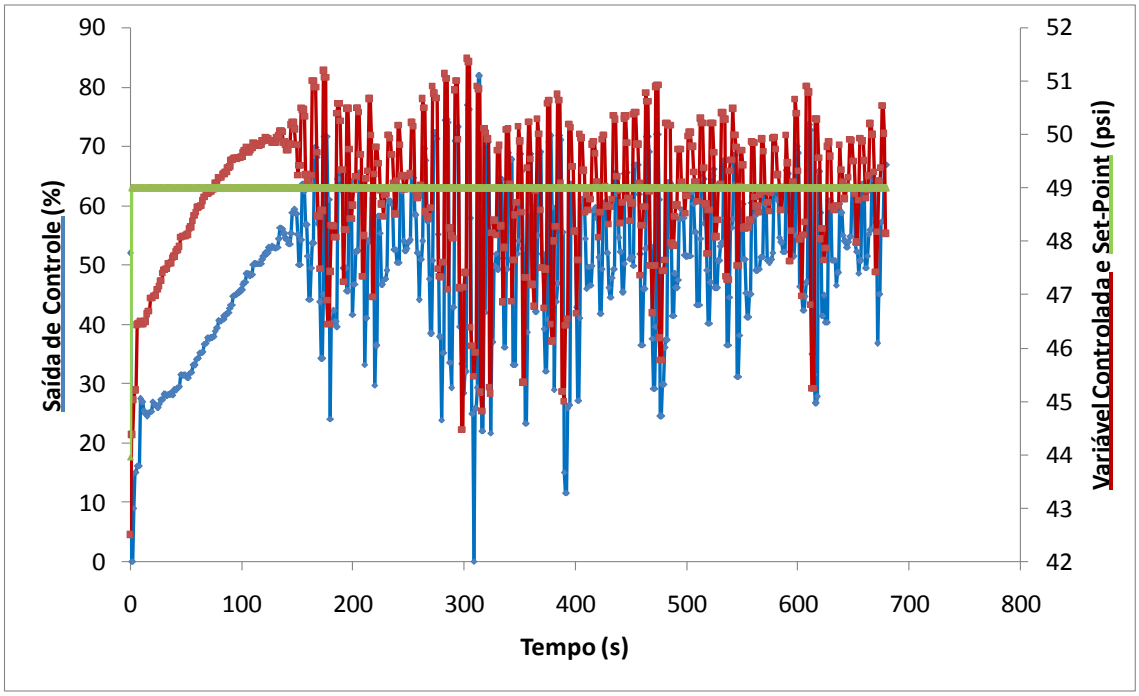


Figura 61 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau positivo no SP

A sintonia proposta para o caso de resposta ao degrau negativo (Figura 62) não foi capaz de controlar o processo. A saída de controle oscilou entre seus valores máximos e mínimos e a variável controlada não tende a se aproximar do novo *set-point*.

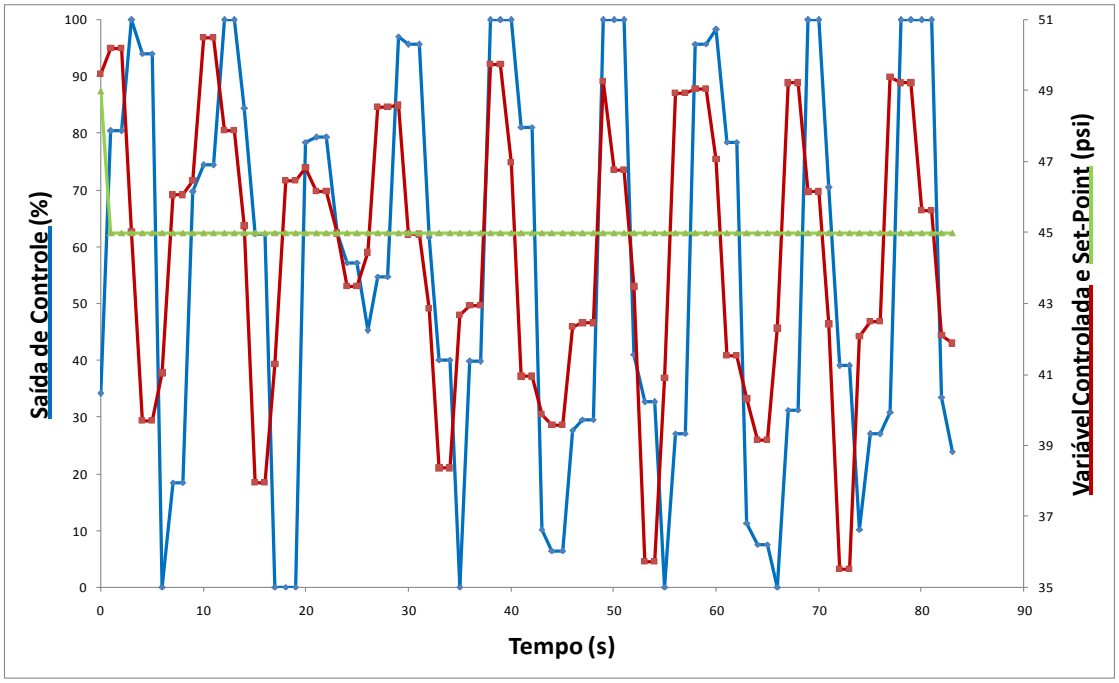


Figura 62 - Resposta do processo com sintonia Z&N para degrau negativo no SP

V.4.1.2 Sintonia para a Resposta Dahlin-Higham

O processo parametrizado com os valores de k_c igual a 6(% de abertura da válvula/psi) e τ_i igual a 796 segundos apresentou comportamento muito sensível, oscilando antes mesmo de haver mudanças de *set-point*, conforme Figura 63. Optou-se por não promover perturbações nestas condições por questões de segurança. Sugere-se que a presença de filtros de sinal se faça necessária para a viabilização desta sintonia.

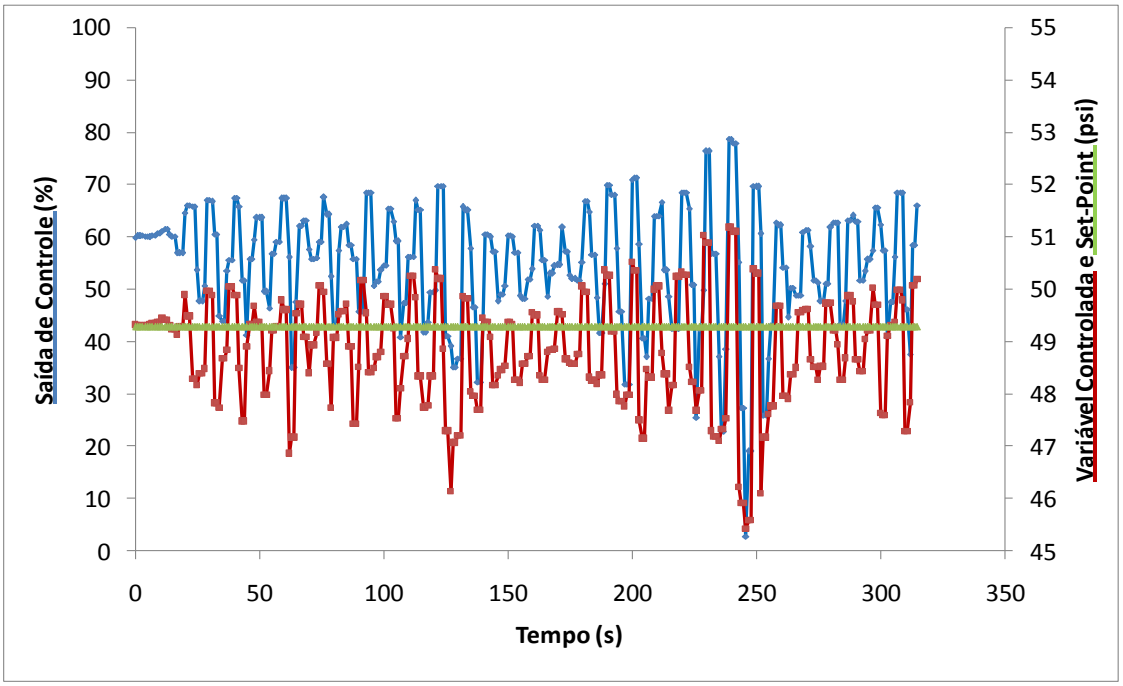


Figura 63 - Processo em automático com a sintonia para a resposta Dahlin – Higham

V.4.1.3 Sintonia ITAE

Os parâmetros de ajuste do controlador calculados de acordo com o critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo são ganho estático igual a 3(% de abertura da válvula/psi) e constante de tempo integral igual a 780 segundos. A estratégia de controle parametrizada apresentou desempenho aceitável, conforme ilustrado nas Figuras 64 e 65. As oscilações presentes refletem características intrínsecas à própria variável controlada, cuja natureza é oscilatória.

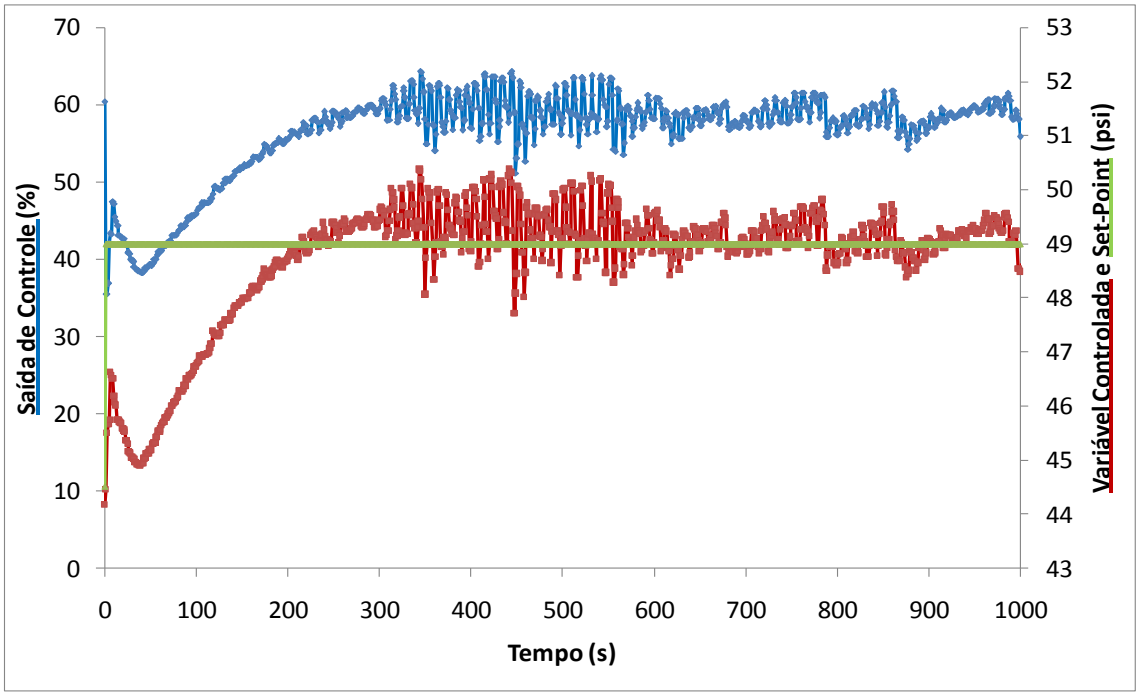


Figura 64 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau positivo no SP

É notório o fato de que o processo respondeu de modo mais bem comportado no sentido positivo (Figura 64) da perturbação do que no sentido negativo (Figura 65), possivelmente devido a não-linearidades do processo.

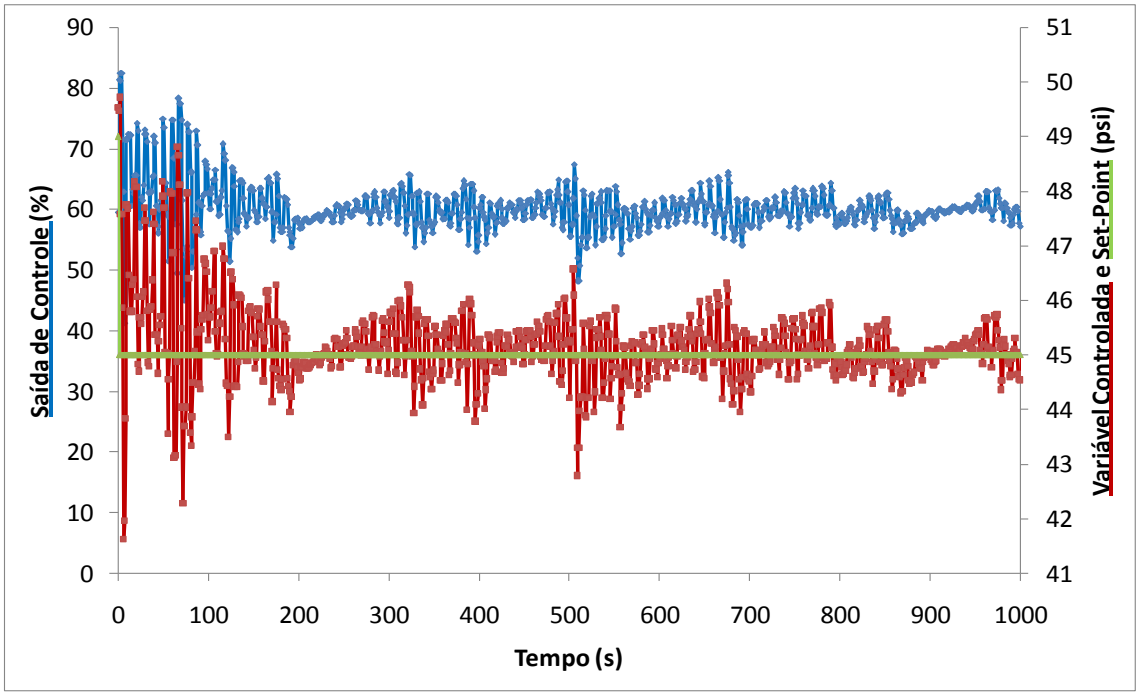


Figura 65 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau negativo no SP

V.4.1.4 Sintonia *Online*

Os ajustes finos se basearam na sintonia ITAE, que apresentou melhor resposta entre os métodos testados. O parâmetro ganho estático foi ajustado para 2,5(% de abertura da válvula/psi) enquanto a e a constante de tempo integral τ_I foi igual a 780 segundos.

Embora a redução de k_c tenha amortecido as oscilações e, portanto, tornado a resposta mais suave, fez com que o processo em malha fechada no sentido positivo (Figura 66) de perturbação não atingisse o novo valor de regime dentro do tempo máximo estipulado para o teste.

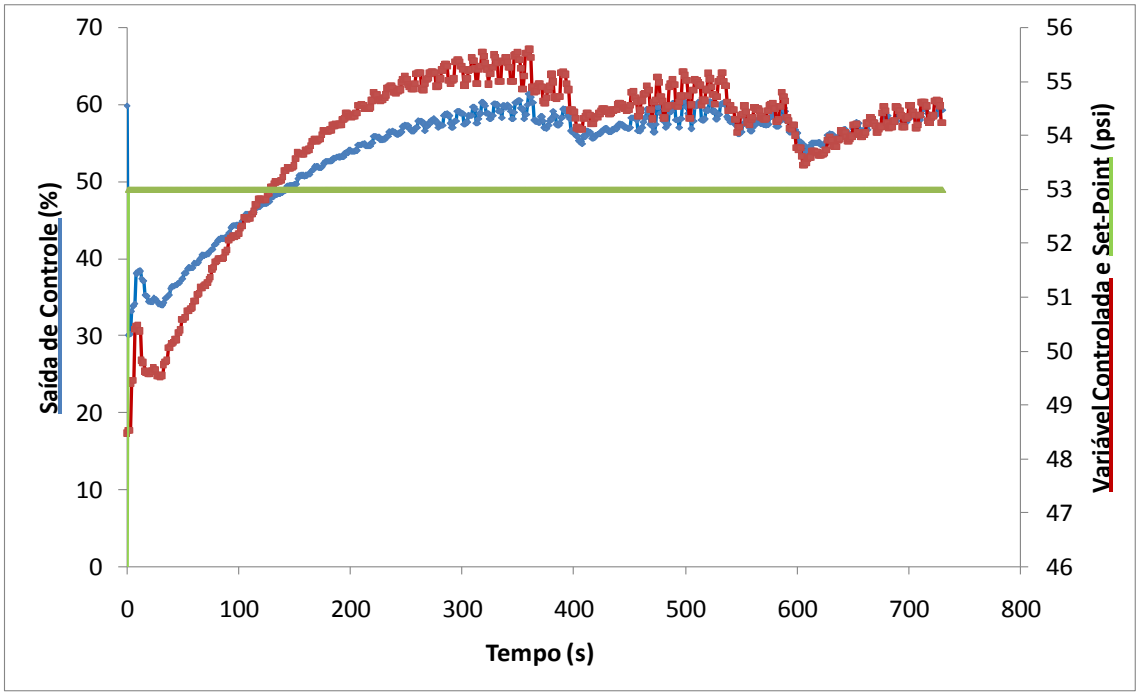


Figura 66 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau positivo no SP

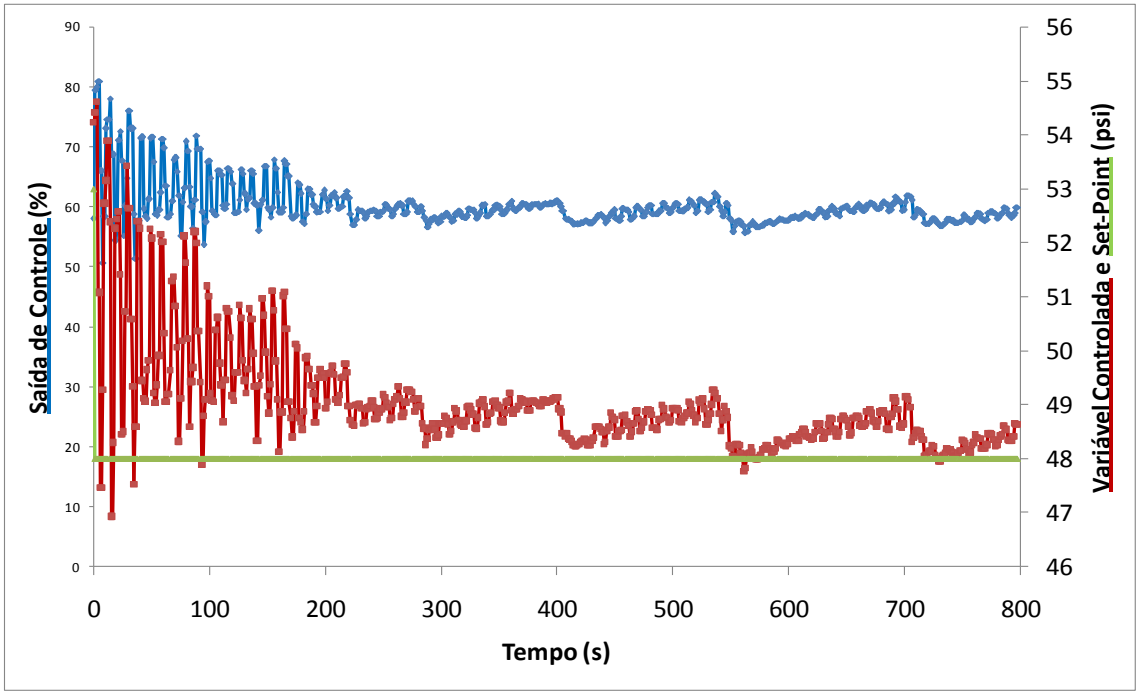


Figura 67 - Resposta do processo ajustado finamente para degrau negativo no SP

V.4.1.5 Avaliação Comparativa

Uma das maiores desvantagens da estratégia *feedback* é a de existir a possibilidade de o sistema em malha fechada se tornar instável. Estabilidade é, portanto, uma exigência primária em um sistema de retroalimentação (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2001). As sintonias propostas com base nos critérios de Ziegler-Nichols e de Dahlin-Higham fizeram com que a caldeira passasse por condições de operação instáveis e estão, portanto, excluídas desta análise comparativa.

Embora os indicadores de desempenho da malha fechada com sintonia ITAE apresentem bons valores, filtros de ruídos de medição são uma questão a ser considerada em atenção aos elevados ganhos que podem levar à saturação do sinal de controle.

Em uma tentativa de tornar a sintonia menos conservadora, o ajuste fino realizado localmente reduziu o valor do ganho estático. A resposta se tornou mais rápida conforme pode ser notado nos índices tempo de subida e tempo de estabilização, mostrados na Tabela 27. Entretanto, o processo não estabilizou no valor de regime desejado.

A sintonia baseada no critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo é, portanto, a escolhida. Apresenta resposta relativamente rápida, com tempo de estabilização médio da ordem de 12 minutos e erro acumulado mensurado por meio da integral do erro absoluto dentro da faixa classificada por Swanda e Seborg (1999) que indica sintonia de alta performance.

Tabela 28 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de Pressão de Vapor Fechada

Parâmetros	ITAE (+)	ITAE(-)	Sintonia *Online*(+)	Sintonia *Online*(-)
ts (s)	183,00	19,00	110,00	2,00
Ts	2,38	0,25	1,43	0,40
te (s)	655,00	761,00	X	683,00
Te	8,51	9,88	X	8,87
iae (psi.s)	795,61	549,61	1154,13	807,86
IAE	2,07	1,43	3,00	2,10
OS (psi)	-1,38	3,39	-2,58	1,07
tos (s)	442,00	6,00	360,00	15,00

V.4.2 Malha de Demanda de Vapor: Controle de Vazão

A Tabela 29 mostra as sintonias calculadas por diferentes métodos de ajuste para a parametrização de um controlador PI de uma malha de controle de realimentação em que a variável controlada (VC) é a vazão de vapor e a variável manipulada (VM) é o percentual de abertura da válvula de vapor.

Tabela 29 - Sintonias Propostas para Malha de Vapor (FIT1031)

Sintonia	k_c (% de Abertura da Válvula/kgh^{-1})	τ_i (s)
Ziegler-Nichols	0,6	6
ITAE	0,3	31
Dahlin-Higham	0,4	9
Sintonia *Online* 1	0,6	40
Sintonia *Online* 2	0,3	41

V.4.2.1 Sintonia Z&N

A sintonia com base nas correlações propostas por Ziegler & Nichols, com k_C igual a 0,6(% de abertura da válvula/kgh^{-1}) e τ_I igual a 6 segundos se mostrou muito sensível e agressiva, promovendo ações excessivas que levaram o processo à instabilidade antes mesmo de haver mudanças de *set-point*.

Os parâmetros de Ziegler-Nichols têm sido largamente utilizados como um *benchmark* para avaliar diferentes métodos de sintonia e estratégias de controle. Entretanto, porque são baseados na razão de decaimento igual a ¼, seus ajustes tendem a produzir respostas oscilatórias e grande sobrepasso para sistemas servo (SEBORG, EDGAR e MELLICHAMP, 2004).

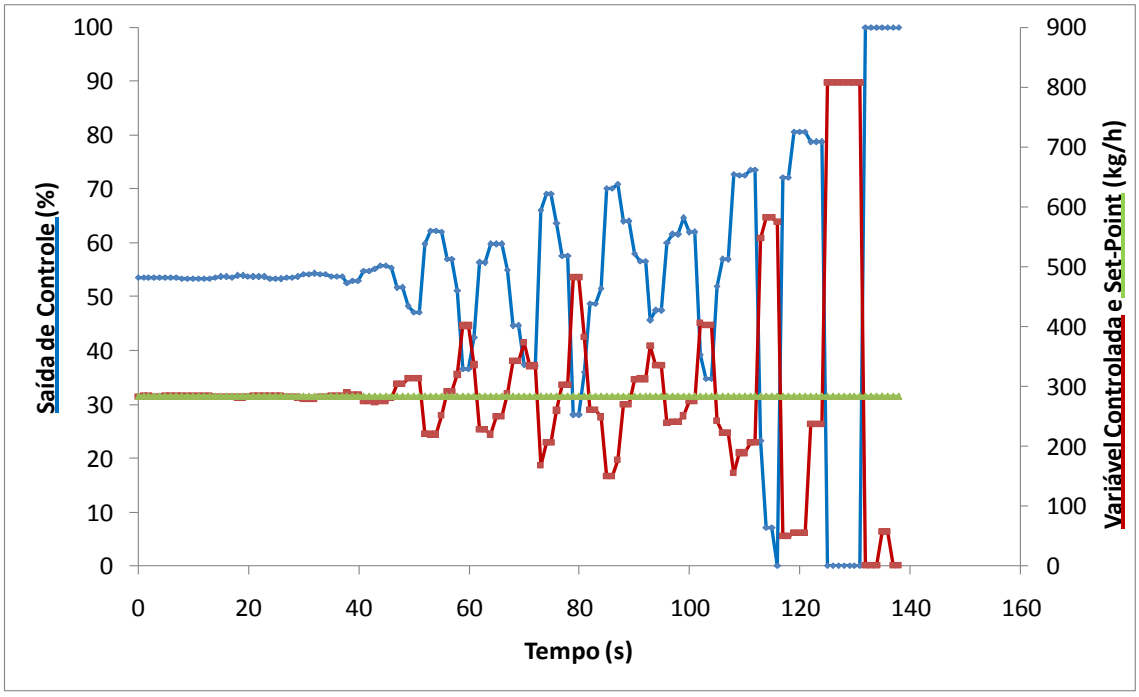


Figura 68 - Processo em automático com sintonia Z&N

Os parâmetros calculados em concordância com a resposta de Dahlin-Higham eram numericamente muito próximos aos de Ziegler-Nichols. Optou-se, portanto, por não experimentá-los na planta piloto em consideração à segurança do processo.

V.4.2.2 Sintonia ITAE

A malha de vapor sintonizada pela mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo, com ganho estático igual a 0,3(% de abertura da válvula/kgh^{-1}) e constante de tempo integral igual 31 segundos, apresentou desempenho aceitável e robustez. Ao penalizar erros que persistem, foi capaz de rastrear o *set-point* de maneira rápida e suave e de eliminar o *offset*, conforme pode ser observado nas Figuras 69 e 70.

As oscilações presentes são majoritariamente devidas ao comportamento característico da própria variável controlada. Malhas de vazão são muito comuns na indústria e apresentam, tipicamente, respostas rápidas e praticamente sem tempo morto além de ruído.

As características conservadoras típicas das correlações ITAE para mudança de *set-point* ficam claras ao notar-se que a resposta se mostrou insensível às inacurácias evidentes do modelo de processo obtido em etapas anteriores.

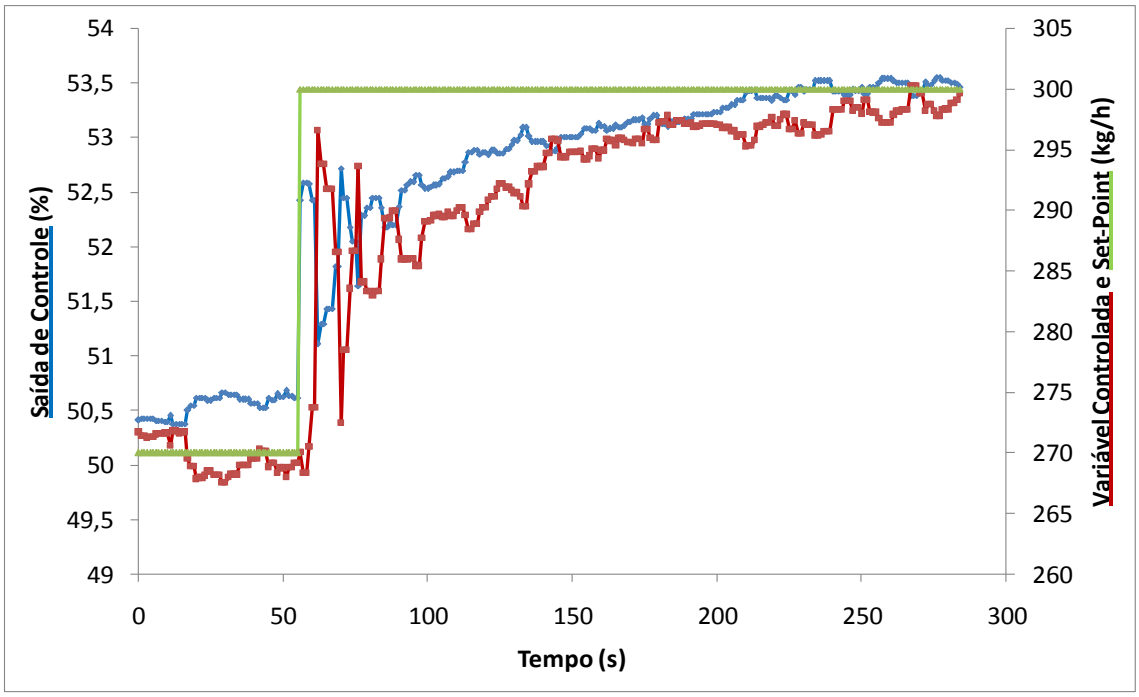


Figura 69 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau positivo no SP

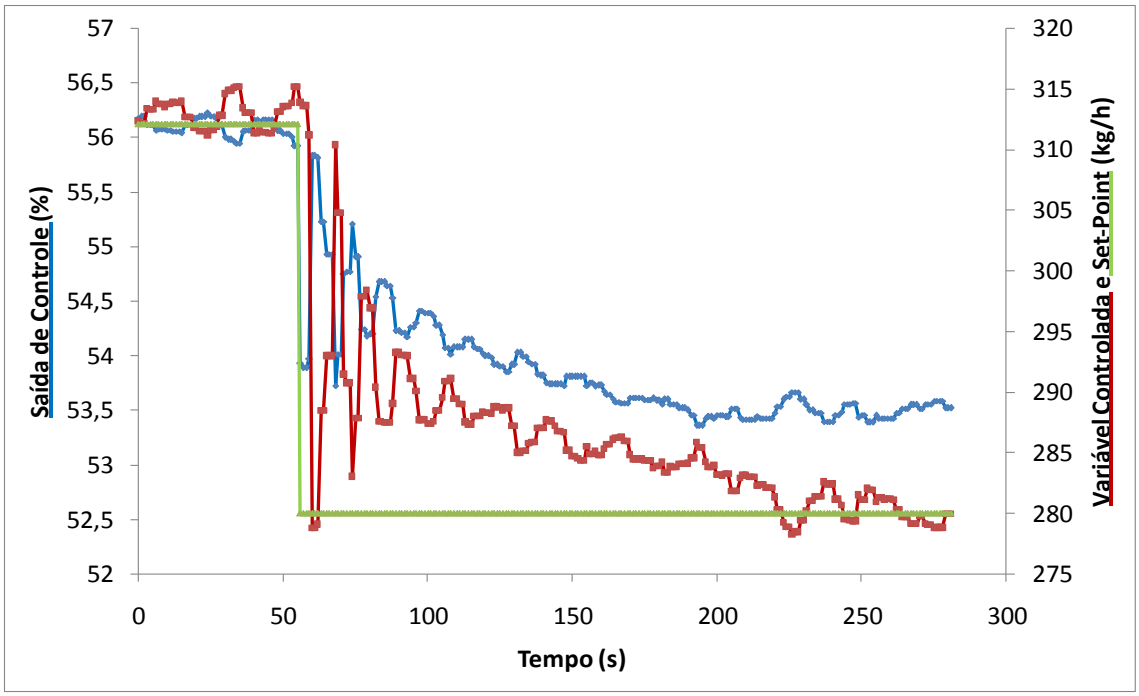


Figura 70 - Resposta do processo com sintonia ITAE para degrau negativo no SP

V.4.2.3 Sintonia *Online*

O primeiro ajuste fino experimentado, com ganho estático igual a 0,6(% de abertura da válvula/kgh^{-1}) e constante de tempo integral igual a 40 segundos é mostrado na Figura 71 e toma por base os parâmetros calculados de acordo com o critério ITAE e a compensação inerente aos parâmetros de controle.

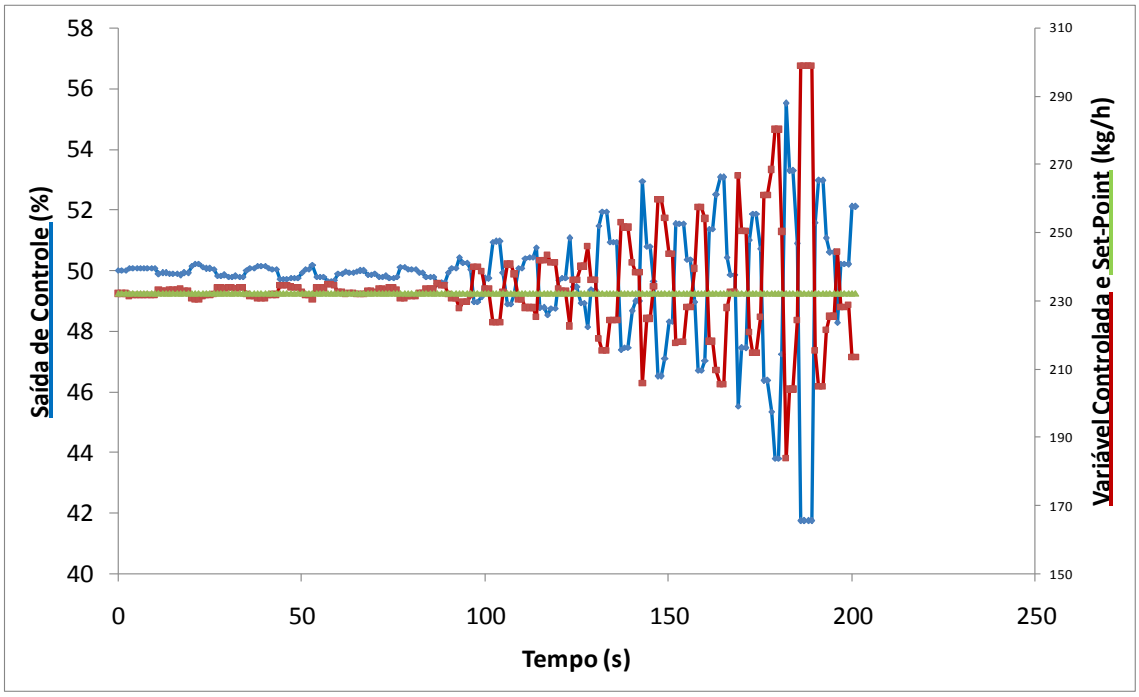


Figura 71 - Processo em automático com sintonia Ajuste Fino 1

Quanto maior o valor do ganho k_C, mais agressiva é a ação do controlador. Entretanto, altos valores de ganho afetam fortemente o processo devido à grande alteração inicial na saída do controlador. Neste caso particular, o aumento no valor do ganho estático foi grande o suficiente para levar o processo à instabilidade.

Outra sintonia de campo foi proposta com os valores de parâmetros k_C, que tem unidades de % de abertura da válvula/kgh^{-1} e τ_I, expresso em segundos, iguais a 0,3 e 41, respectivamente.

Os resultados dos experimentos em malha fechada que investigam a resposta do processo à mudanças de *set-point* e são mostrados nas Figuras 72 e 73.

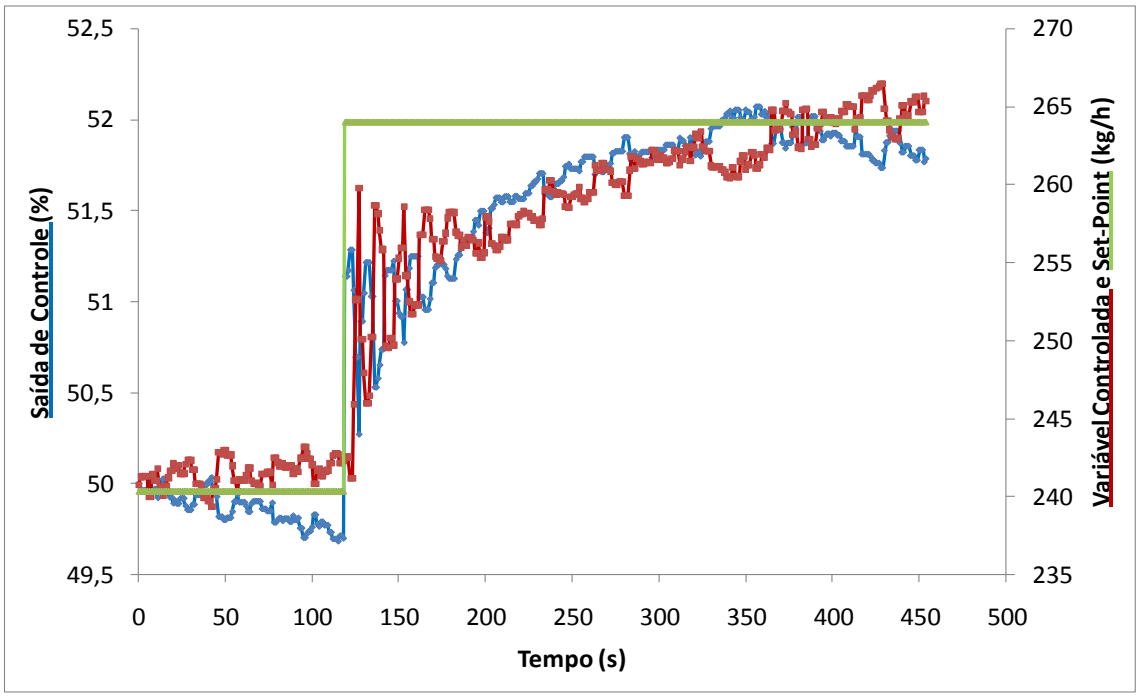


Figura 72 - Resposta do processo com sintonia Ajuste Fino 2 para degrau positivo no SP

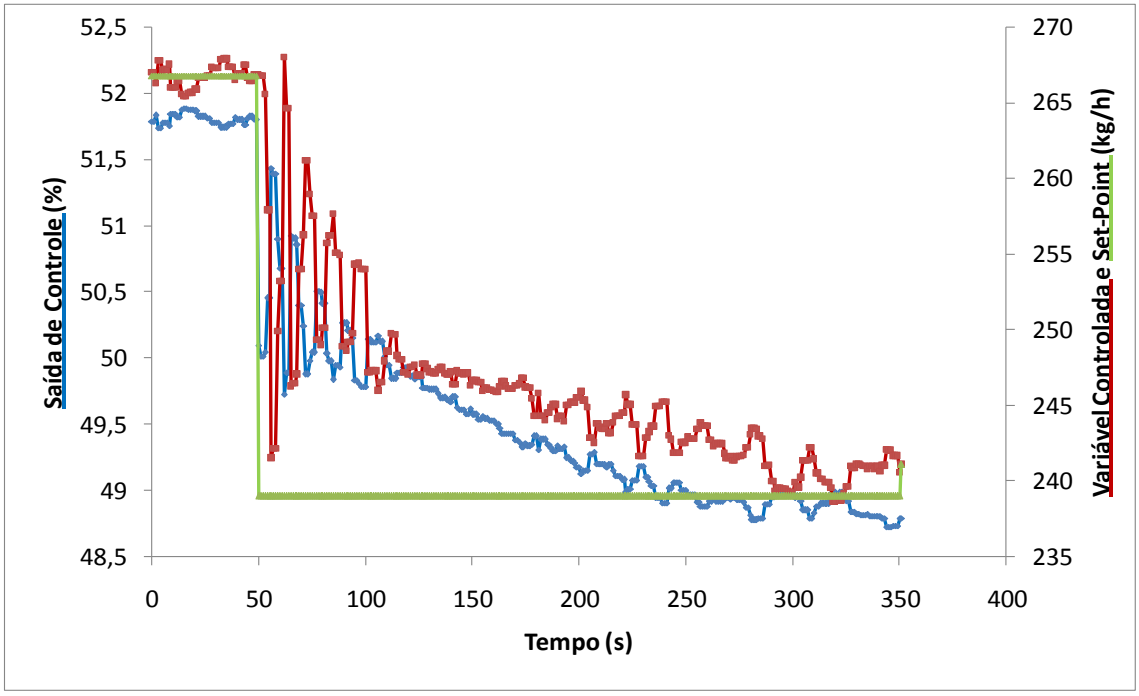


Figura 73 - Resposta do processo com sintonia Ajuste Fino 2 para degrau negativo no SP

V.4.2.4 Avaliação Comparativa

Os processos de dinâmica fortemente dominada pela constante de tempo; ou seja, com valor de L muito pequeno, permitem elevada ação integral que faz com que o processo se manifeste no sentido de anular o erro permanente de maneira rápida. Entretanto, o desempenho de processos deste tipo é limitado pelas fronteiras físicas do elemento atuador (ÅSTRÖM e HAGGLUND, 2004).

Comparando as respostas para o processo sintonizado finamente com ação integral ligeiramente superior ao recomendado pelo critério ITAE não se percebe melhorias relevantes. Em outras palavras, aumentar o valor de τ_i em 30% mantendo o valor do ganho do controlador não alterou significativamente a resposta.

Swanda e Seborg (1999) sugerem que valores de tempo de estabilização normalizado inferiores a 4,6 e medidas de erro cumulativo também normalizadas inferiores a 2,8 estão associadas a controladores de alta performance. Os índices de desempenho do controlador baseado no critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo recaem nesta classificação. A magnitude do *overshoot* é, no pior caso, igual a 1,78 kg/h e o tempo total para que a resposta estabilize é igual a 3,5 minutos. A Tabela 30 resume a comparação entre as sintonias investigadas por meio dos índices de desempenho calculados.

Tabela 30 - Parâmetros de Avaliação do Desempenho da Malha de Vazão de Vapor Fechada

Parâmetros	ITAE (+)	ITAE(-)	Sintonia *Online 2* (+)	Sintonia *Online 2* (-)
ts (s)	121,00	1,00	174,00	1,00
Ts	1,92	0,02	2,76	0,02
te (s)	212,00	169,00	264,00	247,00
Te	3,37	2,68	4,19	3,92
iae (kg.s/h)	1488,43	1351,24	1489,88	1925,69
IAE	0,81	0,74	0,82	1,05
OS (kg/h)	-0,59	1,78	-2,36	0,34
tos (s)	210,00	169,00	309,00	269,00

Capítulo VI – Conclusões e Sugestões

Este capítulo apresenta, de maneira sucinta, os principais resultados obtidos e as conclusões finais do trabalho gerais e específicas. Inclui também um tópico de sugestões para trabalhos futuros.

VI.1 Conclusões

As estratégias de controle propostas para as malhas que controlam a emissão de gases residuais e a demanda de vapor foram implementadas e configuradas na rede digital *fieldbus*. A estação SCADA foi modificada para incluir as novas estratégias propostas e os elementos finais de controle de cada uma das malhas foram estudados e tiveram seus aspectos dinâmicos e estáticos caracterizados.

Os seguintes resultados foram obtidos nesta dissertação:

- *Sobre o processo de combustão com inversor de frequência como atuador:*

- A faixa de atuação do soprador é limitada à região compreendida entre 65% e 95% de vazão de ar e é linear. Esta limitação física é proposital e é baseada em parâmetros internos configurados de maneira a evitar que a combustão na caldeira passe instabilidade e que a caldeira apague, promovendo melhorias na segurança operacional.

- A influência da saída de controle na concentração de oxigênio residual durante a queima é não-linear e apresenta histerese. Os maiores valores de histerese se concentram na região de baixas vazões de ar, sugerindo limitações do atuador para pequenos valores de frequência e incorrendo em baixa qualidade da queima, gerando instabilidade.

- Os resultados da influência da saída de controle na concentração de gás carbônico residual durante a queima constataram a não linearidade do modelo e evidenciaram o fato de que o valor de 70% da saída de controle representa uma situação limite, na qual a quantidade em massa de dióxido de carbono é máxima e permitiram a determinação de uma região ótima de operação. Este resultado ilustra o fato de que o excesso de ar influencia tanto a eficiência térmica quanto a eficiência de combustão de maneira que o controle da poluição atmosférica e o controle do rendimento térmico das

caldeiras e fornalhas, que são normalmente realizados pelos operadores de forma independente e manual, podem ser feitos de modo automático e associado.

- *Sobre o posicionador fieldbus:*

- O algoritmo PID interno ao elemento final de controle apresenta dinâmica desprezível.

- *Sobre o processo em malha aberta:*

- Modelos de processo de primeira ordem com tempo morto foram identificados e representam os dados experimentais de maneira bastante satisfatória, à exceção do modelo que relaciona vazão de vapor à abertura da válvula.

- Os modelos concernentes à emissão de gases residuais apresentam dinâmica balanceada em relação à razão tempo-atraso enquanto os modelos concernentes à demanda de vapor são dominados pelas constantes de tempo.

- *Sobre o processo em malha fechada:*

- Para cada uma das malhas de controle proposta sintonias calculadas por diferentes métodos descritos na literatura foram experimentadas e comparadas por meio de uma perturbação tipo degrau no *set-point*.

- Para a malha de CO_2, o ajuste fino realizado localmente com k_C igual a 0,15 e τ_I igual a 44s levou a uma resposta em malha fechada estável e de desempenho satisfatório. Os tempos médios de subida e de estabilização foram, respectivamente, 218,50s e 601,50s. A integral do erro absoluto normalizada tem valor médio igual 17,06 e a magnitude do sobrepasso é, no pior caso, igual a 0,13.

- O processo com O_2 apresenta características dinâmicas que fazem com que este processo em particular recaia na classe de processos que é satisfatoriamente ajustável pelos critérios de Ziegler & Nichols (ÅSTRÖM, HANG, *et al.*, 1992). O controlador com k_C igual a 0,5 e τ_I igual a 20s levou a uma resposta em malha fechada muito rápida, com tempo de subida igual a 12 segundos, tempo de estabilização igual a aproximadamente 3 minutos e sobrepasso igual a 0,07.

- Para a malha de pressão, a sintonia baseada no critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo é a escolhida com k_C igual a 2,5 e τ_I igual a 780s.

Apresenta resposta relativamente rápida, com tempo de subida de no máximo 3 minutos, tempo de estabilização médio da ordem de 12 minutos, sobrepasso igual a 3,39 e erro acumulado mensurado por meio da integral do erro absoluto dentro da faixa classificada por Swanda e Seborg (1999) que indica sintonia de alta performance.

- Os índices de desempenho do controlador baseado no critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo com k_C igual a 0,3 e τ_I igual a 31s calculado para a malha de vazão também recaem na classificação de alta performance. A magnitude do *overshoot* é, no pior caso, igual a 1,78 e o tempo de subida é de no máximo 2 minutos total para que a resposta estabilize é igual a 3,5 minutos.

- *Sobre os métodos de sintonia estudados:*

- De um modo geral, conclui-se que a sintonia proposta com base na síntese à resposta de Dahlin-Higham, embora leve em consideração importantes parâmetros de amostragem típicos de dados experimentais discretos, leva à respostas agressivas e muito comumente instáveis.

- Os critérios de Ziegler-Nichols são referência há mais de 70 anos e provêem bons *insights* acerca da direção em que os parâmetros devem ser modificados para produzir melhores respostas. Produzem resultados bastante satisfatórios restritos a uma classe de processos de dinâmica balanceada com razão θ/τ compreendida entre 0,1 e 1,0.

- A sintonia baseada no critério da mínima integral do erro absoluto ponderado pelo tempo apresenta em geral bons índices de desempenho levando algumas vezes à controladores de alta performance. Entretanto, é comum que haja necessidade de ajustes finos realizados localmente que compreendam as particularidades de cada processo.

Como conclusão geral, este trabalho apresenta evidências experimentais de que por meio do controle automático adequadamente projetado uma operação mais ecoeficiente de caldeiras pode ser alcançada. As estratégias de controle automático propostas, que englobam mecanismos de priorização, detecção e diagnóstico de falhas e reconfiguração *online*, possibilitam operar utilizando linha de produção com alta flexibilidade que permite adaptações rápidas, garantir operação energeticamente eficiente, racionalizar o consumo de água e reduzir a emissão de poluentes. Além disso, as adaptações e configurações realizadas na planta piloto que impedem que a caldeira passe por condições de instabilidade tornaram a operação mais segura.

VI.2 Sugestões para Trabalhos Futuros

Sugere-se o uso de modelos de ordem superior para representar a função que relaciona vazão de vapor à abertura da válvula e um projeto do controlador baseado nesta nova função. Adicionalmente, indica-se o uso de filtros para malhas que envolvem pressão e vazão, variáveis tipicamente ruidosas e que apresentam oscilação natural.

A camada de controle desenvolvida nesta dissertação pode atuar em cascata com uma camada de otimização ou controle avançado que calcule condições operacionais ótimas em termos de produtividade, segurança de processos e proteção ambiental.

A planta piloto conta com um sensor virtual de gases da chaminé baseado em redes neuronais desenvolvido em trabalhos anteriores (VALDMAN, 2010) que apresenta boa concordância com o sensor real (VALDMAN, FOLLY, *et al.*, 2011). Sugere-se que malhas de controle de emissão de gases resiuais utilizando dados oriundos do analisador de gases virtual sejam implementadas e experimentadas como alternativa a utilização do analisador de gases comercial.

A possibilidade de manipulação da vazão de combustível tornaria viável a implementação de uma malha de controle de combustão com limites cruzados, associada à malha de controle de emissão de gases residuais. Este tipo de controle permitiria operação com baixos valores de excesso de ar que levaria ao aumento da eficiência energética da caldeira. Neste sentido, fica a sugestão de adaptar a planta piloto de modo a viabilizar implementação do controle de combustão.

Além dos controles de produção de vapor da caldeira, outro controle fundamental para garantir estabilidade na operação é de controle do nível de água do tubulão (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). A partir da observação dos dados resultantes deste trabalho, constatou-se que o atual controle de nível de água na caldeira, que é do tipo liga-desliga, gera perturbações em outras variáveis de processo relevantes. Sugere-se, portanto, que estudos futuros considerem a implementação de uma malha de controle de nível.

Por fim, considerando o surgimento do biodiesel como alternativa plausível em substituição, parcial ou total, ao diesel fóssil, aliada a implementação do Programa Brasileiro de Biocombustíveis, fica como sugestão para trabalhos futuros o estudo do comportamento do processo e das malhas de controle implementadas para diferentes misturas combustíveis diesel-biodiesel.

Referências Bibliográficas

ÅSTRÖM, K. J. et al. Towards Intelligent PID Control, v. 28, p. 1-9, 1992.

ÅSTRÖM, K. J.; HAGGLUND, T. The Future of PID Control. **Control Engineering Practice**, v. 9, 2001.

ÅSTRÖM, K. J.; HAGGLUND, T. Revisiting the Ziegler-Nichols step response method for PID control. **Journal of Process Control**, v. 14, p. 635-650, 2004.

ÅSTRÖM, K. J.; KUMAR, P. R. Control: A perspective. **Automatica**, v. 50, p. 3-43, 2014.

BABCOCK; WILCOX. **Steam - its generation and use**. Nova Iorque: The Babcock & Wilcox Co., 1978.

BEGA, E. A. **Intrumentação Aplicada ao Controle de Caldeiras**. 2ª. ed. Rio de Janeiro: JR Editora Técnica Ltda., 1998.

BENNET, S. **A history of control engineering 1800-1930**. Londres: Peter Peregrinus Ltd., 1979.

CAMPOS, M. C. M. D.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 1. ed. [S.l.]: Edgard Blucher, 2006.

CARVALHO, J. A. D.; LACAVA, P. T. **Emissões em processos de combustão**. São Paulo: UNESP, 2003.

CAVALCANTI, P. M. P. S. **Modelo de gestão de qualidade do ar – Abordagem preventiva e corretiva**. COPPE/UFRJ. Rio de Janeiro, p. 252. 2010.

CHAI, T.; QIN, S. J.; WANG, H. Optimal operational control for complex industrial processes. **Annual Reviews in Control**, v. 38, p. 81-92, 2014.

CHEN, D.; SEBORG, D. E. PI/PID Controller Design Based on Direct Synthesis and Disturbance Rejection. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 41, p. 4807-4822, 2002.

COHEN, G. H.; COON, G. A. Theoretical Considerations of Retarded Control. **Trans ASME**, v. 75, 1953.

COHN, P. E. **Analisadores Industriais**. 1ª Edição. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2006.

CONAMA, C. N. D. M. A. **Resolução CONAMA no382**. [S.l.]: [s.n.], 2007.

CONSIDINE, D. M. **Process Intruments and Controls Handbook**. 3ª Edição. ed. New York: McGraw-Hiil, Inc, 1985.

DESBOUROGH, L.; MILLER, R. **Increasing customer value of industrial control performance monitoring-Honeywell's experience**. Sixth International Conference on Chemical Processo Control, AIChE Symposium Series Number 326. [S.l.]: [s.n.]. 2002.

DOCHAIN, D. et al. Monitoring and control of process and power systems: Towards new paradigms. Status report prepared by IFAC Coordinating comittee on Process and Power Systems. **Annual Reviews in Controle**, v. 30, p. 69-79, 2006.

DOWNS, J. J.; SKOGESTAD, S. An industrial and academic perspective on plantwide control. **Annual Reviews in Control**, v. 35, p. 99-110, 2011.

EPA. Environmental Protection Agency National Emission Standards for Hazardous Air Pollutants for Major Sources: Industrial Commercial and Institutional Boilers and Process Heaters Final Rule, Federal Register Rules and Regulation, v. 78, n. 21, 2013.

FOLLY, R. **Controle e instrumentação de processos.Notas de aula**. UFRJ/EQ. Rio de Janeiro. 2010.

GARPINGER, O.; HAGGLUND, T.; ÅSTRÖM, K. J. Performance and robustness trade-offs in PID control. **Journal of Process Control**, v. 24, p. 568-577, 2014.

GERON, L. C. A Utilização de Fieldbus para Controle de Caldeiras. **IBP**, Rio de Janeiro, Outubro 1998.

GU, Y.; ZHAO, W.; WU, Z. Online adaptative least squares support vector machine and its application in utility boiler combustion optimization systems. **Journal of Process Control**, v. 21, p. 1040-1048, 2011.

ISERMANN, R. **Digital Control Systems:** Fundamentals, Deterministic Control. 2ª. ed. New York: Springer-Verlag, v. 1, 1989.

JENG, J.-C.; TSENG, W.-L.; CHIU, M.-S. A one-step tuning method for PID controllers with robustness specification using plant-step-response. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 92, p. 545-558, 2014.

KANEV, S. **Robust fault-tolerant control**. University of Twente. The Netherlands. 2004.

KOIVO, H. N.; TANTTU, J. T. **Tuning of PID controllers:** survey on SISO and MIMO techniques. Proceeding of the IFAC Intelligent Tuning and Adaptative Control Symposium. Singapura: [s.n.]. 1991. p. 75-80.

LARSON, R.; FARBER, B. Estatística Aplicada, São Paulo, n. 4, 2010.

LOUREIRO, L. N. **Panorâmica sobre emissões atmosféricas.Estudo de caso: avaliação do inventário emissões atmosféricas da região metropolitana do Rio de Janeiro para fontes móveis**. UFRJ. Rio de Janeiro, p. 153. 2005.

Manual de Instrução dos Blocos Funcionais Foundation. Smar. [S.l.], p. 336. 2007.

MAYR, O. **The Origins of Feedback Control**. Cambridger: MIT Press, 1970.

MC.AVOY, T. et al. Milestone report for area 7 industrial applications. **Control Engineering Practice**, v. 12, p. 113-119, 2004.

MILLER, E. W.; MILLER, M. R. **Contemporary World Issues – Environmental Hazards:** Air Pollution: a reference handbook. Santa Barbara, California: ABC-CLIO, 1989.

MURRAY, R. M. et al. Future directions in control in an information rich world. **IEEE Control systems Magazine**, p. 20-33, 2003.

NAPP, T. A. et al. A review of the technologies, economics and policy instruments for decarbonising energy-intensive manufacturing industries. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 30, p. 616-640, 2014.

O'DWYER, A. **Handbook of PI and PID tunning rules**. 2ª. ed. [S.l.]: Imperial College Press, 2006.

OGUNNAIKE, B. A.; RAY, W. H. **Process Dynamics, Modeling, And Control**. [S.l.]: Ie-oxford, 1994.

OVERSCHEE, P. V.; MOOR, B. D. **RaPID:** the end of heuristic PID tuning. Preprints of Proceeding pf PID'00: IFAC Workshop on digital control. Terrassa: [s.n.]. 2000. p. 687-692.

PARENTE, A. et al. Estratégias de Controle de Emissão de Gases Residuais Aplicadas a Caldeiras de Pequeno Porte. **7º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás**, Rio de Janeiro, 2013.

PINHEIRO, P. C. C.; VALLE, R. M. Controle de Combustão: Otimização do Excesso de Ar. **II Congresso de Equipamentos e Automação da Indústria Química e Petroquímica**, Rio de Janeiro, 1995. 157-162.

RUSHANG M. JOSHI, M. J. P. Flow properties of biodiesel fuel blends at low temperatures. **Fuel**, Canadá, v. 86, p. 143-151, 2007.

SALUM, A. D. **Eficência Energética em Sistema de Combustão de Caldeira**. Universidade Federal da Bahia. Salvador, p. 54. 2011.

SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. **Process Dynamics and Control**. 2ª Edição. ed. [S.l.]: John Wiley & Sons, Inc, 2004.

SMAR. **Manual de Instruções de Blocos Funcionais**. Foundation Fieldbus. [S.l.], p. 336. 2007.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and Practice of Automatic Process Control**. 2ª Edição. ed. [S.l.]: John Wiley & Sons,Inc, 1997.

SOUZA, M. B.; TRICA, D. J. **Introdução a Modelagem e Dinâmica para Controle de Processos**. Rio de Janeiro: Publit, 2013.

SPINNER, T.; SRINIYASAN, B.; RENGASWAMY, R. Data-based automated diagnosis and iterative retuning of proportional-integral (PI) controllers. **Control Engineering Practice**, v. 29, p. 23-41, 2014.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control:** An Introduction to Theory and Practice.Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology. New Jersey: Prentice-Hall, 1984.

STERN, A. C. et al. **Fundamentals of air pollution**. 2ed. ed. Orlando: Academic Press, Inc, 1984.

SWANDA, A. P.; SEBORG, D. E. **Controller Performance Assessment Based on Setpoint Response Data**. Proceedings of the American Control Conference. California: [s.n.]. 1999.

TAN, W. et al. Linear control of a boiler-turbine unit: Analysis and design. **ISA Transactions**, v. 47, p. 189-197, 2008.

TOROGHI, S. M. et al. Modeling and Robust Controller Design for an Industrial Boiler. **Energy Procedia**, v. 14, p. 1471-1477, 2012.

UNITED NATIONS. **Kyoto Protocol**. Framework Convention on Climate Change. [S.l.]: [s.n.]. 1998.

VALDMAN, A. **Notas de Aula: Instrumentação e Automação Industrial de Processo (EQE026)**. Escola de Química/ UFRJ. Rio de Janeiro. 2010.

VALDMAN, A. **Sistema de Automação para Monitoramento Online de Gases Residuais e Diagnóstico de uma Caldeira Operada com Misturas Diesel/Biodiesel**. UFRJ. Rio de Janeiro, p. 244. 2010.

VALDMAN, A. **Estrutura Unificada Baseada em Sensor Virtual e Tecnologia Fieldbus para Monitoramento, Diagnóstico e Controle de Caldeiras**. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, p. 224. 2013.

VALDMAN, A. et al. Online monitoring of exhaust gas emissions of a boiler with diesel/biodiesel fuel blends. **Chemical Engineering Transactions**, v. 24, p. 277-282, 2011.

VALDMAN, B.; FOLLY, R.; SALGADO, A. **Dinâmica, Controle e Instrumentação de Processos**. Rio de Janeiro: Editora UFRJ, 2008.

WEG. **Manual do Inversor de Frquência**. [S.l.], p. 207. 2006.

WEN, S.; YONGCHENG, J. The Research and Application on Itelligent Control in Boiler Combustion System. **Procedia Engineering**, v. 23, p. 167-173, 2011.

WONGTSCHOWSKI, P. **Indústria química – riscos e oportunidades**. 2ª. ed. São Paulo: Editora Edgard , 2002.

WU, X. et al. Data-driven modeling and predective control for boiler-turbine unit using fuzzy clustering and subspace methods. **ISA Transactions**, v. 53, p. 699-708, 2014.

ZIEGLER, J. G. Those Magnificent Men and Their Controlling Machines. **Journal of Dynamic Systems, Measrurement, and Control**, v. 97, p. 279, 1975.

ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. Optimum Settings for Automatic Controllers. **Transactions ASME**, p. 759-768, 1942.

Apêndice A: Configurações na Rede *Foundation Fieldbus*

Device List

TIT1023	0003020002:SMAR-TT302:004812755	Basic	0x18
FIT1031	0003020001:SMAR-LD302:00016421	Basic	0x19
TIT1042	0003020002:SMAR-TT302:004812787	Basic	0x1A
TIT1011	0003020002:SMAR-TT302:004812745	Basic	0x1B
PIT1032	0003020001:SMAR-LD302:00016465	Basic	0x1C
FIT1024	0003020001:SMAR-LD302:00016448	Basic	0x1D
LIT1013	0003020001:SMAR-LD302:00016462	Link Master	0x1E
LIT1021	0003020001:SMAR-LD302:00016455	Basic	0x1F
LIT1026	0003020001:SMAR-LD302:00016460	Basic	0x20
SI1015_46	0003020005:SMAR-FI302:0063310	Basic	0x21
FIT5017	0003020001:SMAR-LD302:3441	Basic	0x18
TIT5028	0003020002:SMAR-TT302:2253	Basic	0x19
XCV5048	0003020006:SMAR-FY302:S166	Basic	0x1A
TIT5068	0003020002:SMAR-TT302:2160	Basic	0x1B
TIT5038	0003020002:SMAR-TT302:2254	Basic	0x1C
TIT5048	0003020002:SMAR-TT302:2252	Basic	0x1D
TIT5018	0003020002:SMAR-TT302:2161	Basic	0x1E
TIT5058	0003020002:SMAR-TT302:800488	Basic	0x1F
FIT5057	0003020001:SMAR-LD302:3442	Basic	0x20
FB1000	0003020009:SMAR-FB700:026800101	Basic	0x22
FV1031	0003020006:SMAR-FY302:03414288	Basic	0x23
PIT5025	0003020001:SMAR-LD302:3448	Basic	0x21
LIT5017	0003020001:SMAR-LD302:3447	Link Master	0x22
FIT5027	0003020001:SMAR-LD302:3445	Basic	0x23
FIT5037	0003020001:SMAR-LD302:3443	Basic	0x24
XCV5018	0003020006:SMAR-FY302:S158	Basic	0x25
XCV5027	0003020006:SMAR-FY302:S145	Basic	0x26
LIT5027	0003020001:SMAR-LD302:3444	Link Master	0x27
FY5047	0003020003:SMAR-IF302:800173	Basic	0x28
DFI_Caldeira	0003020008:SMAR-DF51:933	Bridge	0x10

11 Heading 1 Block List

Block: FIT1031_RES
No Control Module.
From Device: FIT1031
Block Type: Resource Block
Profile: 0x0133
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x80020AF0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: FIT1031_TRD
No Control Module.
From Device: FIT1031
Block Type: Transducer
Profile: 0x801B
Profile Revision: 0x0202
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020130¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: FIT1031_AI
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FIT1031
Block Type: Analog Input
Profile: 0x0101
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800201D0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
MODE_BLK.Normal = Auto
CHANNEL = 1
XD_SCALE.EU at 100% = 2500
XD_SCALE.EU at 0% = 0
XD_SCALE.Units Index = mmH2O (68°F)
XD_SCALE.Decimal = 2
OUT_SCALE.EU at 100% = 500
OUT_SCALE.EU at 0% = 0
OUT_SCALE.Units Index = kg/h
OUT_SCALE.Decimal = 2
L_TYPE = Indirect Sq Root

Connected Parameters:
OUT -> FV1031_PID_F.IN

Block: FIT1031_DSP
No Control Module.
From Device: FIT1031
Block Type: Display
Profile: 0x8003
Profile Revision: 0x0002

Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000200F1¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
BLOCK_TAG_PARAM_1 = FIT1031_AI
INDEX_RELATIVE_1 = 8
MNEMONIC_1 = Kg/h
ACCESS_1 = Monitoring
ALPHA_NUM_1 = Mnemonic
DISPLAY_REFRESH = Update Display.

Block: PIT1032_RES
No Control Module.
From Device: PIT1032
Block Type: Resource Block
Profile: 0x0133
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x80020AF0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: PIT1032_TRD
No Control Module.
From Device: PIT1032
Block Type: Transducer
Profile: 0x801B
Profile Revision: 0x0202
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020130¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: PIT1032_AI
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: PIT1032
Block Type: Analog Input
Profile: 0x0101
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800201D0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
CHANNEL = 1
XD_SCALE.EU at 100% = 150
XD_SCALE.EU at 0% = 3
XD_SCALE.Units Index = psi
XD_SCALE.Decimal = 2
OUT_SCALE.EU at 100% = 79.769997
OUT_SCALE.EU at 0% = 20.799999
OUT_SCALE.Units Index = psi

OUT_SCALE.Decimal = 2
L_TYPE = Direct

Connected Parameters:
OUT -> FV1031_PID_P.IN

Block: PIT1032_DSP
No Control Module.
From Device: PIT1032
Block Type: Display
Profile: 0x8003
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0001
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000200F1¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
BLOCK_TAG_PARAM_1 = PIT1032_AI
INDEX_RELATIVE_1 = 8
MNEMONIC_1 = psi
ACCESS_1 = Monitoring
ALPHA_NUM_1 = Mnemonic
DISPLAY_REFRESH = Update Display.

Block: SI1015_46_RES
No Control Module.
From Device: SI1015_46
Block Type: Resource Block
Profile: 0x0133
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x80020AF0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: SI1015_46_TRD1
No Control Module.
From Device: SI1015_46
Block Type: Transducer
Profile: 0x801E
Profile Revision: 0x0102
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020130¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
TERMINAL_NUMBER = 1

Block: DI_FB2
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: FB1000
Block Type: Multiple Discrete Input
Profile: 0x8012
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0009
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02

DD Item ID: 0x000200F7¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
OCCURRENC = 2

Connected Parameters:
OUT_D8 -> SI1015_46_PID.TRK_IN_D

Block: SI1015_46_TRD2
No Control Module.
From Device: SI1015_46
Block Type: Transducer
Profile: 0x801E
Profile Revision: 0x0102
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020130¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
TERMINAL_NUMBER = 2

Block: SI1015_46_DSP
No Control Module.
From Device: SI1015_46
Block Type: Display
Profile: 0x8003
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000200F1¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
BLOCK_TAG_PARAM_1 = SI1015_46_AO1
INDEX_RELATIVE_1 = 7
MNEMONIC_1 = Sem Uso
ACCESS_1 = Monitoring
ALPHA_NUM_1 = Mnemonic
BLOCK_TAG_PARAM_2 = SI1015_46_AO2
INDEX_RELATIVE_2 = 7
SUB_INDEX_2 = 2
MNEMONIC_2 = SOPRADOR
ACCESS_2 = Monitoring
ALPHA_NUM_2 = Mnemonic
DISPLAY_REFRESH = None.

Block: AI_FB1
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: FB1000
Block Type: Multiple Analog Input
Profile: 0x8013
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0009
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020104¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
MODE_BLK.Normal = Auto

OCCURRENC = 1

Connected Parameters:
OUT_1 -> SI1015_46_SelPN.IN_2
OUT_3 -> SI1015_46_SelPN.IN_1

Block: SI1015_46_AO2
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Block Type: Analog Output
Profile: 0x0102
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800201F0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Cas:Auto
CHANNEL = 2

Connected Parameters:
CAS_IN <- SI1015_46_AO2.CAS_IN
BKCAL_OUT -> SI1015_46_PID.BKCAL_IN
OUT -> SI1015_46_PID.TRK_VAL

Block: SI1015_46_PID
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Block Type: PID Control
Profile: 0x0108
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800202B0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Man
MODE_BLK.Normal = Auto
CONTROL_OPTS = Bypass Enable:SP-PV Track Man:SP-PV Track LO-IMan:Direct acting:Track enable
STATUS_OPTS = Uncertain as Good
BYPASS = Off
GAIN = 0.5
SHED_OPT = NormalShed_NoReturn
RESET = 10
PV_SCALE.EU at 100% = 10000
PV_SCALE.Units Index = %
PV_SCALE.Decimal = 0
SP_HI_LIM = 10000
TRK_SCALE.EU at 100% = 20
TRK_SCALE.EU at 0% = 4
OUT_SCALE.EU at 100% = 100
OUT_SCALE.EU at 0% = 0
OUT_SCALE.Units Index = %
SP.Value = 2800

Connected Parameters:
IN <- SI1015_46_PID.IN
TRK_IN_D <- SI1015_46_PID.TRK_IN_D
OUT -> SI1015_46_AO2.CAS_IN
BKCAL_IN <- SI1015_46_PID.BKCAL_IN
TRK_VAL <- SI1015_46_PID.TRK_VAL

Block: SI1015_46_SelPN
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Block Type: Input Selector
Profile: 0x800C
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000200BA¤ï

Initialized Parameters:
SELECT_TYPE = First good
MODE_BLK.Target = Auto

Connected Parameters:
IN_2 <- SI1015_46_SelPN.IN_2
OUT -> SI1015_46_PID.IN
IN_3 <- SI1015_46_SelPN.IN_3
IN_1 <- SI1015_46_SelPN.IN_1

Block: FV1031_RES
No Control Module.
From Device: FV1031
Block Type: Resource Block
Profile: 0x0133
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x80020AF0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
MODE_BLK.Permitted = Auto:OOS
MODE_BLK.Normal = OOS

Block: FV1031_TRD
No Control Module.
From Device: FV1031
Block Type: Transducer
Profile: 0x8020
Profile Revision: 0x0102
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020130¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: FY-0_DSP
No Control Module.
From Device: FV1031
Block Type: Display
Profile: 0x8003
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000200F1¤ï

Initialized Parameters:

MODE_BLK.Target = Auto
MODE_BLK.Permitted = Auto:OOS
MODE_BLK.Normal = Auto
INDEX_RELATIVE_1 = 83
SUB_INDEX_1 = 2
MNEMONIC_1 = POS
BLOCK_TAG_PARAM_2 = Undefined
INDEX_RELATIVE_2 = 8
SUB_INDEX_2 = 2
MNEMONIC_2 = SP
INDEX_RELATIVE_3 = 28
SUB_INDEX_3 = 2
MNEMONIC_3 = TYPE
INDEX_RELATIVE_4 = 18
SUB_INDEX_4 = 2
MNEMONIC_4 = KP

Block: FY-0_DIAG
No Control Module.
From Device: FV1031
Block Type: Diagnostics Transducer
Profile: 0x8018
Profile Revision: 0x0102
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000201EA¤ï

Initialized Parameters:
None.

Block: FY-0_AO
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Block Type: Analog Output
Profile: 0x0102
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800201F0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Cas:Auto
MODE_BLK.Permitted = RCas:Cas:Auto:Man:OOS
MODE_BLK.Normal = OOS
XD_SCALE.EU at 100% = 100
XD_SCALE.Units Index = %
XD_SCALE.Decimal = 2
PV_SCALE.EU at 100% = 100
PV_SCALE.Units Index = %
PV_SCALE.Decimal = 2
CHANNEL = 1
SP.Value = 0
SIMULATE.Simulate En/Disable = Disabled

Connected Parameters:
CAS_IN <- FY-0_AO.CAS_IN
OUT -> FV1031_PID_F.TRK_VAL
OUT -> FV1031_PID_P.TRK_VAL
BKCAL_OUT -> FV1031_PID_F.BKCAL_IN
BKCAL_OUT -> FV1031_PID_P.BKCAL_IN
Block: SI1015_46_CTE
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46

Block Type: Constant
Profile: 0x801A
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0005
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x00020216¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
CT_VAL_1 = 7500

Connected Parameters:
OUT_3 -> SI1015_46_SelPN.IN_3

Block: DFI_Caldeira-TRD
No Control Module.
From Device: DFI_Caldeira
Block Type: Transducer
Profile: 0x8029
Profile Revision: 0x0001
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0008
Device Revision: 0x07
DD Revision: 0x03
DD Item ID: 0x00020130¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto

Block: FV1031_PID_F
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Block Type: PID Control
Profile: 0x0108
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800202B0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Man
MODE_BLK.Normal = Auto
PV_SCALE.EU at 100% = 500
PV_SCALE.EU at 0% = 0
PV_SCALE.Units Index = kg/h
PV_SCALE.Decimal = 2
OUT_SCALE.EU at 100% = 100
OUT_SCALE.EU at 0% = 0
OUT_SCALE.Units Index = %
CONTROL_OPTS = Bypass Enable:SP-PV Track Man:SP-PV Track LO-IMan:Track enable
SP_HI_LIM = 500
GAIN = 0.30000001
RESET = 31
STATUS_OPTS = Uncertain as Good

Connected Parameters:
IN <- FV1031_PID_F.IN
OUT -> FV1031_SEL.IN_1
TRK_VAL <- FV1031_PID_F.TRK_VAL
BKCAL_IN <- FV1031_PID_F.BKCAL_IN

Block: FV1031_PID_P
From Control Module: Controle de Vapor

From Device: FV1031
Block Type: PID Control
Profile: 0x0108
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x800202B0¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Man
MODE_BLK.Normal = Auto
PV_SCALE.EU at 100% = 79.769997
PV_SCALE.EU at 0% = 20.799999
PV_SCALE.Units Index = psi
PV_SCALE.Decimal = 2
OUT_SCALE.EU at 100% = 100
OUT_SCALE.EU at 0% = 0
OUT_SCALE.Units Index = %
CONTROL_OPTS = Bypass Enable:SP-PV Track Man:SP-PV Track LO-IMan:Direct acting:Track enable
STATUS_OPTS = Uncertain as Good
SP_HI_LIM = 70
GAIN = 0.30000001
RESET = 780

Connected Parameters:
IN <- FV1031_PID_P.IN
OUT -> FV1031_SEL.IN_2
TRK_VAL <- FV1031_PID_P.TRK_VAL
BKCAL_IN <- FV1031_PID_P.BKCAL_IN

Block: FV1031_SEL
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Block Type: Input Selector
Profile: 0x800C
Profile Revision: 0x0002
Manufacturer: 0x000302
Device Type: 0x0006
Device Revision: 0x04
DD Revision: 0x02
DD Item ID: 0x000200BA¤ï

Initialized Parameters:
MODE_BLK.Target = Auto
SELECT_TYPE = First good

Connected Parameters:
IN_1 <- FV1031_SEL.IN_1
IN_2 <- FV1031_SEL.IN_2
OUT -> FY-0_AO.CAS_IN
FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Internal Link.
From: SI1015_46_PID.OUT
To: SI1015_46_AO2.CAS_IN

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Internal Link.
From: SI1015_46_SelPN.OUT
To: SI1015_46_PID.IN

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
External Link.
From: DI_FB2.OUT_D8
To: SI1015_46_PID.TRK_IN_D

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Internal Link.
From: SI1015_46_AO2.BKCAL_OUT
To: SI1015_46_PID.BKCAL_IN

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Internal Link.
From: SI1015_46_AO2.OUT
To: SI1015_46_PID.TRK_VAL

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
External Link.
From: AI_FB1.OUT_1
To: SI1015_46_SelPN.IN_2

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
Internal Link.
From: SI1015_46_CTE.OUT_3
To: SI1015_46_SelPN.IN_3

FB Link:
From Control Module: Controle do Soprador
From Device: SI1015_46
External Link.
From: AI_FB1.OUT_3
To: SI1015_46_SelPN.IN_1

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.
From: FV1031_SEL.OUT
To: FY-0_AO.CAS_IN

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
External Link.
From: FIT1031_AI.OUT
To: FV1031_PID_F.IN

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.
From: FY-0_AO.OUT
To: FV1031_PID_F.TRK_VAL

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.

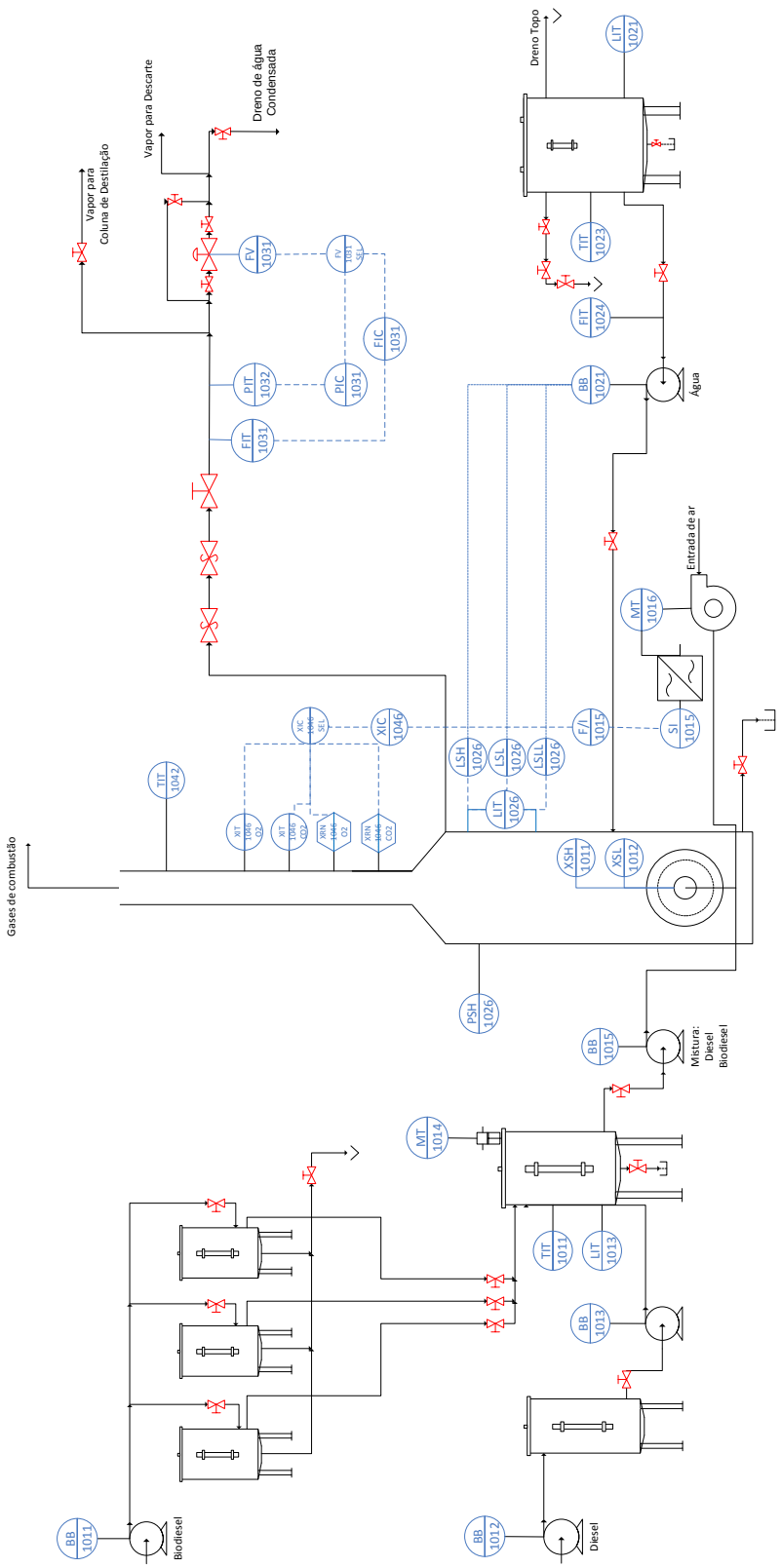
From: FY-0_AO.BKCAL_OUT
To: FV1031_PID_F.BKCAL_IN

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
External Link.
From: PIT1032_AI.OUT
To: FV1031_PID_P.IN

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.
From: FY-0_AO.OUT
To: FV1031_PID_P.TRK_VAL

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.
From: FY-0_AO.BKCAL_OUT
To: FV1031_PID_P.BKCAL_IN

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.
From: FV1031_PID_F.OUT
To: FV1031_SEL.IN_1

FB Link:
From Control Module: Controle de Vapor
From Device: FV1031
Internal Link.
From: FV1031_PID_P.OUT
To: FV1031_SEL.IN_2
Ÿ

Apêndice B: Diagrama P&I da Planta Piloto