

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA ELÉTRICA E
INFORMÁTICA INDUSTRIAL

EDUARDO LEDOUX ROSA

**PROJETO DE CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE UM SISTEMA DE
GERAÇÃO DE VAPOR COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS COM
SIMULAÇÃO DINÂMICA**

DISSERTAÇÃO

CURITIBA

2013

EDUARDO LEDOUX ROSA

**PROJETO DE CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE UM SISTEMA DE
GERAÇÃO DE VAPOR COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS COM
SIMULAÇÃO DINÂMICA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial da Universidade Tecnológica Federal do Paraná como requisito parcial para obtenção do grau de “Mestre em Ciências” – Área de Concentração: Engenharia de Automação e Sistemas.

Orientador: Prof Dr Flávio Neves Jr

CURITIBA

2013

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação

R788 Rosa, Eduardo Ledoux
Projeto de Controle e Otimização de um Sistema de Geração de Vapor com Múltiplas Caldeiras com Simulação Dinâmica/ Eduardo Ledoux Rosa. – 2013.
82 f. : il. ; 30 cm

Orientador: Prof Dr Flávio Neves Jr.
Dissertação (Mestrado) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial. Curitiba, 2013.
Bibliografia: f. 80-82.

1. Caldeiras à vapor - Modelos matemáticos. 2. Sistemas de controle digital. 3. Controle de processo. 4. Otimização matemática. 5. Combustíveis - Consumo. 6. Simulação (Computadores). 7. Engenharia elétrica - Dissertações. I. Neves Júnior, Flávio, orient. II. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial. III. Título.

CDD (22. ed.) 621.3

Biblioteca Central da UTFPR, Câmpus Curitiba

Título da Dissertação Nº. 641

**“Projeto de Controle e Otimização de um Sistema de
Geração de Vapor com Múltiplas Caldeiras com
Simulação Dinâmica”**

por

Eduardo Ledoux Rosa

Orientador: Prof. Dr. Flávio Neves Junior

Esta dissertação foi apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de MESTRE EM CIÊNCIAS – Área de Concentração: Engenharia de Automação e Sistemas, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial – CPGEI – da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, às 14h do dia 23 de agosto de 2013. O trabalho foi aprovado pela Banca Examinadora, composta pelos doutores:

Prof. Flávio Neves Junior, Dr.
(Presidente – UTFPR)

Prof. Gideon Villar Leandro, Dr.
(UFPR)

Prof. Cezar Otaviano Ribeiro Negrão, Dr.
(UTFPR)

Visto da coordenação:

Prof. Ricardo Lüders, Dr.
(Coordenador do CPGEI)

AGRADECIMENTOS

À Deus, por me permitir estudar para alcançar este degrau.

À minha esposa Caroline, pelo apoio e compreensão que necessitei.

À minha mãe Rosalia, pela motivação para a busca constante pelos estudos.

Ao Prof. Dr. Flávio Neves Jr pela orientação e auxílio, à Profa. Dra. Lucia Valéria Ramos de Arruda pelos seus valiosos comentários e ao Prof. Dr. Leandro Magatão pelas suas contribuições no estudo de Otimização.

À PETROBRAS e a REPAR, pela confiança de me permitir realizar este Mestrado e por possibilitar que eu dedicasse o tempo necessário.

Aos amigos e colegas da ABB, pelas valiosas dicas do sistema 800xA, a aos amigos e colegas da REPAR, em especial pelos comentários sobre o modelo de Processo.

À UTFPR em especial ao CPGEI, seus professores, funcionários e alunos.

RESUMO

ROSA, Eduardo Ledoux. PROJETO DE CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE UM SISTEMA DE GERAÇÃO DE VAPOR COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS COM SIMULAÇÃO DINÂMICA. 82 f. Dissertação – Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2013.

Neste trabalho foi desenvolvido um projeto de controle de um sistema de geração de vapor composto por múltiplas caldeiras que contempla a otimização do consumo de combustível do sistema. Para atingir este objetivo, deve-se combinar um controle regulatório eficiente de uma caldeira e um mecanismo divisor de carga eficiente para que cada caldeira opere com a confiabilidade normalmente requerida, aliado a um ponto ótimo de consumo de combustível. Esta dissertação apresenta: a modelagem dinâmica de uma caldeira aquatubular industrial; a implementação computacional do modelo dinâmico de uma caldeira aquatubular em Matlab; o projeto de controle de uma caldeira aquatubular no sistema de automação 800xA envolvendo a definição de estratégias de controle, a comunicação do sistema de automação com o modelo da planta no Matlab, uma avaliação sobre algumas técnicas de sintonia, bem como a simulação dinâmica e resultados; o problema de otimização para minimização do consumo de total de combustível de um sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras, bem como a avaliação da resolução com modelagem por uma abordagem de Programação Linear Inteira Mista; e o projeto de controle de um sistema com múltiplas caldeiras, envolvendo também a simulação dinâmica. Com base nos experimentos simulados considerou-se que a estratégia de controle proposta neste trabalho tem desempenho satisfatório, principalmente pelo fato de que a inclusão do bloco divisor de carga não acarretou prejuízo na característica de rejeição de perturbações, o que encoraja estudos posteriores com o objetivo de se ter uma utilização prática.

Palavras-chave: caldeira aquatubular, modelagem dinâmica, controle, otimização

ABSTRACT

ROSA, Eduardo Ledoux. MULTIPLE BOILER STEAM GENERATION SYSTEM CONTROL AND OPTIMIZATION WITH DYNAMIC SIMULATION. 82 f. Dissertação – Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica e Informática Industrial, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2013.

In the current work, a control project for a multiple boilers steam generation system that includes fuel optimization is proposed. To achieve that, it must combine an efficient boiler regulatory control and an efficient mechanism for load allocation to each boiler in order to operate with normally required reliability and combined with optimum fuel consumption. This dissertation presents: dynamic modeling of an industrial watertube boiler; computational implementation of the dynamic watertube Boiler model in Matlab, the control design of a watertube Boiler in 800xA automation system involving the definition of control strategies, communication of the 800xA automation system with the plant model in Matlab, an evaluation of some techniques for PID tuning including dynamic simulation results, the optimization problem to minimize the total fuel consumption of a multiple boilers steam generation system, as well as the assessment of their resolution with Mixed Integer Linear Programming modeling approach, and control design of a multiple boilers system, also involving dynamic simulation. Based on the simulated experiments, it was found that the control strategy proposed in this work has satisfactory performance, mainly because of the inclusion of the divider block load did not affect the rejection of disturbances characteristic, which encourages further studies with objective of practical use.

Keywords: watertube boiler, dynamic modeling, control, optimization

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1	– Diagrama simplificado de uma caldeira.	18
FIGURA 2	– Representação num tubo vertical ascendente.	21
FIGURA 3	– Representação em corte de um tubulão superior.	24
FIGURA 4	– Resposta das variáveis de estado e nível para um degrau de 10MW em Q .	32
FIGURA 5	– Resposta das variáveis de estado e nível para um degrau de 10kg/s em q_f	33
FIGURA 6	– Resposta das variáveis de estado e nível para um degrau de 10kg/s em q_s .	34
FIGURA 7	– Diagrama de blocos de uma caldeira: controle de pressão e nível	37
FIGURA 8	– Diagrama de blocos de uma caldeira com implementação de controle PID tradicional e antecipatório: controle de pressão e nível	38
FIGURA 9	– Diagrama de blocos de uma caldeira: controle de vazão de vapor exportado e nível	38
FIGURA 10	– Diagrama de blocos de uma caldeira com implementação de controle PID tradicional e antecipatório: controle de vazão de vapor exportado e nível .	39
FIGURA 11	– Arquitetura implementada para simulação em Matlab e controle em 800xA via OPC.	41
FIGURA 12	– Procedimentos utilizados no Matlab para simulação.	42
FIGURA 13	– Tela do supervísório da caldeira para o controle da pressão e nível.	45
FIGURA 14	– Resposta das variáveis p e l e da variável manipulada Q para uma perturbação de 10kg/s em q_s	47
FIGURA 15	– Resposta das variáveis p e l e da variável manipulada q_f para uma perturbação de 20kg/s em q_s	49
FIGURA 16	– Representação esquemática do sistema em que se aplicará a malha de vazão de vapor produzido.	50
FIGURA 17	– Tela do supervísório da caldeira para o controle de vazão e nível.	51
FIGURA 18	– Resposta das variáveis l e q_s e da variável manipulada Q para uma perturbação de 0,2MPa em p_h	52
FIGURA 19	– Resposta das variáveis l e q_s e da variável manipulada Q quando ocorre um degrau de 10kg/s no <i>set-point</i> da malha de vazão.	53
FIGURA 20	– Conexões hidráulicas de um sistema com três caldeiras.	57
FIGURA 21	– Curva de eficiência de uma caldeira em função da vazão produzida de vapor.	58
FIGURA 22	– Consumo de combustível em função da vazão produzida de vapor para uma caldeira.	59
FIGURA 23	– Curvas de eficiência das caldeiras em função da vazão produzida de vapor.	61
FIGURA 24	– Vazão de produção de cada caldeira em função da demanda total pelo sistema.	62
FIGURA 25	– Diagrama de blocos de uma estratégia de controle proposta para um sistema com três caldeiras.	66
FIGURA 26	– Representação esquemática do modelo de processo do sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras.	68
FIGURA 27	– Tela do supervísório do sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras.	70

FIGURA 28	– Resposta da variável q_s para rejeição de perturbação e degrau no <i>set-point</i> da malha.	71
FIGURA 29	– Resposta do sistema para perturbações em q_{sh} , para degraus de $\Delta q_{sh} = 20\text{kg/s}$ ascendentes.	72
FIGURA 30	– Resposta do sistema para perturbações em q_{sh} , para degraus de $\Delta q_{sh} = 20\text{kg/s}$ descendentes.	73
FIGURA 31	– Resposta do sistema para perturbações em q_{sh} , para degraus de $\Delta q_{sh} = 60\text{kg/s}$	74
FIGURA 32	– Resposta do sistema para a queda de uma caldeira ($Q = 0$).	75
FIGURA 33	– Diagrama de blocos de uma estratégia de controle em que uma caldeira absorve as variações em q_{sh}	76
FIGURA 34	– Comparação da estratégia de controle proposta com a estratégia em que uma caldeira opera com malha de pressão.	77

LISTA DE TABELAS

TABELA 1	– Dados construtivos da caldeira	28
TABELA 2	– Dados termodinâmicos do vapor saturado	29
TABELA 3	– Escalonamento de variáveis entre SDCD e MATLAB	42
TABELA 4	– Regras de sintonia SIMC para controlador PID ideal para AC800M	44
TABELA 5	– Parâmetros de controladores PID malha de pressão para dois critérios de sintonia	46
TABELA 6	– Parâmetros de controladores PID malha de nível para diversas sintonias ..	47
TABELA 7	– Parâmetros de controladores PID malha de vazão para diversas sintonias ..	50
TABELA 8	– Comparativo entre as soluções que maximizam versus minimizam combustível	63

LISTA DE SIGLAS

IMC	<i>Internal Model Control</i> ou Controle por modelo interno
OLE	<i>Object Linking and Embedding</i>
OPC	<i>Object Linking and Embedding for Process Control</i>
PCI	Poder calorífico inferior
PI	Controlador Proporcional e Integral
PID	Controlador Proporcional, Integral e Derivativo
PLIM	Programação Linear Inteira Mista
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuído
SIMC	<i>Skogestad Internal Model Control</i> ou <i>Simple control</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

q_f	Vazão de água de alimentação
q_s	Vazão de vapor exportado
Q	Energia térmica fornecida
p	Pressão no tubulão superior
l	Variação do nível de água no tubulão superior
ρ_s	Densidade específica do vapor
V_{st}	Volume total ocupado pelo vapor
ρ_w	Densidade específica da água
V_{wt}	Volume total ocupado pela água
u_s	Energia interna do vapor
u_w	Energia interna da água
m_t	Massa total de metal de uma caldeira
C_p	Calor específico do metal
t_m	Temperatura do metal
h_f	Entalpia da água de alimentação
h_w	Entalpia da água saturada
h_s	Entalpia do vapor saturado
V_t	Volume total do sistema de água e vapor da caldeira
t_s	Temperatura do vapor saturado
A	Área da seção transversal
V	Volume
q	Vazão mássica
ρ	Densidade da mistura num tubo ascendente
h	Entalpia
t	Tempo
z	Coordenada de orientação espacial
α_m	Fração mássica de vapor da mistura num tubo ascendente
h_c	Entalpia de vaporização
ξ	Comprimento normalizado de um tubo ascendente
α_r	Fração mássica (qualidade) de vapor que sai dos tubos ascendentes
α_v	Fração volumétrica de vapor nos tubos ascendentes
$\bar{\alpha}_v$	Fração volumétrica média de vapor num tubo ascendente
V_r	Volume total dos tubos ascendentes
q_r	Vazão mássica total que sai dos tubos ascendentes
q_{dc}	Vazão mássica total que entra nos tubos ascendentes
m_r	Massa total de metal dos tubos ascendentes
k	Coefficiente de fricção adimensional
L_r	Comprimento dos tubos ascendentes
L_{dc}	Comprimento dos tubos descendentes
A_{dc}	Área de uma seção dos tubos descendentes
g	Aceleração da gravidade

V_{sd}	Volume de vapor abaixo do nível de água no tubulão superior
V_{wd}	Volume de água abaixo do nível de água no tubulão superior
q_{sd}	Vazão de vapor abaixo do nível de água no tubulão superior
q_{cd}	Vazão de condensação no tubulão superior
m_d	Massa total de metal do tubulão superior
V_{sd}^0	Volume de vapor no tubulão na situação hipotética em que não ocorre condensação
T_d	Tempo de residência do vapor no tubulão
β	Parâmetro empírico da equação 23
V_{wt}	Volume total de água na caldeira
V_{dc}	Volume total de água nos tubos descendentes
A_d	Superfície da água no tubulão superior
η	Parâmetro adimensional $\eta = \alpha_r (\rho_w - \rho_s) / \rho_s$
P_v	Variável de processo controlada
Sp	<i>Set-point</i> do controlador
Mv	Variável manipulada ou saída do controlador
G	Ganho proporcional do controlador
β_c	Fator de ponderação do <i>set-point</i>
T_i	Constante de tempo integral do controlador
T_d	Tempo derivativo do controlador
T_{fil}	Tempo do filtro da parte derivativa do controlador
τ_c	Constante de tempo do processo controlado pelo SIMC
L_{max}	Limite máximo desejado de variação do nível
ΔF_D	Perturbação máxima esperada na vazão
p_h	Pressão de vapor exportado pelo <i>header</i>
$q_{fuel\ g}$	Vazão de combustível de uma caldeira
$\eta_{ef\ g}$	Eficiência adimensional de cada caldeira
$q_{s\ dem}$	Vazão total de vapor demandado pelo sistema
Op	Variável binária de decisão para o modelo PLIM
Lim	Limites de vazão de vapor produzido de cada segmento linearizado do modelo PLIM
q_{sh}	Vazão de vapor exportado pelo <i>header</i>
M_h	Massa de vapor acumulada no interior da tubulação do <i>header</i>
ρ_{sh}	Densidade do vapor presente no <i>header</i>
V_h	Volume interno da tubulação do <i>header</i>
M	Massa molar do vapor de água
R	Constante universal dos gases
T_h	Temperatura do vapor no <i>header</i>
Z	Fator de compressibilidade do gás
k_g	Fator de vazão de interligação da caldeira com o sistema

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	14
1.1 MOTIVAÇÃO	15
1.2 OBJETIVOS	15
1.2.1 Objetivo Geral	15
1.2.2 Objetivos Específicos	16
2 MODELAGEM DE UMA CALDEIRA AQUATUBULAR	17
2.1 UMA INTRODUÇÃO SOBRE CALDEIRAS INDUSTRIAIS	17
2.2 MODELAGEM DE UMA CALDEIRA AQUATUBULAR	18
2.2.1 Balanço de Massa e Energia	19
2.2.2 Distribuição de vapor nos tubos ascendentes e tubulão	20
2.2.2.1 Qualidade de mistura saturada num tubo ascendente	21
2.2.2.2 Fração volumétrica média de vapor	22
2.2.2.3 Transferência de massa e energia entre água e vapor	23
2.2.2.4 Vazão de Circulação	23
2.2.2.5 Distribuição de vapor no tubulão superior	24
2.2.2.6 Nível de água no Tubulão Superior	25
2.3 O MODELO	25
3 IMPLEMENTAÇÃO COMPUTACIONAL E ANÁLISE DO MODELO	28
3.1 LEVANTAMENTO DE DADOS CONSTRUTIVOS	28
3.2 LEVANTAMENTO DE DADOS TERMODINÂMICOS	29
3.3 ANÁLISE DE ESTADO ESTACIONÁRIO	30
3.4 MODELO SIMULADO	31
3.5 RESULTADOS	32
4 PROJETO DE CONTROLE DE UMA CALDEIRA	36
4.1 ESTRATÉGIA DE CONTROLE	36
4.1.1 Controle de pressão	36
4.1.2 Controle de vazão de vapor exportado	37
4.2 O SISTEMA ABB 800XA	38
4.3 INTEGRAÇÃO DO MODELO COM <i>OPC</i>	40
4.4 SINTONIA DAS MALHAS	42
4.4.1 O Algoritmo de Controle no 800xA	43
4.4.2 Método de Sintonia SIMC	43
4.4.3 Método de vaso pulmão	44
4.4.4 Controle por Bandas	44
4.5 RESULTADOS	45
4.5.1 Controle de pressão	45
4.5.2 Controle de nível	46
4.5.3 Controle de vazão de vapor exportado	48
4.5.4 Considerações finais	52
5 OTIMIZAÇÃO EM UM SISTEMA COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS	55
5.1 O PROBLEMA DE OTIMIZAÇÃO	56

5.2	MODELAGEM PARA RESOLUÇÃO EM PLIM	58
5.3	RESULTADOS E DISCUSSÕES	61
6	PROJETO DE CONTROLE COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS	65
6.1	ESTRATÉGIA DE CONTROLE	65
6.2	IMPLEMENTAÇÃO NO SISTEMA ABB 800XA	67
6.3	SINTONIA DAS MALHAS	70
6.4	RESULTADOS	72
7	CONCLUSÃO	78
	REFERÊNCIAS	80

1 INTRODUÇÃO

Equipamento comum em muitas indústrias e até mesmo em grandes edifícios, as caldeiras apresentam papel chave no fornecimento de energia térmica a seus consumidores. Sua função é converter a energia obtida na queima de combustível em energia térmica para produção de vapor, uma importante utilidade em muitas indústrias.

Apesar das primeiras caldeiras terem surgido em plena revolução industrial no século XVIII, as grandes caldeiras aquatubulares ainda constituem equipamentos que requerem complexos sistemas de controle no ambiente industrial. Não é por acaso que algumas vezes o controle de nível de uma caldeira é utilizado como *benchmark* para a avaliação de novas tecnologias de instrumentação e controle (LI; JIANG, 2011).

As centrais térmicas de grandes indústrias são pontos de grande potencial de melhora de eficiência energética, face a quantidade de energia envolvida nas caldeiras. A busca por ganhos econômicos aliada às recentes preocupações - e também obrigações - ambientais, faz com que a pesquisa por eficiência em sistemas térmicos seja atual.

Este trabalho propõe desenvolver um projeto de controle de um sistema de geração de vapor composto por múltiplas caldeiras que contemple a otimização do consumo de combustível do sistema. Para atingir este objetivo, deve-se buscar o controle regulatório eficiente de uma caldeira, associado a um mecanismo divisor de carga eficiente para que cada caldeira opere com a confiabilidade normalmente requerida por estes sistemas aliado a um ponto ótimo de consumo de combustível.

Para o desenvolvimento deste trabalho propõe-se a implementação de um modelo dinâmico computacional de uma caldeira em Matlab (MATLAB, 2010) e implementação de estratégias de controle no sistema ABB 800xA (ABB, 2013) para avaliação de resultados.

Esta dissertação é organizada da seguinte maneira, o capítulo 2 descreve o modelo dinâmico de uma caldeira aquatubular industrial. O capítulo 3 apresenta a implementação computacional do modelo dinâmico de uma caldeira aquatubular em Matlab. O capítulo 4 traz o projeto de controle de uma caldeira aquatubular no sistema de automação 800xA envolvendo

a definição de estratégias de controle, a implementação no sistema ABB 800xA, a comunicação do sistema de automação com o modelo da planta no Matlab, uma avaliação sobre técnicas de sintonia, bem como a simulação dinâmica e resultados. O capítulo 5 apresenta o problema de otimização para minimização do consumo total de combustível de um sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras por uma abordagem de Programação Linear Inteira Mista. O capítulo 6 descreve o projeto de controle de um sistema com múltiplas caldeiras, envolvendo também a simulação dinâmica. O capítulo 7 é dedicado a conclusão.

1.1 MOTIVAÇÃO

Em primeiro lugar, existe forte motivação para o desenvolvimento desta pesquisa pelas possibilidades de ganhos econômicos e ambientais que se pode conseguir com um eficiente controle de um sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras. Tais ganhos são consideravelmente atrativos para grandes indústrias consumidoras de energia como refinarias de petróleo, centrais térmicas de geração de energia elétrica, indústrias de celulose, dentre outras.

Contudo, destaca-se também a possibilidade de desenvolver um ambiente de simulação utilizando softwares matemáticos como o Matlab e sistemas comerciais de controle como o ABB 800xA. Tais resultados, além do desenvolvimento deste trabalho também poderia alavancar novos trabalhos nas áreas de projeto de controle, simulação para treinamento de operadores e profissionais de automação.

Por fim, a abrangência com que este estudo foi concebido, envolvendo desde a implementação de um modelo do processo a ser controlado, o estudo do projeto de controle regulatório, a otimização do consumo de combustível e a simulações dinâmicas em um sistema de controle comercial, fazem com que o aprendizado obtido no desenvolvimento do trabalho seja de grande relevância profissional.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 OBJETIVO GERAL

Apresenta-se como objetivo geral deste trabalho o desenvolvimento de um projeto de controle de um sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras. O projeto de controle deve incluir a preocupação com o consumo ótimo de combustível e deve ser validado através de simulação dinâmica computacional.

1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Como objetivos específicos necessários ao desenvolvimento deste trabalho destacam-se:

- Estudo da dinâmica de água/vapor de uma caldeira aquatubular e desenvolvimento de um modelo dinâmico que permita apresentar o comportamento das principais variáveis de interesse de controle de uma caldeira aquatubular;
- Implementação computacional em Matlab de um modelo que representa parte de uma caldeira aquatubular;
- Estudo de estratégias de controle regulatório de caldeiras aquatubulares;
- Estudo de técnicas recentes de sintonia de malhas de controle aplicadas ao controle de uma caldeira;
- Caracterização e resolução do problema de otimização do consumo de combustível num sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras;
- Desenvolvimento de um projeto de controle no sistema de automação ABB 800xA cujo processo é simulado no software Matlab;

2 MODELAGEM DE UMA CALDEIRA AQUATUBULAR

Uma etapa importante num projeto de controle é o entendimento da dinâmica do sistema a ser controlado. Para este trabalho, optou-se por estudar a dinâmica do sistema através de uma modelagem matemática a partir dos princípios físicos que regem o sistema.

2.1 UMA INTRODUÇÃO SOBRE CALDEIRAS INDUSTRIAIS

Caldeiras são equipamentos comumente utilizados em centrais térmicas de indústrias de grande consumo de vapor ou em unidades de geração de energia elétrica por fonte térmica. A principal função de uma caldeira é gerar vapor especificado (com uma determinada temperatura e pressão) a partir de uma fonte térmica disponível. Dentre os tipos existentes de caldeiras destacam-se o tipo aquatubular em que a energia térmica do combustível (normalmente uma chama suprida por gás combustível ou óleo) troca calor com tubos por onde circulam água e vapor pelo seu interior. Este tipo de tecnologia de construção de caldeira é preferível em grandes centrais térmicas pela possibilidade de geração de vapor a uma maior pressão.

A Figura 1 representa simplificada uma caldeira aquatubular. A caldeira é continuamente alimentada por água numa vazão q_f a medida que o vapor produzido é exportado numa vazão q_s . A energia térmica Q provoca a evaporação da água.

Uma caldeira aquatubular é composta basicamente por um tubulão superior, tubos ascendentes, tubos descendentes e um tubulão inferior, conforme Figura 1. O tubulão inferior opera sempre preenchido por água enquanto que o tubulão superior opera com parte de água na fase líquida e parte da fase vapor, apresentando, assim, um nível de água no seu interior. Os tubos ascendentes encontram-se próximos a fonte de energia térmica enquanto os tubos descendentes encontram-se mais distantes da fonte de energia, com isso, apenas os tubos ascendentes recebem o calor. A energia transferida aos tubos ascendentes provoca uma vaporização em parte da água no seu interior, o que reduz a densidade da mistura de água e vapor no interior dos tubos ascendentes. Como resultado das forças gravitacionais e das diferenças entre densidades de vapor e água em diferentes pontos da caldeira, ocorre uma circulação

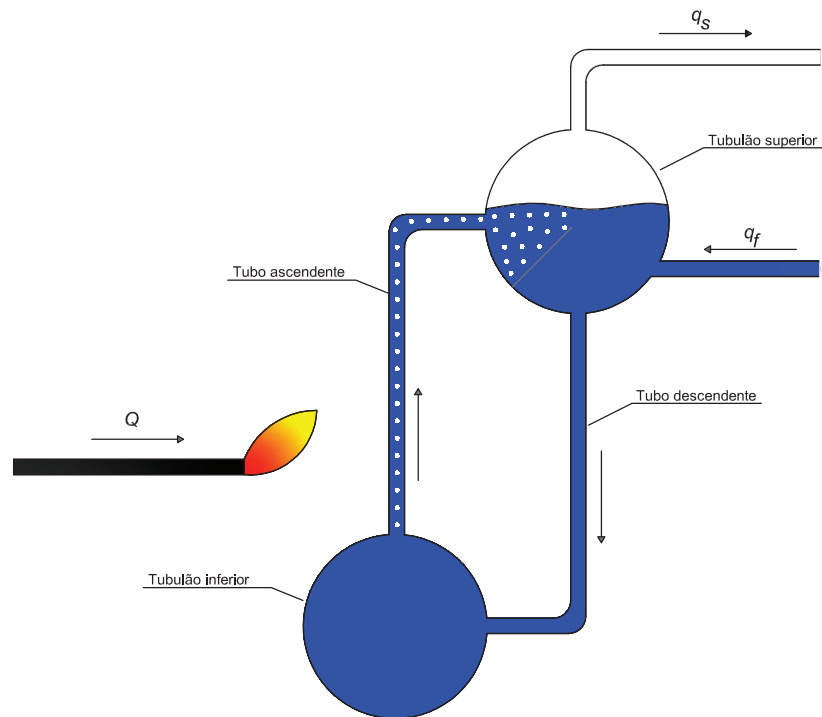


Figura 1: Diagrama simplificado de uma caldeira.

Fonte: Autoria própria.

natural de água. Na verdade, o funcionamento de uma caldeira real é muito mais complexo que o ilustrado na Figura 1 devido à geometria e grande quantidade de tubos existentes (ASTRÖM; BELL, 2000).

2.2 MODELAGEM DE UMA CALDEIRA AQUATUBULAR

Apesar da complexidade de uma caldeira, o trabalho de Aström e Bell (2000) demonstrou que o comportamento dinâmico pode ser modelado para fins de controle e simulação dinâmica pelas equações dos balanços de massa e energia do sistema, combinando com as equações termodinâmicas para a água e o vapor nos tubos verticais e tubulões que compõem o sistema. O modelo de Aström e Bell (2000) é considerado um *benchmark*, sendo estudado e utilizado por outros autores como um modelo possível de implementação computacional de uma caldeira aquatubular (ASTRÖM; BELL, 2000; DAMARLA; KUNDU, 2011; MARQUES, 2005; EBORN, 2001). O modelo de uma caldeira conforme Aström e Bell (2000) será utilizado neste trabalho para implementação de um simulador deste equipamento.

2.2.1 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

Uma característica importante no entendimento de caldeiras é que a transferência de calor é muito eficiente devido aos mecanismos de evaporação e condensação. Assim, será considerado no modelo que todas as partes do sistema que estão em contato com a mistura saturada de líquido e vapor estarão em equilíbrio térmico, dessa forma a energia armazenada no vapor e na água serão absorvidas e liberadas muito rapidamente quando a pressão muda e consequentemente, todas as partes da caldeira mudam sua temperatura na mesma maneira.

Uma parte importante do comportamento dinâmico de uma caldeira aquatubular pode ser observado pelas equações de balanço de massa e energia do sistema. Considerando-se uma caldeira um sistema simplificadamente composto conforme Figura 1, onde apresentam-se as variáveis: vazão de água de alimentação q_f , energia térmica fornecida Q e vazão de vapor exportado q_s ; e onde se deseja conhecer o comportamento das variáveis importantes para o controle: pressão no tubulão superior p e as variações do nível de água no tubulão superior l . O balanço global de massa no sistema resulta em

$$\frac{d}{dt} [\rho_s V_{st} + \rho_w V_{wt}] = q_f - q_s \quad (1)$$

enquanto que o balanço global de energia será dado por

$$\frac{d}{dt} [\rho_s u_s V_{st} + \rho_w u_w V_{wt} + m_t C_p t_m] = Q + q_f h_f - q_s h_s \quad (2)$$

onde ρ_s é a densidade específica do vapor, V_{st} , o volume total ocupado pelo vapor, ρ_w , a densidade específica da água, V_{wt} , o volume total ocupado pela água, u_s , a energia interna do vapor, u_w , a energia interna da água, m_t , a massa total de metal com que são construídos os diversos componentes de uma caldeira, C_p , o calor específico do metal, t_m , a temperatura do metal, h_f , a entalpia da água de alimentação, h_w , a entalpia da água saturada e h_s a entalpia do vapor saturado.

Uma vez que a energia interna é dada por $u = h - p/\rho$, o balanço de energia total pode ser reescrito como

$$\frac{d}{dt} [\rho_s h_s V_{st} + \rho_w h_w V_{wt} - p V_t + m_t C_p t_m] = Q + q_f h_f - q_s h_s \quad (3)$$

onde V_t é o volume total do sistema de água e vapor da caldeira, que por sua vez, pode ser representado por

$$V_t = V_{st} + V_{wt} \quad (4)$$

Como o modelo assume o equilíbrio térmico entre todas as partes da caldeira que estão

em contato com a mistura água e vapor, então a temperatura do metal que compõe a caldeira t_m pode ser correlacionada com a temperatura do vapor saturado t_s que por sua vez pode ser expressa em função de p . Logo, as Equações 1, 3 e 4 podem ser combinadas com tabelas de vapor saturado para representar um modelo simples de segunda ordem de uma caldeira. As equações 1, 3 e 4 podem ainda ser manipuladas para serem apresentadas na forma de um modelo de espaço de estados. Para reescrever o sistema numa forma de espaço de estados, escolheu-se as variáveis p e V_{wt} . Utilizando tabelas de vapor saturado, as variáveis ρ_s , ρ_w , h_s e h_w podem ser expressas em função de p . Assim, têm-se o seguinte sistema:

$$\begin{aligned} e_{11} \frac{d}{dt} V_{wt} + e_{12} \frac{d}{dt} p &= q_f - q_s \\ e_{21} \frac{d}{dt} V_{wt} + e_{22} \frac{d}{dt} p &= Q + q_f h_f - q_s h_s \end{aligned} \quad (5)$$

$$\begin{aligned} e_{11} &= \rho_w - \rho_s \\ e_{12} &= V_{st} \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + V_{wt} \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \\ e_{21} &= \rho_w h_w - \rho_s h_s \\ e_{22} &= V_{st} \left(h_s \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \rho_s \frac{\partial h_s}{\partial p} \right) + V_{wt} \left(h_w \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + \rho_w \frac{\partial h_w}{\partial p} \right) \\ &\quad - V_t + m_t C_p \frac{\partial t_s}{\partial p} \end{aligned} \quad (6)$$

O modelo apresentado pelas equações 5 e 6 representa o comportamento de segunda ordem de uma caldeira, descrevendo a resposta da pressão p no tubulão frente a variações em Q , q_f e q_s . Apesar de descrever o volume total de água no sistema, o modelo não representa a distribuição de água e vapor na caldeira, conseqüentemente, o modelo não retrata as variações do nível de água no tubulão superior.

2.2.2 DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR NOS TUBOS ASCENDENTES E TUBULÃO

Para obter um modelo que descreva o comportamento do nível de água no tubulão é necessário considerar a distribuição de vapor e água no sistema. Na realidade, é a distribuição de água e vapor nos tubulões e tubos ascendentes que causa o comportamento de fase não-mínima que se observa tipicamente na dinâmica do nível de água no tubulão e que serão apresentados neste trabalho no capítulo 3. Uma manifestação desse comportamento é quando a válvula de vapor de exportação é aberta, que causa um queda de pressão no tubulão o que provoca a dilatação das bolhas de vapor abaixo do nível de água, o que faz com que o nível de água momentaneamente aumente, para depois diminuir. Com o objetivo de descrever a dinâmica no

sistema, divide-se a abordagem para cada subsistema que compõe o sistema de água da caldeira.

2.2.2.1 QUALIDADE DE MISTURA SATURADA NUM TUBO ASCENDENTE

Nesta parte estuda-se a dinâmica do vapor e da água nos tubos ascendentes, que é a região que recebe a energia Q e a transfere para a mistura água e vapor.

Considere um tubo vertical com aquecimento uniforme conforme apresentado na figura 2. Considere A , a área da seção transversal de um tubo ascendente, V , o volume de um tubo ascendente, q , a vazão mássica num tubo ascendente, ρ , a densidade da mistura num tubo ascendente, h , a entalpia da mistura num tubo ascendente, sendo que todas as quantidades são distribuídas no tempo t e orientação espacial z .

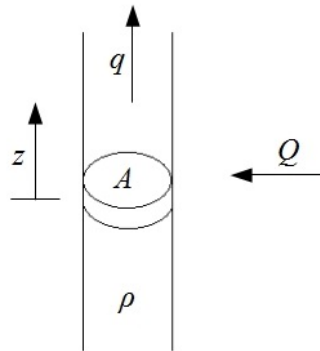


Figura 2: Representação num tubo vertical ascendente.

Fonte: Autoria própria.

O balanço de massa e energia pode então ser escrito, para uma seção do tubo ascendente, como

$$\begin{aligned} A \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial q}{\partial z} &= 0 \\ \frac{\partial \rho h}{\partial t} + \frac{1}{A} \frac{\partial q h}{\partial z} &= \frac{Q}{V} \end{aligned} \quad (7)$$

Considere também α_m a fração mássica de vapor da mistura num tubo ascendente (também referenciada como qualidade do vapor), logo, a entalpia da mistura de vapor e água nos tubos será:

$$h = \alpha_m h_s + (1 - \alpha_m) h_w = h_w + \alpha_m h_c \quad (8)$$

onde h_c é a entalpia de vaporização definida como a diferença entre a entalpia da água e do vapor saturado, dado por

$$h_c = h_s - h_w \quad (9)$$

Em estado estacionário têm-se

$$\begin{aligned}\frac{\partial q}{\partial z} &= 0 \\ \frac{\partial qh}{\partial z} &= qh_c \frac{\partial \alpha_m}{\partial z} = \frac{QA}{V}\end{aligned}\quad (10)$$

logo, resolvendo-se α_m da equação 10 têm-se

$$\alpha_m = \frac{QA}{qh_c V} z \quad (11)$$

Considerando-se ξ o comprimento normalizado de um tubo ascendente e α_r a fração mássica ou qualidade do vapor que sai dos tubos ascendentes, então, a fração mássica de vapor ao longo do tubo será

$$\alpha_m(\xi) = \alpha_r \xi; \quad 0 \leq \xi \leq 1 \quad (12)$$

A fração volumétrica de vapor α_v nos tubos acendentes se relaciona com α_m por

$$\alpha_v = \frac{\rho_w \alpha_m}{\rho_s + (\rho_w - \rho_s) \alpha_m} \quad (13)$$

Foi verificado que modelos simples que utilizam a relação linear de fração mássica de vapor dada na equação 12 e fração volumétrica dada pela equação 13 descrevem bem o comportamento num típico tubo ascendente. O trabalho de Aström e Bell (2000) comparou os resultados da distribuição de vapor ao longo do tubo calculado pelas equações 12 e 13 com os resultados obtidos de simuladores numéricos detalhados da dinâmica de fluidos de um tubo ascendente em um reator nuclear cujo desempenho atesta a aderência do modelo.

2.2.2.2 FRAÇÃO VOLUMÉTRICA MÉDIA DE VAPOR

A fração volumétrica média de vapor nos tubos ascendentes é essencial para descrever a dinâmica de nível de água no tubulão. Considera-se no modelo desta dissertação que a fração volumétrica de vapor é linear e dada por 12, então a fração volumétrica média de vapor $\bar{\alpha}_v$ pode ser encontrada por

$$\bar{\alpha}_v = \int_0^1 \alpha_v(\xi) d\xi = \frac{1}{\alpha_r} \int_0^{\alpha_r} f(\xi) d\xi \quad (14)$$

logo

$$\bar{\alpha}_v = \frac{\rho_w}{\rho_w - \rho_s} \left(1 - \frac{\rho_s}{(\rho_w - \rho_s) \alpha_r} \ln \left(1 + \frac{\rho_w - \rho_s}{\rho_s} \alpha_r \right) \right) \quad (15)$$

2.2.2.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA E ENERGIA ENTRE ÁGUA E VAPOR

Para descrever a dinâmica de transferência de massa e energia entre água e vapor, será assumido, para fins de simplificação, que a distribuição mássica ao longo de um tubo ascendente é linear conforme a equação 12, mesmo sob condições dinâmicas. Portanto, o balanço global de massa para os escoamentos nos tubos ascendentes será

$$\frac{d}{dt} (\rho_s \bar{\alpha}_v V_r + \rho_w (1 - \bar{\alpha}_v) V_r) = q_{dc} - q_r \quad (16)$$

onde V_r é volume total dos tubo ascendentes, q_r é a vazão mássica total que sai dos tubos ascendentes e q_{dc} é a vazão mássica total que entra nos tubos ascendentes. O balanço global de energia para os tubos ascendentes por sua vez será

$$\frac{d}{dt} (\rho_s h_s \bar{\alpha}_v V_r + \rho_w h_w (1 - \bar{\alpha}_v) V_r - p V_r + m_r C_p t_s) = Q + q_{dc} h_w - (\alpha_r h_c + h_w) q_r \quad (17)$$

onde m_r é a massa total de metal dos tubos ascendentes.

2.2.2.4 VAZÃO DE CIRCULAÇÃO

Para uma caldeira de circulação natural, que é o tipo estudado nesta dissertação, a vazão de circulação é resultado do gradiente de densidade nos tubos ascendentes e nos tubos descendentes. A equação que descreve o balanço de forças num circuito fechado formado pelos tubulões e tubos ascendentes e descendentes é dada por

$$(L_r + L_{dc}) \frac{dq_{dc}}{dt} = (\rho_w - \rho_s) \bar{\alpha}_v V_r g - \frac{k}{2} \frac{q_{dc}^2}{\rho_w A_{dc}} \quad (18)$$

onde k é um coeficiente de fricção adimensional, L_r é o comprimento dos tubos ascendentes, L_{dc} é o comprimento dos tubos descendentes, A_{dc} é a área de uma seção dos tubos descendentes e g é a aceleração da gravidade. A equação 18 corresponde a um modelo de primeira ordem com constante de tempo dada por

$$T = \frac{(L_r + L_{dc}) A_{dc} \rho_w}{k q_{dc}} \quad (19)$$

O estudo de Aström e Bell (2000) demonstra que os valores típicos de constante de tempo são menores que 1 segundo, portanto, para o simulador de caldeira pretendido nesta dissertação, a relação em estado estacionário pode ser utilizada:

$$\frac{1}{2} k q_{dc}^2 = \rho_w A_{dc} (\rho_w - \rho_s) g \bar{\alpha}_v V_r \quad (20)$$

2.2.2.5 DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR NO TUBULÃO SUPERIOR

Os fenômenos físicos envolvidos no tubulão superior são complexos: o vapor chega por diversos tubos ascendentes, a água de alimentação entra por um arranjo de tubos, a água desce pelos tubos descendentes e o vapor deixa o tubulão passando por separadores de vapor. Contudo, os mecanismos básicos existentes no tubulão superior são separação de água e vapor e condensação.

A figura 3 apresenta as principais variáveis e mecanismos existente nesta região da caldeira, onde V_{sd} , V_{wd} são o volume de vapor e água abaixo do nível de água no tubulão superior, respectivamente, q_{sd} é a vazão de vapor abaixo do nível de água no tubulão superior e q_{cd} é a vazão de condensação no tubulão superior.

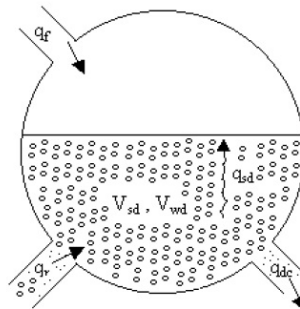


Figura 3: Representação em corte de um tubulão superior.

Fonte: Marques (2005).

O balanço de massa do vapor existente abaixo do nível de água no tubulão superior pode ser expresso por

$$\frac{d}{dt} (\rho_s V_{sd}) = \alpha_r q_r - q_{sd} - q_{cd} \quad (21)$$

onde q_{cd} , por sua vez, pode ser calculada a partir do balanço de energia da mistura abaixo do nível de água no tubulão,

$$q_{cd} = \frac{h_w - h_f}{h_c} q_f + \frac{1}{h_c} \left(\rho_s V_{sd} \frac{dh_s}{dt} + \rho_w V_{wd} \frac{dh_w}{dt} - (V_{sd} + V_{wd}) \frac{dp}{dt} + m_d C_p \frac{dt_s}{dt} \right) \quad (22)$$

onde m_d é a massa total de metal com que é construído o tubulão superior.

A vazão q_{sd} é guiada pelas diferenças de densidades da água e do vapor e da força causada pelo fluxo de vapor entrando no tubulão superior. Aqui será empregado um modelo empírico também apresentado em Aström e Bell (2000) que apresenta boa aderência a dados

experimentais e é dado por

$$q_{sd} = \frac{\rho_s}{T_d} (V_{sd} - V_{sd}^0) + \alpha_r q_{dc} + \alpha_r \beta (q_{dc} - q_r) \quad (23)$$

onde V_{sd}^0 é o volume de vapor no tubulão na situação hipotética em que não ocorre condensação, T_d é o tempo de residência do vapor no tubulão e β é o parâmetro empírico da equação 23.

2.2.2.6 NÍVEL DE ÁGUA NO TUBULÃO SUPERIOR

Considerando-se V_{wt} o volume total de água na caldeira e V_{dc} o volume total de água nos tubos descendentes, então, o volume de água no tubulão superior pode ser escrito por,

$$V_{wd} = V_{wt} - V_{dc} - (1 - \bar{\alpha}_v) V_r \quad (24)$$

O tubulão superior possui uma geometria cilíndrica horizontal em que a área de uma seção horizontal é variável, por isso, considera-se o comportamento linearizado das variações do nível l em torno do ponto de operação normal. Se no ponto de operação a superfície da água no tubulão superior for A_d , então, a variação l será

$$l = \frac{V_{wd} + V_{sd}}{A_d} = l_w + l_s \quad (25)$$

O termo l_w representa as variações do nível causadas pelas mudanças na quantidade de água no tubulão superior e o termo l_s as variações causadas pelo vapor abaixo do nível de água do tubulão superior.

2.3 O MODELO

O modelo dinâmico que representa o comportamento da caldeira que será implementado computacionalmente para construção de um simulador é dado pelas equações diferenciais 1, 3, 16, 17 e 21. Adicionam-se as estas as equações algébricas que definem: a vazão de circulação q_{dc} pela equação 20, a vazão de vapor através da água no tubulão q_{sd} pela equação 23, a variação do nível de água no tubulão superior l pela equação 25. Os volumes se relacionam pelas equações 4 e 24. Definindo-se as variáveis de estado V_{wt} , p , α_r e V_{sd} e após extensa manipulação algébrica (que pode ser acompanhada em Aström e Bell (2000)) chega-se ao sistema de espaço de estados representado pelo conjunto de equações 26 e 27.

$$\begin{aligned}
e_{11} \frac{dV_{wt}}{dt} + e_{12} \frac{dp}{dt} &= q_f - q_s \\
e_{21} \frac{dV_{wt}}{dt} + e_{22} \frac{dp}{dt} &= Q + q_f h_f - q_s h_s \\
e_{32} \frac{dp}{dt} + e_{33} \frac{d\alpha_r}{dt} &= Q - \alpha_r h_c q_{dc} \\
e_{42} \frac{dp}{dt} + e_{43} \frac{d\alpha_r}{dt} + e_{44} \frac{dV_{sd}}{dt} &= \frac{\rho_s}{T_d} (V_{sd}^0 - V_{sd}) + \frac{h_f - h_w}{h_c} q_f
\end{aligned} \tag{26}$$

$$\begin{aligned}
e_{11} &= \rho_w - \rho_s \\
e_{12} &= V_{st} \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + V_{wt} \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \\
e_{21} &= \rho_w h_w - \rho_s h_s \\
e_{22} &= V_{st} \left(h_s \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \rho_s \frac{\partial h_s}{\partial p} \right) + V_{wt} \left(h_w \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + \rho_w \frac{\partial h_w}{\partial p} \right) \\
&\quad - V_t + m_t C_p \frac{\partial t_s}{\partial p} \\
e_{32} &= \left(\rho_w \frac{\partial h_w}{\partial p} - \alpha_r h_c \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right) (1 - \bar{\alpha}_v) V_r \\
&\quad + \left((1 - \alpha_r) h_c \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \rho_s \frac{\partial h_s}{\partial p} \right) \bar{\alpha}_v V_r \\
&\quad + (\rho_s + (\rho_w - \rho_s) \alpha_r) h_c V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} - V_r + m_r C_p \frac{\partial t_s}{\partial p} \\
e_{33} &= ((1 - \alpha_r) \rho_s + \alpha_r \rho_w) h_c V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r} \\
e_{42} &= V_{sd} \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \frac{1}{h_c} \left(\rho_s V_{sd} \frac{\partial h_s}{\partial p} + \rho_w V_{wd} \frac{\partial h_w}{\partial p} - V_{sd} - V_{wd} + m_d C_p \frac{\partial t_s}{\partial p} \right) \\
&\quad + \alpha_r (1 + \beta) V_r \left(\bar{\alpha}_v \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + (1 - \bar{\alpha}_v) \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + (\rho_s - \rho_w) \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} \right) \\
e_{43} &= \alpha_r (1 + \beta) (\rho_s - \rho_w) V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r} \\
e_{44} &= \rho_s
\end{aligned} \tag{27}$$

Os valores de h_s , h_w , ρ_s , ρ_w , $\partial \rho_s / \partial p$, $\partial \rho_w / \partial p$, $\partial h_s / \partial p$, $\partial h_w / \partial p$, t_s e $\partial t_s / \partial p$ em uma dada pressão p são calculados a partir das curvas de vapor saturado. As derivadas parciais $\partial \bar{\alpha}_v / \partial p$ e $\partial \bar{\alpha}_v / \partial \alpha_r$ são calculadas a partir da equação 15 que resultam em

$$\begin{aligned}
\frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} &= \frac{1}{(\rho_w - \rho_s)^2} \left(\rho_w \frac{\partial \rho_s}{\partial p} - \rho_s \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right) \left(1 + \frac{\rho_w}{\rho_s} \frac{1}{1 + \eta} - \frac{\rho_s + \rho_w}{\eta \rho_s} \ln(1 + \eta) \right) \\
\frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r} &= \frac{\rho_w}{\rho_s \eta} \left(\frac{1}{\eta} \ln(1 + \eta) - \frac{1}{1 + \eta} \right)
\end{aligned} \tag{28}$$

onde define-se um parâmetro η para facilitar a visualização da equação 28,

$$\eta = \frac{\alpha_r (\rho_w - \rho_s)}{\rho_s} \quad (29)$$

Somam-se a estas, as equações 4, 15, 20, 24, 25, 20, 28 e 29 já apresentadas e reescritas abaixo para conveniência:

$$\begin{aligned} V_t &= V_{st} + V_{wt} \\ \bar{\alpha}_v &= \frac{\rho_w}{\rho_w - \rho_s} \left(1 - \frac{\rho_s}{(\rho_w - \rho_s) \alpha_r} \ln \left(1 + \frac{\rho_w - \rho_s}{\rho_s} \alpha_r \right) \right) \\ q_{dc} &= \sqrt{\frac{2}{k}} (\rho_w A_{dc} (\rho_w - \rho_s) g \bar{\alpha}_v V_r) \\ V_{wd} &= V_{wt} - V_{dc} - (1 - \bar{\alpha}_v) V_r \\ l &= \frac{V_{wd} + V_{sd}}{A_d} \\ \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} &= \frac{1}{(\rho_w - \rho_s)^2} \left(\rho_w \frac{\partial \rho_s}{\partial p} - \rho_s \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right) \left(1 + \frac{\rho_w}{\rho_s} \frac{1}{1 + \eta} - \frac{\rho_s + \rho_w}{\eta \rho_s} \ln(1 + \eta) \right) \\ \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r} &= \frac{\rho_w}{\rho_s \eta} \left(\frac{1}{\eta} \ln(1 + \eta) - \frac{1}{1 + \eta} \right) \\ \eta &= \frac{\alpha_r (\rho_w - \rho_s)}{\rho_s} \end{aligned} \quad (30)$$

3 IMPLEMENTAÇÃO COMPUTACIONAL E ANÁLISE DO MODELO

Este capítulo tem por finalidade adaptar as equações apresentadas na seção 2.3, de forma a possibilitar a implementação computacional do simulador do sistema de água de uma caldeira aquatubular. Para implementação do simulador, é importante o levantamento de dados construtivos e termodinâmicos envolvidos no sistema escolhido, bem como a avaliação do estado estacionário em que operará o sistema. Para o simulador foi utilizado o software *MATLAB* (MATLAB, 2010) em virtude de sua flexibilidade computacional aliada à possibilidade de comunicação com outros softwares via padrão OPC (FOUNDATION, 2013) que será utilizado posteriormente neste trabalho.

3.1 LEVANTAMENTO DE DADOS CONSTRUTIVOS

Para este capítulo, será utilizado a caldeira modelada e validada com os dados reais no trabalho de Aström e Bell (2000). A caldeira considerada para este trabalho possui os dados construtivos informados na tabela 1.

Tabela 1: Dados construtivos da caldeira

Parâmetro	Valor	Unidade
V_d	40	m^3
V_r	37	m^3
V_{dc}	11	m^3
A_d	20	m^3
m_t	300000	kg
m_r	160000	kg
k	25	—
T_d	12	s
C_p	550	kJ/kgK
A_{dc}	0,355	m^2

Fonte: Aström e Bell (2000), Marques (2005), Eborn (2001).

O trabalho de Aström e Bell (2000) não forneceu todos os dados necessários para a reproduzir fielmente o comportamento dinâmico da caldeira modelada em seu artigo. Assim,

para permitir a implementação, os parâmetros C_p e A_{dc} foram estimados com base nos trabalhos apresentados por Marques (2005), Eborn (2001).

3.2 LEVANTAMENTO DE DADOS TERMODINÂMICOS

Para a implementação computacional da caldeira, é necessário definir (ou conhecer) seus limites de operação, principalmente quanto à pressão nominal de trabalho e a vazão nominal de vapor exportado. Com base nos gráficos apresentados em Aström e Bell (2000), é possível estimar que a pressão nominal será de $8,5MPa$. Admite-se uma oscilação de $\pm 0,5MPa$ no ponto de operação da caldeira. Logo, faz-se necessário conhecer as propriedades termodinâmicas da água e do vapor saturado nessa faixa de pressão, que são apresentados na tabela 2.

Tabela 2: Dados termodinâmicos do vapor saturado

p (MPa)	t_s (°C)	ρ_w (kg/m ³)	h_w (J/kg)	ρ_s (kg/m ³)	h_s (J/kg)
8,00	294,967	722,543	1317100	42,5080	2759900
8,05	295,403	721,501	1319500	42,8156	2759200
8,10	295,836	720,461	1321900	43,1220	2758400
8,15	296,267	719,942	1324300	43,4311	2757700
8,20	296,696	718,907	1326600	43,7388	2757000
8,25	297,124	717,875	1329000	44,0490	2756200
8,30	297,549	717,360	1331400	44,3597	2755500
8,35	297,972	716,332	1333700	44,6708	2754700
8,40	298,393	715,308	1336100	44,9822	2754000
8,45	298,813	714,796	1338400	45,2960	2753200
8,50	299,230	713,776	1340700	45,6100	2752500
8,55	299,646	712,758	1343100	45,9242	2751700
8,60	300,060	712,251	1345400	46,2385	2750900
8,65	300,472	711,238	1347700	46,5549	2750100
8,70	300,882	710,227	1350000	46,8713	2749400
8,75	301,290	709,723	1352300	47,1898	2748600
8,80	301,697	708,717	1354600	47,5082	2747800
8,85	302,102	707,714	1356900	47,8286	2747000
8,90	302,505	707,214	1359200	48,1487	2746200
8,95	302,906	706,215	1361500	48,4707	2745400
9,00	303,306	705,219	1363700	48,7924	2744600

Fonte: SteamTable (2013).

Fazendo-se uma interpolação dos pontos listados na tabela 2, é possível expressar os parâmetros t_s , h_s , h_w , ρ_s , ρ_w em função de p . Fazendo-se a interpolação quadrática pelo critério dos mínimos quadrados, surgem as funções apresentadas em 31, onde unidades de medida devem ser consideradas conforme apresentadas na tabela 2 com exceção de p que é dado em

Pa.

$$\begin{aligned}
 t_s(p) &= -0,3749 \cdot 10^{-12} p^2 + 14,71 \cdot 10^{-6} p + 201,28 \\
 h_s(p) &= -0,8404 \cdot 10^{-9} p^2 - 1,006 \cdot 10^{-3} p + 2821,7 \cdot 10^3 \\
 h_w(p) &= -1,2827 \cdot 10^{-9} p^2 + 68,423 \cdot 10^{-3} p + 851815 \\
 \rho_s(p) &= 0,1649 \cdot 10^{-12} p^2 + 3,48 \cdot 10^{-6} p + 4,1164 \\
 \rho_w(p) &= 0,4114 \cdot 10^{-12} p^2 - 24,04 \cdot 10^{-6} p + 888,39
 \end{aligned} \tag{31}$$

Com as funções estimadas em 31, basta derivar para encontrar $\partial \rho_s / \partial p$, $\partial \rho_w / \partial p$, $\partial h_s / \partial p$, $\partial h_w / \partial p$, e $\partial t_s / \partial p$ em função de p

$$\begin{aligned}
 \frac{\partial \rho_s}{\partial p} &= 0,3298 \cdot 10^{-12} p + 3,48 \cdot 10^{-6}; \\
 \frac{\partial \rho_w}{\partial p} &= 0,8228 \cdot 10^{-12} p - 24,04 \cdot 10^{-6}; \\
 \frac{\partial h_s}{\partial p} &= -1,6808 \cdot 10^{-9} p - 1,006 \cdot 10^{-3}; \\
 \frac{\partial h_w}{\partial p} &= -2,5654 \cdot 10^{-9} p + 68,423 \cdot 10^{-3}; \\
 \frac{\partial t_s}{\partial p} &= -0,7498 \cdot 10^{-12} p + 14,71 \cdot 10^{-6};
 \end{aligned} \tag{32}$$

A água de alimentação da caldeira será considerada como sendo a água injetada no tubulão superior a 12,0 MPa e a 100°C, portanto, o valor de h_f será 428000 J/kg.

3.3 ANÁLISE DE ESTADO ESTACIONÁRIO

Um passo importante para a implementação computacional e para o estudo do modelo é a determinação do ponto inicial das variáveis de estado do modelo. O estado estacionário do modelo apresentado no conjunto de equações 26 é apresentado

$$\begin{aligned}
 q_f - q_s &= 0 \\
 Q + q_f h_f - q_s h_s &= 0 \\
 Q - \alpha_r h_c q_{dc} &= 0 \\
 \frac{\rho_s}{T_d} (V_{sd}^0 - V_{sd}) + \frac{h_f - h_w}{h_c} q_f &= 0
 \end{aligned} \tag{33}$$

Definindo-se $p = 8,5 \text{ MPa}$, $q_s = 36 \text{ kg/s}$ e $V_{sd}^0 = 11 \text{ m}^3$ então, o equilíbrio é encontrado para $q_f = 36 \text{ kg/s}$, $Q = 83682 \text{ MW}$, $V_{sd} = 4,88 \text{ m}^3$, $\alpha_r = 0,051$. Arbitra-se que o valor de V_{wt} inicial seja de $57,2 \text{ m}^3$, muito embora possa ser calculado a partir de um nível de operação pelas

equações 24 e 25.

3.4 MODELO SIMULADO

Para implementação computacional, resolve-se o sistema de equações diferenciais e algébricas no MATLAB. O programa implementado tem como entrada as condições iniciais de p , V_{wt} , α_r , V_{sd} , l e parâmetros Q , q_f e q_s e como saída os novos valores de p , V_{wt} , α_r , V_{sd} e l após um tempo t .

A integração numérica das equações diferenciais ordinárias foi obtida através do método de Euler (CLÁUDIO; MARINS, 1994). Escolheu-se o método de Euler por ser simples e eficaz no propósito deste trabalho.

O método de Euler pode ser apresentado: conhecendo-se x_0 , $y_0 = y(x_0)$ e $y'(x_0) = f(x_0, y_0)$, então, a reta que passa por x_0, y_0, x_1, y_1 é $y_1 = y_0 + (x_1 - x_0) \cdot f(x_0, y_0)$. O raciocínio é repetido continuamente onde chega-se na expressão iterativa $y_{k+1} = y_k + (x_{k+1} - x_k) \cdot f(x_k, y_k)$.

Para o sistema de equações apresentadas em 26, isolam-se os termos de primeira derivada, onde $f_y(x)$ representa uma função dos parâmetros e variáveis do modelo,

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dt} &= f_p(x) \\ \frac{dV_{wt}}{dt} &= f_{V_{wt}}(x) \\ \frac{d\alpha_r}{dt} &= f_{\alpha_r}(x) \\ \frac{dV_{sd}}{dt} &= f_{V_{sd}}(x) \end{aligned} \quad (34)$$

Logo, a equação iterativa é obtida em 35 a ser integrada num intervalo de tempo t , num passo de integração de 0, 1s.

$$\begin{aligned} p^{k+1} &= p^k + f_p(x^k) \Delta t \\ V_{wt}^{k+1} &= V_{wt}^k + f_{V_{wt}}(x^k) \Delta t \\ \alpha_r^{k+1} &= \alpha_r^k + f_{\alpha_r}(x^k) \Delta t \\ V_{sd}^{k+1} &= V_{sd}^k + f_{V_{sd}}(x^k) \Delta t \\ t^{k+1} &= t^k + \Delta t \end{aligned} \quad (35)$$

3.5 RESULTADOS

Com a implementação computacional do modelo, têm-se as respostas para degrau apresentadas nas figuras 4, 5 e 6.

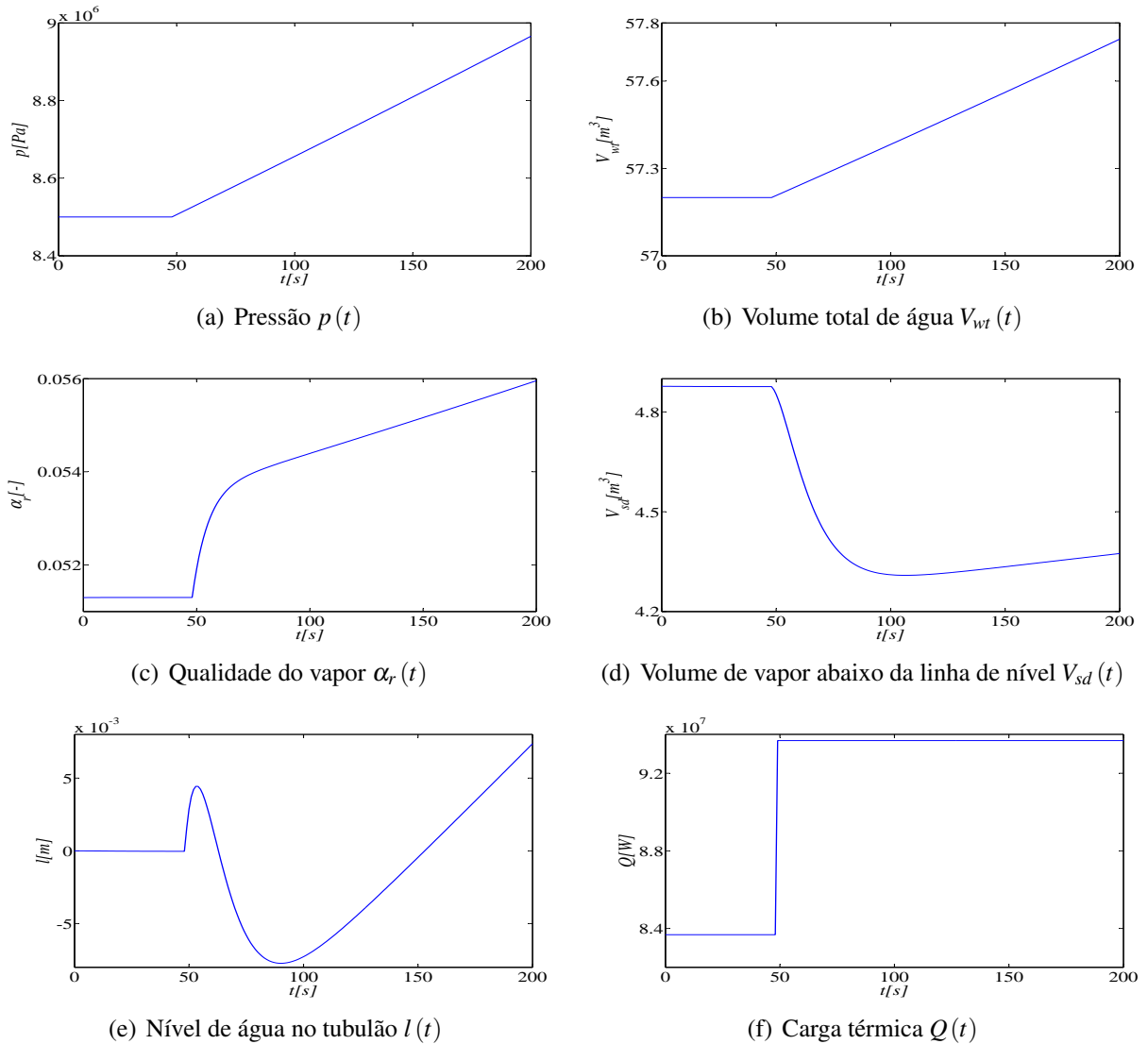


Figura 4: Resposta das variáveis de estado e nível para um degrau de 10MW em Q

Fonte: Autoria própria.

Observa-se na figura 4, o comportamento dinâmico do modelo quando aplicado um degrau de 10MW em Q . O aumento da energia fornecida ao sistema faz com que ocorra uma maior evaporação nos tubos ascendentes que pode ser observada com o aumento de α_r , em consequência, a pressão do tubulão superior p começa a aumentar, o que causa um distúrbio nos volumes de vapor V_{sd} e água V_{wt} que se reflete também no nível de água l .

Observa-se na figura 5, o comportamento dinâmico do modelo quando aplicado um

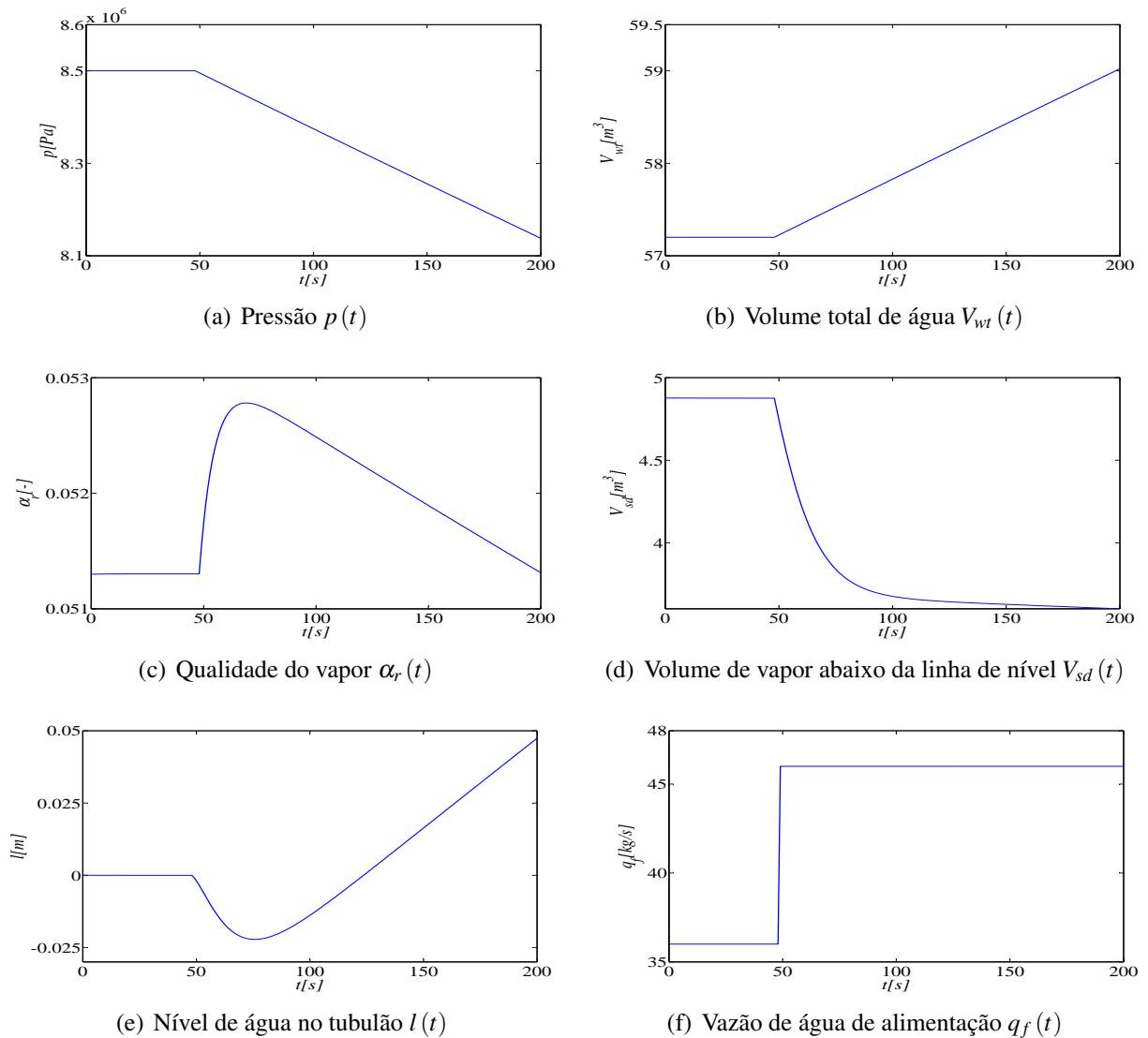


Figura 5: Resposta das variáveis de estado e nível para um degrau de 10kg/s em q_f

Fonte: Autoria própria.

degrau de 10kg/s em q_f . O aumento da fornecimento de água fria q_f ao sistema faz com que ocorra uma queda na pressão do tubulão superior p e uma queda no volume de vapor V_{sd} e, consequentemente, um aumento no volume de água V_{wt} . Como a queda no volume de água devido a presença de bolhas no líquido (representado por V_{sd}) é mais rápida que o aumento da água pela maior vazão em q_f , momentaneamente o nível l experimenta um decréscimo, para depois recuperar seu comportamento de subida indefinidamente (pois há mais massa de água entrando que saindo do sistema). Este comportamento do nível é típico de um sistema de fase não mínima.

Observa-se na figura 6, o comportamento dinâmico do modelo quando aplicado um degrau de 10kg/s em q_s . O aumento da vazão de vapor exportado q_s no sistema faz com que

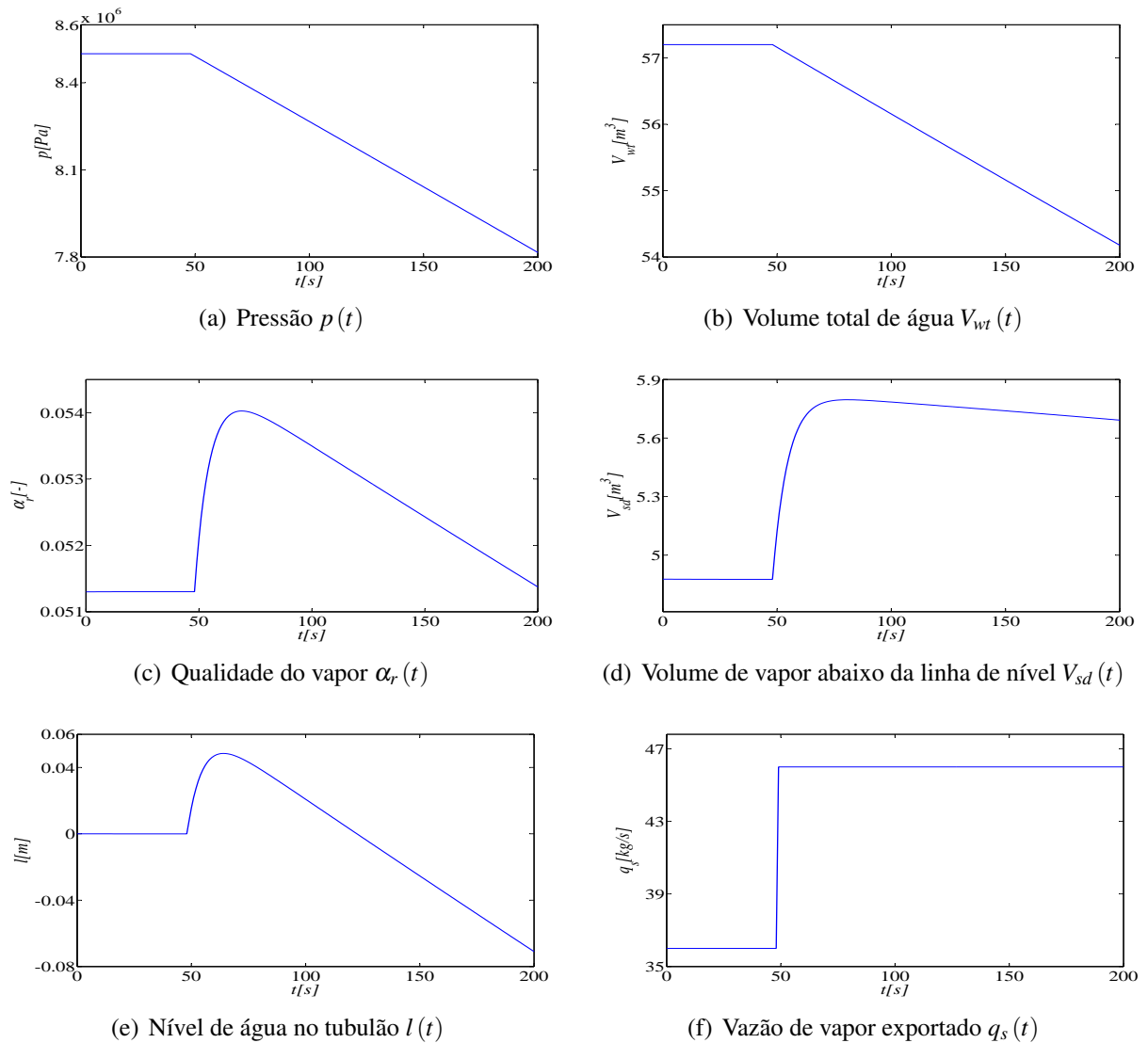


Figura 6: Resposta das variáveis de estado e nível para um degrau de 10kg/s em q_s

Fonte: Autoria própria.

ocorra uma queda na pressão do tubulão superior p e um aumento no volume de vapor V_{sd} . Naturalmente ocorre uma queda no volume de água V_{wt} do sistema pois há mais massa de água saindo que entrando no sistema. Contudo, como o aumento no volume de água devido à presença de bolhas no líquido (representado por V_{sd}) é mais rápida que o decréscimo de água pela maior vazão em q_s , momentaneamente o nível l experimenta um acréscimo, para depois recuperar seu comportamento de descida indefinidamente (pois há mais massa de água saindo que entrando no sistema). Este comportamento do nível é típico de um sistema de fase não mínima.

Pode-se constatar também que o modelo apresenta um comportamento bastante semelhante as curvas apresentadas em Aström e Bell (2000). Evidentemente elas não

coincidem em valores, pois alguns parâmetros são assumidos, contudo, entende-se que o modelo desenvolvido ao longo deste capítulo é apropriado às simulações dinâmicas que serão apresentadas ao longo deste trabalho.

4 PROJETO DE CONTROLE DE UMA CALDEIRA

Este capítulo tem por objetivo apresentar o desenvolvimento de um projeto de controle de uma caldeira.

4.1 ESTRATÉGIA DE CONTROLE

Inicialmente, define-se que o projeto de controle da caldeira se limitará ao sistema de água e alguns aspectos práticos serão simplificados. Compõe o controle do sistema de água de uma caldeira as variáveis: q_s , q_f , Q , l e p . O que define quais variáveis serão controladas, manipuladas ou interpretadas como perturbação é a estratégia de controle implementada.

Normalmente utiliza-se dois tipos de controle em caldeiras industriais, no primeiro se deseja manter constante a pressão p do vapor exportado, e no segundo a vazão de vapor exportado q_s constante. Ambas as estratégias manipulam a quantidade de energia fornecida aos queimadores Q . Outro controle fundamental é o que mantém o nível de água no tubo superior l constante. Neste caso manipula-se a vazão de água de alimentação q_f (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006).

4.1.1 CONTROLE DE PRESSÃO

Neste caso, uma caldeira pode ser representada para fins de controle por um sistema composto por 2 variáveis controladas (pressão p e nível de água no tubo superior l), 2 variáveis manipuladas (vazão de água de alimentação q_f e carga térmica fornecida Q) e uma variável de perturbação (vazão de vapor exportado q_s), conforme figura 7. A pressão de vapor p deve ser mantida fixa para que o vapor atenda sempre as especificações, independente da vazão de vapor exportado q_s . Além disso, para o funcionamento seguro da caldeira tanto a pressão p quanto o nível de água no tubo superior l devem ser mantidos dentro de determinados valores, mesmo em presença de variações na vazão de vapor produzido q_s , sob risco de uma consequência catastrófica (explosão pelo aumento da pressão interna) para a instalação. Este

requisito de segurança adicional torna o projeto de um sistema de controle regulatório para este tipo de caldeira, uma tarefa de grande responsabilidade, face às consequências de falha no controle.

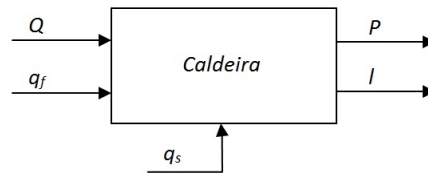


Figura 7: Diagrama de blocos de uma caldeira: controle de pressão e nível

Fonte: Autoria própria.

A resposta dinâmica do nível l da caldeira para uma variação em degrau da vazão de vapor exportado q_s , carga térmica fornecida Q e vazão de água de alimentação q_f apresenta comportamento integrador instável e um transitório de fase não mínima. A resposta dinâmica da pressão p para uma variação em degrau da vazão de vapor produzido q_s , carga térmica fornecida Q e vazão de água de alimentação q_f apresenta comportamento integrador instável. Estes comportamentos são evidenciados no capítulo 3. Essas características dinâmicas tornam o sistema difícil de controlar e motivam a utilização deste modelo de sistema como *benchmark* para análise de desempenho de sistemas de controle.

A figura 8 representa a implementação de controladores PID (OGATA, 2000) para o controle regulatório de uma única caldeira com antecipação de q_f em função de q_s (AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE, 1997). Aplica-se a antecipação com o objetivo de estabelecer rapidamente o balanço de massa de água e vapor do sistema, com isso, melhora-se a resposta dinâmica do nível. Esta é a implementação selecionada como estratégia de controle para a aplicação em que se pretende controle de pressão.

4.1.2 CONTROLE DE VAZÃO DE VAPOR EXPORTADO

Neste caso, uma caldeira pode ser representada para fins de controle por um sistema composto por 2 variáveis controladas (vazão de vapor produzido q_s e nível de água no tubulão superior l), 2 variáveis manipuladas (vazão de água de alimentação q_f e carga térmica fornecida Q) sendo que a vazão de vapor exportado q_s é função da interação da pressão p do vapor gerado pela caldeira e os consumidores (planta), conforme figura 9. A vazão de vapor exportado q_s deve ser mantida fixa. Neste caso, o nível de água no tubulão superior l também deve ser mantido dentro de determinados valores. Normalmente existe uma proteção na pressão p para

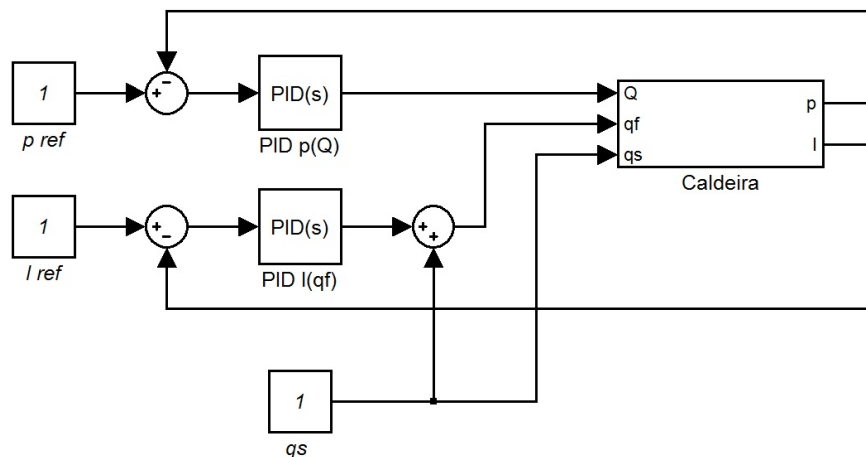


Figura 8: Diagrama de blocos de uma caldeira com implementação de controle PID tradicional e antecipatório: controle de pressão e nível

Fonte: Autoria própria.

que não alcance valores superiores ao admitido pelo equipamento, contudo, não será objeto deste estudo.

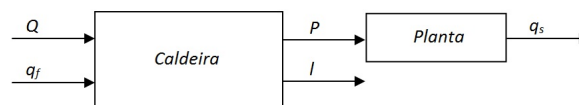


Figura 9: Diagrama de blocos de uma caldeira: controle de vazão de vapor exportado e nível

Fonte: Autoria própria.

A figura 10 representa a implementação de controladores PID (OGATA, 2000) para o controle regulatório de uma única caldeira também com antecipação de q_f em função de q_s (AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE, 1997). Esta é a implementação selecionada como estratégia de controle para a aplicação em que se pretende controle de vazão de vapor exportado.

4.2 O SISTEMA ABB 800XA

Grandes indústrias químicas e petroquímicas utilizam sistemas de automação industrial chamados Sistemas Digitais de Controle Distribuídos - SDCD. Tais sistemas aliam componentes de *hardware* e *software* projetados para disponibilizar funcionalidades que permitem o controle de grandes e complexos processos de um modo mais simplificado. Existem diversos fabricantes de SDCD, dentre os quais cita-se o *Industrial IT System 800xA* da ABB (ABB, 2013), largamente utilizados em refinarias, siderúrgicas, cimenteiras, entre outras.

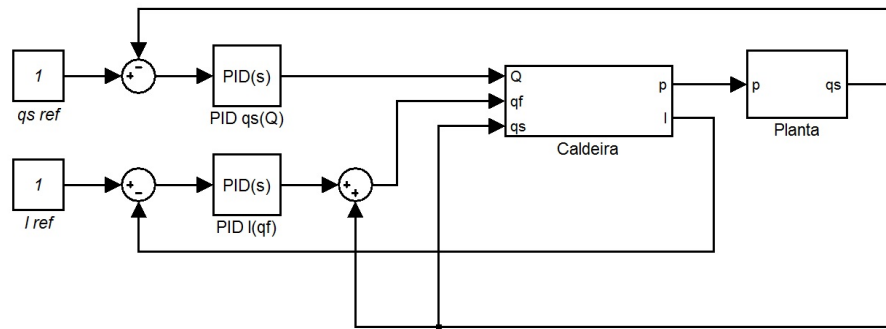


Figura 10: Diagrama de blocos de uma caldeira com implementação de controle PID tradicional e antecipatório: controle de vazão de vapor exportado e nível

Fonte: Autoria própria.

A estrutura do sistema de controle *Industrial IT System 800xA* da ABB é construída baseada na tecnologia *Aspect Object (AO)*, proprietária da ABB. Resumidamente, os *aspect* relacionam dados e funções da planta, os *objects* representam os ativos das plantas. A denominação AO representa unidades de processo, dispositivos, equipamentos e controladores. Os diversos objetos são organizados numa estrutura hierárquica e possibilitam diferentes visões da planta. Além de diversas outras estruturas, tais como *Functional Structure* e *Location Structure*, existem várias interfaces e componentes de *software* disponíveis para o controle de processos no sistema 800xA. Por exemplo, existem estruturas dedicadas para a conexão com o processo (*OPC DA - Data Access*, acesso a variáveis), para o tratamento de tendências e históricos de dados (*OPC HDA - Trend & History Data Access*) e para tratamento de alarmes e eventos (*OPC AE - Alarm and Events*) (FRANKE et al., 2008).

Os principais produtos utilizados do sistema 800xA neste trabalho são: *Control Builder*, *SoftController*, *Engineering Workplace*, *Function Designer* e *OPC-MMS Server*.

1. O *Control Builder (CB)* é uma ferramenta de desenvolvimento e configuração de produtos ABB tais como o controlador AC800M, módulos de Entrada e Saída e Controladores de Redes Industriais. A comunicação entre o *Control Builder* e os controladores é via *ethernet* ou serial. Um projeto no *Control Builder* é construído sob uma aplicação, que pode ser dividida em vários programas escritos em texto estruturado, lista de instruções, blocos funcionais, diagrama *Ladder* ou SFC (*Sequential Function Chart*). Quando um programa é carregado no controlador com o *Control Builder*, este último pode ser usado como uma ferramenta *online* para verificar ou mudar variáveis da estratégia de controle desenvolvida.
2. O *Soft Controller* é um simulador de *hardware* (controlador) que na forma de um

aplicativo *Windows* permite o teste e validação dos programas sem o controlador real. Depende do *Control Builder* para carga e como ferramenta *online* de verificação.

3. As ferramentas *Engineering Workplace* (estação de trabalho) e *Plant Explorer* (explorador de planta ou fábrica) são os instrumentos primários usados para a configuração do Sistema 800xA. O *Engineering Workplace* é o local usado para todo o trabalho de projeto feito por engenheiros de aplicação.
4. A estratégia de controle pode ser implementada em linguagem de diagrama de blocos no software *Function Designer*. A principal vantagem da implementação neste ambiente reside na intuitividade com que a programação é feita por diagrama de blocos, semelhante aos diagramas lógicos conforme norma ANSI/ISA 5.1 (INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION, 2009). Outra vantagem é a possibilidade de geração de documentação de projeto (diagramas lógicos) neste mesmo ambiente.
5. *OPC* são as iniciais de *OLE for Process Control*. O *OLE (Object Linking and Embedding)* é uma tecnologia *Microsoft* para interação de objetos. O *OLE* é baseado em *COM* e *DCOM* e permite a troca de informação entre processos e máquinas, conservando a informação e formatação originais. O Servidor *MMS (Manufacturing Message Specification - padrão ISO 9506)* lembra um painel de controle entre o Servidor *OPC* e a Rede de Controle. O servidor é automaticamente instalado quando o *Control Builder*, ou Servidor *OPC* é instalado. O protocolo define mensagens de comunicação transferidas entre controladores bem como entre a Estação de Engenharia (com o *Control Builder*) e o controlador (carga de uma aplicação). O protocolo pode ser usado em muitas redes diferentes, mas preferivelmente na rede *TCP/IP*, que é a rede mais usada atualmente. A *OPC Foundation* é uma corporação sem fins lucrativos que estabeleceu um conjunto padrão de protocolos de interface *OLE/COM* proporcionando interoperabilidade avançada entre aplicações de automação/controle, sistema/dispositivos de campo e aplicações de negócio/escritório no mundo de controle do processo (FOUNDATION, 2013).

4.3 INTEGRAÇÃO DO MODELO COM *OPC*

Uma idéia importante deste trabalho é apresentar uma arquitetura para supervisão em tempo real de processos complexos simulados, baseada em sistemas comerciais existentes na indústria. A justificativa é que o ambiente permite o treinamento de operadores e o estudo do processo por engenheiros de controle em situações mais próximas da prática operacional da

indústria. Nesta arquitetura, a simulação de processos é feita em Matlab executando em tempo real e o controlador é implementado utilizando as funcionalidades de controle do sistema 800xA a partir do *SoftController* (simulador de controlador). O caminho adotado é ter no mesmo computador a simulação e o controle.

A seguir é apresentada a arquitetura do sistema de automação (Matlab+ABB via OPC) para obtenção de resultados. Considerando as facilidades para troca de informações via OPC entre processos numa máquina ou em máquinas diferentes, é mostrado o grande benefício acadêmico, quando da utilização de modelos rigorosos de plantas e sistemas de controle industrial. Salienta-se que esta arquitetura, facilmente realizada, pode ser utilizada nas indústrias para treinamento e validação das estratégias de controle. A dificuldade reside na obtenção de modelos rigorosos que representem os processos. A arquitetura realizada é mostrada na figura 11.

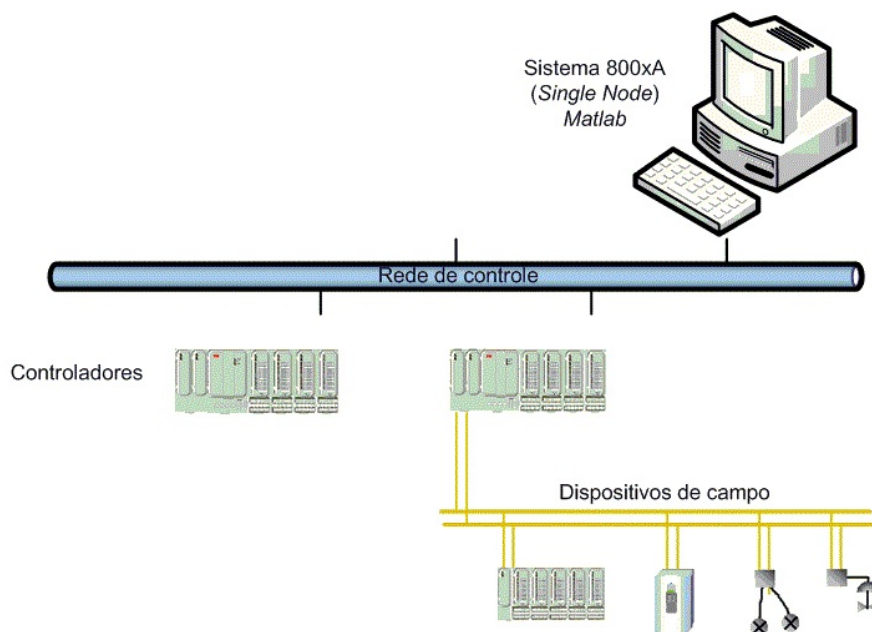


Figura 11: Arquitetura implementada para simulação em Matlab e controle em 800xA via OPC.

Fonte: Autoria própria.

Várias ferramentas do Matlab são utilizadas, com destaque para o OPC Toolbox. Os procedimentos utilizados no Matlab, que foram previamente apresentados em Souza et al. (2012), são mostrados na figura 12.

Um aspecto importante a ser considerado na integração MATLAB e SDCD é a forma de apresentação das variáveis dinâmicas. Em aplicações industriais, normalmente se apresenta nível de forma percentual. As variáveis de entrada Q , q_f e q_s do algoritmo que simula

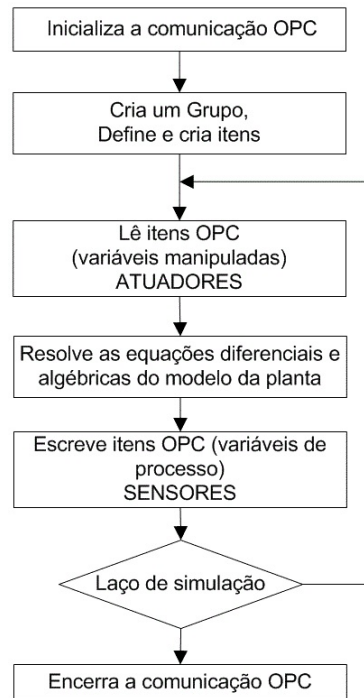


Figura 12: Procedimentos utilizados no Matlab para simulação.

Fonte: Souza et al. (2012).

uma caldeira são apresentadas em unidades de engenharia, contudo, em aplicações industriais normalmente as variáveis manipuladas são válvulas de controle, cuja indicação também é feita na forma percentual. Assim, de forma a deixar a interface de operação o mais próxima possível de uma aplicação real, as variáveis serão escalonadas conforme apresentado na tabela 3.

Tabela 3: Escalonamento de variáveis entre SDCD e MATLAB

Variável	Valor Operacional (MATLAB)	Escala (MATLAB)	Valor Operacional (SDCD)	Escala (SDCD)
p	8,5 MPa	0 a 10 MPa	8,5 MPa	0 a 10 MPa
l	0 m	-1 a 1 m	50 %	0 a 100 %
q_s	36 kg/s	0 a 60 kg/s	36 kg/s	0 a 60 kg/s
q_f	36 kg/s	0 a 60 kg/s	60 %	0 a 100 %
Q	83,7 MW	0 a 139,5 MW	60 %	0 a 100 %

Fonte: Autoria própria.

4.4 SINTONIA DAS MALHAS

Uma etapa importante para se conseguir o máximo do sistema de automação da planta é a correta sintonia das malhas de controle. Não é objetivo deste trabalho esgotar as diversas

abordagens para o problema de sintonia de controladores PID, contudo, buscou-se em literaturas recentes a abordagem para este problema.

4.4.1 O ALGORITMO DE CONTROLE NO 800XA

O algoritmo de controle implementado no SDCD 800xA é do tipo ideal ou paralelo. O controlador lê regularmente a variável de processo controlada P_v e o *set-point* S_p , a uma taxa de amostragem. O controlador calcula os valores requeridos de saída a cada ciclo. A taxa de amostragem é definida pelo ciclo da *task* em que a aplicação é alocada (ABB, 2010b). A equação 36 apresenta a equação do controlador PID implementada no controlador AC800M (ABB, 2010a).

$$M_v = G \left(\beta_c S_p - P_v + \frac{1}{T_i} \int (S_p - P_v) dt + T_d \frac{d}{dt} \text{FilterOf}(-P_v, T_{fil}) \right) \quad (36)$$

onde M_v é a saída do controlador (variável manipulada do controlador), G é o ganho proporcional do controlador, β_c é o fator de ponderação do *set-point*, T_i é a constante de tempo integral do controlador, T_d é o tempo derivativo do controlador, T_{fil} é o tempo do filtro da parte derivativa do controlador e $\text{FilterOf}(x, y)$ é a expressão para um filtro passa baixa da parte derivativa do controlador.

O sistema SDCD 800xA também possui uma ferramenta para sintonia automática de controladores PID. Não se tem detalhes do algoritmo implementado, contudo, o experimento de sintonia via ferramenta é feito para comparação com as técnicas apresentadas neste trabalho.

4.4.2 MÉTODO DE SINTONIA SIMC

O trabalho de Skogestad (2004) apresenta a metodologia de sintonia de PID SIMC. As regras SIMC são derivadas do controle PID com modelo interno IMC apresentado inicialmente por Rivera et al. (1986) e tem por objetivo simplificar a sintonia de controladores PID. Para atingir este objetivo, os modelos de processo são modelados por modelos de primeira ordem e atraso ou segunda ordem e atraso, e a partir destes modelos então são apresentadas regras. Para as sintonias das malhas de nível e pressão, o processo será modelado por um modelo integrador com atraso, e para a malha de vazão por um modelo de primeira ordem com atraso, conforme respostas ao degrau observadas no capítulo 3. As regras para os modelos em questão são apresentadas na tabela 4 já adaptadas para um controlador PID ideal.

O ganho G deve ser inserido normalizado e adimensional tal que $k' = \Delta\%P_v / \Delta\%M_v$

Tabela 4: Regras de sintonia SIMC para controlador PID ideal para AC800M

Processo	$g(s)$	G	T_i	T_d
Primeira ordem	$k' \frac{e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)}$	$\frac{\tau_1}{k'(\tau_c + \theta)}$	$\min\{\tau_1, 4(\tau_c + \theta)\}$	-
Integrador	$k' \frac{e^{-\theta s}}{s}$	$\frac{1}{k'(\tau_c + \theta)}$	$4(\tau_c + \theta)$	-

Fonte: Adaptação a partir de Skogestad (2004).

para um processo de primeira ordem, $k' = \Delta\%Pv / (\Delta\%Mv\Delta t)$ para um processo integrador e τ_c é a constante de tempo do processo controlado pelo SIMC.

4.4.3 MÉTODO DE VASO PULMÃO

O trabalho de Friedman (1994) apresenta uma metodologia heurística para sintonia de controladores de nível cujo principal objetivo é de utilizar a capacitância do vaso para reduzir as oscilações na vazão. A metodologia de sintonia de um controle PI consiste em admitir um limite máximo desejado de variação do nível L_{max} e definir uma perturbação máxima esperada na vazão ΔF_D , assim, o ganho proporcional será dado pela equação 37 e o tempo integral pela equação 38.

$$G = \frac{\Delta F_D}{(L_{max} - Sp)} \frac{Range_{PV}}{Range_F} \quad (37)$$

$$T_i = 4 \frac{Volume \text{ entre } Sp \text{ e } L_{max}}{\Delta F_D} \quad (38)$$

4.4.4 CONTROLE POR BANDAS

Outra metodologia que vem sendo utilizada para a sintonia de controladores PID para aplicações de controle de nível é o controle por bandas (SAUSEN et al., 2012; JUNIOR et al., 2010; NUNES et al., 2005). A técnica de controle por bandas consiste em sintonizar um controlador de forma menos agressiva quando o desvio da variável controlada em relação ao seu Sp é pequeno e aumentar o ganho quando o desvio for grande, de forma a trazer o processo mais rapidamente para o equilíbrio. Esta técnica é preferível quando se deseja minimizar as variações nas vazões manipuladas (CAMPOS; TEIXEIRA, 2006). Este controle pode ser implementado facilmente no controlador AC800 do SDCD 800xA através da funcionalidade *gain scheduling* existente nos *faceplates* dos controladores PID.

Uma combinação desta metodologia com o método do vaso pulmão pode ser

interessante para a aplicação de controle de nível do tubulão superior de uma caldeira porque, para pequenas variações no nível, a atuação de q_f tende a ser mais lenta, o que gera uma menor perturbação em p , enquanto que para grandes variações no nível, o ganho do controlador seria aumentado, o que tenderia a fazer com que o nível retornasse mais rapidamente para um ponto próximo ao *set-point*, mantendo assim o nível sobre controle dentro de determinada faixa permitida.

4.5 RESULTADOS

A seguir são apresentados os resultados de sintonia dos controladores implementados.

4.5.1 CONTROLE DE PRESSÃO

A figura 13 apresenta a tela do supervisório implementada no sistema ABB 800xA em que se controla a pressão no *header* de vapor e o nível do tubulão superior.

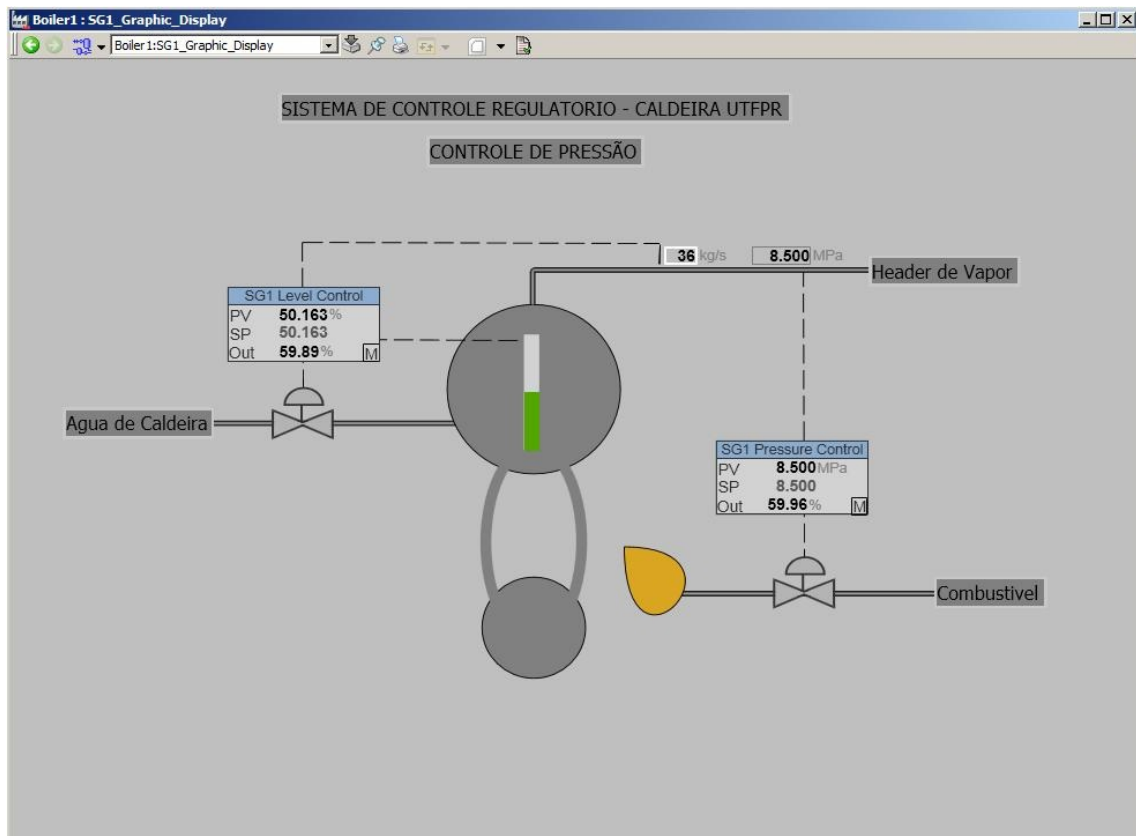


Figura 13: Tela do supervisório da caldeira para o controle da pressão e nível.

Fonte: Autoria própria.

A tabela 5 apresenta os valores dos parâmetros do controlador PID para os critérios de sintonia estudados.

Tabela 5: Parâmetros de controladores PID malha de pressão para dois critérios de sintonia

Processo	$Gain$	T_i	T_d
<i>Autotune</i> 800xA	4,87	41,68s	-
SIMC	28,57	40,00s	-

Fonte: Autoria própria.

O levantamento dos parâmetros pela sintonia automática do PID do 800xA (*Autotune 800xA*) foi feito com a malha de nível em manual.

Para a identificação do sistema pelo critério SIMC, foram aplicados degraus em Q com a malha de controle de nível em manual e modelada conforme um sistema integrador com atraso, que resultou em $k' = 0,0035$ e $\theta = 5s$. Foi escolhido $\tau_c = \theta$ conforme sugestão de Skogestad (2004).

Para avaliação das sintonias de uma maneira prática, foram colocadas as malhas de pressão de pressão e nível em automático, onde variou-se os parâmetros de sintonia da malha de pressão conforme a tabela 5 e manteve-se a malha de nível com a sintonia SIMC da tabela 6, e foram aplicados degraus de $10kg/s$ em q_s . Os resultados das simulações, referente ao comportamento das variáveis controladas nível e pressão e da variável manipulada carga térmica quando ocorre uma perturbação de $10kg/s$ em q_s , são apresentados nas figuras 14 (a), 14 (b) e 14 (c).

Observa-se que, apesar das malhas de nível e pressão estarem acopladas pelo processo, o processo controlado rejeitou a perturbação, mantendo a variável de processo sob controle. Observa-se também um desempenho superior da sintonia SIMC, pois para a malha de pressão se deseja que a resposta seja a mais rápida possível e por apresentar um menor esforço de controle.

4.5.2 CONTROLE DE NÍVEL

A tabela 6 apresenta os valores dos parâmetros do controlador PID para os critérios de sintonia estudados.

O levantamento dos parâmetros pela sintonia automática do PID do 800xA (*Autotune 800xA*) foi feito com a malha de controle de pressão em automático sintonizado pelo critério de SIMC.

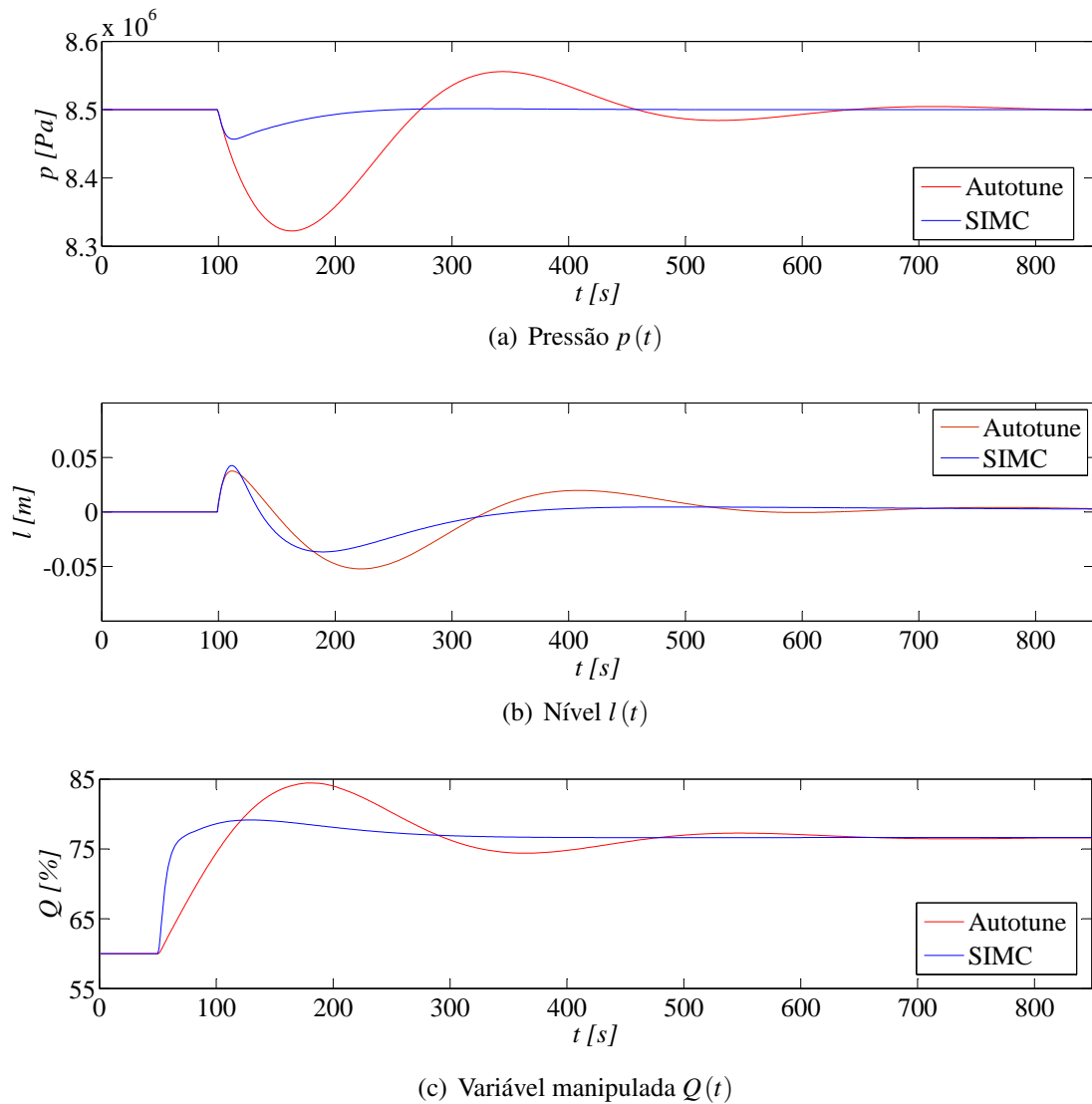


Figura 14: Resposta das variáveis p e l e da variável manipulada Q para uma perturbação de 10kg/s em q_s .

Fonte: Autoria própria.

Tabela 6: Parâmetros de controladores PID malha de nível para diversas sintonias

Processo	Gain	T_i	T_d
Autotune 800xA	2,60	303,37s	-
SIMC	2,75	776,00s	-
Vaso Pulmão + Controle por bandas	2,50	1066,67s	-

Fonte: Autoria própria.

Para a identificação do sistema pelo critério SIMC, foram aplicados degraus em q_f com a malha de controle de pressão em automático já sintonizada pelo critério de SIMC e modelada conforme um sistema integrador com atraso, que resultou em $k' = 0,001873$ e $\theta = 97\text{s}$. Foi escolhido $\tau_c = \theta$ conforme sugestão de Skogestad (2004).

O levantamento dos parâmetros pelo método do vaso pulmão + controle por bandas foi feito de forma a: quando o nível estiver próximo ao limite de $\pm 10\%$ de variação do *set-point*, sintoniza-se pelo método do vaso pulmão atribuindo-se que $L_{max} = 60\%$, $\Delta F_D = 25\%$, $Sp = 50\%$ e *Volume entre Sp e L_{max}* $= 4m^3$; quando o nível ultrapassar o limite de $\pm 10\%$, aumenta-se o ganho para $Gain = 4,00$.

Para avaliação das sintonias de uma maneira prática, foram colocadas as malhas de pressão e nível em automático, onde variou-se os parâmetros de sintonia da malha de nível conforme a tabela 6 e manteve-se a malha de pressão com a sintonia SIMC da tabela 5, e foram aplicados degraus de $20kg/s$ em q_s . Os resultados das simulações, referente ao comportamento das variáveis controladas nível e pressão e da variável manipulada carga térmica quando ocorre uma perturbação de $20kg/s$ em q_s , são apresentados nas figuras 15 (a), 15 (b) e 15 (c).

Observa-se que, apesar das malhas de nível e pressão estarem acopladas pelo processo, o processo controlado rejeitou a perturbação, mantendo a variável de processo sob controle. Observa-se também que o impacto de diferentes sintonias na malha de nível pouco interfere nos resultados da malha de pressão, com leve melhora no desempenho para as sintonias mais lentas. Isto se deve ao fato de que a malha de pressão estar em automático e por ser muito mais rápida que a malha de nível.

Nota-se no comportamento dinâmico da malha de nível que as sintonias SIMC e Vaso pulmão apresentam melhor desempenho (melhor rejeição de perturbação sem aumento expressivo no esforço de controle) quando comparadas a sintonia *Autotune*.

4.5.3 CONTROLE DE VAZÃO DE VAPOR EXPORTADO

Para a simulação de um sistema em que a vazão é função da pressão da caldeira conforme figura 9, é necessário a construção de um modelo de processo para a planta.

Para este trabalho, assumiu-se que o processo se comportará de forma bastante simplificada, sendo sua dinâmica regida pelo sistema da figura 16. O diâmetro da tubulação foi escolhido de forma com que, em vazão máxima, a velocidade de escoamento do vapor não exceda $38,1m/s$. Assumiu-se que a linha terá classe de pressão #600 e um comprimento de $50m$, o que resulta num volume interno de $2,3m^3$. Percebe-se que o volume interno da linha é bastante inferior ao volume de $20m^3$ da fase vapor do tubulão superior da caldeira (aproximadamente metade de V_d), portanto, para fins de modelamento dinâmico do sistema este volume será desprezado.

No sistema apresentado na figura 16, considerou-se que a pressão do *header* será a

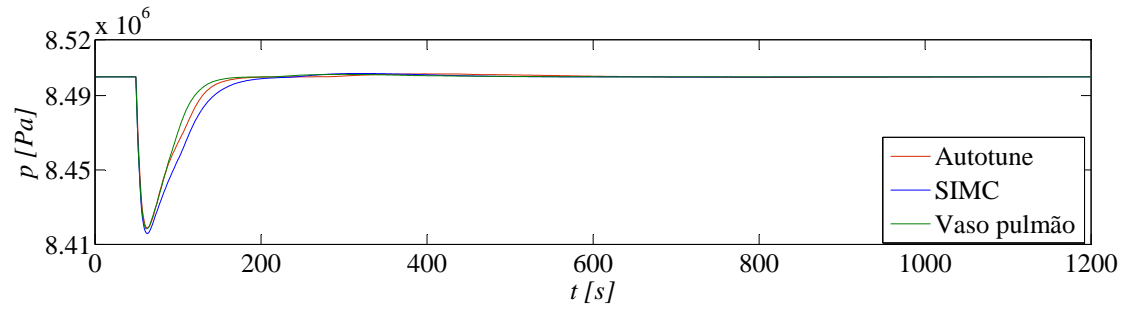
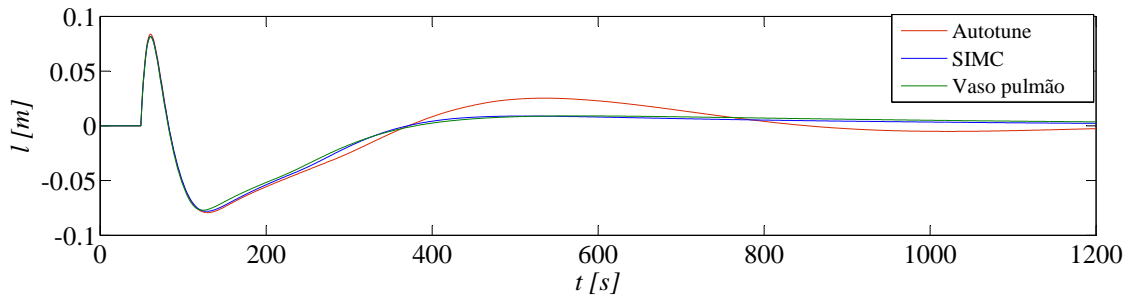
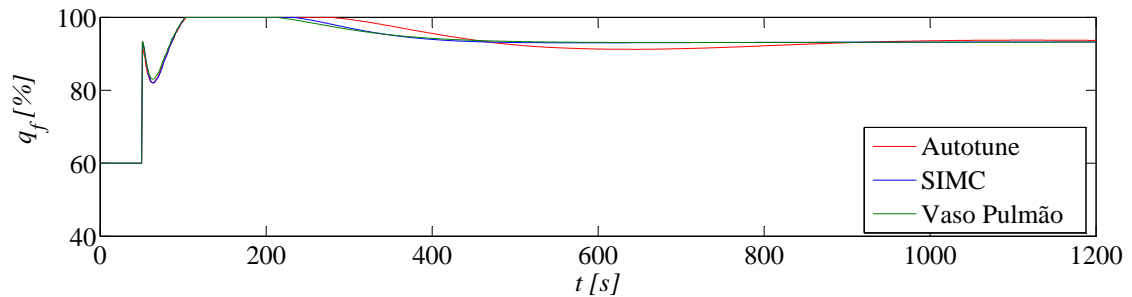
(a) Pressão $p(t)$ (b) Nível $l(t)$ (c) Variável manipulada $q_f(t)$

Figura 15: Resposta das variáveis p e l e da variável manipulada q_f para uma perturbação de 20kg/s em q_s .

Fonte: Autoria própria.

perturbação do sistema, onde *header* é a linha de tubulação que recebe a produção de vapor (normalmente de um sistema com múltiplas caldeiras) e distribui aos consumidores. Para fins de modelamento dinâmico, modelou-se a perda de carga na linha que interliga o tubulão superior da caldeira ao *header* de suprimento de vapor pela equação de Darcy, que é aplicada para escoamento de fluidos compressíveis em trechos retos de tubulações em determinadas condições (LUDWIG, 1999). A equação simplificada é apresentada na equação 39.

$$q_s = k\sqrt{p - p_h} \quad (39)$$

onde q_s é a vazão de vapor exportado pela caldeira em, p a pressão do tubulão superior e p_h é

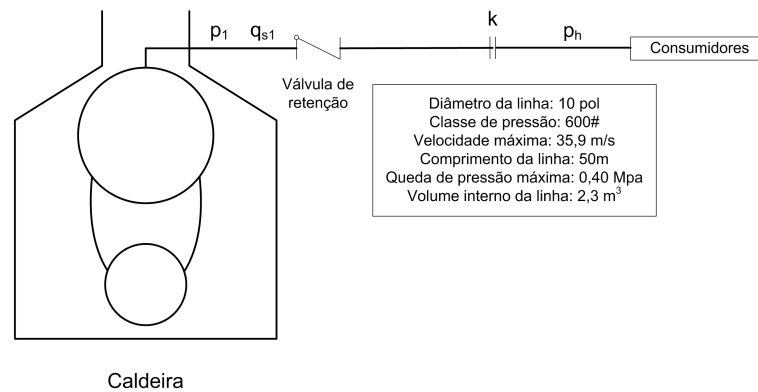


Figura 16: Representação esquemática do sistema em que se aplicará a malha de vazão de vapor produzido.

Fonte: Autoria própria.

a pressão de vapor exportado pelo *header*.

Neste sistema, o objetivo de controle é manter fixa q_s e l independente das variações em p_h . Logo, assumindo-se que para $q_s = 60\text{kg/s}$, $p = 8,9\text{MPa}$ e $p_h = 8,5\text{MPa}$, então $k = 94,8683$.

Considerou-se também que a caldeira é conectada ao *header* com a utilização de uma válvula de retenção. Dessa forma, a equação 39 será válida apenas quando $p > p_h$, do contrário $q = 0$.

A figura 17 apresenta a tela do supervisor implementada no sistema ABB 800xA em que se controla a vazão de exportação de vapor para o *header* e o nível do tubulão superior.

A tabela 7 apresenta os valores dos parâmetros do controlador PID para os critérios de sintonia estudados.

Tabela 7: Parâmetros de controladores PID malha de vazão para diversas sintonias

Processo	Gain	T_i	T_d
Autotune 800xA	1,44	5,28s	-
SIMC	3,62	7,00s	-

Fonte: Autoria própria.

O levantamento dos parâmetros pela sintonia automática do PID do 800xA (*Autotune 800xA*) foi feito com a malha de nível em automático.

Para a identificação do sistema pelo critério SIMC, foram aplicados degraus em Q com a malha de controle de nível em automático e modelada conforme um sistema de primeira ordem com atraso, que resultou em $k' = 0,9667$, $\theta = 1\text{s}$ e $\tau_1 = 7\text{s}$. Foi escolhido $\tau_c = \theta$ conforme sugestão de Skogestad (2004).

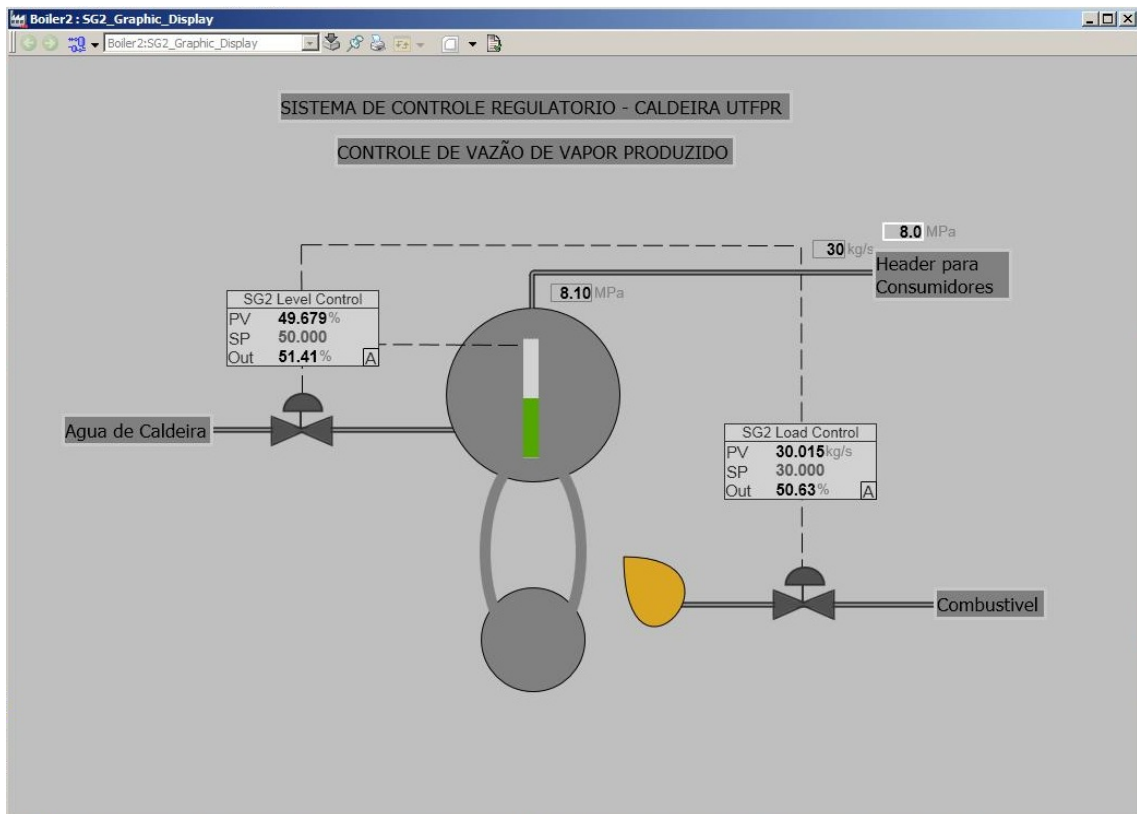


Figura 17: Tela do supervisor da caldeira para o controle de vazão e nível.

Fonte: Autoria própria.

Para avaliação das sintonias de uma maneira prática, foram colocadas as malhas de vazão e nível em automático, onde variou-se os parâmetros de sintonia da malha de vazão conforme a tabela 7 e manteve-se a malha de nível com a sintonia SIMC da tabela 6, e foram aplicados degraus de 10kg/s no *set-point* da malha de vazão e de $0,2\text{MPa}$ em p_h . Os resultados das simulações, referente ao comportamento das variáveis controladas nível e vazão e da variável manipulada carga térmica quando ocorre uma perturbação de $0,2\text{MPa}$ em p_h são apresentados nas figuras 18 (a), 18 (b) e 18 (c), e quando ocorre um degrau de 10kg/s no *set-point* da malha de vazão, nas figuras 19 (a), 19 (b) e 19 (c).

Observa-se que, apesar das malhas de nível e vazão de vapor produzido estarem acopladas pelo processo, o processo controlado rejeitou a perturbação, mantendo a variável de processo sob controle. Observa-se também um desempenho superior da sintonia SIMC com um esforço de controle semelhante a sintonia *Autotune* para uma perturbação em p_h , contudo, a sintonia SIMC apresenta um esforço de controle consideravelmente maior para uma variação no *set-point* da malha de controle de vazão de vapor produzido e também gera um distúrbio um pouco maior na malha de controle de nível do tubulão superior. Para a aplicação de controle

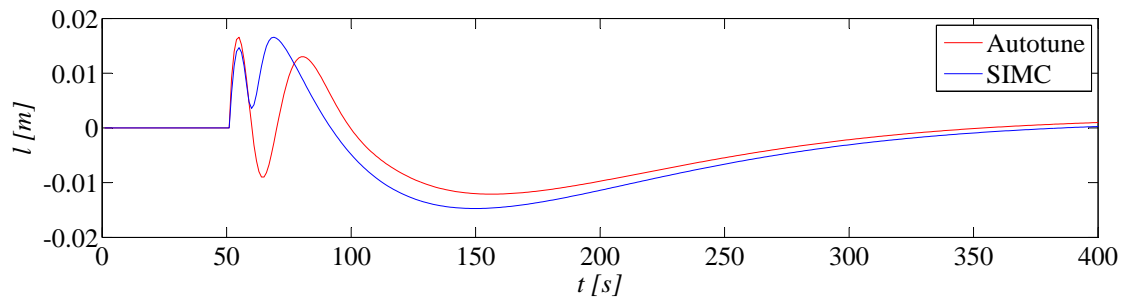
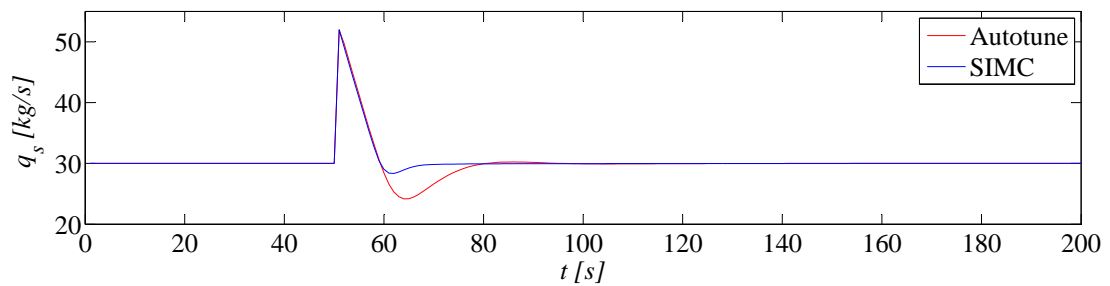
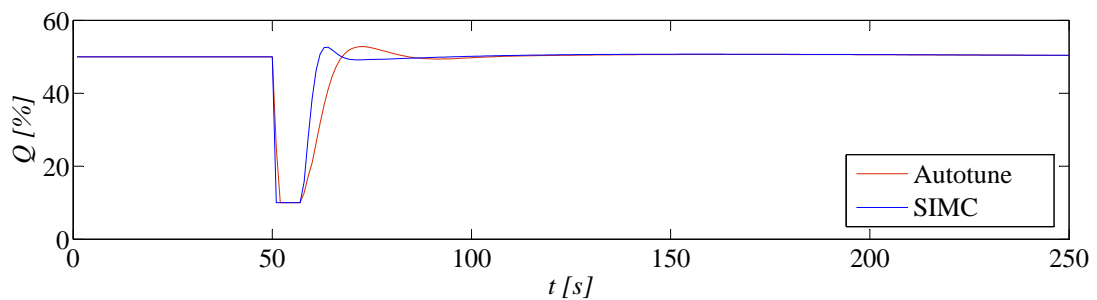
(a) Nível $l(t)$ (b) Vazão de vapor $q_s(t)$ (c) Variável manipulada $Q(t)$

Figura 18: Resposta das variáveis l e q_s e da variável manipulada Q para uma perturbação de $0,2\text{MPa}$ em p_h .

Fonte: Autoria própria.

de nível no tubulão superior, este distúrbio pode ser aceitável desde que não atinja valores próximos aos pontos de alarme do processo.

É usual em controle de caldeiras que haja um batente mínimo para a válvula de controle de combustível, com o objetivo de manter sempre a caldeira com chama com uma intensidade mínima, por isso, percebe-se nas figuras 18 (c) e 19 (c) a aplicação deste batente.

4.5.4 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Diversas estratégias de controle do sistema de água de uma caldeira aquatubular foram implementadas no sistema ABB 800xA com um simulador de processo no Matlab. Foram

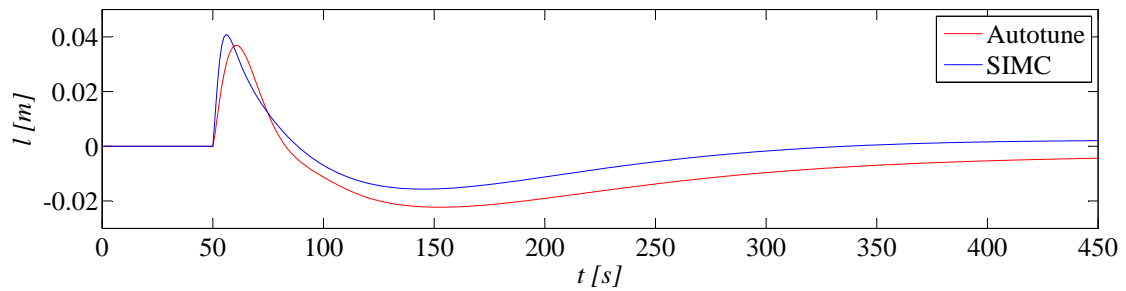
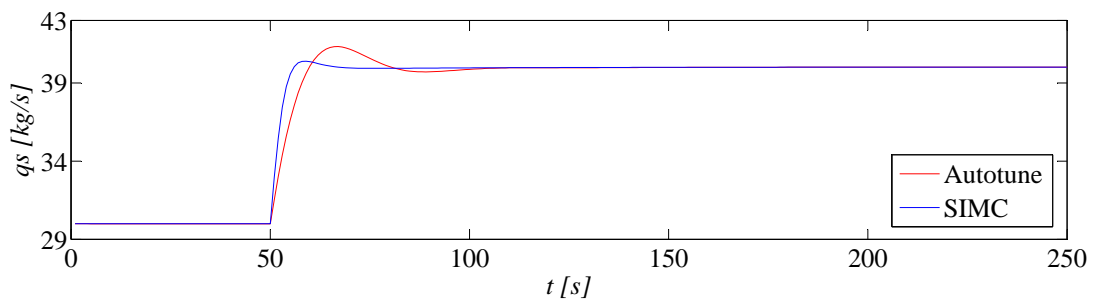
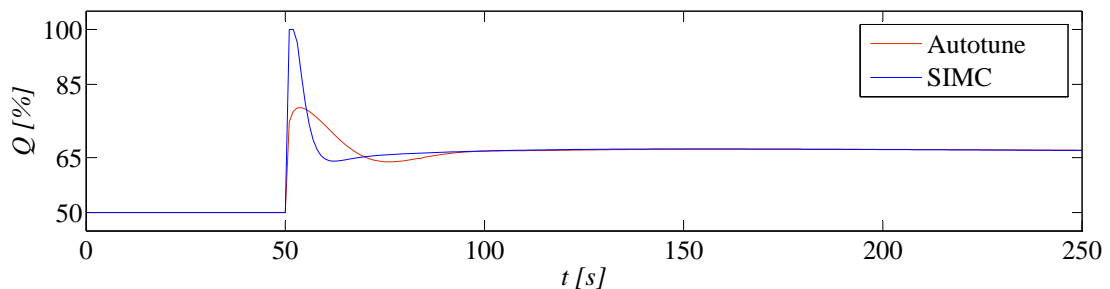
(a) Nível $l(t)$ (b) Vazão de vapor $q_s(t)$ (c) Variável manipulada $Q(t)$

Figura 19: Resposta das variáveis l e q_s e da variável manipulada Q quando ocorre um degrau de 10kg/s no *set-point* da malha de vazão.

Fonte: Autoria própria.

realizados experimentos de rejeição de perturbações e de degrau no *set-point* para algumas sintonias estudadas.

Esta etapa do trabalho permitiu gerar um ambiente de simulação de processo com a integração do sistema ABB 800xA e do software Matlab, a avaliação de diferentes estratégias de controle aplicadas a caldeiras aquatubulares e o conhecimento de algumas técnicas atuais de sintonia de controladores PID. Os conhecimentos e ferramentas desenvolvidas nesta fase serão utilizados para a definição da estratégia de controle de um sistema com múltiplas caldeiras, a sintonia das malhas de controle e simulação dinâmica deste sistema.

Dentre as técnicas de sintonia estudadas, observou-se um melhor desempenho na

metodologia SIMC, de forma que esta metodologia será utilizada nas próximas fases deste trabalho.

5 OTIMIZAÇÃO EM UM SISTEMA COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS

Neste capítulo, propõe-se abordar o problema de otimização do consumo de combustível em um sistema de geração de vapor composto por múltiplas caldeiras. Para atingir este objetivo, deve-se buscar um eficiente mecanismo divisor de carga para que cada caldeira forneça uma determinada vazão de vapor de forma que o sistema opere num ponto ótimo de consumo de combustível.

Sistemas de geração de vapor em grandes indústrias são normalmente compostos por mais de uma caldeira. Estas grandes centrais térmicas se destacam pela busca contínua de melhoria da eficiência energética, em face da quantidade de energia envolvida nestes equipamentos.

A otimização de caldeiras é um tema de pesquisa antigo, com trabalhos publicados datando de 20 anos ou mais, a exemplo do trabalho de Fogarty (1988). Contudo, o tema ainda se mostra bastante atual em virtude da crescente demanda por eficiência energética, que é hoje o referencial de muitas indústrias. Neste contexto cita-se o trabalho de Liao e Dexter (2004) que investiga o potencial de economia de energia em sistemas de aquecimento por meio de melhorias no controle de caldeiras.

A modelagem matemática utilizando programação linear e não linear é uma abordagem atual nas pesquisas de otimização de caldeiras industriais e sistemas de geração de energia. Dentre as referências pesquisadas, encontra-se o trabalho de Bujak (2009). O autor apresenta um modelo matemático para otimizar a energia de um sistema de geração de vapor suprido por múltiplas caldeiras flamotubulares idênticas. Utilizou-se uma abordagem de programação linear com o objetivo de minimizar as perdas de energia. Dunn e Du (2009) apresentam uma abordagem para otimizar os custos de combustível de um sistema de geração de vapor suprido por múltiplas caldeiras. Os autores utilizaram uma abordagem não linear para resolução do problema. Rocco e Morabito (2010) apresentam um modelo de Programação Linear Inteira Mista - PLIM que tem o objetivo de apoiar as decisões de gerenciamento de múltiplas caldeiras industriais. O modelo determina quais caldeiras devem ser acionadas para produzir

vapor, observando-se parâmetros que incluem custos de acionamento, de aquecimento, de combustível, dentre outros. Destaca-se ainda o trabalho de Borghetti et al. (2008) que apresenta uma abordagem PLIM para o problema de programação de produção de energia de uma usina hidrelétrica, sendo empregada com sucesso a linearização por partes em uma restrição não linear.

Este capítulo tem por objetivo estudar o problema do consumo ótimo de combustível em um sistema de geração de vapor composto por múltiplas caldeiras. Para tanto, propõe-se uma abordagem em programação linear inteira mista na qual a curva de consumo de combustível versus vazão mássica de vapor produzido por cada caldeira será aproximada em uma linearização por partes. Para equilíbrio do sistema de geração de vapor, a vazão de vapor requerida pelos consumidores deve ser igual ao somatório do vapor gerado pelas caldeiras que compõem o sistema. Portanto, são inúmeras as possibilidades de atendimento a este requisito básico, considerando-se as possibilidades de variação do vapor fornecido por cada caldeira. O objetivo do modelo será de apontar qual deverá ser a vazão de vapor produzido por cada caldeira a partir da demanda total requerida pelos consumidores, de forma que o sistema como um todo opere num ponto ótimo de consumo de combustível. Estes valores ideais de vazão de vapor a serem fornecidos por cada caldeira podem, então, serem utilizados como *set-point* dos controladores de vazão de cada caldeira.

5.1 O PROBLEMA DE OTIMIZAÇÃO

Em sistemas com múltiplas caldeiras, a dinâmica do sistema de geração de vapor é resultado da interação entre o comportamento de cada caldeira e as unidades consumidoras de vapor. A figura 20 representa simplificada parte das conexões hidráulicas de um sistema com três caldeiras. Neste sistema o objetivo é de manter a tubulação principal de suprimento de vapor a uma pressão especificada. Para isso, o balanço de massa entre o somatório do que cada caldeira fornece (na figura 20, q_{s1} , q_{s2} e q_{s3}) de vapor deve ser igual ao consumo total de vapor dos consumidores ($q_{s\text{dem}}$). Se a geração for maior que a demanda, a pressão do sistema irá aumentar; se a geração for inferior, a pressão irá cair.

O objetivo econômico do sistema é atender a demanda de vapor dos consumidores com o mínimo gasto de combustível. Portanto, a função objetivo é dada pela equação 40.

$$\min z = \sum_{g=1}^G q_{fuel\ g} \quad (40)$$

onde $q_{fuel\ g}$ é a vazão de combustível de uma caldeira, g representa o índice de cada caldeira,

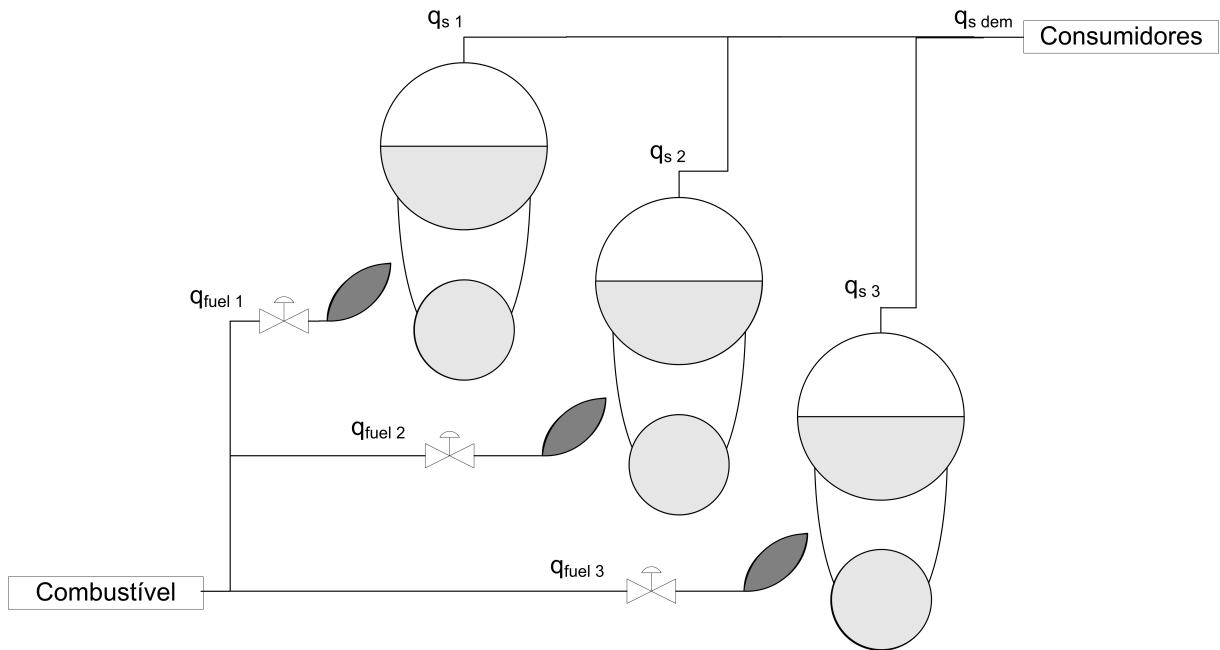


Figura 20: Conexões hidráulicas de um sistema com três caldeiras.

Fonte: Autoria própria.

G é o número total de caldeiras no sistema.

A eficiência de uma caldeira é definida como a razão entre a energia transferida para a água (vapor) e a energia fornecida pelo combustível. Dessa forma é possível apresentar o consumo de combustível de cada caldeira pela equação 41.

$$q_{fuel\ g} = \frac{(h_s - h_f) q_{s\ g}}{\eta_{ef\ g} PCI} \quad (41)$$

sendo que, para a equação 41, PCI é o poder calorífico inferior do combustível utilizado, $\eta_{ef\ g}$ é a eficiência adimensional de cada caldeira, h_f é a entalpia da água de alimentação e h_s é a entalpia vapor saturado produzido.

Por fim, para que o balanço de massa do sistema seja atendido em estado estacionário, a equação 42 deve ser respeitada, onde $q_{s\ dem}$ representa a vazão total de vapor demandado pelo sistema.

$$q_{s\ dem} = \sum_{g=1}^G q_{s\ g} \quad (42)$$

5.2 MODELAGEM PARA RESOLUÇÃO EM PLIM

A PLIM Programação Linear Inteira Mista é um caso particular de modelamento matemático em Pesquisa Operacional em que são utilizadas variáveis reais e inteiras ou binárias nas restrições ou na própria função objetivo (WILLIAMS, 1999).

As caldeiras possuem curvas típicas de rendimento que dependem de diversos parâmetros. Por exemplo, projeto mecânico e condições de operação como excesso de ar, temperatura dos gases de exaustão, temperatura ambiente, sintonia das malhas de combustão da caldeira e da carga a que estão submetidas (LIPTAK, 2006). Normalmente as caldeiras apresentam um ponto de máxima eficiência em sua curva de eficiência versus vazão de vapor produzido, conforme ilustrado na figura 21.

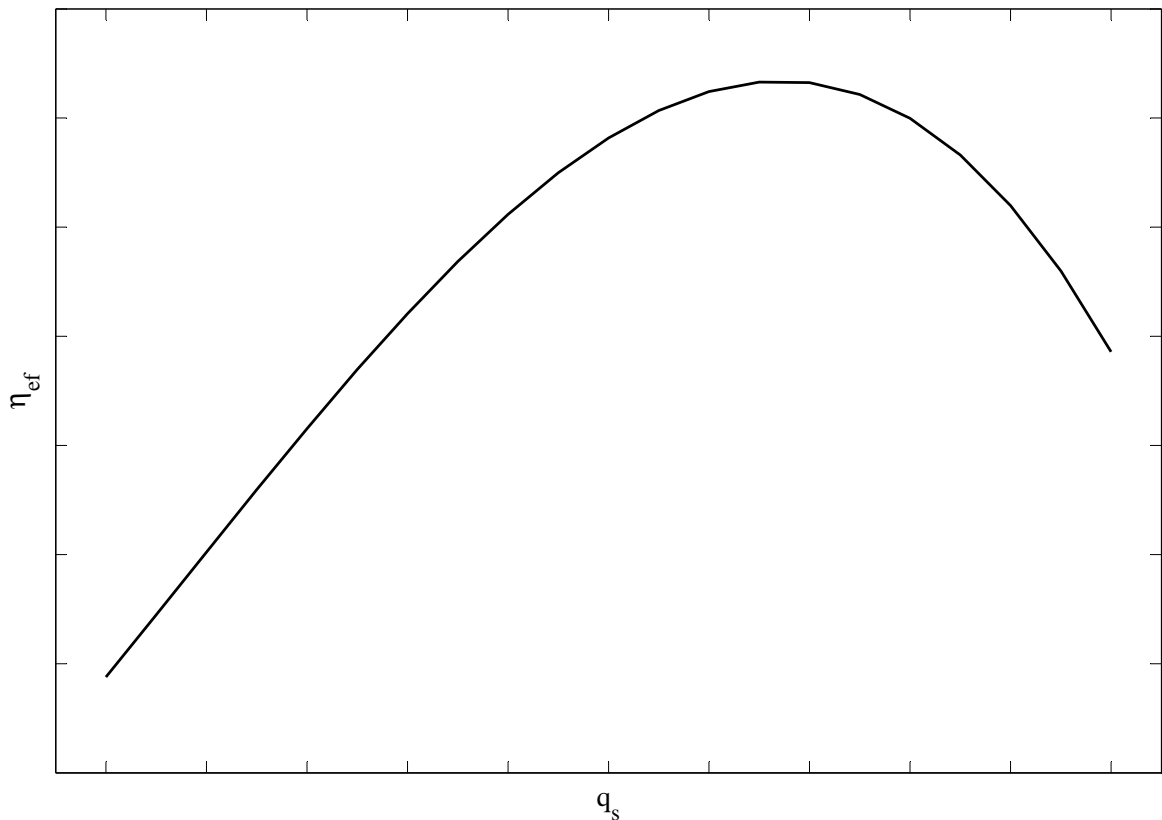


Figura 21: Curva de eficiência de uma caldeira em função da vazão produzida de vapor.

Fonte: Autoria própria.

Observa-se na figura 21 que o comportamento da eficiência em função da carga de uma caldeira é dado por uma função $\eta_{ef} = \varphi(q_s)$ não linear. Com base na equação 41 e na função $\eta_{ef} = \varphi(q_s)$ nota-se que o problema de otimização a ser resolvido é não linear. Contudo, através de uma modelagem que contemple variáveis binárias de decisão, é possível transformar

este problema não linear em um problema de PLIM com linearização por partes, a exemplo do trabalho apresentado por Borghetti et al. (2008).

Para realizar a linearização por partes, inicialmente, combina-se a equação 41 com a função $\eta_{ef} = \varphi(q_s)$, de forma a se obter curvas de consumo de combustível versus vazão de vapor produzido, conforme apresentado na figura 22.

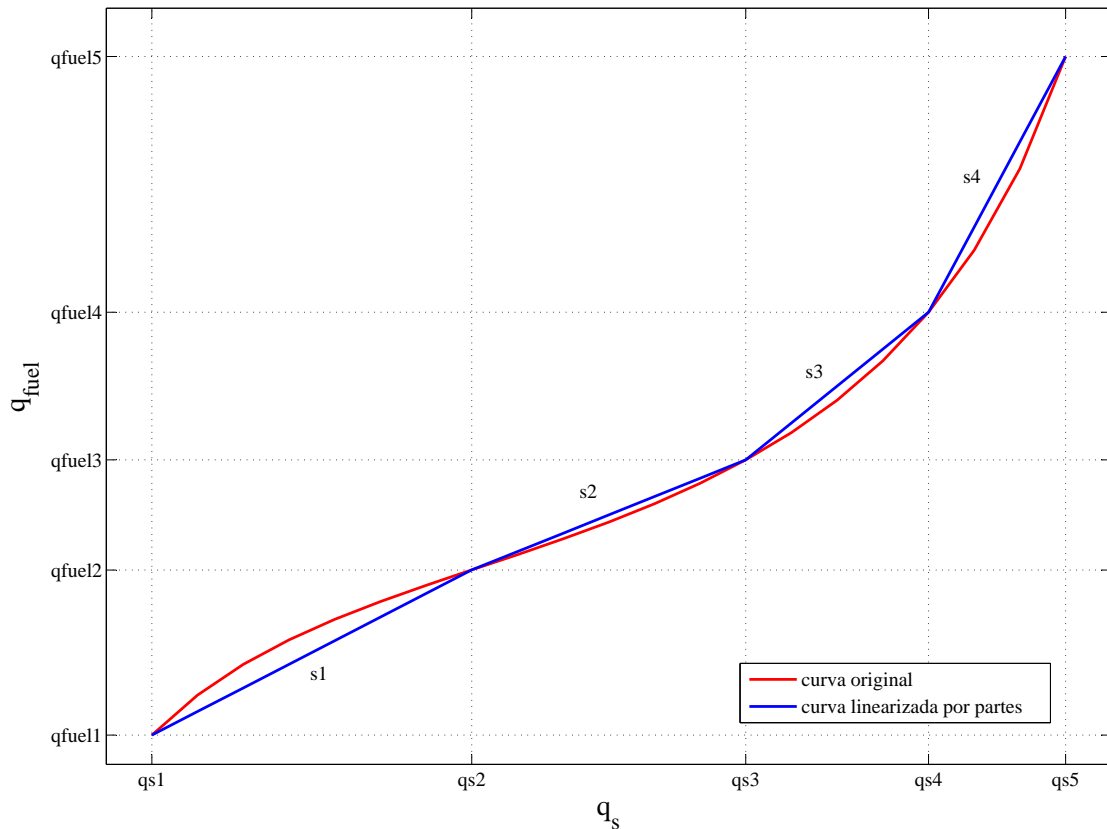


Figura 22: Consumo de combustível em função da vazão produzida de vapor para uma caldeira.

Fonte: Autoria própria.

A figura 22 apresenta uma curva de consumo de combustível em função da carga de vapor produzido por uma caldeira. Adicionou-se no gráfico um exemplo de linearização por partes pretendida para esta curva. Neste exemplo, a curva original foi decomposta em quatro trechos lineares (indicado por s1 a s4). Neste ponto, é importante observar que cada trecho linear é definido pelos coeficientes da reta e os limites inferior e superior da vazão de carga. Estes parâmetros serão utilizados no modelo para a linearização por partes.

Assim, com a função objetivo apresentada na equação 40 e as restrições apresentadas nas equações 41 e 42, constroem-se restrições adicionais para gerar a linearização por partes pretendida.

A equação 43 apresenta a restrição para que a vazão produzida de vapor por cada caldeira seja a soma das vazões de cada segmento linearizado, onde s é o índice para cada segmento linearizado.

$$q_{s\ g} = \sum_{s=1}^S q_{s\ gs} \quad (43)$$

A equação 44 apresenta a restrição para que a vazão de combustível consumido por cada caldeira seja a soma dos consumos de cada segmento linearizado.

$$q_{fuel\ g} = \sum_{s=1}^S q_{fuel\ gs} \quad (44)$$

A equação 45 apresenta a determinação da vazão de combustível consumido por cada caldeira em função da vazão de vapor produzido (equação da reta). Onde Op é uma variável binária de decisão que define, quando em nível lógico 1, que a caldeira está operando exatamente nos limites daquele segmento linearizado.

$$q_{fuel\ gs} = A_{gs}q_{s\ gs} + B_{gs}Op_{gs} \quad (45)$$

As inequações 46 e 47 apresentam as restrições, em formulação *Big M* (WILLIAMS, 1999), que permitem que a vazão de vapor produzida seja diferente de zero apenas ao segmento ativo da caldeira. Os parâmetros Lim definem os limites de vazão de vapor produzido de cada segmento linearizado do modelo.

$$q_{s\ gs} \leq Lim_{g(s+1)}Op_{gs} \quad (46)$$

$$q_{s\ gs} \geq Lim_{gs}Op_{gs} \quad (47)$$

Por fim, a equação 48 restringe para que cada caldeira possua um, e somente um, segmento linearizado ativo. Desta forma, as caldeiras serão sempre consideradas em operação em pelo menos um dos patamares linearizados neste modelo.

$$\sum_{s=1}^S Op_{gs} = 1 \quad (48)$$

Caso se deseje avaliar o eventual desligamento ou acendimento de uma caldeira num

cenário mais amplo, bastaria reescrever a equação 48 de forma a transformá-la numa inequação em que o somatório das variáveis binárias de decisão seja menor ou igual a 1.

5.3 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Para a implementação numérica deste trabalho, considerou-se um sistema de geração de vapor com três caldeiras aquatubulares semelhantes à de uma refinaria de petróleo, sendo que as respectivas curvas de desempenho versus vazão de vapor produzido são apresentadas na figura 23.

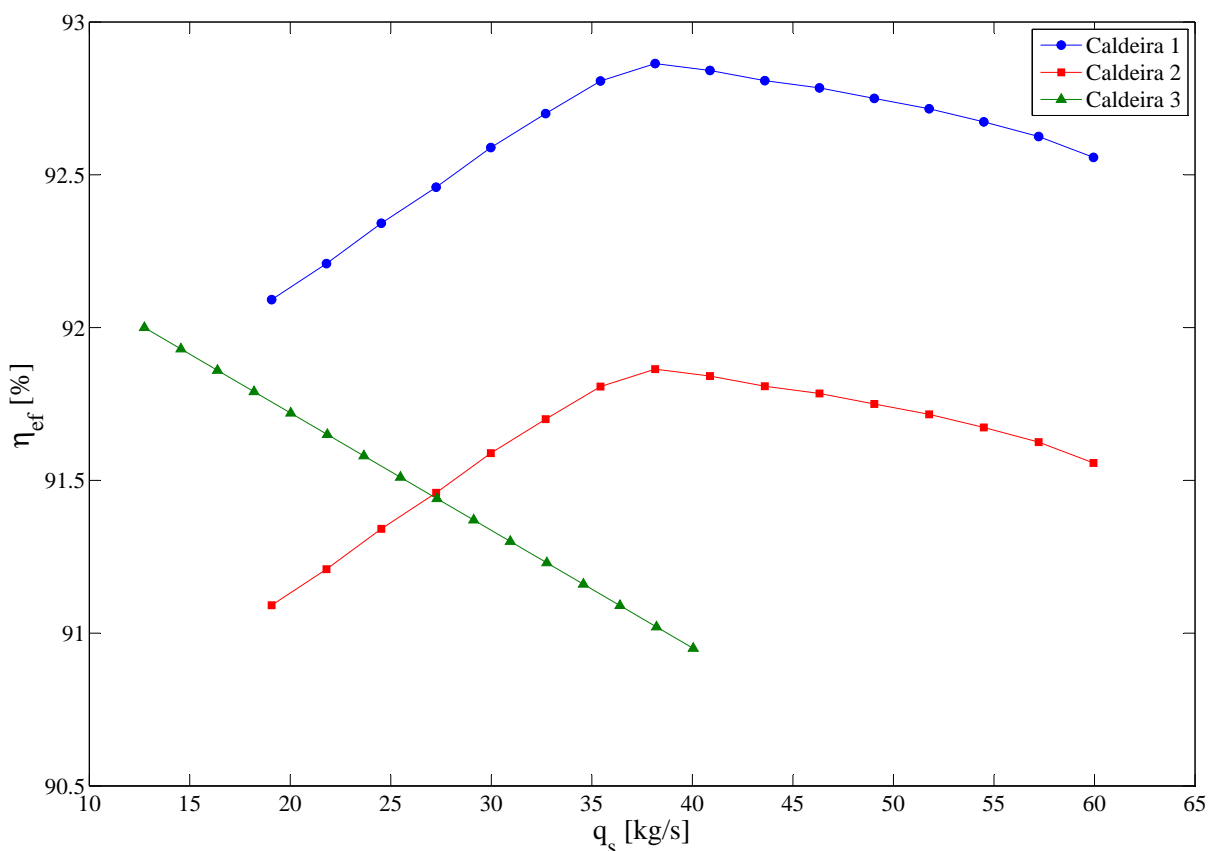


Figura 23: Curvas de eficiência das caldeiras em função da vazão produzida de vapor.

Fonte: Autoria própria.

Implementou-se o modelo PLIM no ambiente de modelagem GUSEK - *GLPK Under SciTE Extended Kit* (GUSEK, 2013), o qual é um software livre que permite realizar em ambiente Windows o desenvolvimento de modelos PLIM em linguagem suportada pelo solver GLPK (GLPK, 2013). Posteriormente, o modelo gerado é resolvido por meio do solver GLPK.

Para a resolução numérica assumiu-se que o combustível será um gás natural com um *PCI* de 11300 kcal/kg .

Com a variação do parâmetro $q_{s\ dem}$, é possível levantar para cada ponto de operação do sistema (que define um valor de consumo total de vapor) qual deve ser a contribuição de cada caldeira de modo a se obter um ponto ótimo de combustível.

Os resultados obtidos pelo modelo implementado no ambiente GUSEK e resolvido pelo solver GLPK são apresentados na forma gráfica na figura 24.

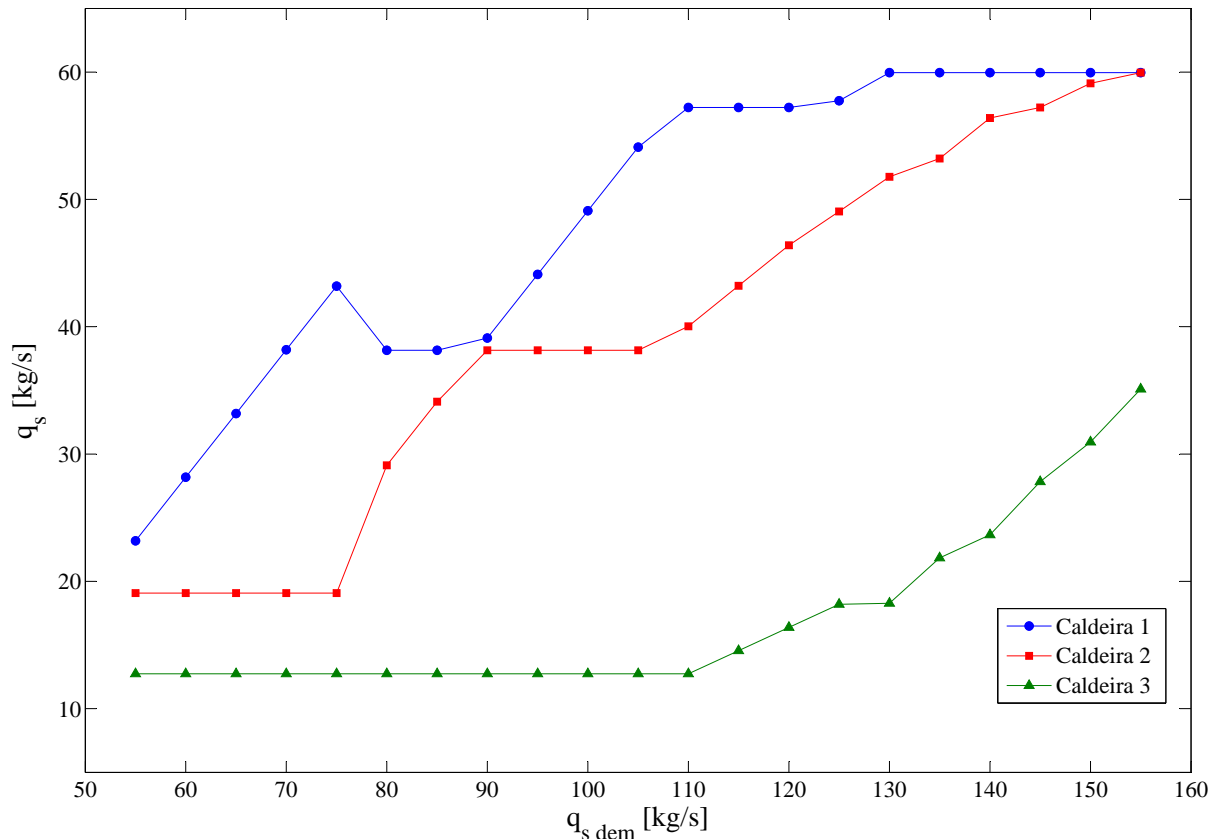


Figura 24: Vazão de produção de cada caldeira em função da demanda total pelo sistema.

Fonte: Autoria própria.

Na figura 24, observa-se que a caldeira 1 é a caldeira que é sempre solicitada a entregar maior vazão de vapor ao sistema. Este comportamento é compatível com o que se esperaria intuitivamente visto que ela apresenta os maiores valores de eficiência quando comparada às demais na figura 23.

A tabela 8 tem por objetivo ilustrar a economia de combustível (coluna Economia [%]) que pode ser obtida pela resposta sugerida pelo modelo proposto em relação ao pior caso de operação do sistema. Neste experimento foram inicialmente obtidas as respostas do modelo PLIM (coluna combustível total mínimo) para diferentes patamares de demandas dos consumidores (coluna $q_{s\ dem}$). Posteriormente, alterou-se a função objetivo do modelo (equação

40) de minimização para maximização e novamente obteve-se as respostas do modelo (coluna combustível total máximo) para diferentes patamares de demandas dos consumidores (coluna $q_s dem$). Assim, com a função objetivo alterada para maximização obteve-se o pior caso de operação, comparando-se com a solução de minimização de combustível inicialmente sugerida.

Tabela 8: Comparativo entre as soluções que maximizam versus minimizam combustível

$q_s dem$ [kg/s]	Combustível total mínimo [kg/s]	Combustível total máximo [kg/s]	Economia [%]
55,00	3,4569	3,4620	0,15
60,00	3,7653	3,7790	0,36
65,00	4,0723	4,0973	0,61
70,00	4,3798	4,4170	0,84
75,00	4,6920	4,7380	0,97
80,00	5,0040	5,0570	1,05
85,00	5,3143	5,3693	1,02
90,00	5,6254	5,6802	0,96
95,00	5,9377	5,9904	0,88
100,00	6,2503	6,3039	0,85
105,00	6,5639	6,6197	0,84
110,00	6,8788	6,9361	0,83
115,00	7,1944	7,2537	0,82
120,00	7,5102	7,5713	0,81
125,00	7,8266	7,8806	0,68
130,00	8,1432	8,1883	0,55
135,00	8,4605	8,4952	0,41
140,00	8,7784	8,8046	0,30
145,00	9,0970	9,1169	0,22
150,00	9,4168	9,4297	0,14
155,00	9,7374	9,7435	0,06

Fonte: Autoria própria.

A observação da tabela 8 permite evidenciar que os valores de combustível quando se busca minimizar o consumo podem ser até 1,05% menores do que numa configuração de operação em que o consumo é máximo. Vale lembrar que as curvas de eficiência das caldeiras distanciam-se entre si em torno de 1%, conforme mostra a figura 23.

Apesar do modelo apresentado neste trabalho buscar apenas minimizar o consumo de combustível, pode-se facilmente alterar o modelo de forma a buscar minimizar o custo de combustível. Assim, cenários com diferentes combustíveis podem ser avaliados com vistas a se reduzir o custo de operação do sistema.

Os resultados apresentados indicam que é possível auxiliar a operação de um sistema de geração de vapor de múltiplas caldeiras de forma que o sistema opere num ponto ideal

de consumo de combustível. Os parâmetros ideais de operação de cada caldeira podem ser utilizados como *set-point* dos controladores de vazão de cada caldeira.

Uma vez que o sistema partiu das equações de balanço de massa e energia do sistema em estado estacionário, esta abordagem não contemplou as dinâmicas envolvidas nas transições de carga de cada caldeira, portanto, este modelamento atende apenas aos regimes de estado estacionários do sistema.

6 PROJETO DE CONTROLE COM MÚLTIPLAS CALDEIRAS

Este capítulo tem por objetivo apresentar o desenvolvimento de um projeto de controle de um sistema de geração de vapor composto por três caldeiras, conforme preliminarmente descrito no Capítulo 5. Neste sistema o objetivo de controle continua sendo manter o *header* principal de suprimento de vapor a uma pressão especificada e garantir que cada caldeira opere com nível de tubulão superior dentro de uma determinada faixa.

6.1 ESTRATÉGIA DE CONTROLE

Inicialmente define-se que o projeto de controle pretendido se limitará ao sistema de geração de vapor sendo que alguns aspectos práticos serão simplificados. Compõe o controle do sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras as variáveis q_s , q_f , Q , l e p para cada caldeira, e as variáveis q_{sh} vazão de vapor exportado pelo *header* e p_h pressão de vapor exportado pelo *header* onde *header* é a linha de tubulação que recebe o somatório da produção de vapor de cada caldeira e envia aos consumidores.

Nesta aplicação, normalmente se deseja que a pressão de vapor no *header* p_h seja constante, independente da vazão de vapor produzido q_{sh} que alimenta os consumidores.

Além da busca pela estabilidade do sistema, há uma preocupação econômica com a carga requisitada por cada caldeira. Cada caldeira apresenta uma curva de rendimento que é função da vazão de produção de vapor q_s e do tipo de combustível utilizado sendo que tais curvas normalmente apresentam um ponto ótimo, conforme apresentado no capítulo 5.

Um bom objetivo num sistema com múltiplas caldeiras é fazer com que cada caldeira opere o mais próximo possível do ponto de seu melhor rendimento, além de manter sob controle a pressão do *header* de vapor e o nível de água do tubulão superior de cada caldeira. Para alcançar este objetivo, propõe-se uma estratégia de controle em que cada caldeira individualmente passe a considerar a vazão de vapor exportado, q_s , uma variável a ser controlada, contudo, para que a pressão do *header* se mantenha sob controle, deve existir

um elemento na estratégia de controle que transforma as variações na pressão do *header* em demandas de vazão a ser alcançada por cada caldeira. Deve ainda existir uma lógica de alocação de carga requerida por cada caldeira que distribua a carga entre as diversas caldeiras de modo ótimo. A figura 25 representa a estratégia de controle proposta para controle das variáveis de produção p e q_s , e distribuição ótima de carga para um sistema com três caldeiras, onde o processo é representado pelo bloco *Sistema Header*, que será melhor explicado na seção 6.2.

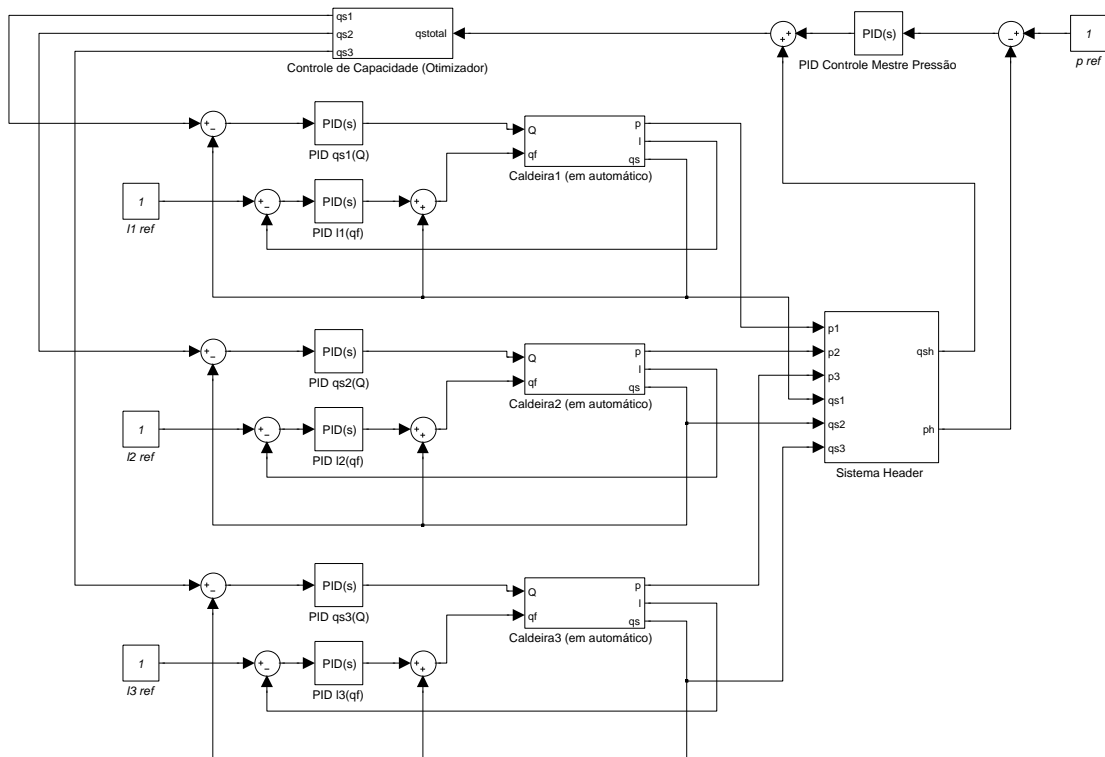


Figura 25: Diagrama de blocos de uma estratégia de controle proposta para um sistema com três caldeiras.

Fonte: Autoria própria.

Nesta estrutura de controle proposta, o controlador mestre de pressão é o responsável por comparar o sinal medido da pressão do *header* e com isso gerar a referência de controle para o módulo escravo que é o bloco de alocação ótima de cargas para cada caldeira. Adicionou-se um controle antecipatório de forma com que variações medidas em q_{sh} , que é considerada a perturbação nesta estratégia de controle, instantaneamente atue na saída do controlador com o objetivo de restabelecer o balanço de massa do sistema e com isso aumentar a resposta dinâmica do controle. Como escravas desta configuração, encontram-se as malhas de controle de carga q_s

em função da carga térmica fornecida para cada caldeira. Espera-se que um aumento de carga térmica gere um aumento de pressão interna da caldeira p , que por sua vez aumenta a vazão de vapor exportado q_s . A malha de controle de nível l continua com o antecipatório da vazão de vapor exportado q_s atuando na vazão de água de alimentação q_f . Sugere-se implementar blocos de Controle PID tradicional (OGATA, 2000). Esta é a implementação selecionada como estratégia de controle para a aplicação em que se pretende controle de pressão do *header*.

Observa-se que a estrutura de controle de cada caldeira já foi apresentada na seção 4.1.2. De fato, as implementações individuais de cada caldeira serão aproveitadas, mas necessitam ser sintonizadas em função do modelo de processo adotado para esta simulação.

6.2 IMPLEMENTAÇÃO NO SISTEMA ABB 800XA

Para a simulação de um sistema em que a vazão e pressão do *header* é função das vazões e pressões de cada caldeira, conforme representado pelo bloco Sistema *Header* na figura 25, é necessário a construção de um modelo de processo.

Para este trabalho, assumiu-se que o processo se comportará de forma bastante simplificada, sendo sua dinâmica regida pelo sistema apresentado na figura 26.

No sistema da figura 26, os diâmetros das tubulações foram escolhidos de forma com que, em vazão máxima, a velocidade de escoamento do vapor não exceda $38,1\text{m/s}$. Assumiu-se que as linhas terão classe de pressão #600, o comprimento das linhas que conectam os tubulões superiores de cada caldeira ao *header* é de 50m e o comprimento do *header* é de 600m . O volume interno das linhas que conectam os tubulões superiores de cada caldeira ao *header* é de $2,3\text{m}^3$. Como o volume interno da linha é bastante inferior ao volume de 20m^3 da fase vapor do tubulão superior da caldeira (aproximadamente metade de V_d), então, para fins de modelamento dinâmico do sistema este volume será desprezado. O volume interno do *header* é de $90,45\text{m}^3$. Como o volume interno da linha é da mesma ordem de grandeza do volume de 60m^3 da fase vapor do tubulão superior das três caldeiras (cada caldeira tem 20m^3 de espaço para a fase vapor), então, esta capacitância presente no sistema será considerada no modelamento dinâmico.

Para modelar o comportamento dinâmico do *header*, considera-se o balanço de massa do sistema, dado pela equação 49. Onde M_h é a massa de vapor acumulada no interior da tubulação do *header*.

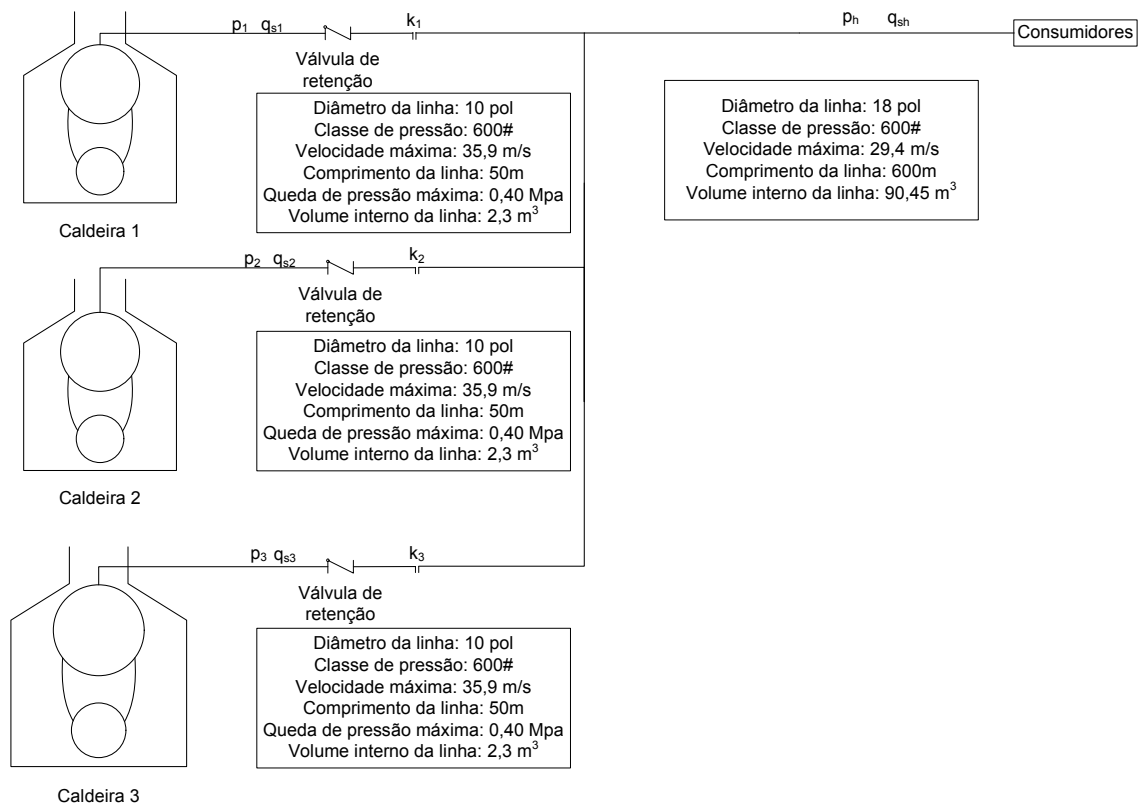


Figura 26: Representação esquemática do modelo de processo do sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras.

Fonte: Autoria própria.

$$\frac{d}{dt}M_h = \sum_{g=1}^3 q_{s g} - q_{sh} \quad (49)$$

Considera-se também que a massa de vapor acumulada é função da densidade do vapor ρ_{sh} no *header* e do volume interno da tubulação do *header* V_h , conforme a equação 50.

$$M_h = V_h \rho_{sh} \quad (50)$$

Uma vez que para o sistema apresentado na figura 26 a massa estimada de metal da linha será da ordem de 205kg/m linear, o que resulta numa massa de 123000kg, enquanto que a massa estimada de vapor é da ordem de 4125kg (tomando-se o volume das linhas de 90,45m³ e densidade de 45,61kg/m³) e que não há perda de energia para o ambiente, considera-se que as variações de pressão do vapor no *header* serão isotérmicas. Assim, a variação da densidade ρ_{sh} , pode, por sua vez, ser obtida da equação dos gases ideais conforme dado na equação 51

(SANDLER, 1999), onde M é a massa molar do vapor de água, R é a constante universal dos gases, T_h é a temperatura do vapor no *header* e Z é o fator de compressibilidade do gás.

$$\rho_{sh} = \frac{p_h M}{RT_h Z} \quad (51)$$

Como $M = 18,02 \text{ g/mol}$, $R = 8,313372 \text{ J/kg.mol}$ e $T_h = 572,38 \text{ K}$, Z é então calculado para o ponto de $p_h = 8,5 \text{ MPa}$ e $T_h = 572,23 \text{ K}$ que resulta em $Z = 0,705751$ então ρ_{sh} resulta na equação 52, onde ρ_{sh} é dado em kg/m^3 e p_h é dado em MPa .

$$\rho_{sh} = 5,36589 p_h \quad (52)$$

A dinâmica da vazão de vapor exportado por cada caldeira será assumida semelhante a equação 39, que adaptado a interação entre a pressão da caldeira p e do *header* p_h é apresentado na equação 53.

$$q_{s\ g} = k_g \sqrt{p_g - p_h} \quad (53)$$

onde $q_{s\ g}$ é a vazão de vapor exportado pela caldeira, p_g , a pressão do tubulão superior, p_h , a pressão do *header*, k_g é o fator de vazão do sistema e g é o índice de cada caldeira. Logo, assumindo-se que para $q_{s\ g} = 60 \text{ kg/s}$, $p_g = 8,9 \text{ MPa}$ e $p_h = 8,5 \text{ MPa}$, então $k_g = 94,8683$.

Considerou-se também que as caldeiras são conectadas ao *header* com a utilização de uma válvula de retenção. Dessa forma, a equação 53 será válida apenas quando $p_g > p_h$, do contrário $q_{s\ g} = 0$.

Por fim, considera-se que a vazão de vapor que sai do *header* q_{sh} será a perturbação do sistema, portanto, as variáveis controladas devem permanecer estáveis independente de sua variação.

A figura 27 apresenta a tela do supervisório implementada no sistema ABB 800xA em que se controla a pressão de vapor do *header*, além da vazão de vapor produzido e do nível de cada caldeira.

A implementação do bloco de controle responsável pela divisão de cargas entre as três caldeiras foi feita utilizando-se o bloco *PiecewiseLinearCC* da biblioteca *Control Extended Lib* (ABB, 2010a). O bloco *PiecewiseLinearCC* é utilizado para definir uma função não linear $q_{s\ g} = f(q_{s\ dem})$ com um número definido de pares $(q_{s\ dem}, q_{s\ g})$ onde os valores intermediários entre os pares é calculado numa interpolação linear. Assim, utilizando-se três

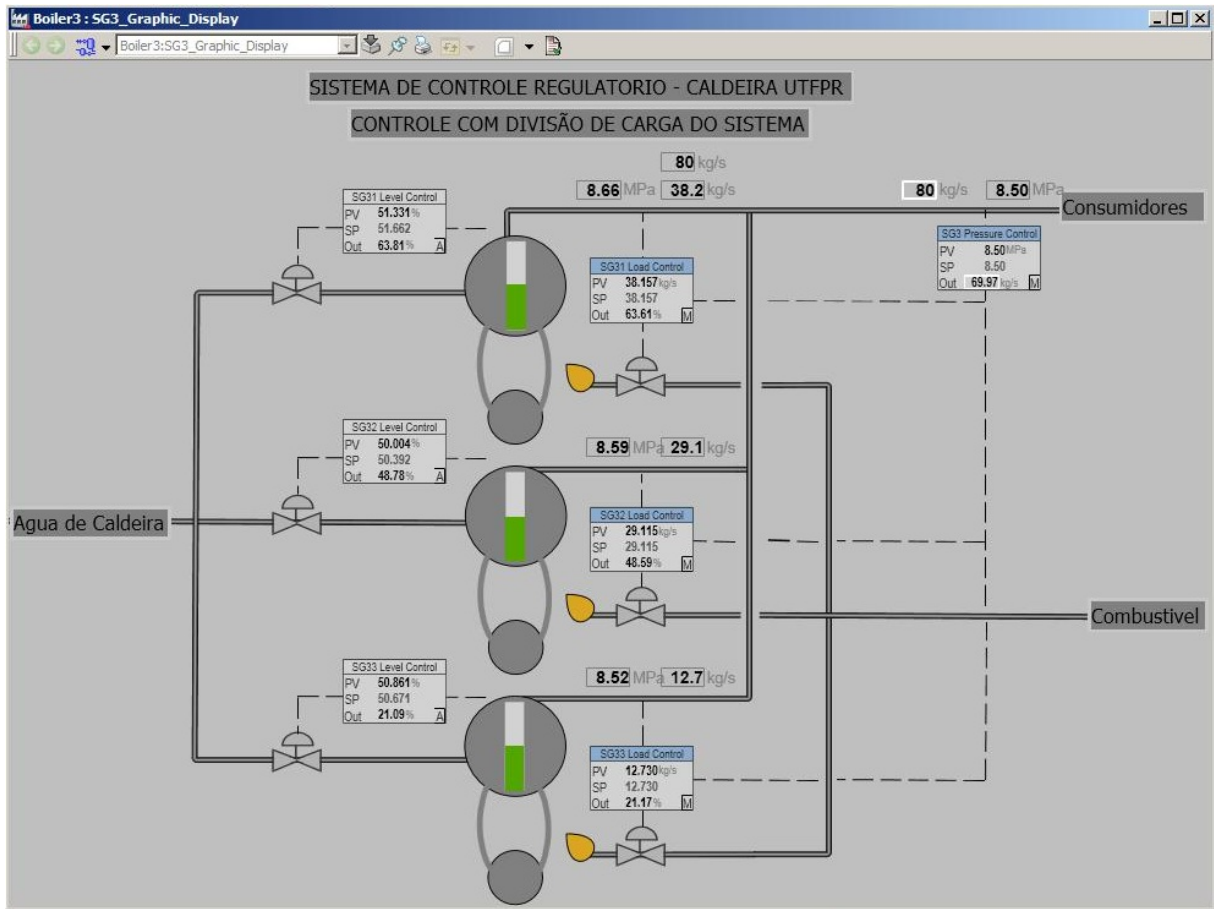


Figura 27: Tela do supervisório do sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras.

Fonte: Autoria própria.

blocos *PiecewiseLinearCC* (um para cada caldeira), define-se para cada caldeira qual deve ser o seu *set-point* da malha de vazão de vapor $q_{s g}$ em função da demanda total $q_{s dem}$. Os pares que alimentam os blocos *PiecewiseLinearCC* são aqueles obtidos na solução de otimização do sistema, desenvolvido no capítulo 5 e apresentados na figura 24. Integrando esta abordagem com o projeto de controle regulatório, têm-se que $q_{s dem}$ é a saída do controlador mestre de pressão.

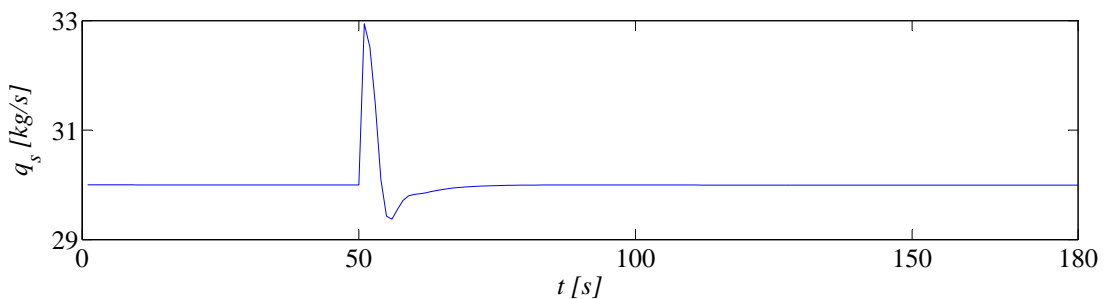
6.3 SINTONIA DAS MALHAS

A seguir é necessário realizar a sintonia das malhas de controle. As malhas de nível de cada caldeira não são impactadas pelo arranjo do sistema, portanto, será mantida a malha sintonizada pelo critério de sintonia SIMC, conforme apresentado na seção 4.5.2.

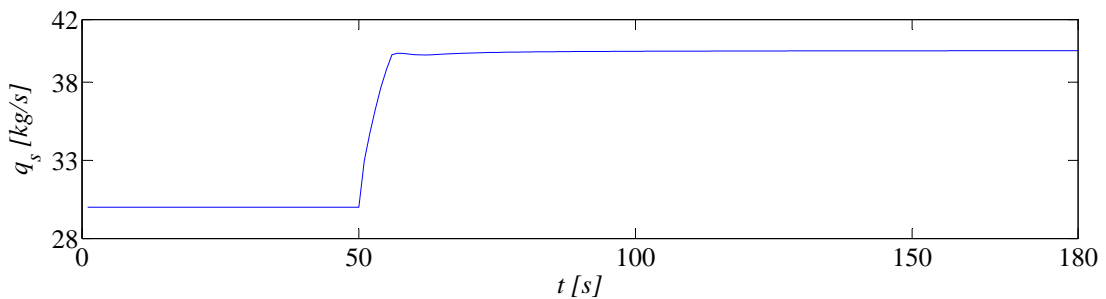
Para a sintonia da malha de vazão de cada caldeira realizou-se a identificação do sistema. Foram aplicados degraus em Q com a malha de controle de nível em automático e

demais caldeiras com malhas de vazão e nível em manual e modelada conforme um sistema de primeira ordem com atraso, que resultou em $k' = 0,6832$, $\theta = 1s$ e $\tau_1 = 9s$. Foi escolhido $\tau_c = \theta$ conforme sugestão de Skogestad (2004). Decidiu-se em aplicar a sintonia SIMC em virtude dos melhores resultados conforme avaliado na seção 4.5.3.

Para avaliação da sintonia da malha de vazão de uma maneira prática, foram colocadas as malhas de vazão e nível em automático e foram aplicados degraus de $10kg/s$ no *set-point* da malha de vazão e de $10kg/s$ na vazão exportada pelo *header* q_{sh} . Os resultados das simulações, referente ao comportamento da variável controlada, vazão, quando ocorre um degrau de $10kg/s$ no *set-point* da malha de vazão e de $10kg/s$ em q_{sh} são apresentados nas figuras 28 (a) e 28 (b).



(a) Resposta da vazão $q_s(t)$ a uma perturbação de $10kg/s$ em q_{sh} .



(b) Resposta da vazão $q_s(t)$ para um degrau de $10kg/s$ no *set-point* da malha de vazão.

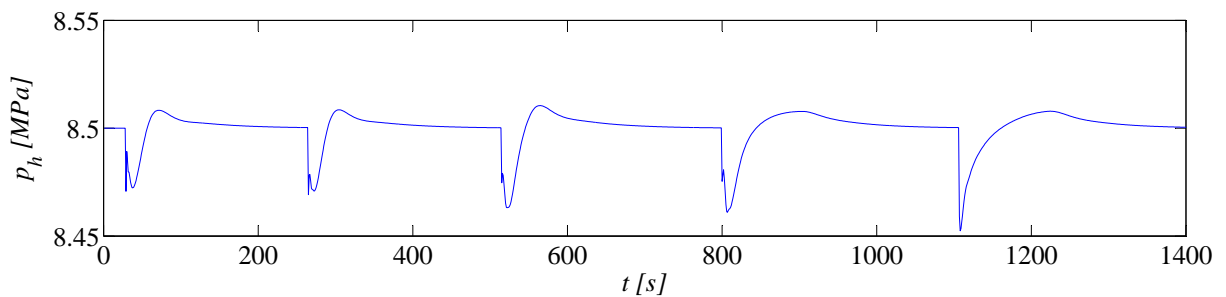
Figura 28: Resposta da variável q_s para rejeição de perturbação e degrau no *set-point* da malha.

Fonte: Autoria própria.

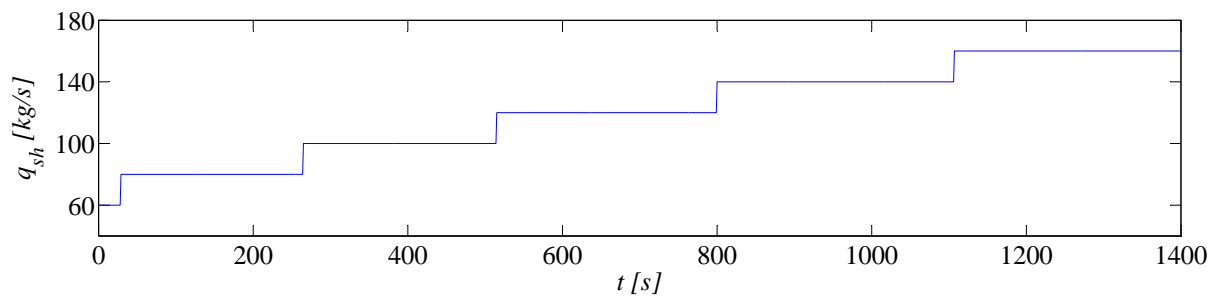
Para a sintonia da malha de pressão do *header* realizou-se a identificação do sistema pelo critério SIMC. Com as malhas de controle de nível e vazão de cada caldeira previamente sintonizadas em automático, foram aplicados degraus no *set-point* da malha de vazão e modelada conforme um sistema integrador com atraso, que resultou em $k' = 0,011235$ e $\theta = 8s$. Foi escolhido $\tau_c = \theta$ conforme sugestão de Skogestad (2004). Decidiu-se em aplicar a sintonia SIMC em virtude dos melhores resultados conforme avaliado na seção 4.5.1. Os resultados desta sintonia serão avaliados em conjunto com os demais componentes do projeto de controle na próxima seção.

6.4 RESULTADOS

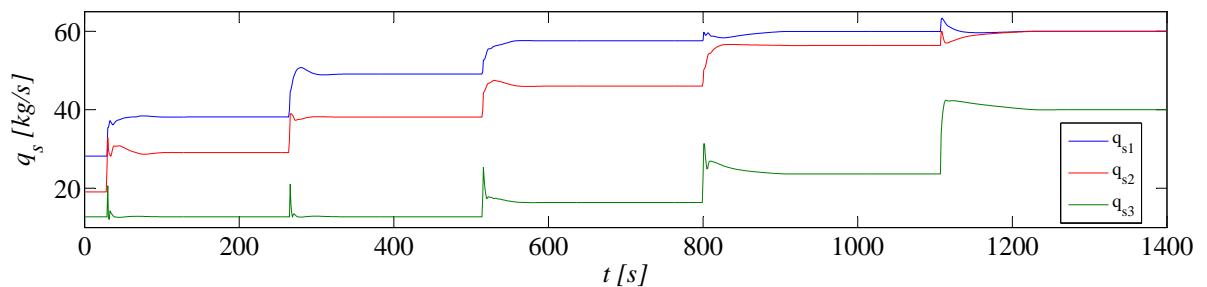
As figuras 29 e 30 mostram a resposta do sistema de geração de vapor com o sistema de controle proposto e sintonizado para pequenas variações na vazão de vapor do *header*. As figuras 29 (a) e 30 (a) apresentam o comportamento da pressão p_h frente a diferentes vazões de vapor demandado q_{sh} , aplicando-se degraus de $\Delta q_{sh} = 20\text{kg/s}$ conforme apresentado nas figuras 29 (b) e 30 (b). Apresenta-se também a vazão de vapor fornecida por cada caldeira nas figuras 29 (c) e 30 (c).



(a) Resposta da pressão do *header* $p_h(t)$.



(b) Vazão de vapor no *header* $q_{sh}(t)$.



(c) Vazão de vapor das caldeiras $q_s(t)$.

Figura 29: Resposta do sistema para perturbações em q_{sh} , para degraus de $\Delta q_{sh} = 20\text{kg/s}$ ascendentes.

Fonte: Autoria própria.

A figura 31 mostra a resposta do sistema de geração de vapor com o sistema de controle proposto e sintonizado para grandes variações na vazão de vapor do *header*. A figura 31 (a)

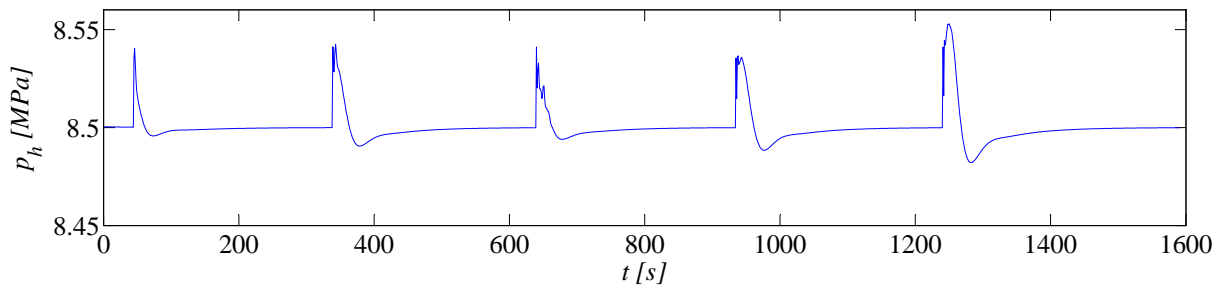
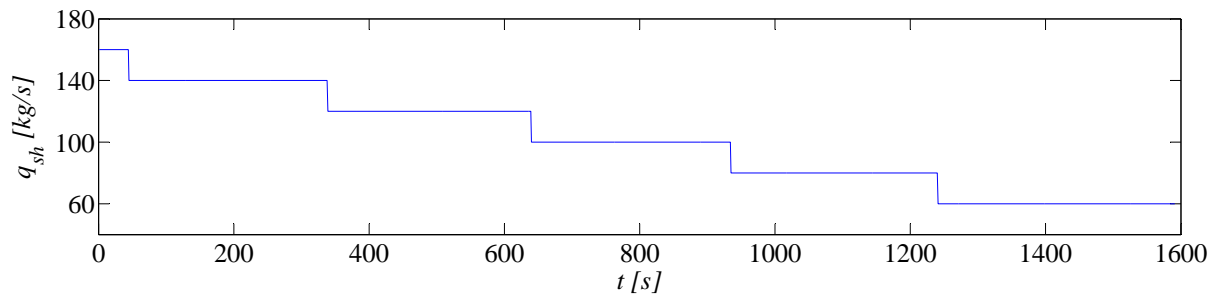
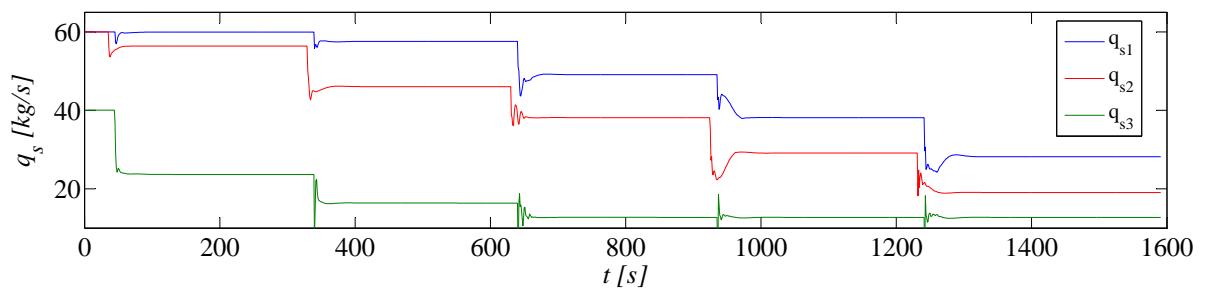
(a) Resposta da pressão do header $p_h(t)$.(b) Vazão de vapor no header $q_{sh}(t)$.(c) Vazão de vapor das caldeiras $q_s(t)$.

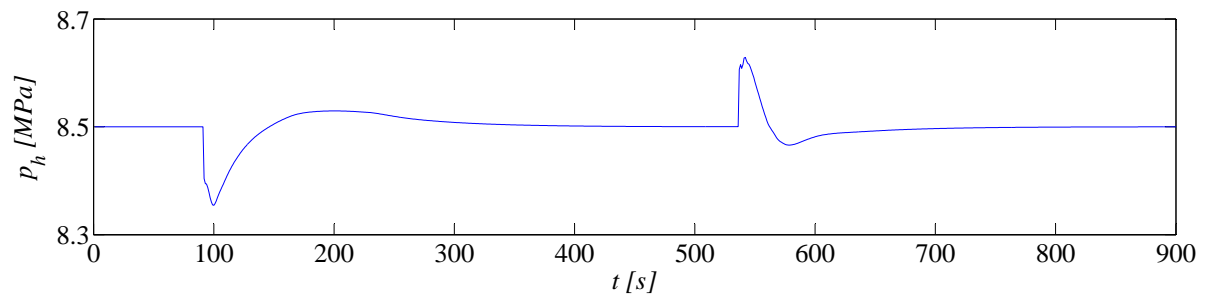
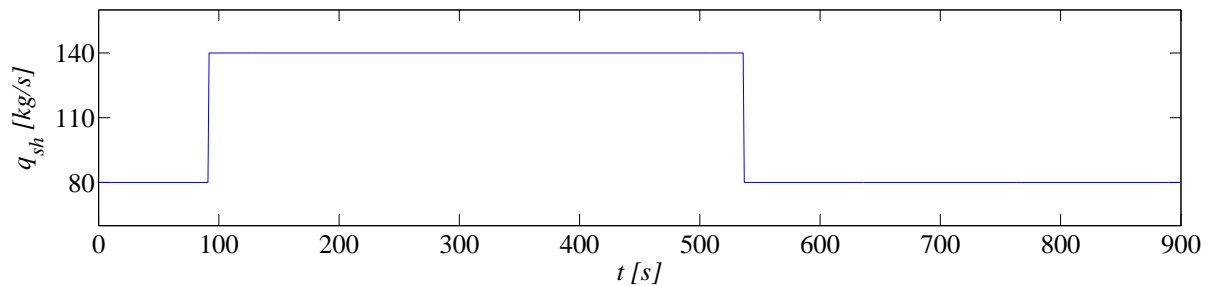
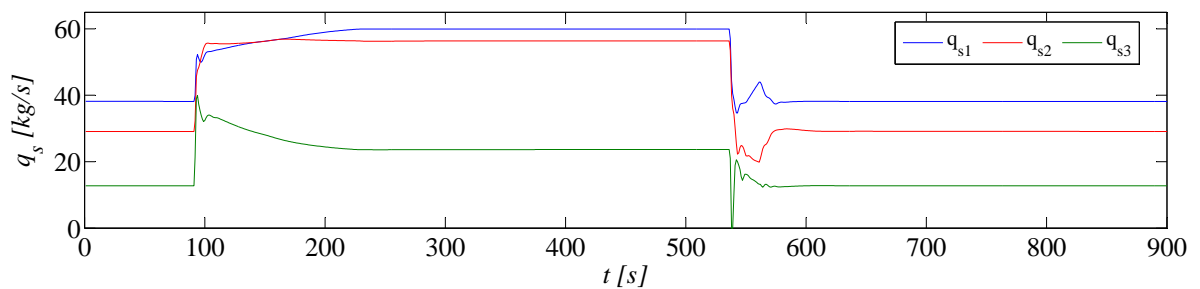
Figura 30: Resposta do sistema para perturbações em q_{sh} , para degraus de $\Delta q_{sh} = 20\text{kg/s}$ descendentes.

Fonte: Autoria própria.

apresenta o comportamento da pressão p_h frente a diferentes vazões de vapor demandado, q_{sh} , aplicando-se degraus de $\Delta q_{sh} = 60\text{kg/s}$ conforme apresentado na figura 31 (b). Apresenta-se também a vazão de vapor fornecida por cada caldeira na figura 31 (c).

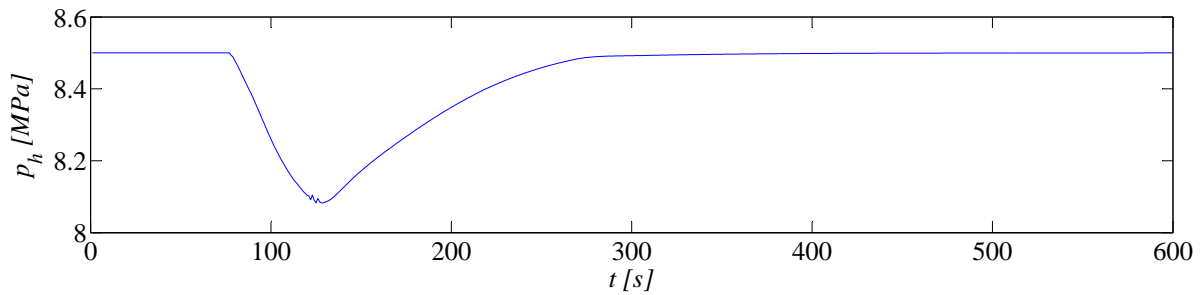
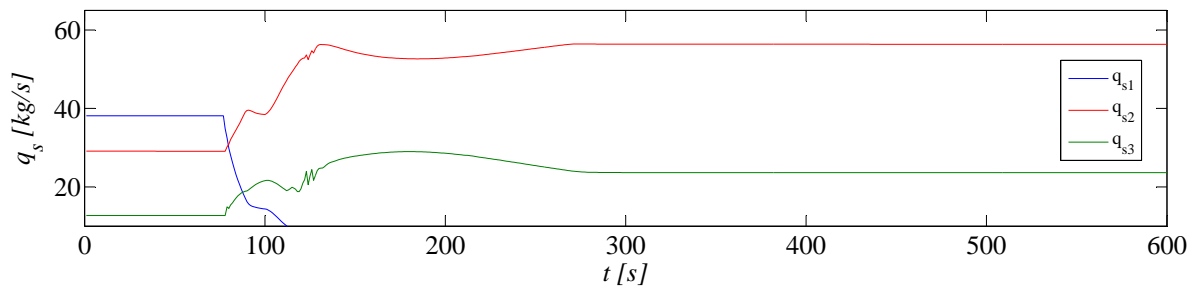
A figura 32 mostra a resposta do sistema de geração de vapor com o sistema de controle proposto e sintonizado quando ocorre a queda de uma caldeira ($Q = 0$). A figura 32 (a) apresenta o comportamento da pressão p_h enquanto a figura 32 (b) apresenta a vazão de vapor fornecida por cada caldeira.

Observa-se nas figuras 29, 30 e 31 que o processo controlado rejeitou a perturbação. O distúrbio causado em p_h quando ocorrem pequenas variações em q_{sh} é menor (figuras 29 e 30)

(a) Resposta da pressão do *header* $p_h(t)$.(b) Vazão de vapor no *header* $q_{sh}(t)$.(c) Vazão de vapor das caldeiras $q_s(t)$.**Figura 31: Resposta do sistema para perturbações em q_{sh} , para degraus de $\Delta q_{sh} = 60 \text{ kg/s}$.****Fonte: Autoria própria.**

do que na situação em que ocorre grande variação em q_{sh} (figura 31).

Observa-se na figura 32 que o processo manteve-se em controle quando ocorreu a simulação de queda de uma caldeira (a carga térmica Q de uma caldeira foi instantaneamente forçada a zero, o que levou a uma repentina e abrupta redução na vazão de vapor fornecida por esta caldeira q_{s1}). Percebe-se que esta situação foi a que gerou o maior distúrbio em p_h dentre os cenários simulados. Seria possível aumentar a resposta dinâmica da malha de controle de pressão do *header* fazendo-se um antecipatório com o valor de vazão de vapor q_{s1} num instante anterior ao momento da detecção de queda desta caldeira. Em situações reais, onde existem sistemas dedicados a proteção da caldeira que sinalizam esta situação de queda da caldeira, esta lógica de antecipatório pode ser facilmente implementada, contudo, este estudo limita-se a

(a) Resposta da pressão do *header* $p_h(t)$.(b) Vazão de vapor das caldeiras $q_s(t)$.**Figura 32: Resposta do sistema para a queda de uma caldeira ($Q = 0$).****Fonte: Autoria própria.**

elencar este assunto para trabalhos posteriores.

Observa-se também nas figuras 29, 30, 31 e 32 que as vazões de vapor de cada caldeira atingem valores de estado estacionário frente às variações em q_{sh} em tempos da ordem de 50s para pequenas variações de carga (figuras 29 e 30), de 100s para grandes variações de carga (figura 31) e de 200s numa situação mais crítica em que uma caldeira que fornecia 38kg/s de vapor é abruptamente desligada (figura 32). Estes tempos refletem tanto os intervalos em que as caldeiras buscam o ponto de equilíbrio do sistema (balanço de massa entre a vazão produzida de vapor pelas caldeiras e a vazão consumida pelos consumidores) quanto o ponto pela busca do ponto ótimo de operação do sistema no que se refere ao consumo de combustível.

Simulou-se também uma configuração de controle na qual uma das caldeiras opera com uma malha de pressão conforme figura 33 com o objetivo de absorver as variações de demanda de vapor dos consumidores, sendo que esta malha de pressão possui como variável de processo, P_v , a pressão no *header* p_h e controle antecipatório considerando a variável q_{sh} , mantendo as duas caldeiras restantes com malha de vazão de vapor produzido em automático.

Para o sistema da figura 33, a malha de pressão foi sintonizada com a metodologia SIMC. Para a simulação, deixou-se duas caldeiras com malha de vazão em automático com

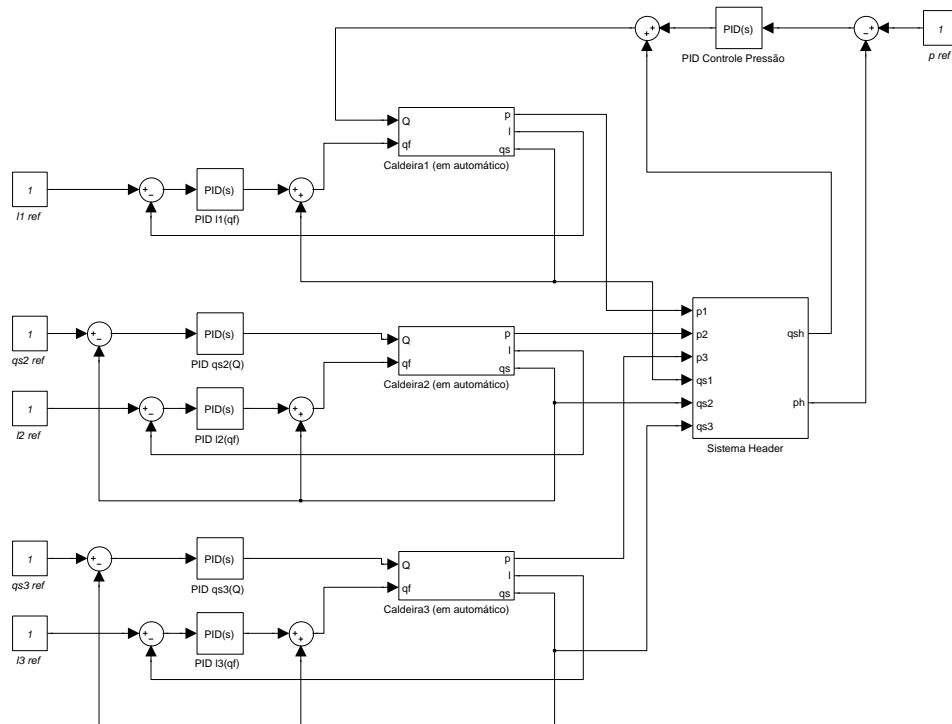
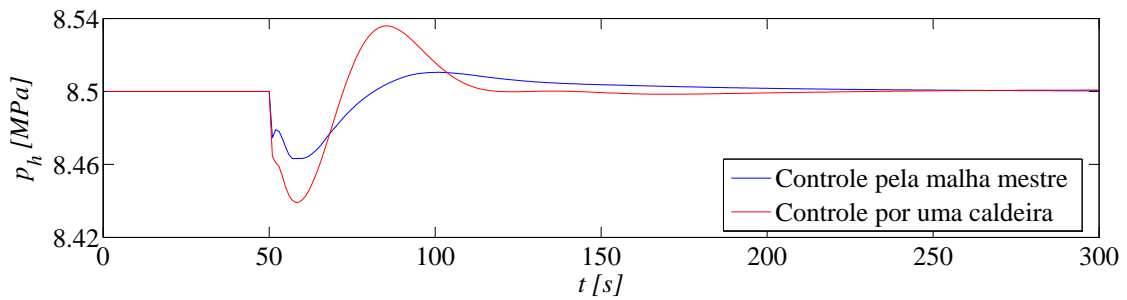


Figura 33: Diagrama de blocos de uma estratégia de controle em que uma caldeira absorve as variações em q_{sh} .

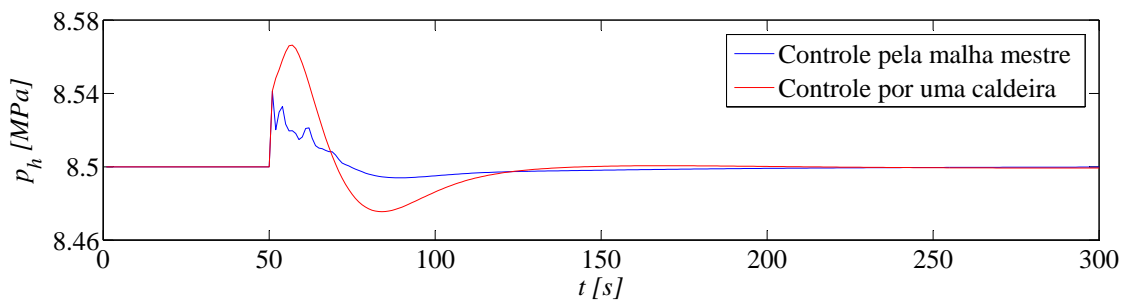
Fonte: Autoria própria.

vazão fixa de 35kg/s e aplicou-se degraus na perturbação q_{sh} . Os resultados desta simulação são apresentados na figura 34, onde as curvas indicadas como *controle pela malha mestre* refletem o desempenho da estratégia de controle proposta na figura 25 e as curvas indicadas como *controle por uma caldeira* aquela em que uma caldeira opera com a malha de pressão em automático conforme figura 33.

Observa-se na figura 34 que o desempenho no que se refere a rejeição de perturbação de q_{sh} foi superior para a estratégia abordada por este trabalho do que aquela em que apenas uma caldeira absorve as variações de consumo de vapor pelos consumidores. Este comportamento pode ser explicado pelo fato de que na estratégia proposta o controlador mestre de pressão tem a capacidade de aumentar a carga de três caldeiras simultaneamente, o que traz uma maior capacidade de vazão máxima de vapor produzido e uma maior taxa de aumento na produção de vapor, enquanto que na estratégia em que apenas uma caldeira absorve as variações o controlador tem uma capacidade menor de vazão máxima de vapor produzido e uma menor taxa de aumento na produção de vapor, pois apenas uma caldeira responde ao controlador. Apesar desta observação ser efetuada numa simulação pontual, este resultado é animador frente



(a) Resposta da pressão do header $p_h(t)$ frente a uma variação de 100kg/s para 120kg/s em q_{sh} .



(b) Resposta da pressão do header $p_h(t)$ frente a uma variação de 120kg/s para 100kg/s em q_{sh} .

Figura 34: Comparação da estratégia de controle proposta com a estratégia em que uma caldeira opera com malha de pressão.

Fonte: Autoria própria.

as preocupações quanto ao desempenho dinâmico do projeto de controle.

Evidenciou-se nos experimentos simulados que a inclusão do bloco divisor de carga, apresentado na figura 25, não acarretou prejuízo na característica de rejeição de perturbações em q_{sh} quando as malhas de controle operam em automático. Em especial, o desempenho do sistema de controle é considerado satisfatório para os cenários estudados e características do sistema considerados.

Com base nos resultados obtidos neste trabalho, conclui-se que a estratégia de controle abordada neste trabalho na figura 25 que combina elementos de controle regulatório com mecanismos de otimização pode ter utilização prática. Evidentemente que o estudo aqui apresentado utilizou-se de simplificações no simulador de caldeira e do processo de escoamento de vapor para os consumidores, portanto, sugere-se como trabalhos futuros a utilização de um simulador de processo mais fiel a planta e a caldeira para avaliação de viabilidade de aplicação numa instalação real.

7 CONCLUSÃO

Esta dissertação apresentou a modelagem dinâmica de uma caldeira aquatubular industrial; a implementação computacional do modelo dinâmico de uma caldeira aquatubular em Matlab; o projeto de controle de uma caldeira aquatubular no sistema de automação 800xA envolvendo a definição de estratégias de controle, a implementação no sistema ABB 800xA, a comunicação do sistema de automação com o modelo da planta no Matlab, uma avaliação sobre técnicas de sintonia, bem como a simulação dinâmica e resultados; o problema de otimização para minimização do consumo total de combustível de um sistema de geração de vapor com múltiplas caldeiras, bem como a avaliação da resolução com modelagem por uma abordagem de Programação Linear Inteira Mista; e o projeto de controle de um sistema com múltiplas caldeiras, envolvendo também a simulação dinâmica.

A modelagem do sistema de água de uma caldeira aquatubular bem como a implementação computacional produziram um modelo com comportamento dinâmico aderente as referências bibliográficas utilizadas, pelo menos para o propósito deste trabalho.

O desenvolvimento de um ambiente de simulação utilizando o SDCD ABB 800xA e o Matlab produziu uma ferramenta útil para o desenvolvimento do projeto de controle deste estudo. Considera-se este ambiente de simulação uma contribuição importante deste trabalho, pois, pode-se aplicar este ambiente ao estudo de outros sistemas e para treinamento, tanto no ambiente acadêmico quanto na indústria.

O estudo de otimização propôs uma abordagem em PLIM para a otimização do consumo de combustível em um sistema de geração de vapor composto por múltiplas caldeiras. Nesta abordagem, há necessidade de se conhecer apenas a curva de eficiência total da caldeira versus vazão mássica de vapor produzido, curva esta que pode ser obtida com testes práticos do sistema. Os resultados apresentados indicam que é possível auxiliar a operação de um sistema de geração de vapor de múltiplas caldeiras de forma que o sistema opere num ponto ideal de consumo de combustível. Considera-se a aplicação de PLIM ao problema de otimização uma contribuição deste trabalho, visto que não foram encontradas referências desta abordagem

para este problema especificamente. Como trabalhos futuros sugere-se incluir no modelo de otimização uma penalização na função objetivo com base no esforço de controle requerido para pequenas variações de vazão total de vapor demandado pelos consumidores.

Com base nos experimentos simulados considerou-se que a estratégia de controle proposta na figura 25 teve desempenho satisfatório, principalmente pelo fato de que a inclusão do bloco divisor de carga, não acarretou prejuízo na característica de rejeição de perturbações na vazão de vapor exportado pelo *header*. Conclui-se também que a estratégia de controle pode ter utilização prática. Contudo, sugere-se como trabalhos futuros a utilização de um simulador de processo mais rigoroso para uma melhor avaliação de viabilidade de aplicação numa instalação real.

REFERÊNCIAS

- ABB. **800xA Control AC800M binary and analog handling**. Document number: 3bse035981-510. [S.l.], 2010. System Version 5.1.
- ABB. **800xA Control AC800M configuration**. Document number: 3bse035980-510. [S.l.], 2010. System Version 5.1.
- ABB. **System 800xA**. 2013. Disponível em: <<http://www.abb.com/>>. Acesso em: 20 de julho de 2013.
- AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. **API 556 Fired Heaters and Steam Generators**. 1997.
- ASTRÖM, K.; BELL, R. Drum-boiler dynamics. **Automatica**, v. 36, n. 3, p. 363 – 378, 2000. ISSN 0005-1098.
- BORGHETTI, A. et al. An MILP approach for short-term hydro scheduling and unit commitment with head-dependent reservoir. **IEEE Transactions on Power Systems**, v. 23, n. 3, p. 1115–1124, 2008.
- BUJAK, J. Optimal control of energy losses in multi-boiler steam systems. **Energy**, v. 34, n. 9, p. 1260 – 1270, 2009. ISSN 0360-5442.
- CAMPOS, M. C. M. M. de; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. São Paulo: Edgard Blucher, 2006.
- CLÁUDIO, D. M.; MARINS, J. M. **Cálculo Numérico Computacional**. São Paulo: Editora Atlas, 1994.
- DAMARLA, S. K.; KUNDU, M. Monitoring of drum-boiler process using statistical techniques. **International Journal of Chemical Engineering and Applications (IJCEA)**, v. 2, n. 3, June 2011.
- DUNN, A. C.; DU, Y. Y. Optimal load allocation of multiple fuel boilers. **ISA Transactions**, v. 48, n. 2, p. 190 – 195, 2009. ISSN 0019-0578.
- EBORN, J. **On Model Libraries for Thermo-hydraulic Applications**. Tese (Doutorado) — Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology, Sweden, mar. 2001.
- FOGARTY, T. An expert system for optimising and controlling combustion in multiple burner furnaces and boiler plants. **Proceedings of the 27th IEEE Conference on Decision and Control**, v. 3, p. 2249–2250, 1988.
- FOUNDATION OPC. **What is OPC?** 2013. Disponível em: <<http://www.opcfoundation.org/>>. Acesso em: 20 de julho de 2013.

FRANKE, R. et al. Model-based online applications in the ABB Dynamic Optimization framework. **Proc. of the 6th Int. Modelica Conference, Bielefeld.**, 2008.

FRIEDMAN, Y. Z. Tuning on averaging level controller. **Hydrocarbon processing Journal**, December 1994.

GLPK. **GLPK (GNU Linear Programming Kit)**. 2013. Disponível em: <<http://www.gnu.org/software/glpk/>>. Acesso em: 20 de julho de 2013.

GUSEK. **GUSEK (GLPK Under Scite Extended Kit)**. 2013. Disponível em: <<http://gusek.sourceforge.net>>. Acesso em: 20 de julho de 2013.

INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION. **ANSI/ISA 5.1 Instrumentation Symbols and Identification**. 2009.

JUNIOR, J. et al. Controle de nível em tanques separadores através de técnica não-lineares: controle fuzzy sintonizado via algoritmo genético. **XVIII Congresso Brasileiro de Automática (CBA 2010)**, 2010.

LI, M. Q.; JIANG, J. Evaluation of foundation fieldbus h1 networks for steam generator level control. **IEEE TRANSACTIONS ON CONTROL SYSTEMS TECHNOLOGY**, v. 19, n. 5, p. 1047–1058, 2011.

LIAO, Z.; DEXTER, A. The potential for energy saving in heating systems through improving boiler controls. **Energy and Building**, v. 36, n. 3, p. 261–271, 2004.

LIPTAK, B. **Instrument engineers handbook. v. 2, Process control and optimization**. 4. ed. [S.l.]: CRC Press, 2006.

LUDWIG, E. E. **Applied process design for chemical and petrochemical plant**. 3. ed. [S.l.]: Gulf Publishing Company, 1999. 102 p.

MARQUES, F. A. P. **Modelagem e Controle de Nível do Tubulão de uma Caldeira de Vapor Aquatubular de uma Refinaria de Petróleo**. Dissertação (Mestrado) — COPPE/UFRJ, 2005.

MATLAB. **version 7.10.0 (R2010a)**. Natick, Massachusetts: The MathWorks Inc., 2010.

NUNES, G. C. et al. Band control: Concepts and application in dampening oscillations of feed of petroleum production units. **16th IFAC World Congress**, v. 16, p. 1595–1595, 2005.

OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. 3. ed. [S.l.]: LTC - Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., 2000. 544-571 p.

RIVERA, D. E.; MORARI, M.; SKOGESTAD, S. Internal model control: Pid controller design. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 25, n. 1, p. 252–265, 1986.

ROCCO, C. D.; MORABITO, R. Modelagem matemática de otimização aplicada às operações de caldeiras industriais. **42º Simpósio Brasileiro de Pesquisa Operacional (SBPO)**, 2010.

SANDLER, S. I. **Chemical and Engineering Thermodynamics**. USA: John Wiley & Sons Inc., 1999. 230 p.

SAUSEN, A. et al. Application and comparison of level control strategies in the slug flow problem using a mathematical model of the process. **Acta Scientiarum**, v. 34, n. 4, p. 441–449, Oct-Dec 2012.

SKOGESTAD, S. Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning. **Modeling, Identification and Control**, Norwegian Society of Automatic Control, v. 25, n. 2, p. 85–120, 2004.

SOUZA, J. P. P. et al. Unindo a teoria e a prática no ensino de automação industrial e controle de processos. **XL Congresso brasileiro de educação em Engenharia**, setembro 2012.

STEAMTABLE. **Release 1.1**. Figener S.A., 2013. Disponível em: <<http://www.figener.com.br/pengenharia.php>>. Acesso em: 20 de julho de 2013.

WILLIAMS, H. P. **Model Building in Mathematical Programming**. England: John Wiley & Sons Ltd., 1999.