

ARY FRANCO JUNIOR

**PROJETO E SIMULAÇÃO DE UM SISTEMA DE
CONTROLE VIA LMIS DA PRODUÇÃO DE VAPOR
DE UMA CALDEIRA AQUATUBULAR**

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA ELÉTRICA

“Projeto e Simulação de um Sistema de Controle via LMIs da Produção de Vapor de uma Caldeira Aquatubular”

Ary Franco Junior

Engenheiro Eletricista - FEIS/UNESP

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Carvalho Minhoto Teixeira

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia - UNESP - Campus de Ilha Solteira, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Elétrica.

Área de Conhecimento: Automação.

Ilha Solteira - SP
30 de Novembro / 2012

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação
Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP - Ilha Solteira.

F825p Franco Junior, Ary.
Projeto e simulação de um sistema de controle via LMIs da produção de vapor de uma caldeira aquatubular / Ary Franco Junior. -- Ilha Solteira : [s.n.], 2012
100 f. : il.

Disserertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área do Conhecimento: Automação, 2012

Orientador: Marcelo Carvalho Minhoto Teixeira
Inclui bibliografia

1. Caldeira. 2. Modelagem matemática. 3. Linearização. 4. Controle linear. 5. Desigualdades matriciais lineares (LMIs). 6. Taxa de decaimento.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: Projeto e Simulação de um Sistema de Controle via LMIs da Produção de Vapor de uma Caldeira Aquatubular

AUTOR: ARY FRANCO JUNIOR

ORIENTADOR: Prof. Dr. MARCELO CARVALHO M TEIXEIRA

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Elétrica, Área: AUTOMAÇÃO, pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. MARCELO CARVALHO M TEIXEIRA
Departamento de Engenharia Elétrica / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. JOSE PAULO FERNANDES GARCIA
Departamento de Engenharia Elétrica / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. ALFREDO DEL SOLE LORDELE
Centro de Engenharia, Modelagem e Ciências Sociais Aplicadas - CECS / Universidade Federal do ABC

Data da realização: 30 de novembro de 2012.

Agradecimentos

Meus agradecimentos a todos os familiares, amigos, professores e funcionários da FEIS-UNESP, que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho. Em especial, dedico meus agradecimentos:

- A Deus, por ter me dado força e saúde para que este trabalho pudesse ser concluído;
- Aos meus pais Ary e Josefina e à minha irmã, Lidiane, pelo carinho, apoio e incentivo;
- Ao Prof. Dr. Marcelo C. M. Teixeira, por todo ensinamento, incentivo, confiança e orientação;
- Aos Profs. Drs. Edvaldo Assunção e José Paulo Fernandes Garcia, pelo acompanhamento nas bancas examinatórias, sugestões e incentivo;
- Aos meus amigos e colegas do laboratório, Edson , Manoel, Wallysonn e Máira, que de forma direta ou indiretamente me ajudaram;
- Aos Srs. Wagner da Costa Santos e José Carlos Ferreira Alves, amigos e ex-colegas de trabalho, por todo apoio e orientação técnica;
- Ao Sr. Valter Barbosa de Oliveira Junior, pelo contato e apoio técnico;
- Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pela oportunidade e apoio financeiro;
- A todos os meus amigos, pelo companheirismo e apoio.

*“A maior sabedoria que existe é conhecer a si
mesmo.”*

Galileu Galilei (1564-1642)

Resumo

A caldeira de uma usina de açúcar e etanol é um dos equipamentos mais importantes neste tipo de indústria, pois é responsável pela geração de vapor para o processo industrial e geração de energia. De todas as malhas de controle presentes em uma caldeira, a que desperta maior atenção é a do controle da produção de vapor, pois este controle está envolvido com a alimentação de água e calor do sistema, com a produção de vapor, que é o objetivo da caldeira, e com a pressão do vapor, um parâmetro crítico para o funcionamento da caldeira e até para a turbina responsável pela geração de energia elétrica em uma planta industrial. O sistema de controle utilizado atualmente é ineficiente, visto que os parâmetros do mesmo são ajustados na maioria das indústrias, utilizando o método da tentativa e erro. Além disso, esse ajuste é feito apenas para um ponto de operação da caldeira, sendo que dada uma mudança no ponto de operação devido a vários fatores que possam acontecer, o sistema deve ser ajustado novamente. Neste trabalho, é descrito o funcionamento de uma caldeira e o seu sistema de automação e controle atualmente utilizado para a malha de controle da produção de vapor, e consequentemente seus problemas. O sistema de produção de vapor de uma caldeira aquatubular é modelado matematicamente, o modelo não linear obtido é então linearizado. São simulados os dois modelos (linear e não linear) para alguns distúrbios da planta; define-se o desempenho esperado do sistema de controle; é projetado um controlador para este sistema através do uso de Desigualdades Matriciais Lineares, em inglês *Linear Matrix Inequalities* (LMIs), método este que garante restrições nos sinais do sistema controlado. Finalmente os modelos linear e não linear controlados são simulados para alguns distúrbios da planta, em diferentes pontos de operação, e os resultados são comparados.

Palavras chave: Caldeira. Modelagem matemática. Linearização. Controle linear. Desigualdades matriciais lineares (LMIs). Taxa de decaimento. Incertezas politópicas.

Abstract

A sugarmill drum-boiler is one of the most important equipment in this industry type, because it is responsible for the steam generation for the industrial process and generation of energy. Considering the control systems presented in a drum-boiler, the one that wakes up larger attention is the steam production control, because this control is involved with the water feeding and heat feeding of the system, the steam production, that is the objective of the drum-boiler, and with the pressure of the steam, a critical parameter for the drum-boiler operation and also for the turbine that is responsible for the electric power generation of the industrial plant. This control system used nowadays is inefficient, because it is adjusted, in most of the industries, using trial and error method. Besides, that adjustment is just made for a drum-boiler operation point, and given a change in the operation point due to several factors that can happen, the system should be adjusted again. In this work it is described the drum-boiler operation, its automation system and control nowadays used for the steam production control, and consequently its problems. The drum-boiler steam production system is mathematically modeled, by a nonlinear system and then, this model is linearized. Both models (linear and nonlinear) are simulated for some plant disturbances, the expected control system performance is defined, a controller is designed for this system through the use of Linear Matrix Inequalities (LMIs), which method guarantees constraints on the controlled system signals. Finally, the linear and nonlinear controlled models are simulated for some plant disturbances, at different operation points, and the results are compared.

Keywords: Drum-boiler. Mathematical model. Linearization. Linear control. Linear matrix inequalities (LMIs). Decay rate. Polytopic uncertainties.

Nomenclatura

Caracteres latinos

Símbolo	Descrição	Unidade
A	matriz do sistema na forma de variáveis de estado	-
A_d	área da superfície líquida do tubulão de vapor	m^2
A_{dc}	área do tubo de descida	m^2
B	matriz das entradas de controle	-
B_d	matriz do distúrbio	-
C_p	calor específico do metal	$J/(Kg^{\circ}C)$
E	matriz que define a planta do sistema	-
F	matriz que define a planta do sistema	-
g	aceleração da gravidade	m/s^2
h_c	entalpia de condensação	J/Kg
h_f	entalpia específica da água de alimentação	J/Kg
h_s	entalpia específica do vapor	J/Kg
h_w	entalpia específica da água	J/Kg
J	operação de Jacobiano	-
K	matriz de ganho do controlador	-
k	coeficiente de atrito	-
l	nível de água do tubulão de vapor	m
l_s	variação no nível do tubulão de vapor pelo vapor	m
l_w	variação no nível do tubulão de vapor pela água	m
m_d	massa total de metal do tubulão de vapor	Kg
m_r	massa total de metal do tubo de subida	Kg
m_t	massa total do metal	Kg
p	pressão do tubulão de vapor	Pa
Q	potência do fornecimento de calor	W

q_{cd}	vazão de condensação	Kg/s
q_{ct}	vazão de condensação total de vapor	Kg/s
q_{dc}	vazão do tubo de descida	Kg/s
q_f	vazão do fornecimento de água	Kg/s
q_r	vazão do tubo de subida	Kg/s
q_s	vazão de vapor produzido	Kg/s
q_{sd}	vazão de vapor que atravessa o nível de água do tubulão de vapor	Kg/s
T_m	temperatura do metal	$^{\circ}C$
T_s	temperatura do vapor	$^{\circ}C$
T_d	tempo de residência do vapor no tubulão	s
u	entrada de controle	-
V_{dc}	volume do tubo de descida	m^3
V_r	volume do tubo de subida	m^3
V_{sd}	volume de vapor abaixo do nível de água do tubulão de vapor	m^3
V_{st}	volume de vapor total do sistema	m^3
V_t	volume total do sistema	m^3
V_{wd}	volume de água abaixo do nível de água do tubulão de vapor	m^3
V_{wt}	volume de água total do sistema	m^3
x	vetor de estado	-

Caracteres gregos

Símbolo	Descrição	Unidade
α_m	fração mássica de vapor	1
α_r	qualidade do vapor	1
α_v	fração volumétrica de vapor	1
β	parâmetro empírico	1
ρ_s	densidade específica referente ao vapor	Kg/m^3
ρ_w	densidade específica referente a água	Kg/m^3

Lista de Figuras

1	Foto de uma caldeira aquatubular.	24
2	Esquema de um dosador de bagaço.	25
3	Foto de um conjunto de dosadores de bagaço.	26
4	Foto de um soprador de fuligem rotativo	27
5	Esquema de um pré-aquecedor de ar.	28
6	Foto de um pré-aquecedor de ar (parte de cima) e um economizador (parte de baixo).	28
7	Foto de um exaustor e uma chaminé.	29
8	Diagrama geral de circulação de gases.	30
9	Foto de um desaerador.	31
10	Esquema de um tubulão de vapor em corte.	31
11	Foto de um tubulão de vapor.	32
12	Esquema de um tubulão de água.	32
13	Esquema dos tubos geradores e de circulação.	33
14	Desenho em perspectiva do interior de uma fornalha, mostrando a “Parede d’Água”.	34
15	Tela de Controle do Desaerador.	36
16	Tela de Controle da Caldeira.	37
17	Tela dos Sopradores de Fuligem.	39
18	Lógica de Controle de Nível (parte 1).	40
19	Lógica de Controle de Nível (parte 2).	40
20	Diagrama de Controle de Nível (parte 1).	41

21	Diagrama de Controle de Nível (parte 2).	41
22	Lógica de Controle de Nível (parte 3).	42
23	Diagrama de Controle de Nível (parte 3).	42
24	Esquema básico da geração de vapor de uma caldeira.	44
25	Tubo com fornecimento de calor uniforme.	46
26	O tubulão de vapor, em perspectiva.	48
27	Entradas: q_f e Q , e distúrbio de consumo de vapor, q_s	57
28	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s.	57
29	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s.	58
30	Entradas: q_f e Q , e distúrbio de consumo de vapor, q_s	59
31	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s.	59
32	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s.	60
33	Entradas: q_f e Q , e distúrbio de consumo de vapor, q_s	61
34	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s.	61
35	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s.	62
36	Comparação dos coeficientes da matriz A . Linearizados e não linearizados.	65
37	Comparação dos coeficientes da primeira coluna da matriz B . Linearizados e não linearizados.	65
38	Comparação dos coeficientes da segunda coluna da matriz B . Linearizados e não linearizados.	66
39	Região de factibilidade, considerando $10000 \leq k_m, k_x \leq 40000$, para $\beta = 0,01$	74
40	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3 MPa$	76

41	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3MPa$	76
42	Entradas: $q_f (u_{1novo})$ e $Q (u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f (u_1)$ e $Q (u_2)$, para condição de pressão a $8,3MPa$. .	77
43	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,5MPa$. .	77
44	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,5MPa$	78
45	Entradas: $q_f (u_{1novo})$ e $Q (u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f (u_1)$ e $Q (u_2)$, para condição de pressão a $8,5MPa$. .	78
46	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7MPa$. .	79
47	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7MPa$	79
48	Entradas: $q_f (u_{1novo})$ e $Q (u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f (u_1)$ e $Q (u_2)$, para condição de pressão a $8,7MPa$. .	80
49	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3MPa$. .	81
50	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3MPa$	81
51	Entradas: $q_f (u_{1novo})$ e $Q (u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f (u_1)$ e $Q (u_2)$, para condição de pressão a $8,3MPa$. .	82
52	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,5MPa$. .	82
53	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,5MPa$	83
54	Entradas: $q_f (u_{1novo})$ e $Q (u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f (u_1)$ e $Q (u_2)$, para condição de pressão a $8,5MPa$. .	83
55	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7MPa$. .	84

56	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,7MPa.	84
57	Entradas: $q_f(u_{1novo})$ e $Q(u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f(u_1)$ e $Q(u_2)$, para condição de pressão a 8,7MPa. .	85
58	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,3MPa. .	86
59	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,3MPa.	86
60	Entradas: $q_f(u_{1novo})$ e $Q(u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f(u_1)$ e $Q(u_2)$, para condição de pressão a 8,3MPa. .	87
61	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,5MPa. .	87
62	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,5MPa.	88
63	Entradas: $q_f(u_{1novo})$ e $Q(u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f(u_1)$ e $Q(u_2)$, para condição de pressão a 8,5MPa. .	88
64	Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,7MPa. .	89
65	Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,7MPa.	89
66	Entradas: $q_f(u_{1novo})$ e $Q(u_{2novo})$, e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: $q_f(u_1)$ e $Q(u_2)$, para condição de pressão a 8,7MPa. .	90
67	Gráfico da temperatura em função da pressão.	97
68	Gráfico da densidade específica da água em função da pressão.	97
69	Gráfico da densidade específica do vapor em função da pressão.	97
70	Gráfico da entalpia específica da água em função da pressão.	98
71	Gráfico da entalpia específica do vapor em função da pressão.	98
72	Tela de comando do <i>OPC toolbox</i>	100

Lista de Tabelas

1	Parâmetros do sistema.	45
2	Dados construtivos da caldeira	53
3	Equações das variáveis em função da pressão.	54
4	Dados estipulados e operacionais.	55
5	Condições iniciais.	55
6	Variáveis em função da pressão.	96

Sumário

1	INTRODUÇÃO	16
1.1	Revisão Bibliográfica	17
1.2	Justificativa do Trabalho	21
1.3	Objetivos do Autor	21
1.4	Organização do Trabalho	22
2	FUNCIONAMENTO DE UMA CALDEIRA	24
2.1	Gases da Combustão	25
2.2	Geração de Vapor	30
3	SISTEMA DE AUTOMAÇÃO DE UMA CALDEIRA	35
3.1	Telas do Sistema Supervisório	35
3.2	Funcionamento do Controle de Nível a Três Elementos	39
3.3	Problemas das Malhas de Controle da Produção de Vapor	42
4	MODELO MATEMÁTICO E SIMULAÇÕES DE UMA CAL- DEIRA	44
4.1	A Geração de Vapor nos Tubos	46
4.2	Distribuição de Vapor no Tubulão	47
4.3	Modelo Não Linear	49
4.4	Modelo Linear	51
4.5	Simulações do sistema dinâmico	53
4.5.1	Parâmetros para Simulação	53

4.5.2	Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Água	57
4.5.3	Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Calor	58
4.5.4	Simulação para Distúrbio na Demanda de Vazão de Vapor	60
5	SÍNTESE DE CONTROLE E SIMULAÇÕES	63
5.1	Modelos Fuzzy Takagi-Sugeno	63
5.2	Escolha do Método de Controle	68
5.2.1	Sistemas Lineares com Incertezas Politópicas	69
5.3	Parâmetros do Controlador	70
5.3.1	Estabilidade do Sistema	70
5.3.2	Taxa de Decaimento	71
5.3.3	Restrição da Norma da Matriz de Ganho do Controlador K	71
5.4	Determinação do Controlador	72
5.5	Simulações do Sistema Controlado	74
5.5.1	Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Água	75
5.5.2	Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Calor	80
5.5.3	Simulação para Distúrbio na Demanda de Vazão de Vapor	85
6	CONCLUSÕES	91
6.1	Perspectivas Futuras	92
	REFERÊNCIAS	93
	Apêndice A – Variáveis em Função da Pressão	96
	Apêndice B – Comunicação entre MATLAB e CLP	99

1 *INTRODUÇÃO*

Com a crescente expansão das usinas sucroalcooleiras nos últimos anos, os processos industriais por ela envolvidos tiveram que evoluir consideravelmente. Com o preço do açúcar em alta, e o estímulo ao uso de energia limpa, a bioenergia, tem ocorrido uma produção cada vez maior das usinas. O que era produzido em baixa escala agora é produzido em larga escala. Um exemplo bem visto é a exportação de energia elétrica excedente. Até meados da década de 1990, algumas usinas compravam energia para acionar seus equipamentos. Depois elas se tornaram autossuficientes, gerando sua própria energia. E hoje, a maioria das usinas em construção, ou construídas recentemente, têm capacidade de vender (exportar) sua energia elétrica excedente. Energia essa suficiente para alimentar cidades inteiras.

A bioenergia é produzida a partir da queima do bagaço da cana de açúcar em uma caldeira cujo calor gerado por essa queima transforma água em vapor. O vapor em alta pressão movimenta uma turbina específica e esta faz girar um rotor de um gerador de energia elétrica. Através de uma subestação localizada na própria usina a tensão produzida pelo gerador, geralmente 13,8 KV, é elevada e transmitida às estações de distribuição e conseqüentemente, aos consumidores.

Com todos esses avanços e preocupações com uma produção em larga escala é necessário se ter um bom controle do processo industrial. A produção tem que ser máxima e as perdas, mínimas. Infelizmente, algumas dessas indústrias evoluíram muito na maximização da produção e acabaram deixando um pouco de lado as perdas, que aumentaram juntamente com a produção.

A automação sempre esteve ligada à produção da usina. Uma válvula automática desregulada pode dosar mais insumos que o necessário, aumentando as perdas de produto. A questão é: será que o sistema de controle desta válvula está configurado corretamente? As empresas integradoras de automação utilizam técnicas de controle para obter uma resposta ótima? Infelizmente a resposta a essas perguntas na grande maioria das vezes é

“não”. Sem dúvida o sistema de controle menos eficiente de uma planta sucroalcooleira é o controle de produção de vapor de uma caldeira, o chamado “Controle de Nível a Três Elementos” (FRANCO JUNIOR, 2011). Pela grande quantidade de vapor produzido, grande quantidade de consumo de água e grande quantidade de consumo de bagaço, este equipamento, a caldeira, tem que ser o mais eficiente possível.

As caldeiras utilizadas na queima do bagaço da cana de açúcar, no Brasil, são as aquatubulares. Entretanto, um ponto interessante em uma caldeira aquatubular é o sistema de controle da produção de vapor. Atualmente, o controle da produção de vapor é realizado através de controladores PIDs (Proporcional Integral Derivativo), e uma lógica de soma e subtração, envolvendo os seguintes parâmetros da planta, (i) vazão da água de alimentação, (ii) nível da água do tubulão de vapor, (iii) vazão de vapor para consumo. Os parâmetros ajustados em cada PID são inseridos através do método de tentativa e erro, porém não há uma garantia de que o ponto de operação do sistema, definido quando a vazão de vapor produzido e a vazão de água de alimentação são iguais, corresponda ao ponto ótimo de operação de produção de vapor (RIBEIRO, 2003). Além disso, o PID é ajustado para trabalhar em um ponto de operação da planta, porém mudanças na demanda de vapor produzido acontecem, entre outros fatores, e nestes casos, há uma mudança no ponto de operação, sob o qual o PID não está ajustado para controlar. Este tipo de controle também não garante que não haverá oscilação da pressão do sistema, pois nele não é possível restringir as entradas controladas do sistema, o que neste caso pode implicar em gasto excessivo de água e de calor para o controle da produção de vapor, comprometendo a pressão, que deve se manter constante para o bom funcionamento da caldeira e da(s) turbina(s) do conjunto de turbo-gerador(es).

Alguns parâmetros tais como: (a) calor fornecido aos tubos onde ocorre a vaporização da água, (b) dados construtivos da caldeira (volume de água, volume de vapor, diâmetro dos tubos, etc.), (c) temperatura da água de entrada e (d) pressão interna do tubulão de vapor, não são considerados no projeto do sistema de controle atual (por PID). No entanto, estes parâmetros são de grande importância na obtenção do ponto de operação ótimo do sistema.

1.1 Revisão Bibliográfica

Várias são as pesquisas sobre a modelagem matemática e o sistema de controle das partes de uma caldeira. Cada uma dessas pesquisas se referem ao controle de uma parte

específica da caldeira, algumas até mesmo sobre o controle de apenas uma variável.

Em Adam e Marchetti (1999) é desenvolvido um modelo para a produção de vapor de uma caldeira baseado na combinação de dois modelos não lineares, um para a evaporação nos tubos de subida e outro para a separação de fase no tubulão de vapor. Uma aplicação é feita numa planta de 30MW, cujos resultados validam o modelo proposto, incluindo os efeitos de um controlador de nível PI ajustado segundo as regras clássicas de Ziegler-Nichols. O maior propósito do trabalho foi fornecer ferramentas para estudo e análise de diferentes estratégias de controle, particularmente para o controle de nível e pressão do tubulão de vapor. Os autores concluem, através dos resultados das simulações numéricas, que um simples controlador PI é capaz de controlar o nível de água no tubulão de vapor.

Abdenmour (2000) propõe um sistema de supervisão *fuzzy* para melhorar o desempenho da caldeira, quando sujeita a distúrbios de carga (aumento ou redução da vazão de vapor produzido). O sistema de supervisão é composto de um controlador robusto, projetado usando *Linear Quadratic Gaussian* (LQG) com *Loop Transfer Recovery* (LTR). O autor conclui que para distúrbios severos, o controle clássico (neste caso, um controlador PI) não minimiza as flutuações causadas por esse tipo de distúrbio. Ao contrário, o desempenho pode ser melhorado usando um controle robusto (LQG/LTR) monitorado.

Em Liu, Lara-Rosano e Chan (2003) é apresentada uma metodologia de controle *fuzzy*. O controle é desenvolvido apenas para a pressão do vapor de uma caldeira a combustão de 300MW. Estabelecido o modelo *neurofuzzy*, é projetado um controlador PI *fuzzy*, cuja escolha deste tipo de controlador, segundo os autores, assegura desempenho para vários processos industriais e seu uso é bem conhecido pelos operadores destes processos. Os autores concluem que, através das simulações realizadas e experiência dos operadores, o modelo proposto representa a dinâmica do sistema e se mostra superior a outros métodos de modelagem. Após a simulação do controlador no modelo *neurofuzzy*, obtém-se resultados satisfatórios ao se aplicar um distúrbio na demanda de vapor produzido e comparado com dados reais de processo.

Xu, Li e Cai (2005) propõem um Controlador Preditivo Generalizado (GPC) em cascata para controle do nível de água do tubulão de vapor da caldeira. O objetivo é manter o nível em um valor constante e rejeitar os distúrbios causados pela vazão de água e de vapor no sistema. Baseado nos modelos de nível do tubulão, e das simulações realizadas, os autores concluem que o controlador desenvolvido é melhor do que um controlador PID em cascata bem ajustado. Esse método de controle foi aplicado no lugar do controle PID, numa caldeira de 75MW na China por seis meses. O desempenho do sistema foi muito

bom, segundo os autores.

Em Marques (2005) um modelo dinâmico não linear para uma caldeira aquatubular com circulação natural é desenvolvido usando dados reais de projeto de caldeiras instaladas pela Petrobrás na Refinaria Isaac Sabbá (UN-REMAN), em Manaus-AM. O modelo obtido foi testado por simulação para os dados de projeto da caldeira, sendo capaz de reproduzir os fenômenos de expansão (*swell*) e de contração (*shrink*) típicos deste tipo de caldeira, fenômenos estes que dificultam o controle de nível de água no tubulão. Foram feitos por simulação os ajustes dos controladores tradicionais (PID) utilizando algoritmos genéticos para o controle de nível do tubulão de vapor da caldeira. Considerando variações na carga da caldeira, foi observado que o método de ajuste pelo Algoritmo Genético apresenta um melhor desempenho em relação aos outros três tipos de ajuste estudados (métodos da oscilação limite de Ziegler-Nichols, curva de reação de Ziegler-Nichols e Cohen e Coon) resultando em resposta menos oscilatória e com menor tempo de estabelecimento.

Valle e Dieck-Assad (2006) comparam o comportamento de uma caldeira quando o sistema é controlado por um PID tradicional e quando é adicionado a este sistema de controle blocos lógicos usando *fuzzy* para fornecer os *set points* ao sistema. Esta estratégia é chamada Controle de Supervisão Fuzzy. O modelo matemático da planta utilizado consiste em representar somente o comportamento do tubulão, tendo uma parte do modelo de combustão da fornalha e da alimentação de água. O sistema de controle da combustão e da água de alimentação recebe um sinal do supervisor, que vem do Controlador Lógico Fuzzy (FLC) para prover o desempenho global do sistema de controle. Os autores concluem que o Controle de Supervisão Fuzzy melhora o desempenho do sistema, em comparação ao sistema de controle tradicional, pois, nas simulações feitas, quando a carga foi aumentada de 10% para 100% houve uma redução de 6,5% no consumo de combustível, e ainda, para uma redução de 100% a 10% de carga, houve uma redução de 2,5% no consumo de combustível.

Em Nanhua, Wentong e Ming (2006) para melhorar o sistema de controle de nível de um tubulão de vapor de uma caldeira, os autores definiram três pontos a serem trabalhados: (1) efeito do “falso nível de água”; (2) desvio dos parâmetros do controlador devido às variações do ponto de operação; (3) ruído de sinal causado por incerteza do nível no tubulão. Baseada na análise de sinal de nível do tubulão de vapor, uma ação derivativa adaptativa é apresentada para monitorar a vazão de vapor, e então o efeito do “falso nível de água” é reduzido. As incertezas dos desvios dos parâmetros e o ruído são preditas pelo desenvolvimento de um *Grey Predictor Based Algorithm* (GPBA). Os auto-

res concluem que de acordo com as simulações realizadas, o método de controle proposto, algoritmo GPBA e técnica adaptativa para a ação derivativa do PID, apresentam melhor desempenho em relação ao simples controle por PID convencional.

Em Swarnakar, Marquez e Chen (2007) é elaborado um projeto de controle para o conjunto caldeira, unidade turbo-gerador e válvula de vapor que interliga os dois equipamentos. A técnica consiste de um observador descentralizado e um controlador realimentado com estimador de estado descentralizado em cada subsistema, baseado em desigualdades matriciais lineares (LMIs). Segundo os autores, uma característica atraente da técnica proposta é que garante estabilidade do sistema global, e não requer nenhuma comunicação entre os subsistemas. Os autores concluem, através de simulações, que o sistema de controle projetado é satisfatório, tanto na operação normal do sistema quanto na presença de distúrbios.

Em Labibi, Marquez e Chen (2009) é desenvolvido um método de projeto de controlador robusto PI descentralizado, obtido através de um sistema de primeira ordem, de uma caldeira. O objetivo é o controle do nível do tubulão, da pressão de vapor e da temperatura do vapor produzido. O controlador é simulado no sistema não linear da caldeira. Os autores concluem que o método é aplicável em sistemas de qualquer ordem, estável ou instável, de fase mínima ou não mínima. O controlador foi testado em uma caldeira e os resultados mostraram a eficiência do método proposto.

Em Moradi e Bakhtiari-Nejad (2011) é apresentado um modelo de caldeira Linear Invariante no Tempo (LTI), cujas entradas são a água de alimentação e o combustível da fornalha e as saídas são o nível de água do tubulão de vapor, a pressão de vapor e a temperatura de vapor produzido. De acordo com os autores, como o nível da água é mais afetado pela vazão da água de alimentação, e a pressão e temperatura do vapor são mais afetados pela taxa de combustível, o modelo de múltiplas entradas e múltiplas saídas (MIMO) pode ser separado em três sistemas de única entrada e única saída (SISO). É montado um observador de ordem mínima baseado no modelo de Luenberger, pois algumas variáveis de estado não podem ser medidas durante o controle realimentado. Um algoritmo ótimo é desenvolvido para encontrar polos do sistema observador. Os autores concluem que encontrando a melhor região de polos do observador robusto, o desempenho da planta sujeita a uma classe de perturbações é garantida.

Em Roshandel et al. (2011) dois métodos de controle robusto, ótimo e sub ótimo, são projetados para o controle de uma caldeira. Uma técnica baseada em desigualdades matriciais lineares (LMIs) usando norma H_2/H_∞ é usada para o projeto do controlador

sub ótimo e uma técnica de síntese- μ para o controlador ótimo. Os autores analisam o desempenho nominal, a estabilidade robusta e o desempenho do sistema com incertezas para mostrar a eficácia dos controladores projetados. Neste trabalho não há restrição no tempo de estabelecimento e também não há uma comparação da relação entre o ganho do controlador e os limites físicos das entradas de controle da planta.

1.2 Justificativa do Trabalho

A busca de métodos de controle para a produção de vapor em caldeiras aquatubulares que melhorem sua produtividade e economia de insumos induz à utilização de sistemas de controle que considerem vários aspectos da dinâmica de uma caldeira. Esta busca trás a necessidade do conhecimento do sistema a ser controlado e, para tanto, a utilização de modelagem matemática é fator essencial no aprimoramento de novos projetos.

A maioria dos trabalhos que se encontram na bibliografia trata apenas do controle de nível do tubulão de vapor, projetando um controlador para corrigir tal variável, mas sem levar em conta outros distúrbios que causaram alteração nesta variável, tais como a oscilação da pressão, por exemplo. As publicações não fazem menção às restrições das entradas de controle, tais como a restrição para o fornecimento de água de alimentação ou para o fornecimento de calor ao sistema. O controlador pode solicitar das entradas do sistema uma certa vazão de água ou um fornecimento de calor que o sistema não é capaz de suprir.

1.3 Objetivos do Autor

O principal objetivo deste trabalho consiste no projeto de um controlador para o sistema de produção de vapor de uma caldeira aquatubular de forma que atue dentro dos limites permitidos pela planta, não só no ponto de operação do sistema, mas numa região próxima a este, com o menor tempo de estabelecimento.

Os objetivos específicos desta pesquisa são, basicamente, os seguintes:

1. Investigar o funcionamento de uma caldeira e seu sistema de controle de produção de vapor, utilizados atualmente;
2. Efetuar a modelagem matemática do sistema de produção de vapor, definindo as variáveis a serem controladas;

3. Linearizar o sistema modelado, coletar dados e simular os sistemas não linear e linear;
4. Aplicar desigualdades matriciais lineares (LMIs) considerando que o sistema possa operar em vários pontos de operação, pertencente a um conjunto previamente conhecido, para obtenção do controlador perante todas as condições impostas;
5. Através de simulações numéricas e computacionais, verificar a eficácia do método proposto e a robustez do controle.

1.4 Organização do Trabalho

Para uma melhor compreensão deste trabalho, apresenta-se um resumo de cada capítulo:

- Capítulo 1: Apresenta uma breve descrição da área de estudo e sua importância, pesquisa bibliográfica sobre os trabalhos que propõem métodos de controle para a produção de vapor de uma caldeira, a justificativa do trabalho e seus objetivos;
- Capítulo 2: É descrito o funcionamento de uma caldeira aquatubular, típica de uso em usinas sucroalcooleiras, com fotos e figuras ilustrativas;
- Capítulo 3: É apresentado o sistema de automação usado atualmente nas caldeiras das usinas, o sistema de controle da produção de vapor e os problemas encontrados neste tipo de sistema;
- Capítulo 4: É modelado matematicamente o sistema de produção de vapor de uma caldeira. Por ser um sistema não linear e a maioria dos métodos de controle são aplicáveis a sistemas lineares, opta-se pela linearização do sistema e através de simulações, o comportamento dos modelos não linear e linear são comparados;
- Capítulo 5: É definido o método de controle para o sistema, levando em conta algumas restrições nas variáveis e o tempo de estabelecimento após o sistema sofrer distúrbios. O controlador definido é aplicado, através de simulação, nos modelos linear e não linear da planta para teste de sua eficácia;
- Capítulo 6: Conclusões e perspectivas de trabalhos futuros;
- Referências Bibliográficas;

- Apêndice A: São apresentadas as variáveis em função da pressão, utilizadas no modelo matemático da planta, obtidas através de levantamento de dados em tabelas específicas;
- Apêndice B: É apresentado o *OLE for Process Control* (OPC), uma interface de comunicação entre o CLP (Controlador Lógico Programável) utilizado nas plantas industriais e o MATLAB, software utilizado neste trabalho.

2 FUNCIONAMENTO DE UMA CALDEIRA

A geração de vapor é sem dúvida, o setor que demanda mais atenção e preocupação dentro da usina. É a partir dele que é obtido o vapor para gerar energia elétrica, para aquecer e evaporar o caldo de cana em todos os processos, e ainda para movimentar as turbinas de acionamento da moenda. Em suma, é o coração da usina. O vapor, por ser gerado em altas pressões, a partir de 21 Kgf/cm^2 , exige um rigoroso cuidado (FRANCO JUNIOR, 2011).

A geração de vapor é constituída basicamente de um equipamento, a caldeira. Nas usinas de açúcar e etanol o tipo de caldeira utilizada é a aquatubular, na qual a água circula por dentro de tubos e os gases por fora destes (Figura 1). Este tipo de caldeira é caracterizada pela maior produção de vapor e maior rendimento térmico do que de outros tipos.

Figura 1 - Foto de uma caldeira aquatubular.



Fonte: do próprio autor.

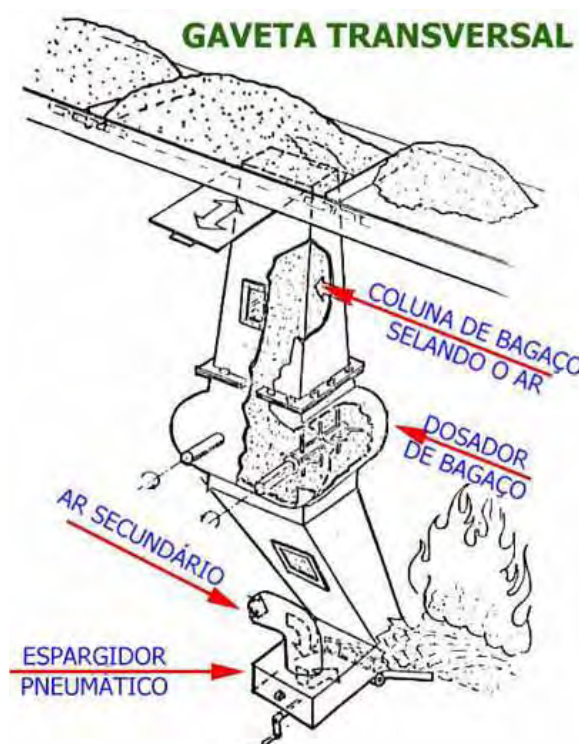
O vapor é produzido pelo aquecimento da água. O combustível utilizado para aquecimento é o bagaço de cana. Para descrever o funcionamento da caldeira, duas linhas serão

seguidas: o caminho do combustível e os gases gerados por este e o caminho da água, até se tornar vapor.

2.1 Gases da Combustão

O bagaço que sai do último terno de moenda é transportado para a caldeira, através de esteiras de borracha. Da esteira de borracha, o bagaço passa para um distribuidor metálico, que distribui o bagaço em todos os alimentadores de bagaço da caldeira. Geralmente são seis dosadores, cada um deles acionados por um conjunto motor redutor e velocidade controlada por inversor de frequência. Para ajudar na dispersão do bagaço, um ventilador chamado espargidor pneumático, “sopra” o bagaço dentro da caldeira. As Figuras 2 e 3 ilustram o caminho do bagaço pelo dosador e a localização de um conjunto de dosadores de bagaço, respectivamente.

Figura 2 - Esquema de um dosador de bagaço.



Fonte: Empresarial (2002).

Figura 3 - Foto de um conjunto de dosadores de bagaço.



Fonte: do próprio autor.

O bagaço é dosado dentro da fornalha, onde ele queima em suspensão, ou seja, no fundo da fornalha chega apenas algumas cinzas do bagaço.

A fornalha, assim como as demais paredes da caldeira podem ser constituídas de tijolos refratários internamente e tijolos comuns externamente, ou ainda placas refratárias, chapa expandida, lã isolante e chapa lisa, ou também lã de rocha e chapas de alumínio. A fornalha trabalha com temperaturas acima de 800°C .

Sob o fundo da fornalha é instalada uma grelha, geralmente basculante. Os elementos da grelha possuem furos suficientemente dimensionados para a passagem de ar externo, pré-aquecido, que mistura com o bagaço e produz sua queima (EMPRESARIAL, 2002).

A queima no interior da fornalha produz cinzas e fuligens que causam incrustações nas áreas de troca térmica da caldeira. Para evitar que isso aconteça, uma limpeza é feita periodicamente com dispositivos distribuídos ao longo da fornalha, chamados de sopradores de fuligem, que podem ser rotativos ou retráteis. Eles “sopram” vapor à alta pressão dentro da fornalha, em locais estratégicos, para promover a limpeza dessas incrustações. A Figura 4 mostra um soprador rotativo instalado na parte de cima de uma fornalha.

Figura 4 - Foto de um soprador de fuligem rotativo

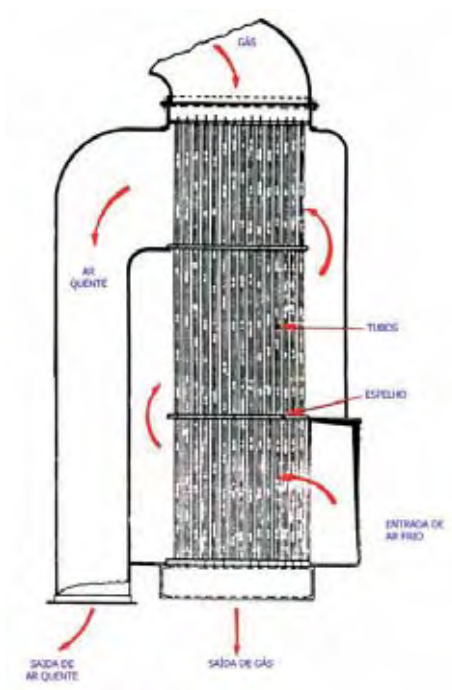


Fonte: Justi (2006).

O gás gerado pela queima do bagaço na fornalha é conduzido para o pré-aquecedor de ar. Este destina-se a fazer o aquecimento do ar de combustão, através da troca térmica entre o gás passando por dentro dos tubos e o ar por fora. O ar externo é insuflado pelos ventiladores de ar forçado e ventilador de turbulência. A Figura 5 ilustra o caminho do ar e dos gases no pré-aquecedor de ar.

Do pré-aquecedor de ar, os gases da fornalha passam pelo Economizador, que é uma estrutura em forma de serpentina que efetua o aquecimento da água de alimentação da caldeira aproveitando parte do calor dos gases resultantes da combustão. Pode ser instalado antes ou após o pré-aquecedor de ar. Com a elevação da temperatura da água, há redução significativa de consumo de combustível produzindo a mesma quantidade de vapor. Na Figura 6 é possível visualizar o pré-aquecedor de ar e o economizador, ainda em fase de construção.

Figura 5 - Esquema de um pré-aquecedor de ar.



Fonte: Empresarial (2002).

Figura 6 - Foto de um pré-aquecedor de ar (parte de cima) e um economizador (parte de baixo).



Fonte: Ribeiro (2003).

Após o Economizador, existe o Lavador de Gases, que é um sistema fechado com jato

de água constante formando um spray em toda área interna, deixando passar somente os gases e retendo a fuligem. A fuligem resultante dessa lavagem é depositada numa lagoa de sedimentação externa, próxima à caldeira.

Finalmente, os exaustores conduzem os gases para a chaminé. Estes também são responsáveis por proporcionar pressão negativa dentro da fornalha. Uma pressão inadequada na fornalha pode ocasionar arraste de combustível ou até mesmo risco de explosão. A chaminé tem por objetivo conduzir os gases formados na combustão para a atmosfera.

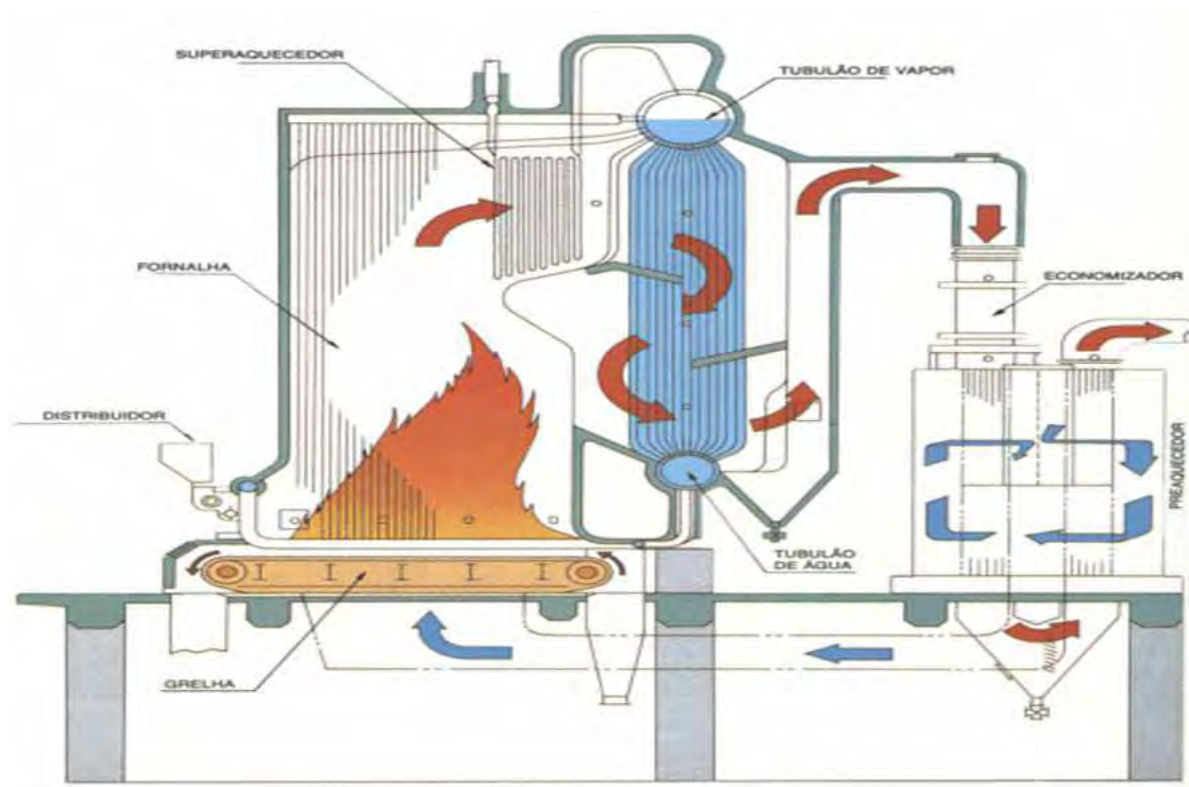
Figura 7 - Foto de um exaustor e uma chaminé.



Fonte: do próprio autor.

A Figura 8 resume o caminho feito pelos gases, no interior da caldeira.

Figura 8 - Diagrama geral de circulação de gases.



Fonte: Justi (2006).

2.2 Geração de Vapor

A água que alimenta a caldeira deve ser uma água tratada. Para isso, utiliza-se água proveniente da Estação de Tratamento de Água (ETA) ou água condensada do próprio vapor que já foi utilizado no processo industrial.

Antes de entrar na caldeira, a água passa por um desaerador térmico, que é um reservatório onde a água tem sua temperatura elevada a 105°C , com o objetivo de eliminar oxigênio contido na água. Essa água é aquecida com o vapor gerado pela própria caldeira (JUSTI, 2006). A Figura 9 mostra um desaerador, instalado a uma altura suficiente para facilitar a entrada de água na caldeira.

Figura 9 - Foto de um desaerador.

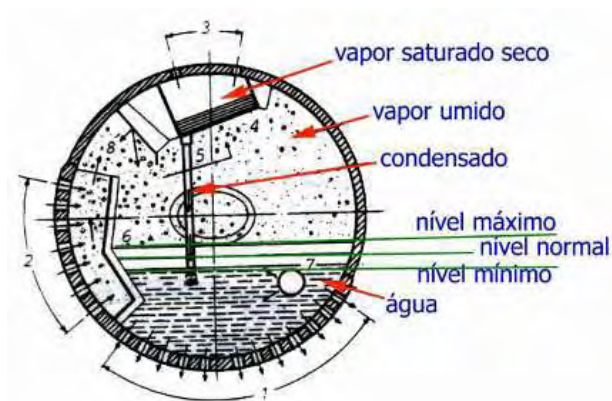


Fonte: do próprio autor.

Do desaerador, a água é bombeada a alta pressão, para dentro da caldeira, no Tubulão de Vapor.

O Tubulão de Vapor é um vaso de pressão cuja principal função é separar o vapor da água (Figura 10). É um corpo cilíndrico contendo em seu interior água e vapor formado pela troca térmica entre os gases da combustão e a água em circulação na caldeira. Este tubo possui conexões para visores de nível de líquido interno, válvulas de segurança, instrumentos de indicação e controle, além de tubos de ligação com o superaquecedor de vapor.

Figura 10 - Esquema de um tubulão de vapor em corte.

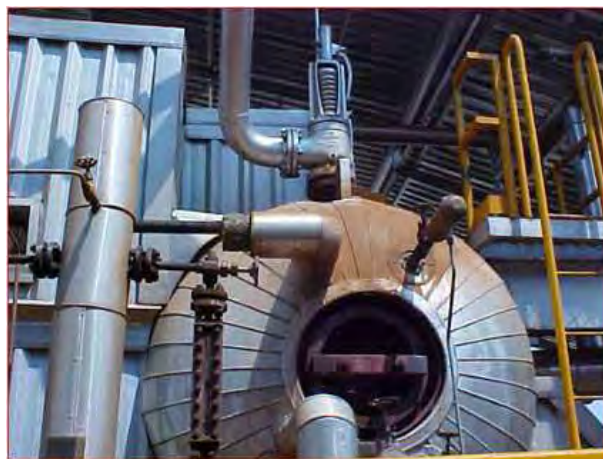


Fonte: Empresarial (2002).

O tubulão de vapor é dotado de uma válvula de segurança, que limita uma pressão mais elevada do que a permitida pela especificação da caldeira. Esta válvula é mecânica. Outra medida de segurança é um indicador de nível. Sua finalidade é permitir ao operador

verificar o nível de água no tubulão de vapor, fator este indispensável na segurança de operação da caldeira. Na Figura 11 é possível ver a válvula de segurança instalada sobre o tubulão e o indicador de nível, instalado à esquerda do centro do tubulão.

Figura 11 - Foto de um tubulão de vapor.

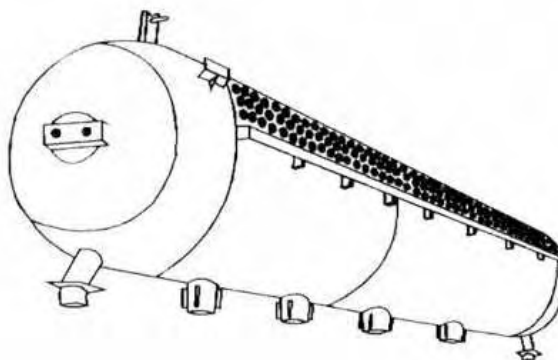


Fonte: Justi (2006).

A água líquida desce do Tubulão de Vapor para o Tubulão de Água, através dos tubos de descida, também chamados de tubos de circulação, ou *downcomers*, que são tubos traseiros do feixe tubular.

O Tubulão de Água (Figura 12) é o elemento de ligação dos tubos para possibilitar a circulação de água na caldeira, tem por função acumular lama formada pela reação dos produtos químicos com a água da caldeira. Seu fundo possui um sistema de válvulas para sua limpeza.

Figura 12 - Esquema de um tubulão de água.

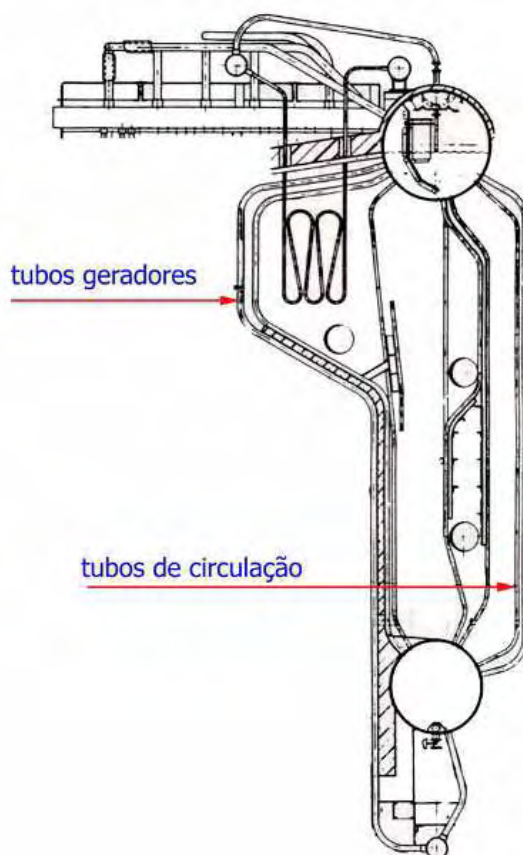


Fonte: Empresarial (2002).

Do Tubulão de Água, o líquido sobe para o Tubulão de Vapor, através dos tubos

de subida, também chamados de tubos geradores, ou *risers*, que são tubos dianteiros do feixe tubular, ascendentes, que conduzem a mistura água e vapor saturado para o tubulão de vapor. Estes tubos são os que recebem maior quantidade de calor da fornalha e consequentemente é onde é gerado o vapor. Na Figura 13 é possível visualizar as partes integrantes do ciclo da água dentro da caldeira.

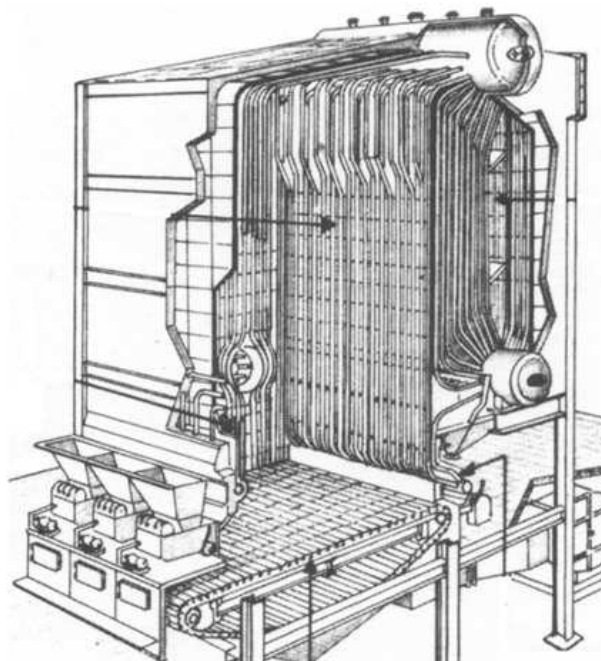
Figura 13 - Esquema dos tubos geradores e de circulação.



Fonte: Empresarial (2002).

O conjunto de tubos de subida e de descida formam a chamada “Parede d’Água” (Figura 14), que revestem o interior da fornalha da caldeira, onde ocorre a troca térmica entre os gases da combustão e a água líquida.

Figura 14 - Desenho em perspectiva do interior de uma fornalha, mostrando a “Parede d’Água”.



Fonte: Bizzo (2003).

O vapor gerado nos tubos de subida mais a água líquida presente nestes tubos seguem para o Tubulão de Vapor. O vapor saturado sai do tubulão de vapor e entra no Superaquecedor. Este equipamento é destinado a aumentar a temperatura de vapor saturado que sai do tubulão de vapor, tornando este mais seco sem aumentar sua pressão. É constituído de tubos em forma de serpentina onde o vapor circula internamente e os gases externamente, recebendo diretamente a radiação da fornalha.

Do Superaquecedor, o vapor é distribuído, regulado por uma válvula automática, para uma tubulação de vapor, que se ramifica e distribui o vapor para os demais setores da usina. A água líquida do Tubulão de Vapor desce para o Tubulão de Água, repetindo o ciclo.

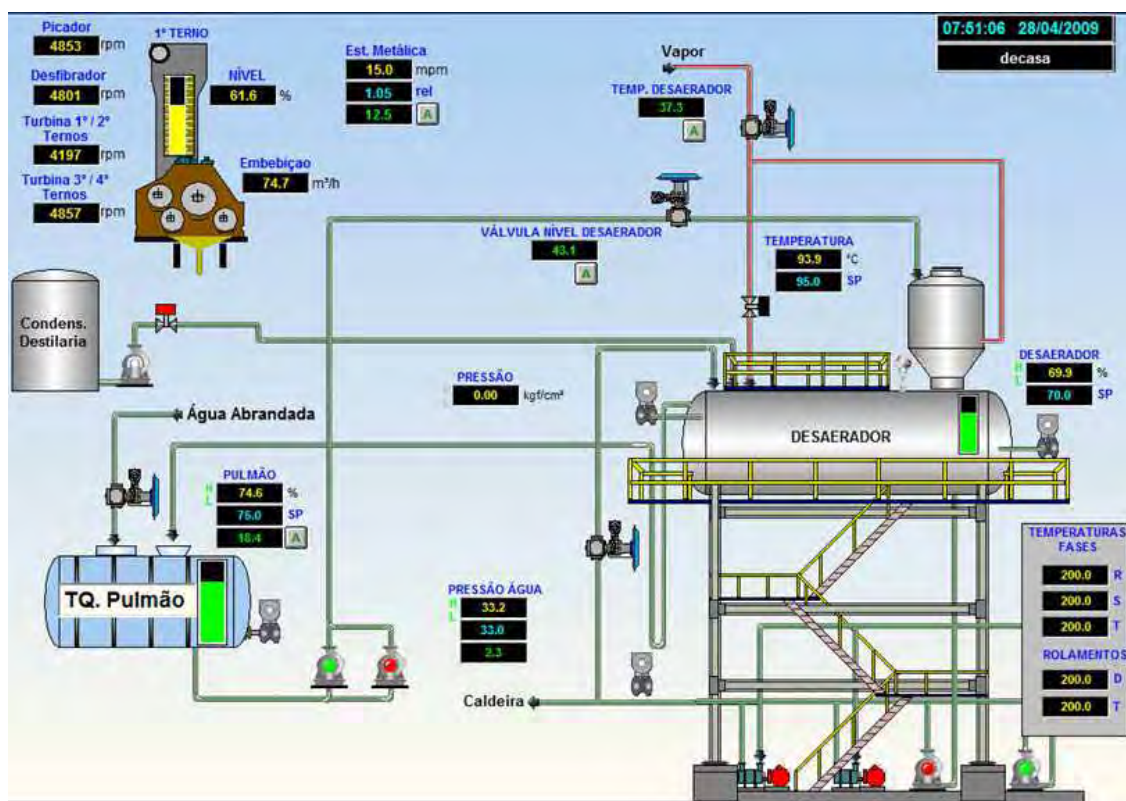
3 *SISTEMA DE AUTOMAÇÃO DE UMA CALDEIRA*

3.1 Telas do Sistema Supervisório

A seguir será descrito o sistema de automação de uma caldeira, tendo como base as telas do sistema supervisório de automação. Ao longo desta seção, a palavra *setpoint* significa valor desejado. Nas telas do sistema supervisório, botões com a letra “A” indicam operação em modo automático, ou seja, a porcentagem de abertura de válvulas automáticas e porcentagem de velocidade de motores é determinada pelo sistema de automação. Já os botões com a letra “M” indicam operação em modo manual, ou seja, os ajustes de abertura de válvulas e velocidade dos motores tem que ser determinados pelo operador do sistema. A maioria das malhas de controle possui a opção Automático ou Manual. Os nomes mencionados entre parênteses indicam o nome das malhas de controle na tela do supervisório.

A Figura 15 apresenta a tela de controle do desaerador, no sistema supervisório.

Figura 15 - Tela de Controle do Desaerador.



Fonte: do próprio autor.

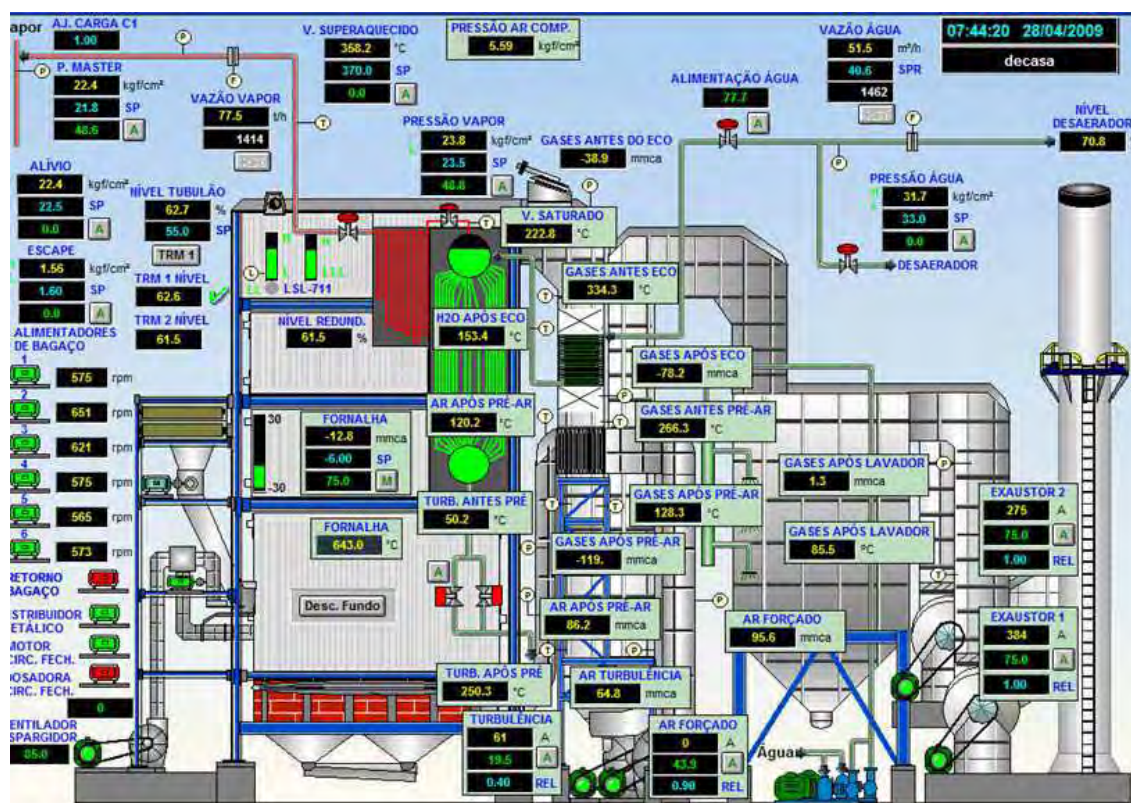
A água abrandada, proveniente da Estação de Tratamento de Água (ETA), abastece o tanque pulmão, uma espécie de reservatório, cujo nível é ajustado através de um *setpoint*. O controle utiliza um sensor de nível e atua na abertura e fechamento de uma válvula automática de abastecimento do tanque.

O nível do desaerador também é ajustado através de um *setpoint*, cujo controle atua na válvula de nível do desaerador, que controla a vazão de água proveniente do tanque pulmão. Para o aquecimento da água do desaerador, um *setpoint* de temperatura pode ser ajustado. Este controle atua na abertura e fechamento de uma válvula de vapor (proveniente da caldeira) em conjunto com um sensor de temperatura.

Além desses controles, o operador tem indicação da pressão da água que vai entrar na caldeira, e na parte superior esquerda da tela, a indicação de alguns parâmetros da moenda.

A Figura 16 apresenta a tela de controle principal da caldeira, no sistema supervisório.

Figura 16 - Tela de Controle da Caldeira.



Fonte: do próprio autor.

O primeiro *setpoint*, ajustado pelo operador, é o nível de água do Tubulão de Vapor (NÍVEL TUBULÃO). Geralmente o *setpoint* ajustado é de 50%. Por esse nível ser algo crítico, existem dois transmissores redundantes para esta leitura (TRM 1 NÍVEL e TRM 2 NÍVEL), onde o operador escolhe com qual dessas leituras o sistema de controle vai trabalhar. Esta malha de controle envolve a vazão de vapor gerado, a vazão de água de alimentação, e o próprio nível de água do tubulão. Por isso é chamado de controle de nível a três elementos.

Ajustado o *setpoint* do nível do tubulão, e baseado na vazão de vapor (VAZÃO VAPOR), a malha de controle atua na válvula automática de vazão de água de alimentação da caldeira (VAZÃO ÁGUA). Desta forma, este *setpoint* é ajustado de forma automática (SPR), e não pelo operador. Como medida de segurança, tem-se o ajuste do *setpoint* de pressão de água (PRESSÃO ÁGUA), pois a pressão da água pode interferir na pressão do vapor da caldeira. Se a pressão de água atingir o valor de *setpoint*, uma válvula automática é aberta e faz com que a água retorne para o desaerador.

O *setpoint* de pressão do vapor no Tubulão (PRESSÃO VAPOR) é um controle PID simples, que atua aumentando ou diminuindo a dosagem de bagaço dentro da forna-

lha, através da velocidade de rotação dos dosadores de bagaço (ALIMENTADORES DE BAGAÇO), e aumenta ou diminui a abertura de entrada de ar (AR FORÇADO e TURBULÊNCIA) na fornalha. Esses dois ventiladores têm a opção de trabalharem de forma manual e ainda pode-se estabelecer uma relação de vazão de ar de entrada entre eles (REL).

O *setpoint* de pressão da fornalha (FORNALHA) é ajustado para trabalhar com pressão negativa, geralmente -6 mmCA . Este controle atua na velocidade de rotação dos motores dos exaustores. Esses motores podem trabalhar de forma manual, com velocidade ajustada pelo operador e podem ainda trabalhar com relação de velocidades distintas (REL).

As válvulas de alívio (ALÍVIO) e de escape (ESCAPE) atuam como válvulas de segurança para garantir a pressão máxima nas linhas de vapor da usina, sem danificar máquinas e tubos. Se a pressão aumentar em relação ao *setpoint* ajustado, as válvulas automáticas começam a abrir, jogando vapor para a atmosfera, para reduzir sua pressão dentro da tubulação.

Para que a serpentina do vapor superaquecido não se danifique com a temperatura excessiva, há um controle de refrigeração da mesma. Através de um *setpoint* de temperatura (V. SUPERAQUECIDO), há o controle de uma válvula automática de alívio de vapor para a atmosfera. Geralmente este *setpoint* é ajustado em 350°C .

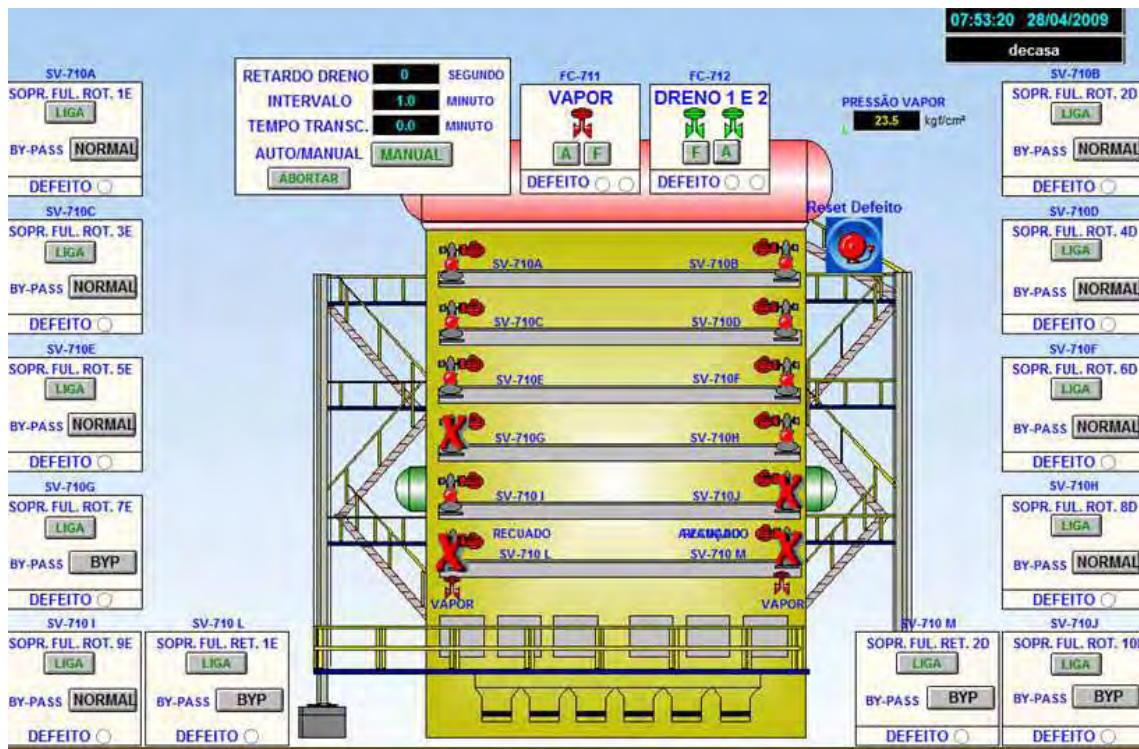
Através do botão “Desc. Fundo”, é possível configurar um controle que abre as válvulas instaladas na parte inferior do Tubulão de Água, em determinados intervalos de tempo, para a limpeza da sujeira acumulada.

A planta industrial aqui apresentada possui duas caldeiras. Neste caso, há uma malha de controle que permite que as duas caldeiras produzam vapor com a mesma pressão, através do controle de pressão principal (P. MASTER), que é a pressão de vapor da linha. Este *setpoint*, quando em automático, fará com que as duas caldeiras mantenham esta pressão ajustada. E ainda, pode-se forçar uma caldeira com uma pressão maior do que a outra, através do ajuste de carga (AJ. CARGA C1), que estabelece uma relação de pressão de vapor entre as duas caldeiras. Quando este controle estiver em manual, as duas caldeiras irão trabalhar de forma individual, baseadas na pressão de vapor do Tubulão de Vapor de cada caldeira.

As demais indicações na tela se referem às temperaturas e pressões em locais específicos dentro da caldeira.

A Figura 17 apresenta a tela de controle dos sopradores de fuligem, no sistema supervisor.

Figura 17 - Tela dos Sopradores de Fuligem.



Fonte: do próprio autor.

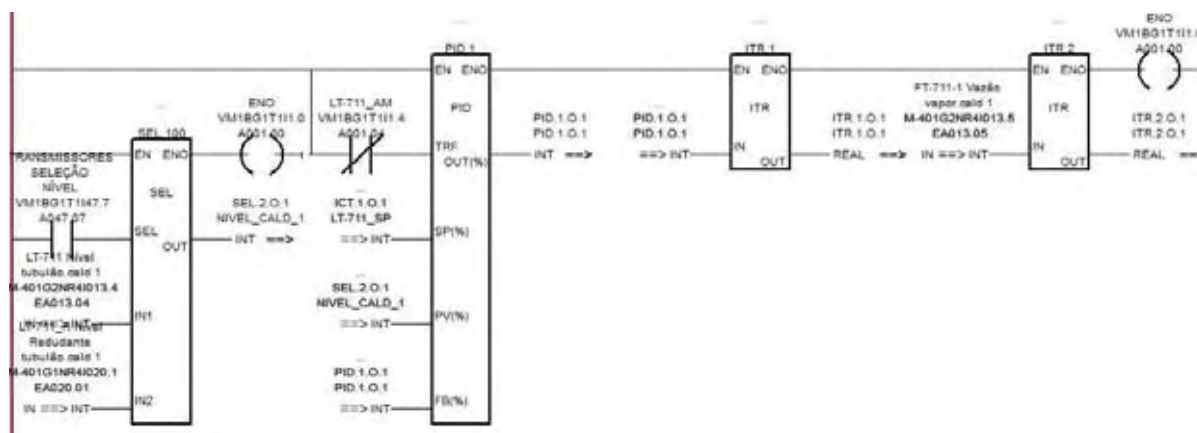
Esta caldeira possui dez sopradores rotativos e dois sopradores retráteis (localizados na parte inferior da fornalha). O operador ajusta de quanto em quanto tempo será feita a limpeza (INTERVALO), e também ajusta quanto tempo depois do início da limpeza, o dreno deverá ser aberto (INTERVALO). Cada soprador pode ser acionado de forma individual, assim como a abertura da válvula de vapor (VAPOR) para a limpeza e as de dreno (DRENO 1 e 2) para descarte da sujeira.

3.2 Funcionamento do Controle de Nível a Três Elementos

A seguir, é apresentada a malha de controle do nível de água do tubulão de vapor da caldeira. As Figuras 18, 19 e 22 apresentam a lógica de automação desta malha de controle, em linguagem LADDER, utilizando blocos funcionais.

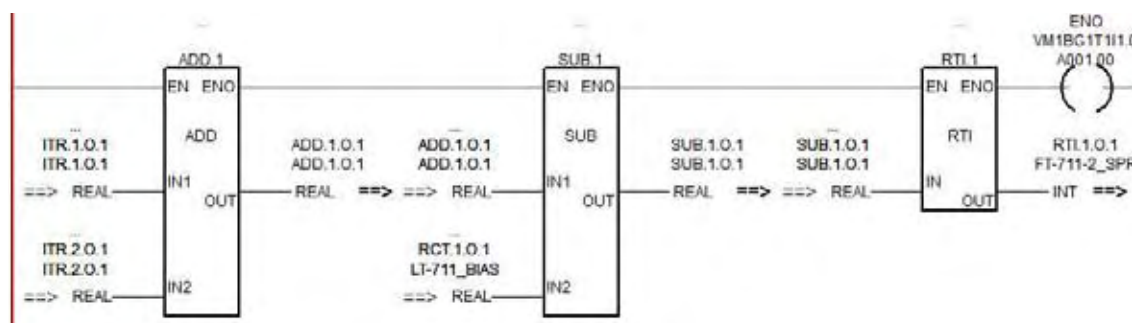
Como já mencionado anteriormente, inicialmente o operador escolhe com qual dos dois transmissores de nível de água do tubulão de vapor ele deseja que o sistema tenha

Figura 18 - Lógica de Controle de Nível (parte 1).



Fonte: do próprio autor.

Figura 19 - Lógica de Controle de Nível (parte 2).

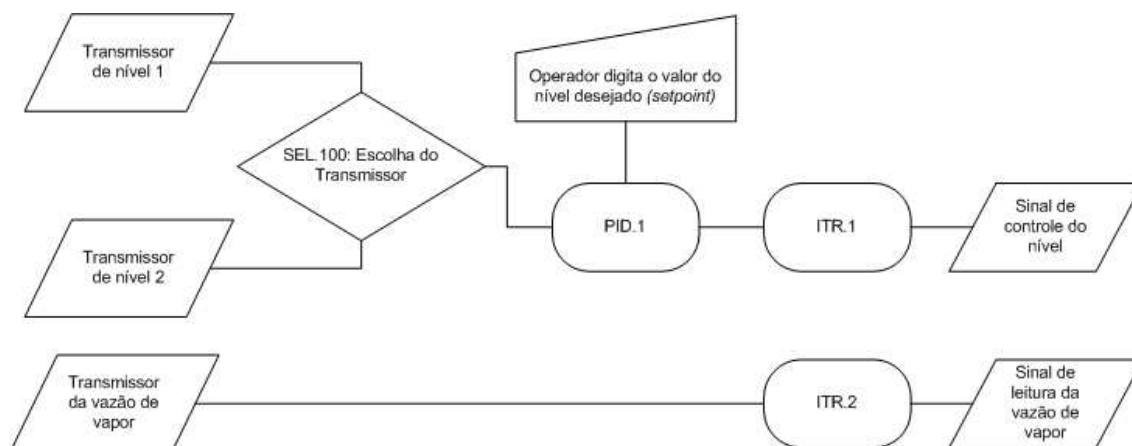


Fonte: do próprio autor.

base. Isto é feito pelo bloco *SEL.100*. O operador entra com o valor desejado do nível (*setpoint*), em porcentagem. Geralmente o tubulão de vapor trabalha com um nível fixo de 50%. Essas duas variáveis são inseridas num controlador, tipo PID (Proporcional, Integral e Derivativo), que corresponde ao bloco *PID.1*. Este controlador emite um sinal de controle que dá entrada no próximo bloco, o *ITR.1*. Este bloco apenas converte o número inteiro em um número real. E daí tem-se o sinal de controle do nível, que agora é um número real.

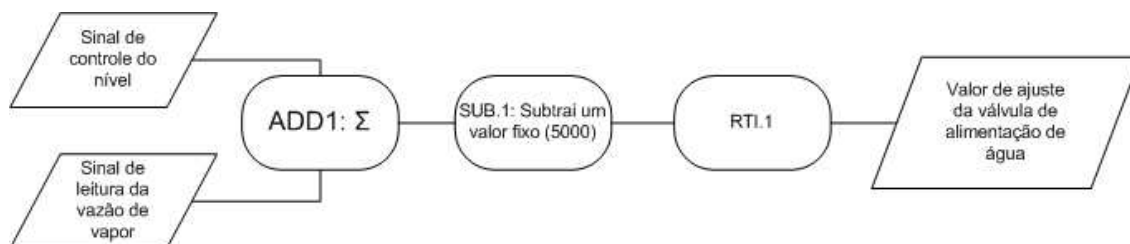
A leitura do transmissor de vazão de vapor, na saída de vapor da caldeira, também é convertida em número real, através do bloco *ITR.2*. Desta forma, tem-se o sinal de leitura da vazão de vapor. A Figura 20 apresenta a mesma parte da lógica da Figura 18 descrita até aqui, porém através de diagramas.

Figura 20 - Diagrama de Controle de Nível (parte 1).



O valor do sinal de controle do nível é somado com o valor do sinal de leitura da vazão de vapor, no bloco *ADD.1*. Esta soma, para a linguagem utilizada (LADDER), é um valor que pode variar de 0 a 10.000. Em seguida, é subtraído o valor de 5.000 desta soma no bloco *SUB.1*. O número real resultante destas duas simples operações matemáticas é convertido em número inteiro, no bloco *RTI.1*. Este número inteiro agora corresponde ao valor de ajuste da válvula de alimentação de água. A Figura 21 apresenta a lógica da Figura 19, através de diagramas.

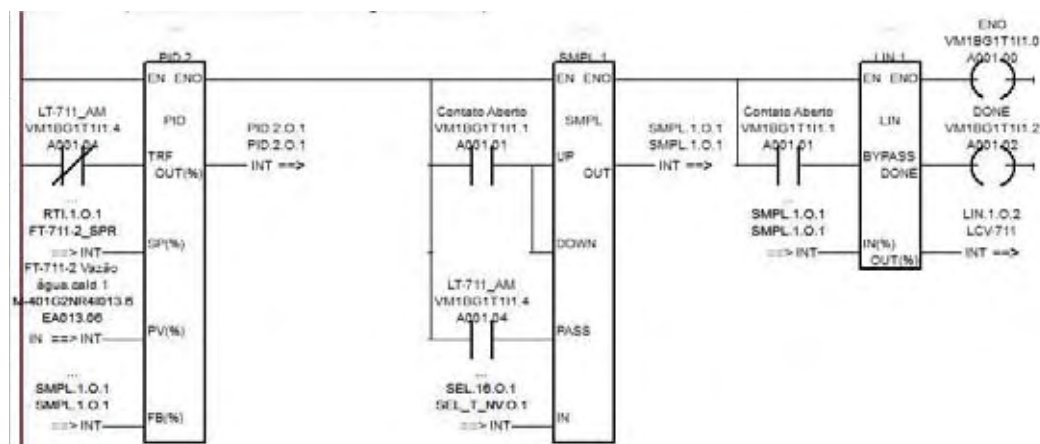
Figura 21 - Diagrama de Controle de Nível (parte 2).



Na última parte da malha de controle (Figura 22), há outro controlador PID, *PID.2*, no qual o valor de ajuste da válvula de alimentação é o *setpoint* (valor desejado) e o valor da vazão da água de alimentação é o valor presente. O sinal de controle da saída deste PID passa por um bloco de *sample and hold*, *SMPL.1*, que retém o sinal de controle de saída do *PID.2* mesmo se o controle desta malha passar de Automático para Manual, ou vice versa, com isso evita-se que o sistema tenha oscilações indesejadas. Do *SMPL.1* o sinal de controle entra em um bloco de linearização, *LIN.1*. Este bloco simula uma função usando uma tabela de pontos. O sinal de saída do *LNI.1* é convertido em um número de 0 a 10.000. Então este sinal analógico é enviado para a válvula de alimentação de água, que controlará sua abertura e fechamento. O diagrama desta malha é apresentado na

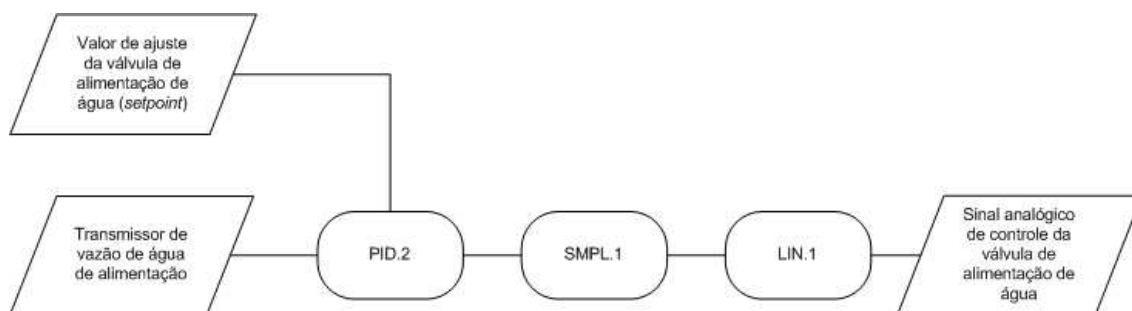
Figura 23.

Figura 22 - Lógica de Controle de Nível (parte 3).



Fonte: do próprio autor.

Figura 23 - Diagrama de Controle de Nível (parte 3).



3.3 Problemas das Malhas de Controle da Produção de Vapor

Pelo que foi apresentado no item anterior, a malha de controle do nível de água do tubulão de vapor usa apenas as variáveis (i) valor atual do nível de água, (ii) valor atual da vazão de vapor da caldeira, e (iii) valor atual da vazão de água de alimentação para a caldeira. O operador apenas ajusta o valor desejado (*setpoint*) do nível e o sistema irá controlar a quantidade que entra de água no tubulão e a produção de vapor será uma consequência disso. Não há como garantir que a produção de vapor ocorra a uma taxa constante e também não há como definir a vazão da produção de vapor.

Outra malha de controle é a de pressão no tubulão de vapor. Como já foi definido anteriormente, esta malha contém apenas um controlador tipo PID, no qual o valor presente é recebido por um transmissor de pressão, interno ao tubulão de vapor, e o valor de ajuste (*setpoint*) é inserido pelo operador. O sinal de controle de saída deste PID

atuará na quantidade de bagaço que alimenta a fornalha da caldeira e na velocidade dos ventiladores que injetam o ar para a combustão. Na verdade este controle, indiretamente, atua aumentando ou diminuindo a quantidade de calor fornecido aos tubos e tubulões da caldeira.

Essas duas malhas de controle agem independentemente uma da outra, porém, fisicamente, envolvem variáveis intimamente relacionadas entre si.

Resumindo, o sistema de controle de produção de vapor utilizado atualmente nas caldeiras aquatubulares apresenta os seguintes problemas:

- O ajuste dos parâmetros dos controladores PIDs é feito sem o uso de qualquer método específico, apenas com base no critério da tentativa e erro;
- Os PIDs são ajustados para um ponto de operação da caldeira, porém o ponto de operação pode mudar, devido à diversos fatores, tais como: alteração no consumo de vapor pelo processo; ou um bagaço mais úmido, que dificulta a produção de calor na fornalha, entre outros. O sistema de controle atual não garante o mesmo desempenho em outro ponto de operação ao que foi parametrizado;
- As malhas de controle da produção de vapor e do controle de pressão do tubulão de vapor não estão diretamente relacionadas, ou seja, atuam de forma independente sem o uso de parâmetros em comum, quando deveriam atuar juntas para evitar oscilações de pressão ou de vazão de vapor produzido;
- Não há restrição ou limite para os sinais de controle, ou seja, dependendo do distúrbio sofrido pelo sistema, o controlador solicitará do sistema uma vazão de água que o mesmo não pode suprir, ou ainda um fornecimento de calor acima da capacidade de fornecimento da fornalha da caldeira. Isto acarreta uma demora que pode chegar a algumas horas para o estabelecimento do sistema;
- Durante a atuação do controlador podem ocorrer *overshoots* nas entradas de controle (fornecimento de água ou calor), o que significa desperdício e aumento no gasto de insumos da planta. Além disso, oscilações na vazão de vapor produzido podem prejudicar a tubulação de vapor e até mesmo a turbina do gerador de energia elétrica.

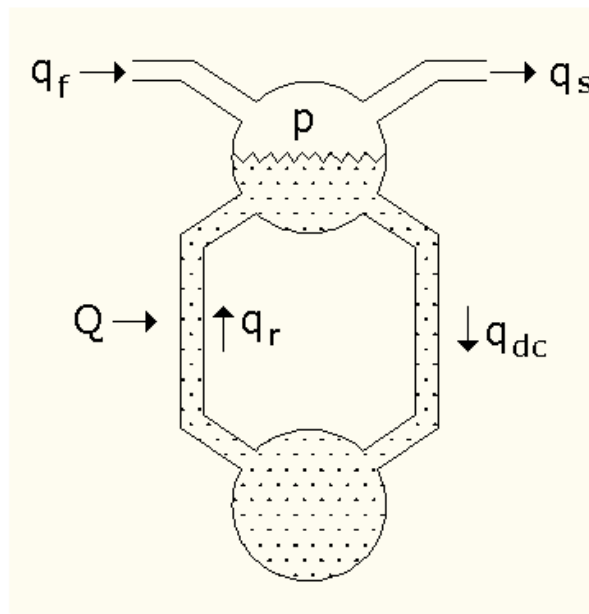
4 *MODELO MATEMÁTICO E SIMULAÇÕES DE UMA CALDEIRA*

Ao longo deste capítulo, letras maiúsculas denotam matrizes e minúsculas denotam vetores. Para matrizes simétricas, $M > 0$ (≥ 0) indica que M é positiva definida (semi positiva definida). (M') indica a transposição da matriz ou vetor (M) .

Para a elaboração do modelo matemático de uma caldeira, seguiu-se um modelo proposto em Åström e Bell (2000).

O esquema básico do processo de geração de vapor de uma caldeira é ilustrado na Figura 24.

Figura 24 - Esquema básico da geração de vapor de uma caldeira.



A água pré-aquecida entra pelo tubulão de vapor (*drum*) a uma vazão (q_f). A água não evaporada desce pelo(s) tubo(s) de descida (*downcomer*) a uma vazão (q_{dc}), passa

pelo tubulão de água e sobe pelo(s) tubo(s) de subida (*riser*). Na subida, a água recebe calor (Q) da fornalha e começa a evaporar, chegando ao tubulão de vapor a uma vazão (q_r). A parte da água que se evaporou sai pelo tubulão de vapor a uma vazão (q_s). O tubulão de vapor, além do vapor, contém água saturada, cujo nível (l) é medido da parte inferior deste tubulão até a sua superfície, que entra em contato com o vapor (indicação na Figura 26). Tanto a água como o vapor dentro deste tubulão estão a uma pressão (p), que deve ser constante, de acordo com recomendações do fabricante da caldeira. A alimentação de água deve ter pressão no mínimo igual à do tubulão de vapor para que ela consiga fluir para dentro do tubulão.

Então, o sistema mássico e energético de uma caldeira pode ser representado pelas seguintes equações (ÅSTRÖM; BELL, 2000):

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

$$\frac{d}{dt}[\rho_s h_s V_{st} + \rho_w h_w V_{wt} - p V_t + m_t C_p T_m] = Q + q_f h_f - q_s h_s, \quad (2)$$

$$V_t = V_{st} + V_{wt}, \quad (3)$$

sendo (1) referente ao balanço de massa, (2) ao balanço de energia e (3) ao volume total do sistema. Assim, tem-se que Q é o calor fornecido pela fornalha, q_f é a vazão de água de alimentação, q_s é a vazão de vapor de saída, p é a pressão do tubulão de vapor, ρ é a densidade específica, V é o volume, h é a entalpia específica e T é a temperatura. Os parâmetros do sistema estão definidos na tabela abaixo:

Tabela 1 - Parâmetros do sistema.

Variável	Descrição
ρ_s	densidade específica referente ao vapor
ρ_w	densidade específica referente a água
h_s	entalpia específica referente ao vapor
h_w	entalpia específica referente a água
V_{st}	volume referente ao vapor total do sistema
V_{wt}	volume referente a água total do sistema
V_t	volume total do sistema
m_t	massa total do metal
C_p	calor específico do metal
T_m	temperatura do metal

O balanço de mudanças energéticas é usado para determinar a ebulição ou condensação

do vapor. A vazão de condensação total do vapor é dada por:

$$q_{ct} = \frac{h_w - h_f}{h_c} q_f + \frac{1}{h_c} \left(\rho_s V_{st} \frac{dh_s}{dt} + \rho_w V_{wt} \frac{dh_w}{dt} - V_t \frac{dp}{dt} + m_t C_p \frac{dT_m}{dt} \right), \quad (4)$$

que pode ser reescrita como:

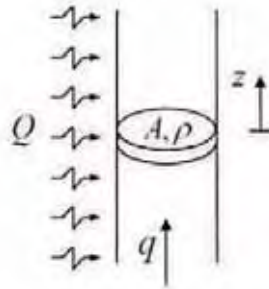
$$q_{ct} = \frac{h_w - h_f}{h_c} q_f + \frac{1}{h_c} \left(\rho_s V_{st} \frac{dh_s}{dp} + \rho_w V_{wt} \frac{dh_w}{dp} - V_t + m_t C_p \frac{dT_m}{dp} \right) \frac{dp}{dt}, \quad (5)$$

sendo h_c a entalpia de condensação.

4.1 A Geração de Vapor nos Tubos

A água começa a ser evaporada nos tubos de subida e termina no tubulão de vapor. Considere um tubo vertical de área A , volume V e comprimento z , como ilustrado na Figura 25.

Figura 25 - Tubo com fornecimento de calor uniforme.



Fonte: Oliveira Junior (2009).

Definindo α_m a fração mássica de vapor no fluxo, ou seja, a qualidade da mistura água-vapor, e sabendo que em regime permanente não há variação de massa ou volume em relação ao tempo, tem-se que:

$$\alpha_m = \frac{QA}{qh_c V} z, \quad (6)$$

$$h_c = h_s - h_w, \quad (7)$$

$$\alpha_m(\xi) = \alpha_r \xi, \quad 0 \leq \xi \leq 1, \quad (8)$$

sendo α_r a qualidade do vapor na saída do(s) tubo(s) de subida e ξ o comprimento normalizado do tubo. A fração volumétrica, α_v , e a fração mássica de vapor são relacionadas através da seguinte equação:

$$\alpha_v = f(\alpha_m) = \frac{\rho_w \alpha_m}{\rho_s + (\rho_w - \rho_s) \alpha_m}. \quad (9)$$

Para modelar o nível do tubulão de vapor é necessário descrever a quantidade de vapor nos tubos de subida. Isso é descrito pela fração volumétrica média de vapor:

$$\bar{\alpha}_v = \int_0^1 \alpha_v(\xi) d\xi = \frac{1}{\alpha_r} \int_0^{\alpha_r} f(\xi) d\xi. \quad (10)$$

Resolvendo a integral, tem-se:

$$\bar{\alpha}_v = \frac{\rho_w}{\rho_w - \rho_s} \left(1 - \frac{\rho_s}{(\rho_w - \rho_s) \alpha_r} \cdot \ln \left(1 + \frac{\rho_w - \rho_s}{\rho_s} \alpha_r \right) \right). \quad (11)$$

De (11), o balanço global de massa e de energia para uma seção do tubo de subida é definido por:

$$\frac{d}{dt}(\rho_s \bar{\alpha}_v V_r + \rho_w (1 - \bar{\alpha}_v) V_r) = q_{dc} - q_r, \quad (12)$$

$$\frac{d}{dt}(\rho_s h_s \bar{\alpha}_v V_r + \rho_w h_w (1 - \bar{\alpha}_v) V_r - p V_r + m_r C_p T_s) = Q + q_{dc} h_w - (\alpha_r h_c + h_w) q_r, \quad (13)$$

sendo q_r a vazão mássica que sai do(s) tubo(s) de subida, q_{dc} a vazão do(s) tubo(s) de descida, V_r o volume total do tubo de subida, m_r a massa total do tubo de subida, T_s a temperatura do vapor, que considera-se igual à temperatura do metal (T_m) e

$$q_{dc} = \sqrt{\frac{2 \rho_w A_{dc} (\rho_w - \rho_s) g \bar{\alpha}_v V_r}{k}}, \quad (14)$$

considerando A_{dc} a área do tubo de descida e k o coeficiente de atrito.

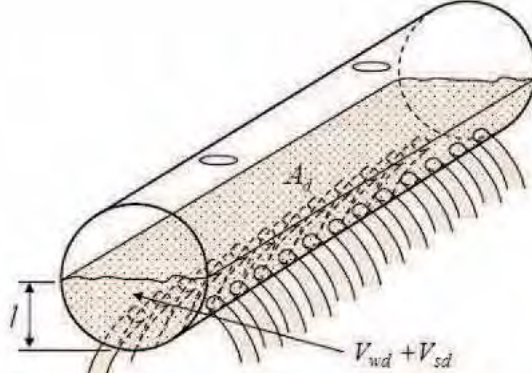
Através da equação (12), a vazão mássica que sai do(s) tubo(s) de subida pode ser calculada:

$$q_r = q_{dc} - V_r \left(\bar{\alpha}_v \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + (1 - \bar{\alpha}_v) \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + (\rho_w - \rho_s) \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} \right) \frac{dp}{dt} + (\rho_w - \rho_s) V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r} \frac{d\alpha_r}{dt}. \quad (15)$$

4.2 Distribuição de Vapor no Tubulão

Considere o tubulão de vapor ilustrado na Figura 26.

Figura 26 - O tubulão de vapor, em perspectiva.



Fonte: Oliveira Junior (2009).

No tubulão de vapor acontecem fenômenos físicos complexos, descritos ao longo desta seção.

O nível do líquido, que é constituído de uma mistura de água e vapor, é representado por l . V_{wd} é o volume de água e V_{sd} é o volume de vapor ambos abaixo do nível l . A_d é a área da superfície do líquido. O balanço de massa que descreve esse sistema é representado por (ÅSTRÖM; BELL, 2000):

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt}(\rho_s V_{sd}) &= \alpha_r q_r - q_{sd} - q_{cd}, \\ q_{cd} &= \frac{h_w - h_f}{h_c} q_f + \frac{1}{h_c} \left(\rho_s V_{sd} \frac{dh_s}{dt} + \rho_w V_{wd} \frac{dh_w}{dt} - (V_{sd} + V_{wd}) \frac{dp}{dt} + m_d C_p \frac{dT_s}{dt} \right), \\ q_{sd} &= \frac{\rho_s}{T_d} (V_{sd} - V_{sd}^0) + \alpha_r q_{dc} + \alpha_r \beta (q_{dc} - q_r), \end{aligned} \quad (16)$$

sendo q_{cd} a vazão de condensação, q_{sd} a vazão de vapor que atravessa a superfície líquida, m_d a massa do tubulão, T_d o tempo de residência do vapor no tubulão e V_{sd}^0 o volume de vapor no tubulão na situação hipotética quando não há condensação de vapor, e β um parâmetro empírico.

O volume de água no tubulão é dado pela seguinte equação:

$$V_{wd} = V_{wt} - V_{dc} - (1 - \bar{\alpha}_v) V_r, \quad (17)$$

sendo V_{dc} o volume total dos tubos de descida. Esta equação apresenta um comportamento linear, no nível de operação, descrito da seguinte forma:

$$l = \frac{V_{wd} + V_{sd}}{A_d} = l_w + l_s, \quad (18)$$

sendo l_w e l_s , as variações no nível causadas por mudanças na água e no vapor.

4.3 Modelo Não Linear

Considere V_{wt} o volume total de água, p a pressão no tubulão de vapor, α_r a qualidade do vapor e V_{sd} o volume de vapor dissolvido no tubulão, que são adotadas como variáveis de estado do sistema:

$$x(t) = [x_1 \ x_2 \ x_3 \ x_4]' = [V_{wt} \ p \ \alpha_r \ V_{sd}]'. \quad (19)$$

Supõe-se, inicialmente, que todas essas variáveis são diretamente acessíveis para medição.

As variáveis de entrada do sistema são a vazão da água de alimentação, q_f , e o calor fornecido pela fornalha, Q :

$$u(t) = [u_1 \ u_2]' = [q_f \ Q]'. \quad (20)$$

Então, o sistema não linear, dado pelas equações (1)-(18), é descrito pelas seguintes equações:

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

que pode ser reescrita da seguinte forma:

$$E(x(t))\dot{x}(t) = F(x(t), u(t)), \quad (22)$$

sendo $x(t) \in \mathbb{R}^n$ o vetor de estado, $u(t) \in \mathbb{R}^m$ a entrada de controle, $E \in \mathbb{R}^{n \times n}$ e $F \in \mathbb{R}^{n \times 1}$ as matrizes que definem a dinâmica do sistema, tais que:

$$E(x(t)) = \begin{bmatrix} e_{11} & e_{12} & 0 & 0 \\ e_{21} & e_{22} & 0 & 0 \\ 0 & e_{32} & e_{33} & 0 \\ 0 & e_{42} & e_{43} & e_{44} \end{bmatrix}, \quad (23)$$

$$F(x(t), u(t)) = \begin{bmatrix} q_f - q_s \\ Q + q_f h_f - q_s h_s \\ Q - \alpha_r h_c q_{dc} \\ \frac{\rho_s}{T_d} (V_{sd}^0 - V_{sd}) + \left(\frac{h_f - h_w}{h_c} \right) q_f \end{bmatrix},$$

com os seguintes parâmetros de projeto:

$$e_{11} = \rho_w - \rho_s, \quad (24)$$

$$e_{12} = V_{wt} \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + V_{st} \frac{\partial \rho_s}{\partial p}, \quad (25)$$

$$e_{21} = \rho_w h_w - \rho_s h_s, \quad (26)$$

$$e_{22} = V_{wt} \left(h_w \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + \rho_w \frac{\partial h_w}{\partial p} \right) + V_{st} \left(h_s \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \rho_s \frac{\partial h_s}{\partial p} \right) - V_t + m_t C_p \frac{\partial t_s}{\partial p}, \quad (27)$$

$$e_{32} = \left(\rho_w \frac{\partial h_w}{\partial p} - \alpha_r h_c \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right) (1 - \bar{\alpha}_v) V_r + \left((1 - \alpha_r) h_c \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \rho_s \frac{\partial h_s}{\partial p} \right) \bar{\alpha}_v V_r + (\rho_s + (\rho_w - \rho_s) \alpha_r) h_c V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} - V_r + m_r C_p \frac{\partial t_s}{\partial p}, \quad (28)$$

$$e_{33} = ((1 - \alpha_r) \rho_s + \alpha_r \rho_w) h_c V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r}, \quad (29)$$

$$e_{42} = V_{sd} \frac{\partial \rho_s}{\partial p} + \frac{1}{h_c} \left(\rho_s V_{sd} \frac{\partial h_s}{\partial p} + \rho_w V_{wd} \frac{\partial h_w}{\partial p} - V_{sd} - V_{wd} + m_d C_p \frac{\partial t_s}{\partial p} \right) + \alpha_r (1 + \beta) V_r \left(\bar{\alpha}_v \frac{\partial \rho_s}{\partial p} (1 - \bar{\alpha}_v) \frac{\partial \rho_w}{\partial p} + (\rho_s - \rho_w) \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} \right), \quad (30)$$

$$e_{43} = \alpha_r (1 + \beta) (\rho_s - \rho_w) V_r \frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r}, \quad (31)$$

$$e_{44} = \rho_s. \quad (32)$$

Derivando a equação (11) em relação à p e α_r , obtém-se:

$$\frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial p} = \frac{1}{(\rho_w - \rho_s)^2} \left(\rho_w \frac{\partial \rho_s}{\partial p} - \rho_s \frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right) \left(1 + \frac{\rho_w}{\rho_s} \frac{1}{1 + \eta} - \frac{\rho_s + \rho_w}{\eta \rho_s} \ln(1 + \eta) \right), \quad (33)$$

$$\frac{\partial \bar{\alpha}_v}{\partial \alpha_r} = \frac{\rho_w}{\rho_s \eta} \left(\frac{1}{\eta} \ln(1 + \eta) - \frac{1}{1 + \eta} \right), \quad (34)$$

$$\eta = \alpha_r \frac{(\rho_w - \rho_s)}{\rho_s}. \quad (35)$$

4.4 Modelo Linear

Suponha a existência de vetores constantes $x_e \in \mathbb{R}^n$ e $u_e \in \mathbb{R}^{m \times n}$, correspondentes a um ponto de operação desejado. Então, definindo:

$$\delta x = x - x_e, \quad (36)$$

$$\delta u = u - u_e, \quad (37)$$

e baseado no método de linearização (SLOTINE; LI, 1991) tem-se a seguinte equação:

$$\delta \dot{x}(t) = A \delta x(t) + B \delta u(t) + B_d \delta q_s, \quad (38)$$

sendo

$$A = E_e^{-1} J_A, \quad (39)$$

$$B = E_e^{-1} J_B, \quad (40)$$

$$B_d = E_e^{-1} J_{B_d}, \quad (41)$$

e E_e corresponde à matriz E calculada no ponto de operação $x = x_e$ e $u = u_e$. δq_s é a diferença da demanda de vapor de saída em relação ao seu ponto de operação, mas não é uma entrada de controle, por isso não pode ser considerada uma entrada do sistema, mas é uma variável importante para o processo e que deve ser levada em conta para a simulação do sistema (EKLUND, 1968).

Aplicando o ponto de equilíbrio ($x = x_e$ e $u = u_e$) no Jacobiano, obtém-se as seguintes matrizes:

$$J_A = \frac{\partial F}{\partial x} \Big|_{x=x_e}^{u=u_e}, \quad J_B = \frac{\partial F}{\partial u} \Big|_{x=x_e}^{u=u_e}, \quad J_{B_d} = \frac{\partial F}{\partial q_s} \Big|_{x=x_e}^{u=u_e}. \quad (42)$$

Logo,

$$\begin{aligned}
J_A &= \begin{bmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial x_1} & \frac{\partial F_1}{\partial x_2} & \frac{\partial F_1}{\partial x_3} & \frac{\partial F_1}{\partial x_4} \\ \frac{\partial F_2}{\partial x_1} & \frac{\partial F_2}{\partial x_2} & \frac{\partial F_2}{\partial x_3} & \frac{\partial F_2}{\partial x_4} \\ \frac{\partial F_3}{\partial x_1} & \frac{\partial F_3}{\partial x_2} & \frac{\partial F_3}{\partial x_3} & \frac{\partial F_3}{\partial x_4} \\ \frac{\partial F_4}{\partial x_1} & \frac{\partial F_4}{\partial x_2} & \frac{\partial F_4}{\partial x_3} & \frac{\partial F_4}{\partial x_4} \end{bmatrix} \Big|_{\substack{u=u_e \\ x=x_e}}, \\
J_B &= \begin{bmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial u_1} & \frac{\partial F_1}{\partial u_2} \\ \frac{\partial F_2}{\partial u_1} & \frac{\partial F_2}{\partial u_2} \\ \frac{\partial F_3}{\partial u_1} & \frac{\partial F_3}{\partial u_2} \\ \frac{\partial F_4}{\partial u_1} & \frac{\partial F_4}{\partial u_2} \end{bmatrix} \Big|_{\substack{u=u_e \\ x=x_e}}, \\
J_{B_d} &= \begin{bmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial q_s} \\ \frac{\partial F_2}{\partial q_s} \\ \frac{\partial F_3}{\partial q_s} \\ \frac{\partial F_4}{\partial q_s} \end{bmatrix} \Big|_{\substack{u=u_e \\ x=x_e}}.
\end{aligned} \tag{43}$$

Então,

$$\begin{aligned}
J_A &= \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -q_{dc}h_c & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -\frac{\rho_s}{T_d} \end{bmatrix} \Big|_{\substack{u=u_e \\ x=x_e}}, \\
J_B &= \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ h_f & 1 \\ 0 & 1 \\ \frac{h_f-h_w}{h_c} & 0 \end{bmatrix} \Big|_{\substack{u=u_e \\ x=x_e}}, \\
J_{B_d} &= \begin{bmatrix} -1 \\ -h_s \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \Big|_{\substack{u=u_e \\ x=x_e}}.
\end{aligned} \tag{44}$$

4.5 Simulações do sistema dinâmico

4.5.1 Parâmetros para Simulação

Antes de apresentar a dinâmica de operação dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35), é preciso definir os parâmetros de operação. Para tanto, adotou-se os dados construtivos de uma caldeira de uma planta real. Os dados construtivos desta caldeira constam na Tabela 2.

Tabela 2 - Dados construtivos da caldeira .

Variável	Valor	Unidade
V_d	40	m^3
V_r	37	m^3
V_{dc}	11	m^3
A_d	20	m^2
m_t	300.000	Kg
m_r	160.000	Kg
k	25	-
β	0,3	-
T_d	12	s

Fonte: Åström e Bell (2000).

Na Tabela 2, V_d é o volume do tubulão de vapor, V_r o volume total dos tubos de subida, V_{dc} o volume total dos tubos de descida, A_d a área da superfície líquida no tubulão de vapor, m_t a massa total de metal dos tubos e tubulões da caldeira, m_r a massa total dos tubos de subida, k um coeficiente de atrito adimensional, β um parâmetro empírico, e T_d o tempo de residência do vapor dentro do tubulão.

As variáveis em função da pressão foram aproximadas por equações a partir de dados de tabelas de propriedades da água e do vapor. As considerações adotadas para elaboração destas equações se encontram no Apêndice A. As variáveis em função da pressão constam na Tabela 3.

Tabela 3 - Equações das variáveis em função da pressão.

Variável	Valor	Unidade
ρ_s	$53,453 \times \ln(p) - 807,21$	Kg/m^3
ρ_w	$-144,6 \times \ln(p) + 3021,3$	Kg/m^3
h_w	$0,0466 \times p + 944932$	J/Kg
h_s	$6.000.000 \times (p^{(-0,049)})$	J/Kg
t_s	$70,773 \times \ln(p) - 829,93$	$^{\circ}C$

Na Tabela 3, ρ_s é a densidade específica do vapor, ρ_w a densidade específica da água, h_w a entalpia específica da água, h_s a entalpia específica do vapor, e t_s a temperatura do vapor.

Para a simulação do sistema, considera-se que a caldeira já esteja em funcionamento, no seu ponto de operação. A obtenção das condições iniciais, no caso o próprio ponto de operação, é feita impondo-se com que as derivadas da equação (22) sejam nulas. Logo:

$$\begin{aligned}
q_f &= q_s, \\
Q &= q_s h_s - q_f h_f, \\
Q &= q_{dc} \alpha_r h_c, \\
V_{sd} &= V_{sd}^0 - \frac{T_d(h_w - h_f)}{\rho_s h_c} q_f.
\end{aligned} \tag{45}$$

Uma vez estabelecido q_s , determina-se q_f na primeira equação. Com a pressão p determinada, define-se h_s , e consequentemente Q , na segunda equação. Substituindo-se a equação (11) na equação (14) e utilizando a terceira equação de (45), determina-se α_r inicial. Da quarta equação obtém-se V_{sd} inicial.

A vazão de vapor, q_s , é estipulada em 36 Kg/s e a entalpia da água de alimentação, h_f é estipulada em 450.700 J/Kg , para que seja possível a reprodução das condições da caldeira citada em Åström e Bell (2000). Com a pressão de operação de $8,5 \text{ MPa}$ (ÅSTRÖM; BELL, 2000), é definido o valor inicial de Q . Com os valores estipulados de A_{dc} (área da superfície líquida no tubulão), g (gravidade), e V_{sd}^0 (volume de vapor no tubulão sem condensação), define-se α_r e V_{sd} . Os dados estipulados encontram-se na Tabela 4 (MARQUES, 2005; ÅSTRÖM; BELL, 2000) e as condições iniciais são resumidas na Tabela 5.

Tabela 4 - Dados estipulados e operacionais.

Variável	Valor	Unidade
m_d	100.000	Kg
C_p	550	$J/(Kg^{\circ}C)$
g	9,81	m/s^2
A_{dc}	0,355	m^2
q_s	36	Kg/s
V_{sd}^0	10,9	m^3
h_f	450.700	J/Kg

Tabela 5 - Condições iniciais.

Variável	Valor	Unidade
q_f	36	Kg/s
Q	82,61	MW
p	8,5	MPa
V_{wt}	57,2	m^3
α_r	0,051	-
V_{sd}	4,9	m^3

Considerando as condições de operação estabelecidas, são obtidas as seguintes matrizes para o modelo linear (38), na pressão de $8,5MPa$:

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 0 & -3,3497 \times 10^{-16} & 0 \\ 0 & 0 & 1,7562 \times 10^{-10} & 0 \\ 0 & 0 & -1,0699 \times 10^{-1} & 0 \\ 0 & 0 & -1,4036 \times 10^1 & -8,3333 \times 10^{-2} \end{bmatrix}, \quad (46)$$

$$B = \begin{bmatrix} 1,2207 \times 10^{-3} & 3,4656 \times 10^{-10} \\ -2,3612 \times 10^2 & 2,9724 \times 10^{-4} \\ 2,4684 \times 10^{-5} & 3,4976 \times 10^{-11} \\ -6,4369 \times 10^{-3} & -7,0857 \times 10^{-10} \end{bmatrix}, \quad (47)$$

$$B_d = \begin{bmatrix} -2,0159 \times 10^{-3} \\ -4,4595 \times 10^2 \\ 4,6619 \times 10^{-5} \\ 1,4064 \times 10^{-2} \end{bmatrix}. \quad (48)$$

Para analisar o comportamento dos modelos, simulou-se distúrbios nas duas entradas: de fornecimento de água e de calor, e também um distúrbio no consumo de vapor produzido. Como o sistema é considerado lento, as simulações foram feitas para um tempo de 700 segundos (aproximadamente 11,5 minutos).

Os modelos foram simulados utilizando a função ode45 do software MATLAB® (CARDIM, 2006). Para o caso da simulação do modelo não linear, a equação (21) deve ter cada linha reescrita em função das derivadas das variáveis de estado. Usando (19) e (20) nesta equação, obtém-se:

$$\begin{aligned} e_{11}\dot{x}_1 + e_{12}\dot{x}_2 &= u_1 - q_s, \\ e_{21}\dot{x}_1 + e_{22}\dot{x}_2 &= u_2 + u_1 h_f - q_s h_s, \\ e_{32}\dot{x}_2 + e_{33}\dot{x}_3 &= u_2 - x_3 h_c q_{dc}, \\ e_{42}\dot{x}_2 + e_{43}\dot{x}_3 + e_{44}\dot{x}_4 &= \frac{\rho_s}{T_d}(V_{sd}^0 - x_4) + \frac{h_f - h_w}{h_c} u_1. \end{aligned} \quad (49)$$

Isolando os termos das derivadas das variáveis de estado, tem-se:

$$\begin{aligned} \dot{x}_1 &= \frac{(e_{22} - e_{12}h_f)u_1 - e_{12}u_2 + (e_{12}h_s - e_{22})q_s}{e_{11}e_{22} - e_{12}e_{21}}, \\ \dot{x}_2 &= \frac{h_f u_1 + u_2 - q_s h_s}{e_{22}} - \frac{e_{21}}{e_{22}} \left(\frac{(e_{22} - e_{12}h_f)u_1 - e_{12}u_2 + (e_{12}h_s - e_{22})q_s}{e_{11}e_{22} - e_{12}e_{21}} \right), \\ \dot{x}_3 &= \frac{u_2 - h_c q_{dc} x_3}{e_{33}} + \\ &\quad - \frac{e_{32}}{e_{33}} \left(\frac{h_f u_1 + u_2 - q_s h_s}{e_{22}} - \frac{e_{21}}{e_{22}} \left(\frac{(e_{22} - e_{12}h_f)u_1 - e_{12}u_2 + (e_{12}h_s - e_{22})q_s}{e_{11}e_{22} - e_{12}e_{21}} \right) \right), \\ \dot{x}_4 &= \frac{\rho_s}{T_d e_{44}} (V_{sd}^0 - x_4) + \frac{h_f - h_w}{h_c e_{44}} u_1 + \\ &\quad - \frac{e_{42}}{e_{44}} \left(\frac{h_f u_1 + u_2 - q_s h_s}{e_{22}} - \frac{e_{21}}{e_{22}} \left(\frac{(e_{22} - e_{12}h_f)u_1 - e_{12}u_2 + (e_{12}h_s - e_{22})q_s}{e_{11}e_{22} - e_{12}e_{21}} \right) \right) + \\ &\quad - \frac{e_{43}}{e_{44}} \left(\frac{u_2 - h_c q_{dc} x_3}{e_{33}} \right) + \end{aligned} \quad (50)$$

$$- \frac{e_{43} e_{32}}{e_{44} e_{33}} \left(\frac{h_f u_1 + u_2 - q_s h_s}{e_{22}} - \frac{e_{21}}{e_{22}} \left(\frac{(e_{22} - e_{12} h_f) u_1 - e_{12} u_2 + (e_{12} h_s - e_{22}) q_s}{e_{11} e_{22} - e_{12} e_{21}} \right) \right).$$

4.5.2 Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Água

Inicialmente, é apresentada a dinâmica de operação dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35) (Figuras 28 e 29), aplicando uma entrada degrau de 10 Kg/s em q_f (Figura 27) a partir do instante $T = 50 \text{ s}$.

Figura 27 - Entradas: q_f e Q , e distúrbio de consumo de vapor, q_s .

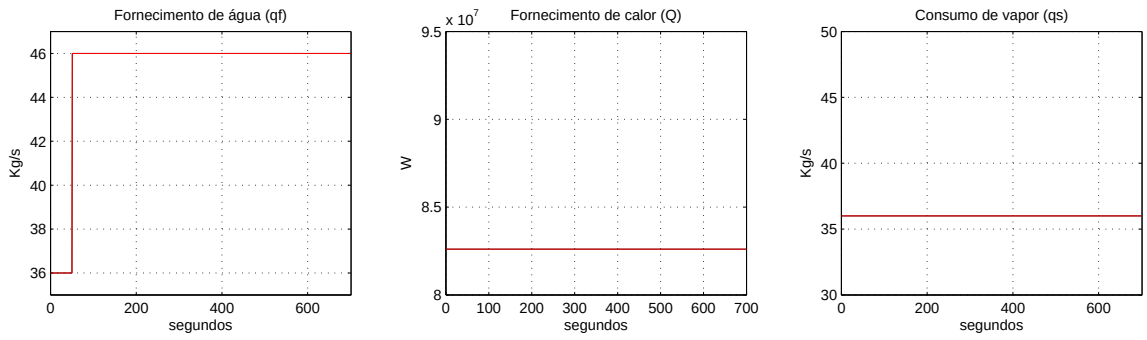
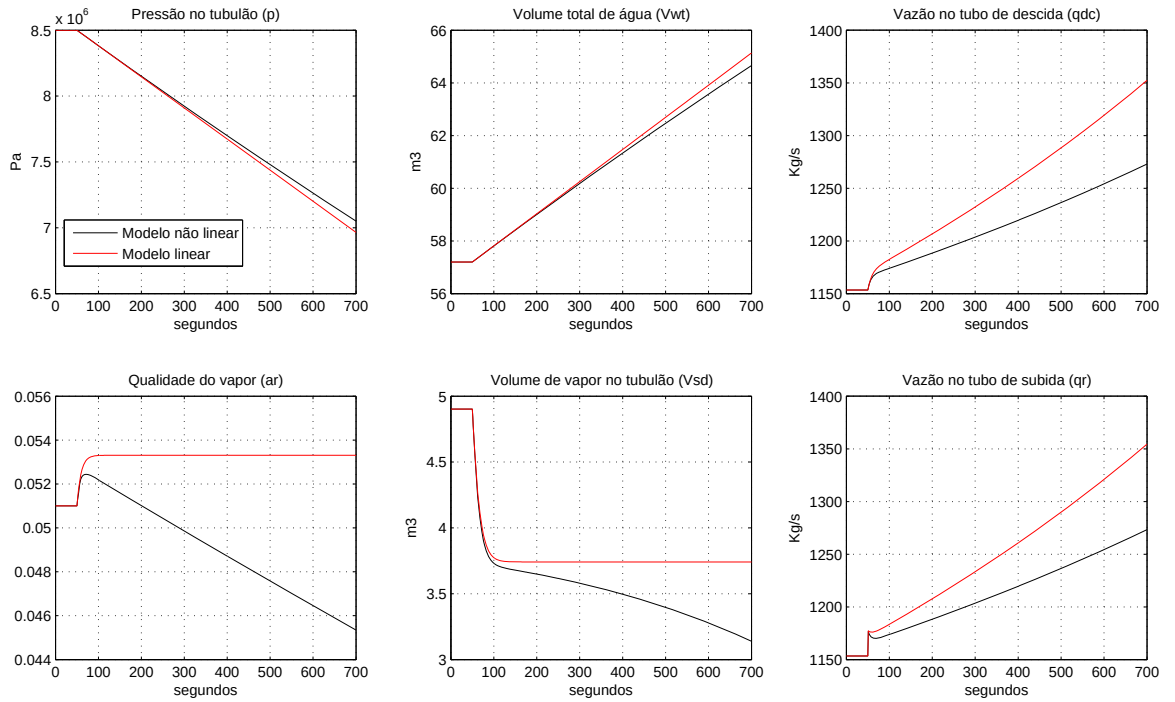


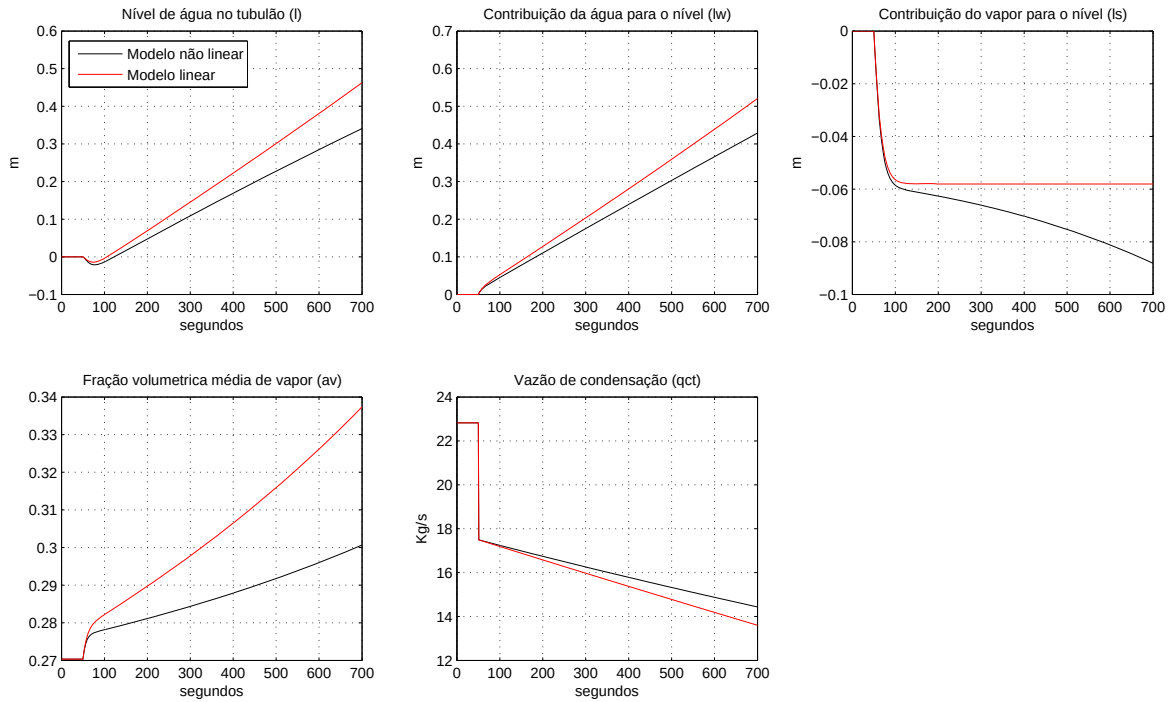
Figura 28 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50 \text{ s}$.



Para o modelo não linear, com o aumento do fornecimento de água, q_f , há um acréscimo no volume total de água, V_{wt} , o que acarreta: (i) um aumento na vazão do tubo de

descida, q_{dc} , e consequentemente no tubo de subida, q_r , (ii) queda na pressão do tubulão, p , (iii) redução do volume de vapor no tubulão, V_{sd} , também em consequência da queda da pressão. A qualidade do vapor, α_r , inicialmente se eleva devido à queda de pressão, mas logo decai constantemente devido ao aumento da circulação de água no sistema. Para o modelo linear, a qualidade do vapor, α_r , rapidamente se eleva e depois se mantém constante. O volume de vapor no tubulão, V_{sd} , se reduz e depois mantém-se constante. Os demais parâmetros têm comportamento semelhante ao do modelo não linear.

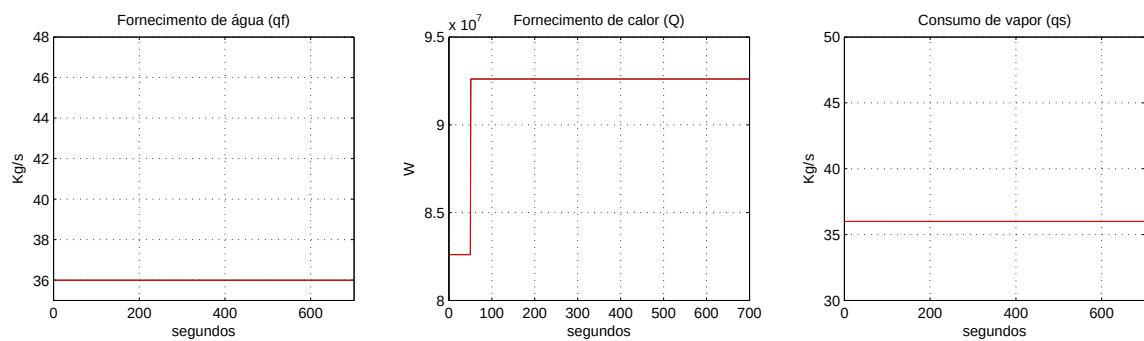
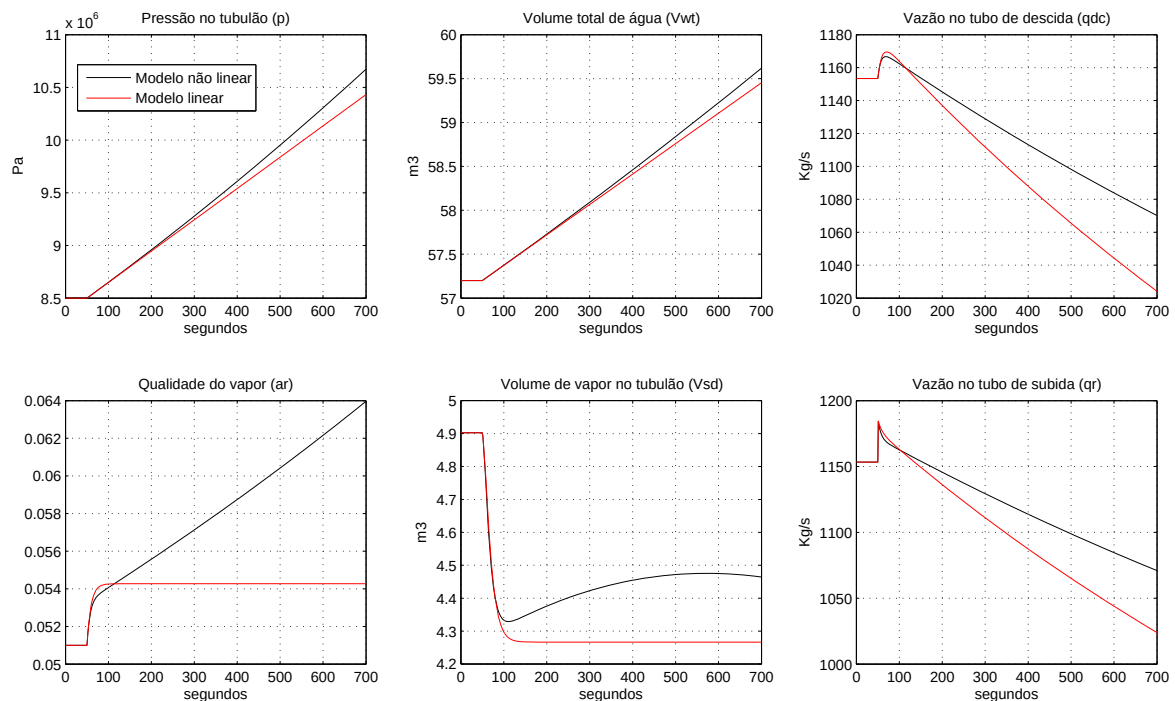
Figura 29 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s.



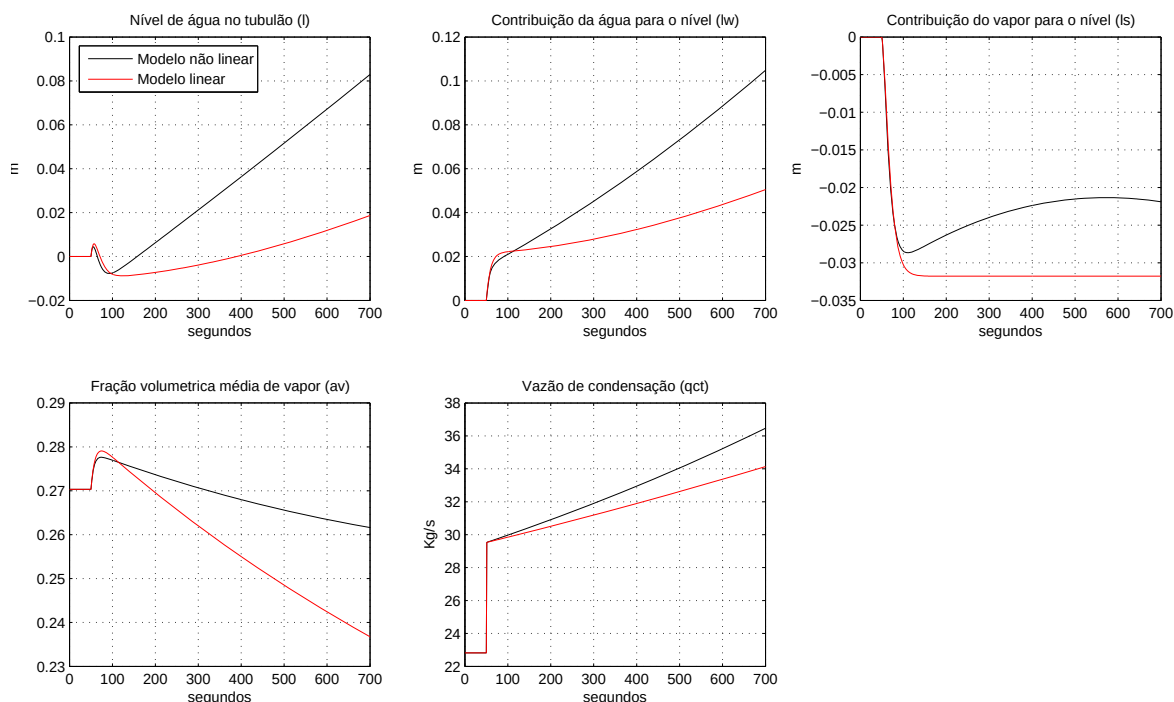
O nível de água no tubulão, l , se eleva devido ao aumento do fornecimento de água, q_f , ao sistema. Já a vazão de condensação, q_{ct} decai devido à queda de pressão.

4.5.3 Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Calor

A seguir, é apresentada a dinâmica de operação dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35) (Figuras 31 e 32), aplicando uma entrada degrau de 10 MW em Q a partir do instante $T = 50$ s (Figura 30).

Figura 30 - Entradas: q_f e Q , e distúrbio de consumo de vapor, q_s .Figura 31 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s.

Para o modelo não linear, devido ao aumento no fornecimento de calor Q , e à vazão de vapor de saída q_s , que se mantém constante, há um aumento praticamente linear da pressão p . Isto ocasiona (i) um aumento do volume total de água V_{wt} , devido à condensação, e (ii) uma diminuição do volume de vapor V_{sd} também devido ao aumento da condensação do vapor. O aumento no fornecimento de calor Q favorece a troca térmica dos tubos, o que acarreta no: (i) aumento da qualidade do vapor α_r , (ii) um rápido e brusco aumento da vazão de condensação q_{ct} , assim como na (iii) vazão dos tubos de subida q_r e tubos de descida q_{dc} , sendo que estas duas últimas vazões começam a decair após certo tempo, até igualarem suas vazões.

Figura 32 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s.

Para o nível de água no tubulão, l , a princípio há um aumento devido ao aumento do volume de água e diminuição da quantidade de vapor, provocado pela rápida condensação, em seguida o nível começa a decair pois a diminuição do vapor é mais acentuada que o aumento da água condensada. Como a pressão continua aumentando, o vapor começa a se recuperar e o nível volta a subir.

Para o modelo linear, a pressão, o volume total de água, e a vazão de condensação têm respostas muito próximas ao caso do modelo não linear. Já o volume de vapor do tubulão, a contribuição do vapor para o nível, o nível de água no tubulão, e a vazão no tubo de subida, apresentam respostas próximas ao do caso não linear. A maior diferença entre os modelos está na contribuição da água para o nível e a resposta da qualidade do vapor, o que ocasiona uma diferença na fração volumétrica média de vapor e na vazão do tubo de descida.

As respostas do sistema para o distúrbio no fornecimento de calor são semelhantes às encontradas em Åström e Bell (2000).

4.5.4 Simulação para Distúrbio na Demanda de Vazão de Vapor

É importante salientar que o sistema pode sofrer mudanças de operação, principalmente devido à demanda de vazão de vapor. Então, é apresentada a dinâmica de operação

dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35) (Figuras 34 e 35), aplicando uma entrada degrau de 10 Kg/s em q_s a partir do instante $T = 50 \text{ s}$ (Figura 33).

Figura 33 - Entradas: q_f e Q , e distúrbio de consumo de vapor, q_s .

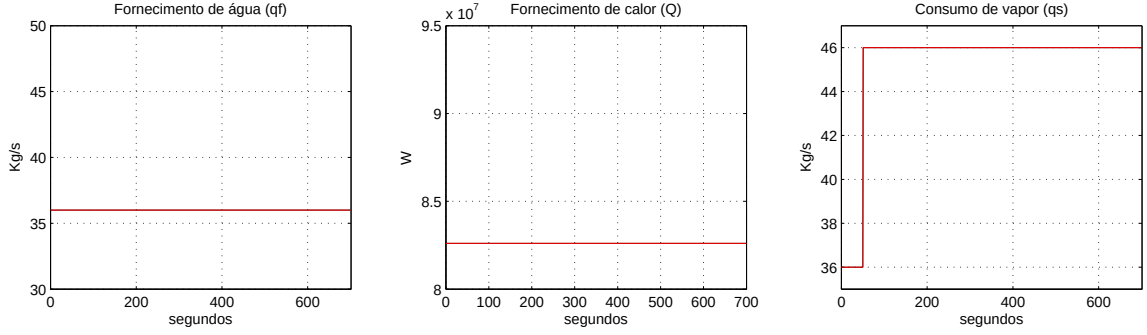
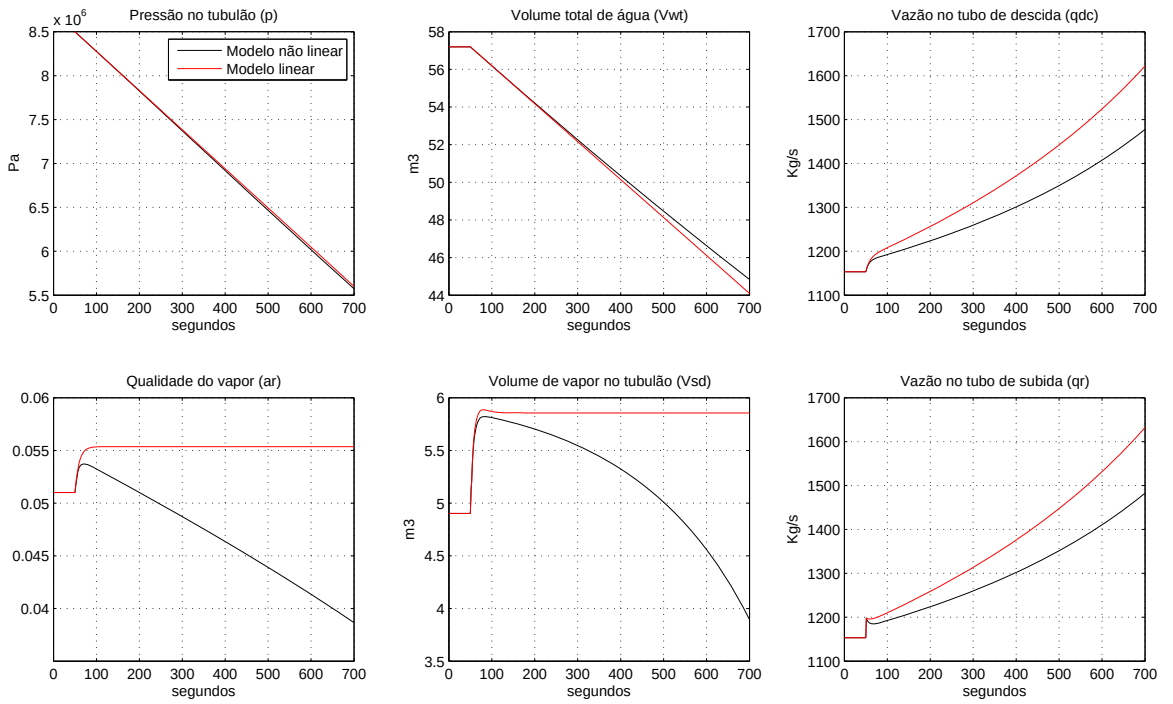
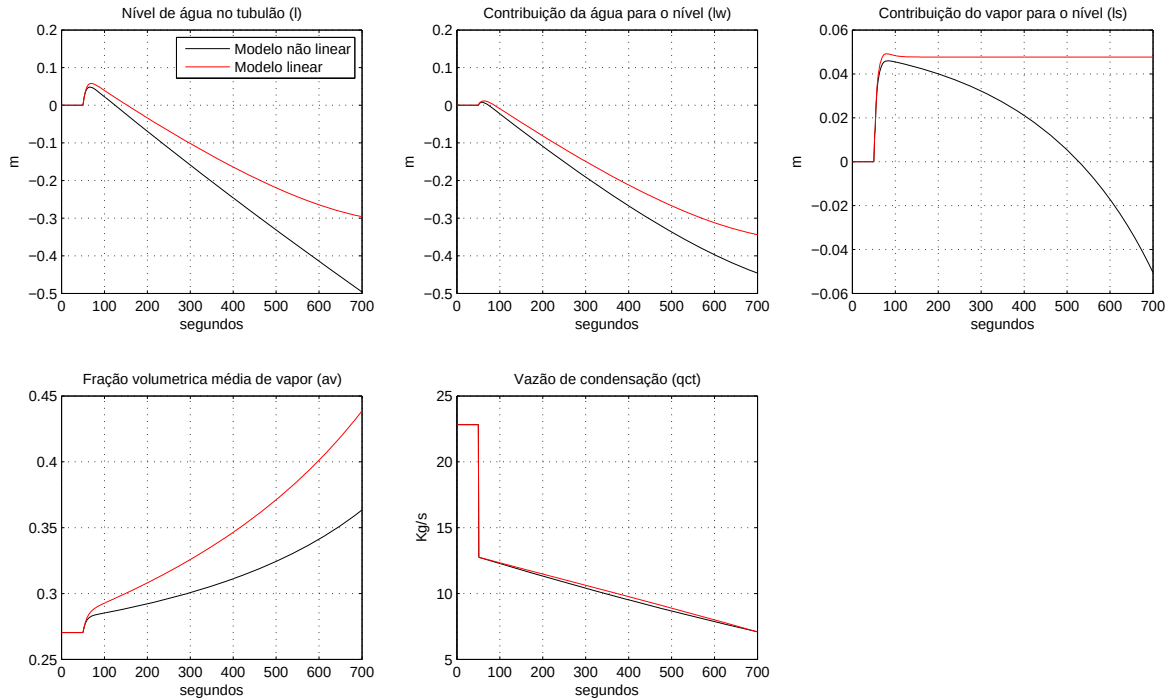


Figura 34 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50 \text{ s}$.



Para o modelo não linear, devido ao aumento da vazão de vapor q_s , a pressão p decai praticamente linearmente. Com essa queda de pressão, há: (i) um aumento da evaporação da água, o que implica na diminuição do volume total de água, V_{wt} , e consequentemente, na contribuição da água para o nível do tubulão, l_w , (ii) um aumento no volume de vapor, V_{sd} , e consequentemente, na contribuição do vapor para o nível do tubulão, l_s , (iii) um rápido aumento na vazão do tubo de subida, q_r , que logo decai e continua aumentado para se igualar à q_{dc} , (iv) um aumento na qualidade do vapor, α_r , que logo depois começa a decair devido ao aumento da circulação nos tubos de descida, q_{dc} , e subida, q_r . A vazão

Figura 35 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s.

de condensação, q_{ct} , decai praticamente instantaneamente por causa da diminuição da pressão a uma taxa constante. Sendo o nível de água no tubulão, l , uma contribuição da água líquida e de vapor, o resultado é uma elevação no nível que depois decai (ÅSTRÖM; BELL, 2000).

Para o modelo linear, a pressão, o volume total de água, e a vazão de condensação têm respostas muito próximas ao caso não linear. Entretanto, o volume de vapor do tubulão, a contribuição da água e do vapor para o nível, e o nível de água no tubulão, apresentam respostas próximas ao do caso não linear. A maior diferença entre os modelos está na resposta da qualidade do vapor, o que ocasiona uma diferença na fração volumétrica média de vapor, e na vazão do tubo de descida.

As respostas do sistema para o distúrbio na demanda de vazão de vapor são semelhantes às encontradas em Åström e Bell (2000).

De todas as simulações apresentadas, o que é bem perceptível, é que o sistema em malha aberta é instável, pois alguns sinais do sistema são ilimitados, para entradas do tipo degrau. De todas as variáveis, em se tratando do modelo não linear, nenhuma manteve seu valor igual ao do ponto de operação ou retornou para este. A simulação do modelo dinâmico reforça então a necessidade de um sistema de controle eficiente para que a planta funcione de forma adequada.

5 *SÍNTESE DE CONTROLE E SIMULAÇÕES*

Neste capítulo, é definido uma nova aplicação de controle para a produção de vapor de uma caldeira aquatubular. A ideia é que o método proposto possa ser empregado em sistemas de controle já existentes, fazendo modificações apenas na lógica do sistema de controle atualmente empregado. Como a lógica de controle atual é feita em software dedicado ao Controlador Lógico Programável (CLP), e o método proposto neste trabalho é desenvolvido no software MATLAB®, é necessário que ambos os softwares se comuniquem em tempo real. Para isso, é necessário o uso de uma interface de comunicação, o OPC. Os detalhes deste software se encontram no Apêndice B.

5.1 Modelos Fuzzy Takagi-Sugeno

O modelo fuzzy TS é uma descrição de um sistema não linear como a combinação de um certo número de modelos locais lineares e invariantes no tempo, podendo considerar o comportamento desse sistema em diferentes pontos do seu espaço de estado de forma exata ou aproximada. Na maioria dos casos a quantidade de modelos locais a ser utilizada para o sistema não linear fica a critério do projetista, pois a descrição do sistema geralmente se dá de forma aproximada. Vale ressaltar que uma grande quantidade de modelos locais exige grande esforço computacional, o que dificulta a implementação do projeto. A grande importância dos modelos fuzzy TS na teoria de controle é que o modelo fuzzy global é obtido como combinação fuzzy dos modelos locais lineares. Adicionalmente, o sistema não linear pode ser representado de forma exata com uma determinada quantidade de modelos locais lineares (SANTIM, 2012).

Considerando que os coeficientes das matrizes A e B do modelo linear (38) variam em

função da pressão (p) do sistema, para o intervalo

$$8,3MPa \leq p \leq 8,7MPa, \quad (51)$$

essas matrizes podem ser escritas como:

$$A(p) = \begin{bmatrix} 0 & 0 & a_{13}(p) & 0 \\ 0 & 0 & a_{23}(p) & 0 \\ 0 & 0 & a_{33}(p) & 0 \\ 0 & 0 & a_{43}(p) & a_{44}(p) \end{bmatrix}, \quad (52)$$

$$B(p) = \begin{bmatrix} b_{11}(p) & b_{12}(p) \\ b_{21}(p) & b_{22}(p) \\ b_{31}(p) & b_{32}(p) \\ b_{41}(p) & b_{42}(p) \end{bmatrix}. \quad (53)$$

Linearizando cada coeficiente dessas matrizes para a região de operação (51), obtém-se as seguintes equações:

$$\begin{aligned} a_{13}(p) &= -1,3335 \times 10^{-22}p + 1,1410 \times 10^{-15}, \\ a_{23}(p) &= 8,9860 \times 10^{-18}p - 7,9726 \times 10^{-11}, \\ a_{33}(p) &= 4,5502 \times 10^{-9}p - 1,4567 \times 10^{-1}, \\ a_{43}(p) &= 3,3365 \times 10^{-6}p - 4,2407 \times 10^1, \\ a_{44}(p) &= 8,0908 \times 10^{-23}p - 8,3333 \times 10^{-2}, \end{aligned} \quad (54)$$

e

$$\begin{aligned} b_{11}(p) &= 4,2415 \times 10^{-11}p + 8,6012 \times 10^{-4}, \\ b_{21}(p) &= -2,7896 \times 10^{-5}p + 9,8900 \times 10^{-1}, \\ b_{31}(p) &= 2,8886 \times 10^{-12}p + 1,3335 \times 10^{-7}, \\ b_{41}(p) &= 3,7464 \times 10^{-11}p - 6,7562 \times 10^{-3}, \\ b_{12}(p) &= -2,7156 \times 10^{-18}p + 3,6964 \times 10^{-10}, \\ b_{22}(p) &= 2,2280 \times 10^{-11}p + 1,0785 \times 10^{-4}, \\ b_{32}(p) &= 1,2903 \times 10^{-18}p + 2,4011 \times 10^{-11}, \\ b_{42}(p) &= -1,4551 \times 10^{-16}p + 5,2885 \times 10^{-10}. \end{aligned} \quad (55)$$

Para validar a linearização dos coeficientes das matrizes A e B em função da pres-

são (p), as Figuras 36, 37 e 38 ilustram a comparação entre os coeficientes linearizados (equações (54) e (55)) e não linearizados (equações (39) e (40)) para a região de operação descrita em (51).

Figura 36 - Comparação dos coeficientes da matriz A . Linearizados e não linearizados.

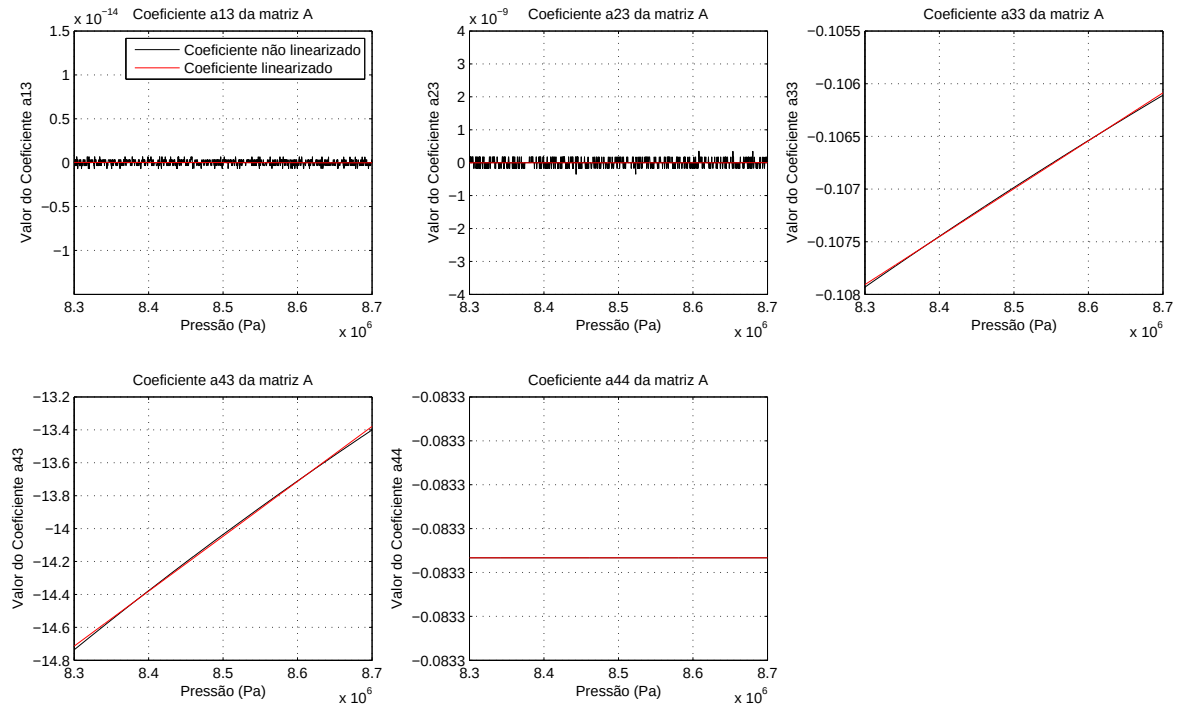


Figura 37 - Comparação dos coeficientes da primeira coluna da matriz B . Linearizados e não linearizados.

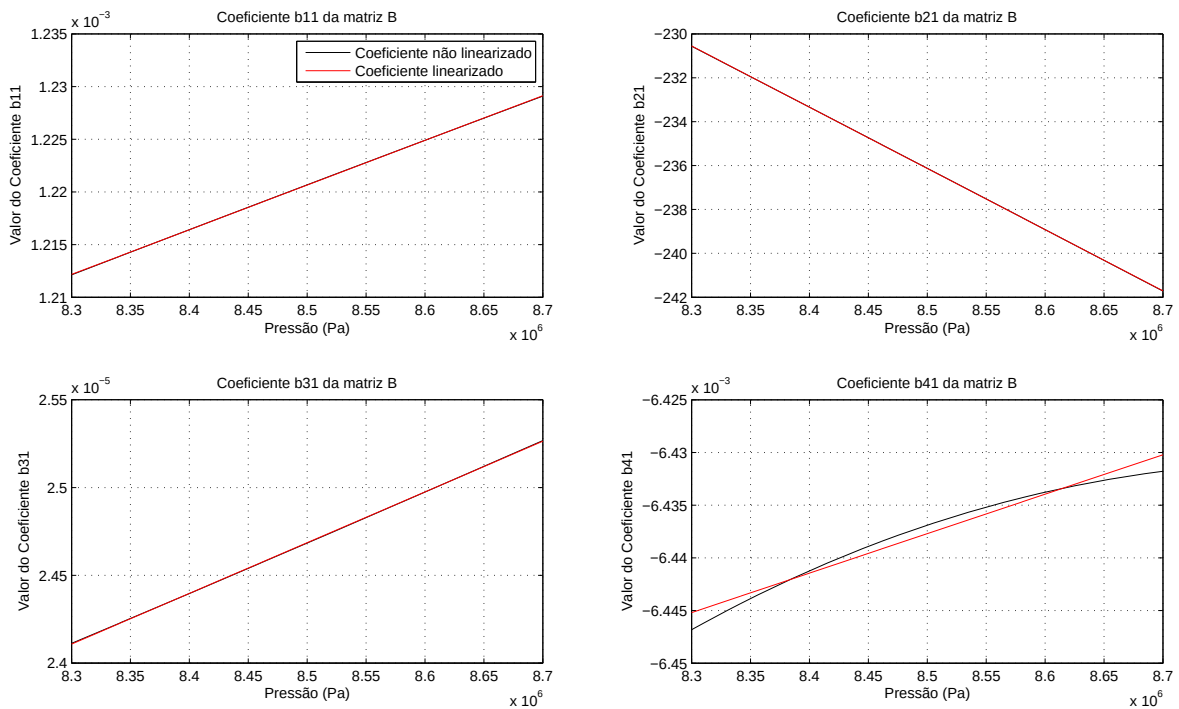
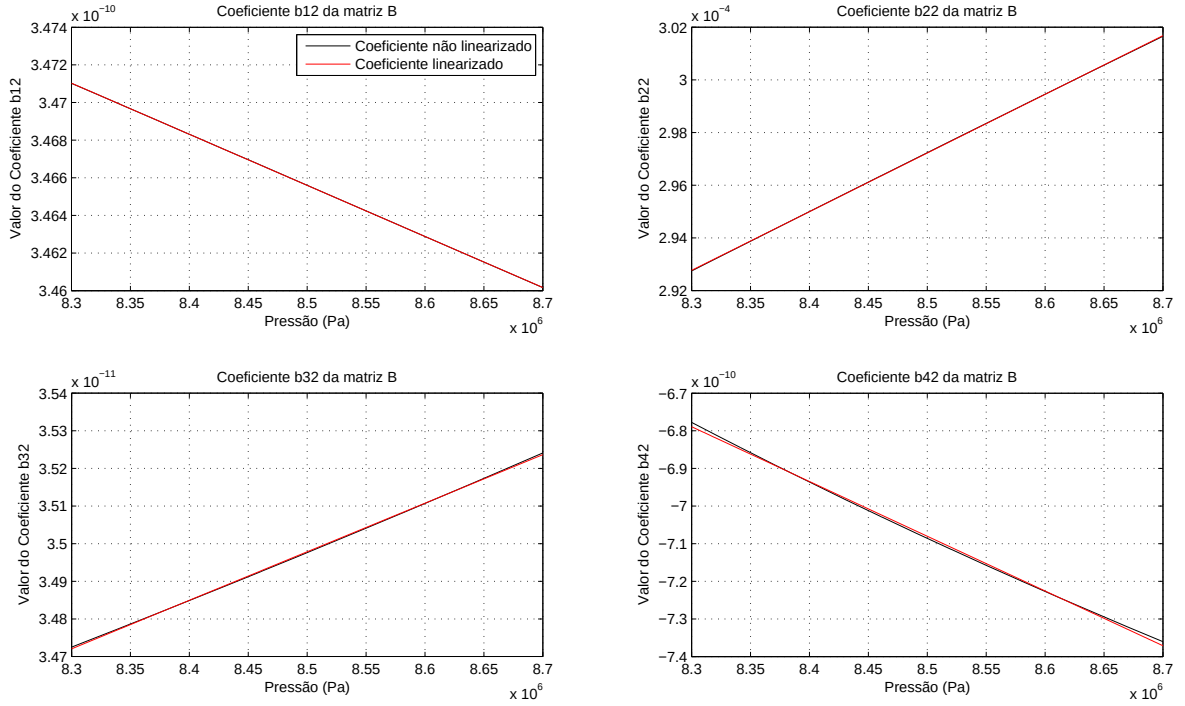


Figura 38 - Comparação dos coeficientes da segunda coluna da matriz B . Linearizados e não linearizados.

Como pode ser observado, as aproximações são boas, pois os coeficientes linearizados são muito próximos aos não linearizados na maioria dos casos. Nos demais, são próximos.

Sendo o ponto de operação (51) representado por:

$$p_{min} \leq p \leq p_{max}; \quad (56)$$

com $p \in [p_{min}, p_{max}]$, um modelo fuzzy TS para a pressão seria:

$$p = \alpha_1(p)p_{min} + \alpha_2(p)p_{max}, \quad (57)$$

sendo

$$\alpha_1(p) + \alpha_2(p) = 1 \quad (58)$$

e $\alpha_1(p), \alpha_2(p) \geq 0$.

Rearranjando a equação (58) e substituindo em (57), obtém-se:

$$p = \alpha_1(p)p_{min} + (1 - \alpha_1(p))p_{max} = \alpha_1(p)(p_{min} - p_{max}) + p_{max}. \quad (59)$$

Logo,

$$\alpha_1(p) = \frac{p - p_{max}}{p_{min} - p_{max}} = \frac{p_{max} - p}{p_{max} - p_{min}}. \quad (60)$$

Para $p = p_{max}$, $\alpha_1(p) = 0$ e para $p = p_{min}$, $\alpha_1(p) = 1$. Portanto $\alpha_1(p) \geq 0$ e

$\alpha_1(p) \in [0, 1]$.

Substituindo (60) em (58), determina-se:

$$\alpha_2(p) = 1 - \alpha_1(p) = 1 - \frac{p_{max} - p}{p_{max} - p_{min}} = \frac{p - p_{min}}{p_{max} - p_{min}}. \quad (61)$$

Para $p = p_{max}$, $\alpha_2(p) = 1$ e para $p = p_{min}$, $\alpha_2(p) = 0$. Portanto $\alpha_2(p) \geq 0$ e $\alpha_2(p) \in [0, 1]$.

Seja $a_{ij}(p)$ o coeficiente da linha i e coluna j da matriz $A(p)$. E $b_{ij}(p)$ o coeficiente da linha i e coluna j da matriz $B(p)$. Generalizando, esses coeficientes podem ser representados da seguinte forma:

$$\begin{aligned} a_{ij}(p) &= a_{0ij}p + b_{0ij}, \\ b_{ij}(p) &= c_{0ij}p + d_{0ij}, \end{aligned} \quad (62)$$

sendo a_{0ij} , b_{0ij} , c_{0ij} , d_{0ij} valores constantes de acordo com as equações (54) e (55).

Substituindo (57) em (62) e considerando a condição (58), tem-se:

$$\begin{aligned} a_{ij}(p) &= a_{0ij}(\alpha_1(p)p_{min} + \alpha_2(p)p_{max}) + b_{0ij}(\alpha_1(p) + \alpha_2(p)), \\ b_{ij}(p) &= c_{0ij}(\alpha_1(p)p_{min} + \alpha_2(p)p_{max}) + d_{0ij}(\alpha_1(p) + \alpha_2(p)). \end{aligned} \quad (63)$$

Logo:

$$\begin{aligned} a_{ij}(p) &= \alpha_1(p)(a_{0ij}p_{min} + b_{0ij}) + \alpha_2(p)(a_{0ij}p_{max} + b_{0ij}), \\ b_{ij}(p) &= \alpha_1(p)(c_{0ij}p_{min} + d_{0ij}) + \alpha_2(p)(c_{0ij}p_{max} + d_{0ij}). \end{aligned} \quad (64)$$

Defina

$$\begin{aligned} a_{1ij} &= a_{0ij}p_{min} + b_{0ij}, \\ a_{2ij} &= a_{0ij}p_{max} + b_{0ij}, \\ b_{1ij} &= c_{0ij}p_{min} + d_{0ij}, \\ b_{2ij} &= c_{0ij}p_{max} + d_{0ij}, \end{aligned} \quad (65)$$

e ainda A_1 a matriz formada pelos elementos a_{1ij} , A_2 a matriz formada pelos elementos a_{2ij} , B_1 a matriz formada pelos elementos b_{1ij} e B_2 a matriz formada pelos elementos b_{2ij} .

Então as matrizes $A(p)$ e $B(p)$ podem ser descritas por:

$$A(p) = \alpha_1(p)A_1 + \alpha_2(p)A_2,$$

$$B(p) = \alpha_1(p)B_1 + \alpha_2(p)B_2. \quad (66)$$

Ou

$$\begin{aligned} A(\alpha) &= \alpha_1 A_1 + \alpha_2 A_2, \\ B(\alpha) &= \alpha_1 B_1 + \alpha_2 B_2. \end{aligned} \quad (67)$$

Se

$$\dot{x}(t) = A(\alpha)x(t) + B(\alpha)u(t), \quad (68)$$

logo:

$$\dot{x}(t) = (\alpha_1 A_1 + \alpha_2 A_2)x(t) + (\alpha_1 B_1 + \alpha_2 B_2)u(t), \quad (69)$$

lembrando que as matrizes A_1 , A_2 , B_1 , B_2 são constantes para a região de operação descrita em (51).

5.2 Escolha do Método de Controle

Para o desenvolvimento de um controlador, inicialmente foram feitas algumas considerações. A primeira delas é que todas as variáveis de estado são acessíveis, ou seja, podem ser diretamente medidas. A segunda consideração é quanto às entradas do sistema (fornecimento de água e fornecimento de calor). Essas entradas são limitadas de acordo com as características de projeto de cada planta (caldeira). Sendo assim a atuação do controlador deve respeitar esses limites, pois, por exemplo, se for desenvolvido um controlador que em determinada situação solicite um fornecimento de calor ao sistema acima do que é realmente possível, o sistema não será controlado, e este controlador não será viável para o controle da planta. Uma terceira consideração é quanto à linearização do modelo da planta. Como foi visto no Capítulo 4, os modelos não linear e linear possuem uma aproximação aceitável, e sendo assim, o controlador pode ser projetado tendo como base o modelo linear do sistema.

De acordo com as considerações feitas e os métodos de controle linear disponíveis, optou-se por projetar um controlador baseado em desigualdades matriciais lineares, em inglês *Linear Matrix Inequalities* (LMIs), com estabilidade do sistema assegurada através das equações de Lyapunov. A justificativa para a escolha deste método é que ele permite, por exemplo, a especificação da taxa de decaimento (relacionada ao tempo de estabelecimento do sistema) e a restrição nos sinais de controle (entradas controladas do sistema) (CARDIM, 2009). O controlador ainda deve ter um desempenho assegurado para

uma faixa de valores de pressão pré estabelecidas, pois a pressão é um fator chave para a operação da caldeira. Para isso é preciso considerar as incertezas politópicas.

5.2.1 Sistemas Lineares com Incertezas Politópicas

Considere o sistema linear, com incertezas politópicas, dado por

$$\dot{x}(t) = A(\alpha)x(t) + B(\alpha)u(t), \quad (70)$$

sendo $x(t) \in \mathbb{R}^n$ o vetor das variáveis de estado, $u(t) \in \mathbb{R}^m$ a entrada de controle, $A(\alpha)$ e $B(\alpha)$ dados por:

$$(A, B)(\alpha) = \sum_{i=1}^r \alpha_i (A_i, B_i), \quad (71)$$

sendo $A_i \in \mathbb{R}^{n \times n}$, $B_i \in \mathbb{R}^{n \times m}$, $i \in \mathbb{K}_r$, no qual $\mathbb{K}_r = \{1, 2, \dots, r\}$,

$$\sum_{i=1}^r \alpha_i = 1, \quad (72)$$

$\alpha_i \geq 0$ e

$$r = 2^s, \quad (73)$$

considerando s o número de incertezas da planta (SOUZA et al., 2012).

A lei de controle é definida por (OGATA, 2003; BOYD et al., 1994; SOUZA et al., 2012):

$$u(t) = -Kx(t), \quad (74)$$

sendo $K \in \mathbb{R}^{m \times n}$.

Substituindo (74) em (70), obtém-se o sistema realimentado:

$$\dot{x}(t) = A(\alpha)x(t) - B(\alpha)Kx(t). \quad (75)$$

Sendo que no caso considerado, $r = 2$ e:

$$\begin{aligned} A(\alpha) &= \sum_{i=1}^{r=2} \alpha_i A_i, \\ B(\alpha) &= \sum_{i=1}^{r=2} \alpha_i B_i. \end{aligned} \quad (76)$$

5.3 Parâmetros do Controlador

O controlador deve atuar seguindo alguns critérios, que serão descritos a seguir.

5.3.1 Estabilidade do Sistema

Considere o sistema linear (PERES; OLIVEIRA, 2009):

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) \quad (77)$$

com $x \in \mathbb{R}^n$ e $u \in \mathbb{R}^m$.

Para determinar a matriz K tal que a lei de controle dada em (74) estabilize assintoticamente o sistema em malha fechada dado em (77) é necessário escrever as condições de estabilidade para o sistema. O sistema em malha fechada $\dot{x}(t) = (A - BK)x$ é estável se e somente se existir uma matriz de Lyapunov $P = P' > 0$ tal que:

$$(A - BK)'P + P(A - BK) < 0. \quad (78)$$

Aplicando a transformação de congruência em (78):

$$P^{-1}((A - BK)'P + P(A - BK))P^{-1} = P^{-1}A' + AP^{-1} - P^{-1}K'B' - BKP^{-1} < 0, \quad (79)$$

e a mudança de variáveis $W = P^{-1}$ e $Z = KW$, tem-se:

$$AW + WA' - BZ - Z'B' < 0. \quad (80)$$

Portanto, as LMIs resultantes que garantem a estabilidade do sistema em malha fechada são as seguintes:

$$W > 0, \quad (81)$$

$$AW + WA' - BZ - Z'B' < 0, \quad (82)$$

com $W \in \mathbb{R}^{n \times n}$ e $Z \in \mathbb{R}^{m \times n}$. Quando estas LMIs são factíveis, o ganho do controlador é dado por

$$K = ZW^{-1}. \quad (83)$$

Analogamente, considerando incertezas politópicas, o sistema linear dado pela equação (75) é estabilizável em malha fechada, se e somente se existirem uma matriz simétrica

positiva definida W e Z , tais que para todo valor de $i \in \mathbb{K}_r$, tem-se (SOUZA et al., 2012):

$$A_i W + W A_i' - B_i Z - Z' B_i' < 0. \quad (84)$$

5.3.2 Taxa de Decaimento

A velocidade de resposta do sistema, que é um índice de desempenho, está relacionada com a taxa de decaimento (β). Quanto maior for $\beta > 0$, mais rápido será o transitório do sistema. A taxa de decaimento é obtida se a condição

$$\dot{V}(x(t)) \leq -2\beta V(x(t)) \quad (85)$$

for satisfeita para toda a trajetória $x(t)$ do sistema, com $\beta > 0$. $V(x(t)) = x'(t)Px(t)$ é uma candidata à função de Lyapunov, com $\dot{V}(x(t)) < 0$ para todo $x \neq 0$ (BOYD et al., 1994; CARDIM, 2009; SOUZA et al., 2012). Inserindo estas condições nas LMIs de estabilidade considerando incertezas politópicas, (81) e (84), tem-se:

$$A_i W + W A_i' - B_i Z - Z' B_i' + 2\beta W < 0. \quad (86)$$

Assim, as LMIs (81) e (86) garantem a estabilidade assintótica global do sistema com taxa de decaimento maior ou igual a β .

5.3.3 Restrição da Norma da Matriz de Ganho do Controlador K

Ao restringir a norma da matriz de ganho do controlador K , indiretamente restringe-se as entradas controladas do sistema. Esta restrição garante o desempenho do sistema dentro das limitações impostas. A restrição da norma de ganho do controlador é assegurada por $KK' \leq k_m k_x^2 I_m$, desde que existam constantes $k_m > 0$ e $k_x > 0$ tais que as LMIs

$$\begin{bmatrix} -k_m I_n & Z' \\ Z & -I_m \end{bmatrix} < 0 \quad (87)$$

e

$$\begin{bmatrix} k_x I_n & I_n \\ I_n & W \end{bmatrix} > 0 \quad (88)$$

sejam factíveis em conjunto com as LMIs (81) e (86) (ŠILJAK; STIPANOVIĆ, 2000; SOUZA et al., 2012).

5.4 Determinação do Controlador

Para a determinação do controlador, inicialmente é estabelecida a faixa de operação da pressão no tubulão de vapor, p . Esta faixa, de acordo com a equação (51), deve ficar entre $8,3MPa$ e $8,7MPa$, consideradas como pressão mínima e pressão máxima, respectivamente. Como foi visto na Subseção 5.1, equações (66)-(69), o sistema linearizado operando na faixa de pressão citada, pode ser representado na forma das equações (70)-(73) com $r = 2$, pois $s = 1$. Logo, são calculadas as matrizes A_1 e B_1 para a condição de pressão mínima e as matrizes A_2 e B_2 para as condições de pressão máxima, usando as equações (52)-(69):

$$A_1 = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 3,4204 \times 10^{-17} & 0 \\ 0 & 0 & -5,1422 \times 10^{-12} & 0 \\ 0 & 0 & -1,0791 \times 10^{-1} & 0 \\ 0 & 0 & -1,4714 \times 10^1 & -8,3333 \times 10^{-2} \end{bmatrix}, \quad (89)$$

$$B_1 = \begin{bmatrix} 1,2122 \times 10^{-3} & 3,4710 \times 10^{-10} \\ -2,3055 \times 10^2 & 2,9277 \times 10^{-4} \\ 2,4108 \times 10^{-5} & 3,4721 \times 10^{-11} \\ -6,4452 \times 10^{-3} & -6,7891 \times 10^{-10} \end{bmatrix}, \quad (90)$$

$$A_2 = \begin{bmatrix} 0 & 0 & -1,9136 \times 10^{-17} & 0 \\ 0 & 0 & -1,5479 \times 10^{-12} & 0 \\ 0 & 0 & -1,0609 \times 10^{-1} & 0 \\ 0 & 0 & -1,3379 \times 10^1 & -8,3333 \times 10^{-2} \end{bmatrix}, \quad (91)$$

$$B_2 = \begin{bmatrix} 1,2291 \times 10^{-3} & 3,4602 \times 10^{-10} \\ -2,4171 \times 10^2 & 3,0168 \times 10^{-4} \\ 2,5264 \times 10^{-5} & 3,5237 \times 10^{-11} \\ -6,4302 \times 10^{-3} & -7,3712 \times 10^{-10} \end{bmatrix}. \quad (92)$$

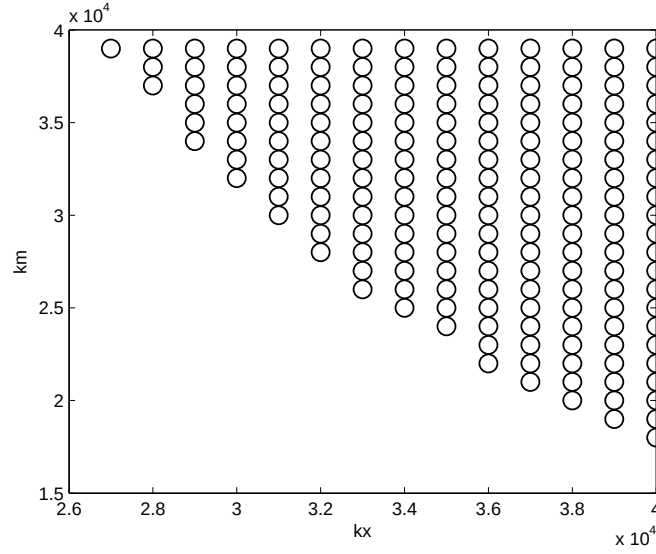
De acordo com os índices de desempenho e estabilidade definidos na seção anterior, faz-se a escolha dos critérios de projeto do controlador.

Para a taxa de decaimento, inicialmente foi testada a faixa de valores $0,001 \leq \beta \leq 0,1$. Fisicamente, esta faixa representa um tempo de estabelecimento do sistema de aproximadamente 50 segundos ($\beta = 0,1$) a mais de 700 segundos ($\beta = 0,001$). Optou-se por projetar o controlador com $\beta = 0,01$, que estabelece o tempo de estabelecimento próximo de 600 segundos, no máximo. Em plantas reais, pequenas perturbações podem demorar até horas para o estabelecimento do sistema.

No ponto de operação do sistema, a $p = 8,5MPa$, os valores nominais do fornecimento de água e de calor são $q_f = 36Kg/s$ e $Q = 82,61MW$. Para as simulações apresentadas no capítulo anterior, considerou-se um distúrbio (degrau) de $10Kg/s$ em q_f , o que representa um aumento instantâneo de 27,8% no fornecimento de água e um distúrbio (degrau) de $10MW$ em Q , o que representa um aumento instantâneo de 12,1% no fornecimento de calor. Fisicamente, um aumento no fornecimento de calor ao sistema é um processo lento, que pode demorar de no mínimo décadas de minutos a até poucas horas. Uma variação aceitável no fornecimento de calor é considerar um fornecimento de $82,61MW \leq Q \leq 110MW$ (aumento máximo de 33% em relação ao fornecimento nominal de calor). Para o fornecimento de água, uma variação aceitável é um aumento de 33% em relação à vazão nominal, limitado pela capacidade da bomba de água da caldeira. Como a restrição da norma de ganho do controlador está relacionada indiretamente com a restrição das entradas de controle, a escolha das constantes k_m e k_x deve satisfazer as condições de restrição de fornecimento de calor e de água para o sistema.

De acordo com os critérios definidos no parágrafo anterior, e com as LMIs (81), (86), (87) e (88) é possível determinar a região de factibilidade, para as constantes k_m e k_x , conforme ilustrado na figura a seguir.

Figura 39 - Região de factibilidade, considerando $10000 \leq k_m, k_x \leq 40000$, para $\beta = 0,01$.



Utilizando a Figura 39, foram testados alguns pontos arbitrários da região factível em simulações do sistema controlado. De acordo com as melhores respostas obtidas, adotou-se $k_m = 30000$ e $k_x = 40000$. Com as LMIs (81), (86), (87) e (88), obtém-se a seguinte matriz de ganho do controlador com retroação das variáveis de estado, através de (83):

$$K = \begin{bmatrix} 7,9245 & -1,4472 \times 10^{-3} & -1,7414 \times 10^{-5} & -2,6130 \times 10^{-7} \\ 6,2972 \times 10^6 & 32,541 & -2,3520 \times 10^{-2} & -1,0488 \times 10^{-3} \end{bmatrix}. \quad (93)$$

5.5 Simulações do Sistema Controlado

Considerando que o sistema esteja no ponto de equilíbrio, ou na região de operação ($8,3MPa \leq p \leq 8,7MPa$), a equação (74) pode ser inicialmente reescrita como:

$$\delta u(t) = -K\delta x(t) \quad (94)$$

Além da realimentação, o sistema possui entradas (distúrbios). Estes são representados por:

$$u_{novo}(t) = [u_{1novo}(t) \ u_{2novo}(t)]^T, \quad (95)$$

sendo $u_{1novo}(t)$ distúrbio no fornecimento de água (q_f) e $u_{2novo}(t)$ distúrbio no fornecimento de calor (Q).

Logo, a equação (94) se torna:

$$\delta u(t) = -K\delta x(t) + \delta u_{novo}(t), \quad (96)$$

sendo $\delta u_{novo}(t) = u_{novo}(t) - u_e$.

Substituindo as equações (36) e (37) em (96), temos:

$$u(t) - u_e = -K(x(t) - x_e) + u_{novo}(t) - u_e. \quad (97)$$

Finalmente:

$$u(t) = -K(x(t) - x_e) + u_{novo}(t). \quad (98)$$

Substituindo (98) em (38) e (22), pode-se simular os sistemas linear e não linear, controlados, respectivamente. Note que no ponto de operação, $x = x_e$ e $u = u_e$ e assim, de (98), $u_{novo} = u_e$.

5.5.1 Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Água

É apresentada a dinâmica de operação dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35), controlados, aplicando uma entrada degrau de 10 Kg/s em q_f a partir do instante $T = 50 \text{ s}$. Na primeira simulação, é suposto que o sistema está operando na condição de pressão mínima, $8,3 \text{ MPa}$.

Figura 40 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3\text{MPa}$.

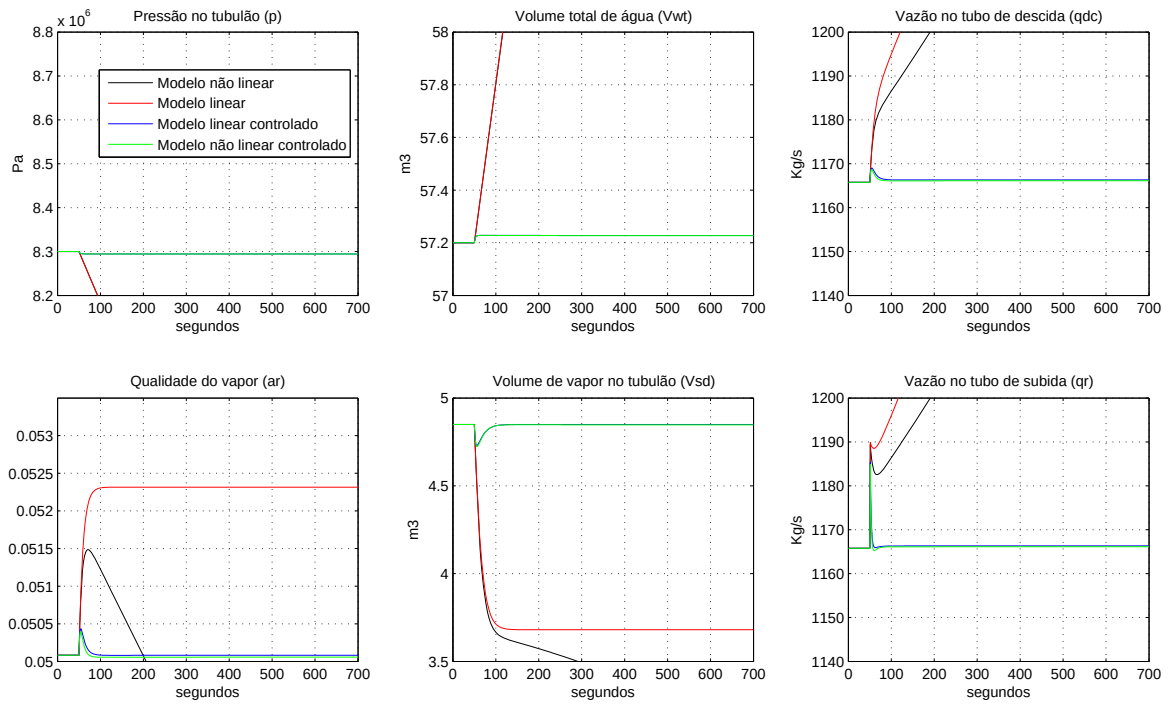


Figura 41 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3\text{MPa}$.

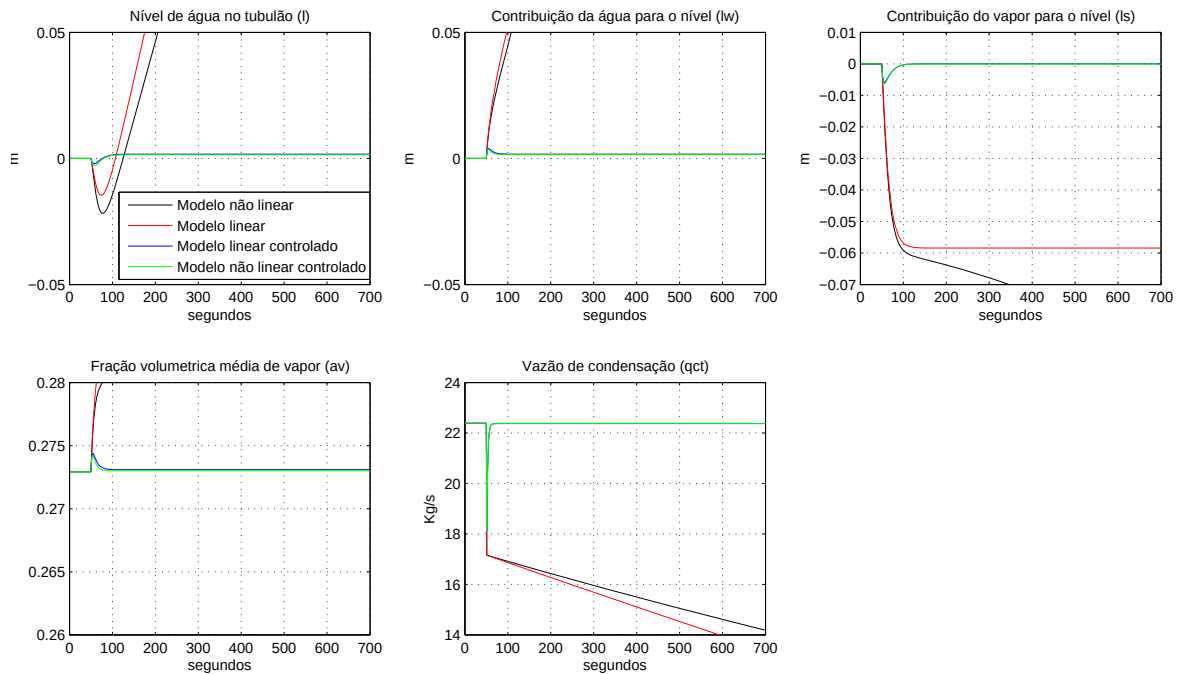
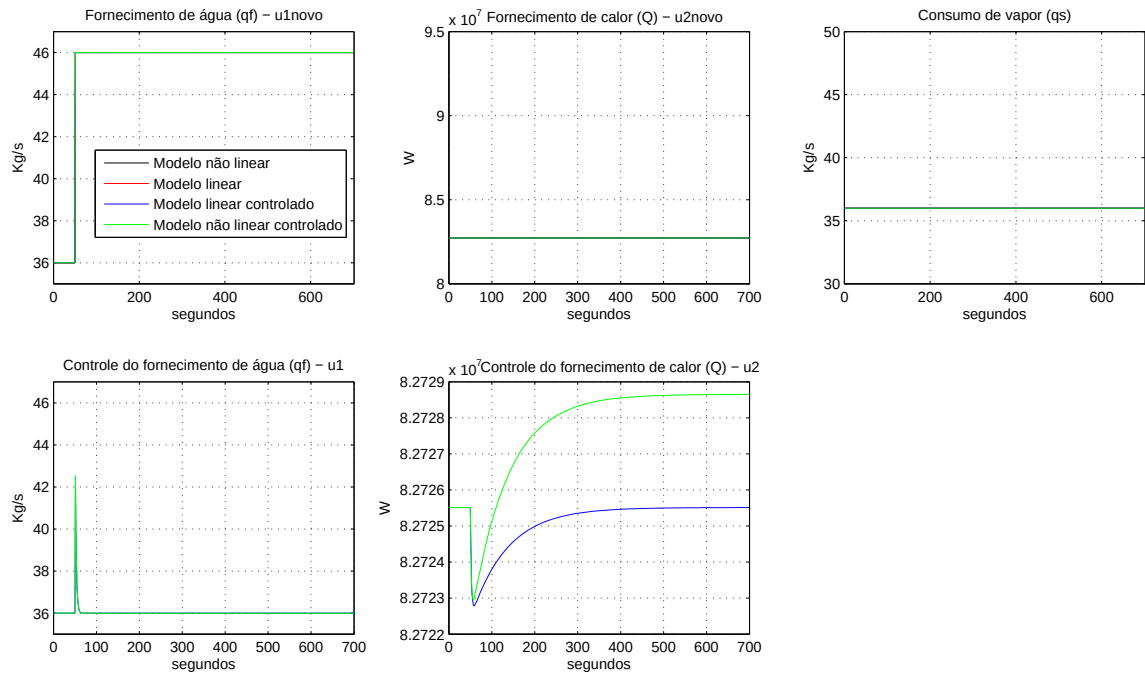


Figura 42 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,3MPa.



Na segunda simulação é suposto que o sistema está no ponto de operação, 8,5MPa.

Figura 43 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,5MPa.

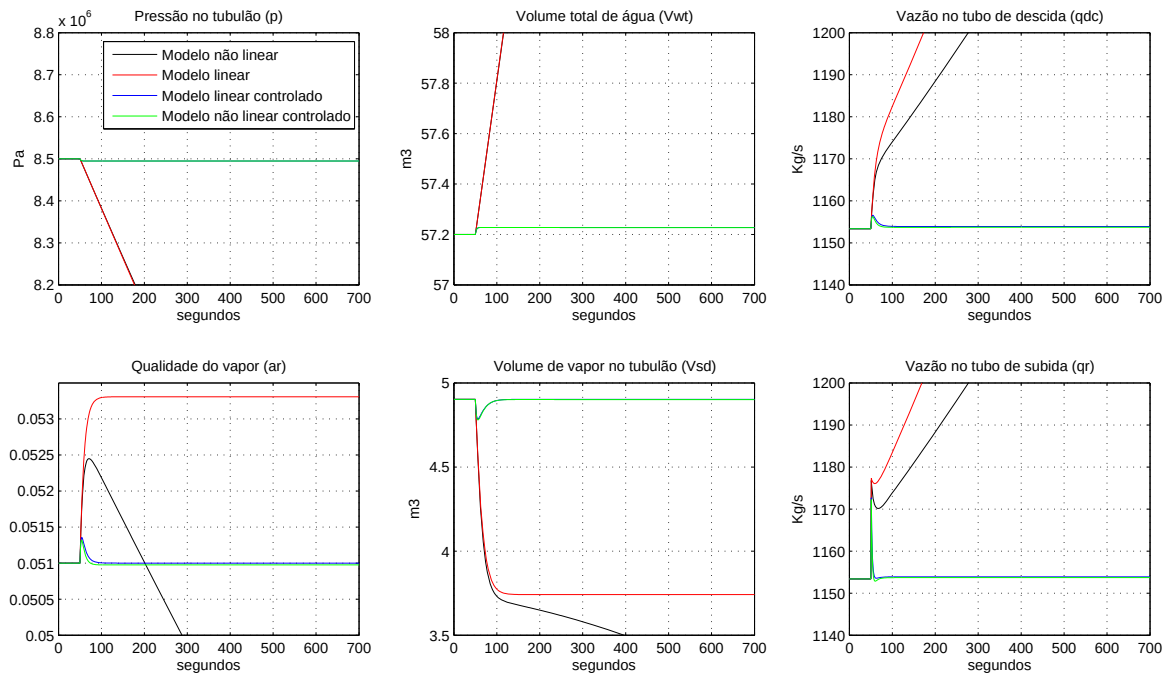


Figura 44 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,5 MPa.

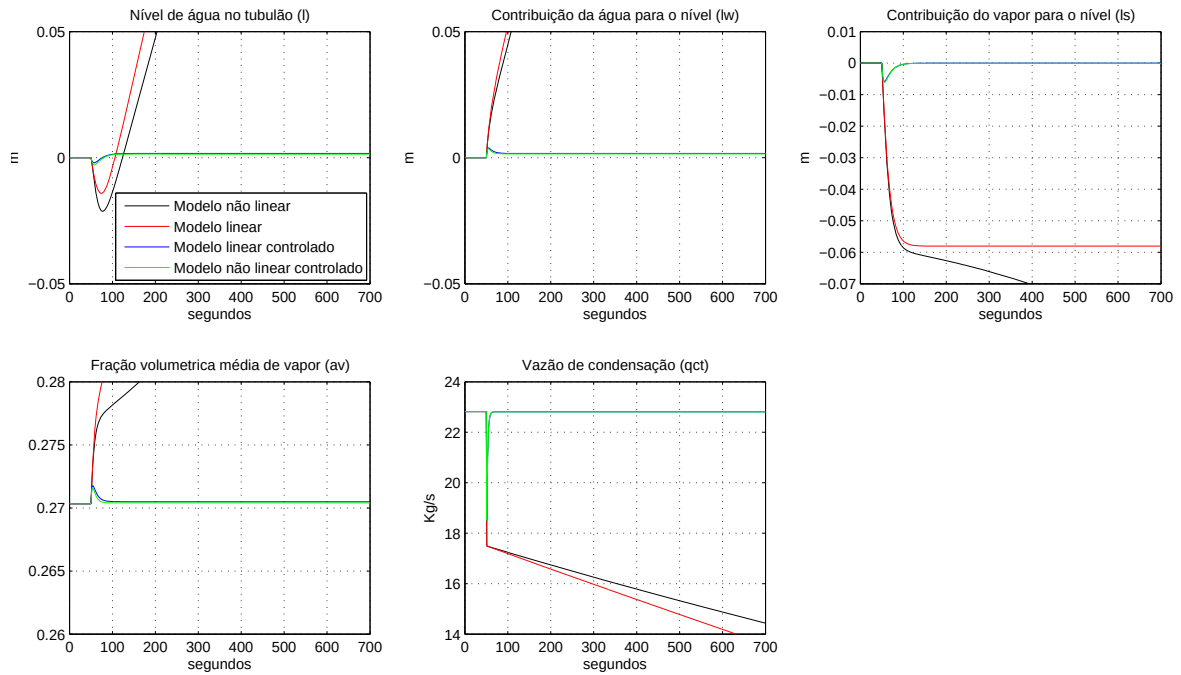
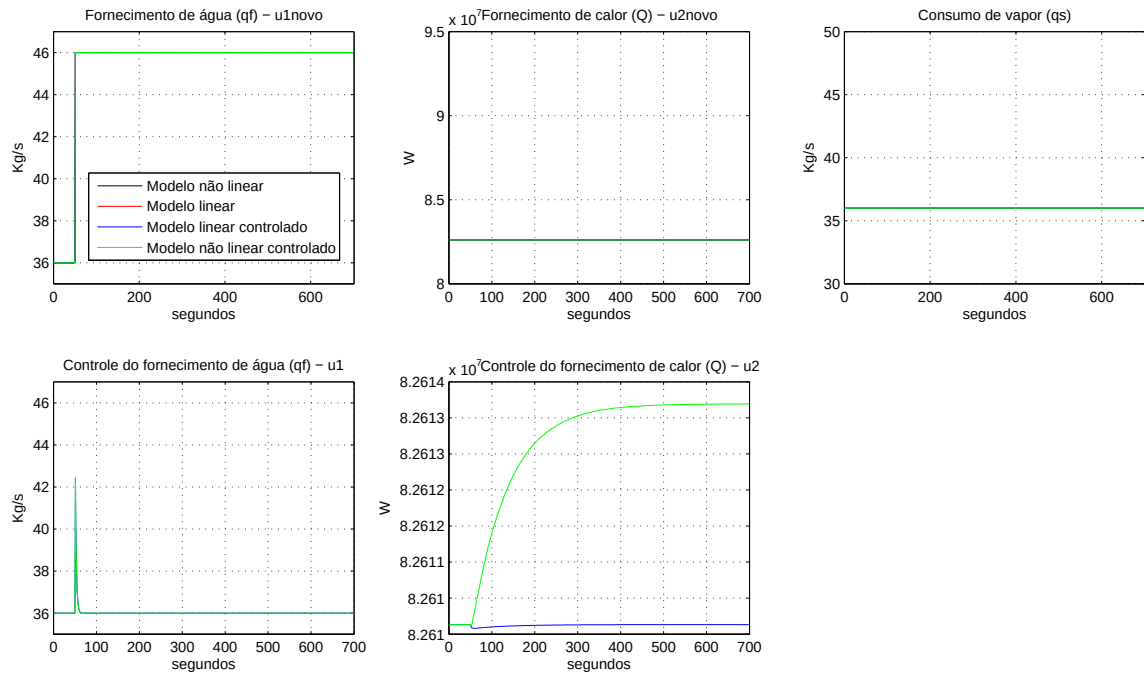


Figura 45 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,5 MPa.



Na terceira simulação é suposto que o sistema está operando na condição de pressão máxima, 8,7 MPa.

Figura 46 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,7 MPa.

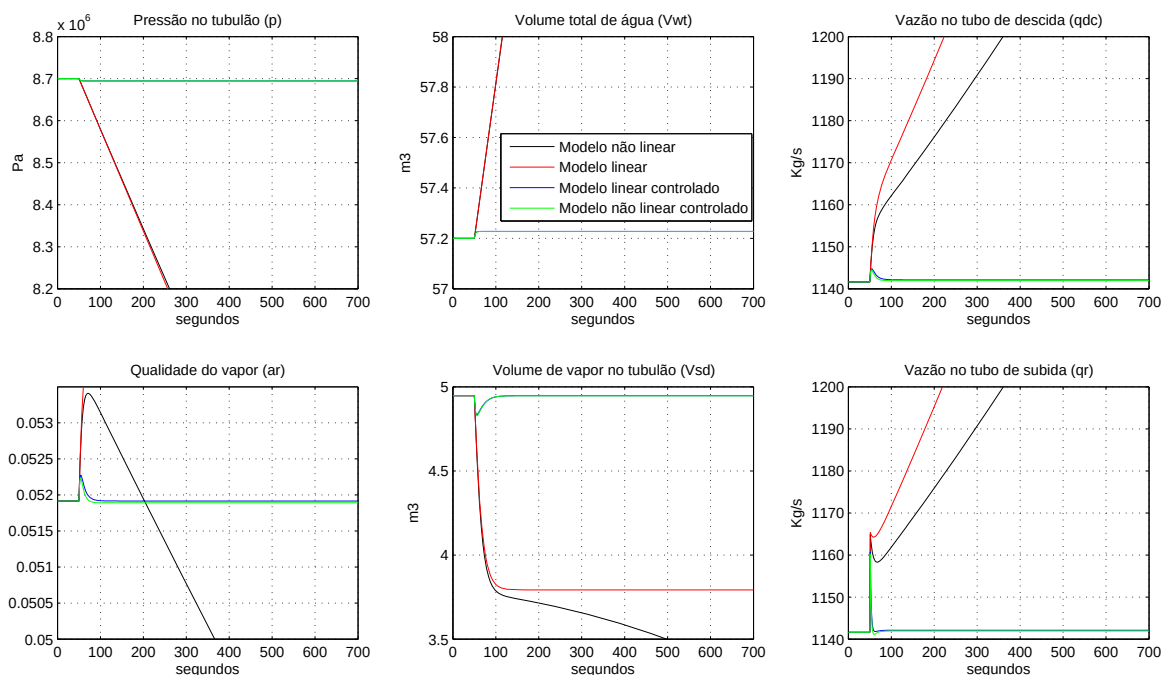


Figura 47 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_f a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,7 MPa.

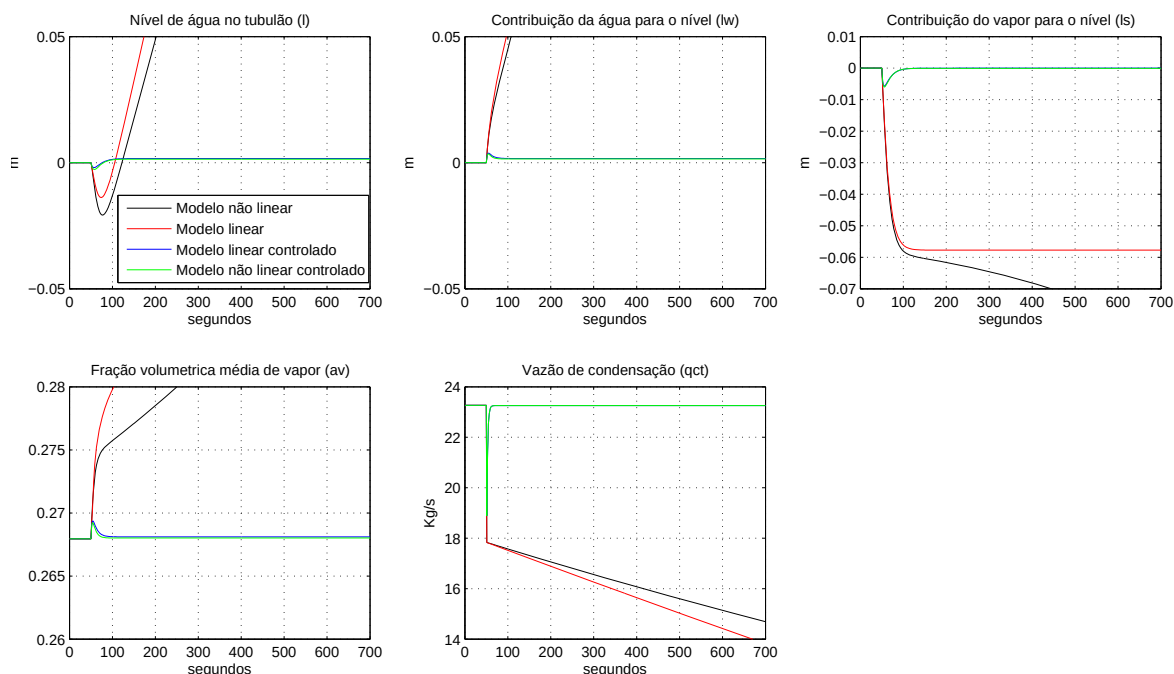
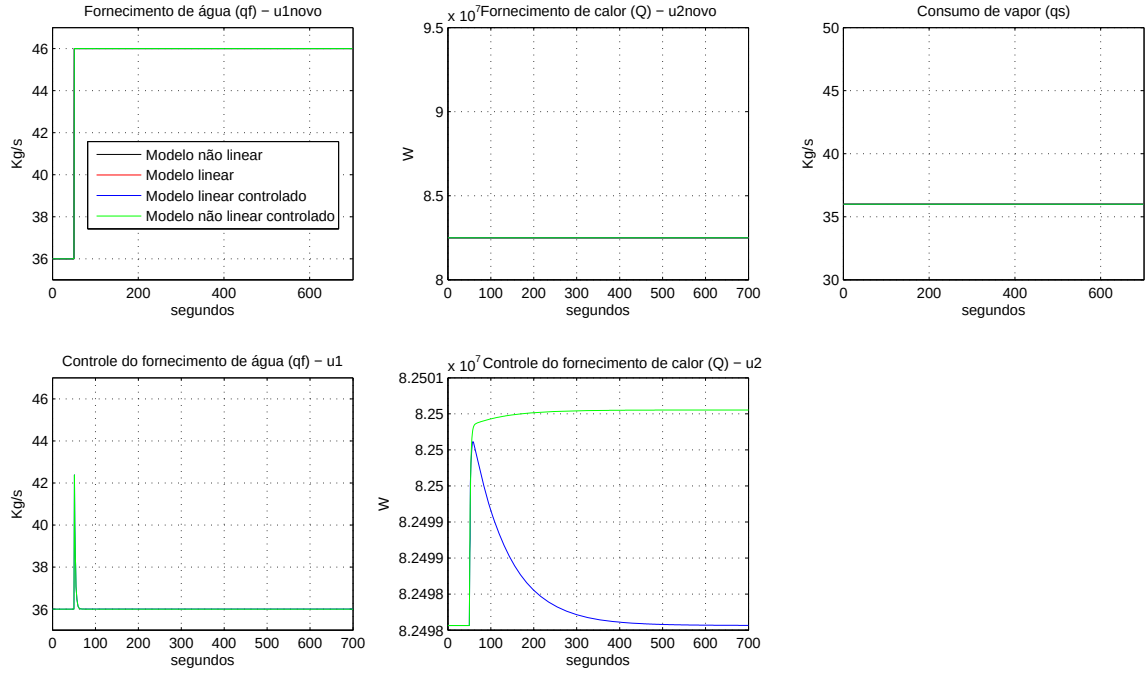


Figura 48 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,7MPa.



Diante das três simulações realizadas, é possível verificar que o sistema linear controlado e o sistema não linear controlado têm comportamentos muito próximos ou bem próximos. Para este distúrbio, o sistema de controle atuou de acordo com os objetivos propostos. Independente da pressão a que se encontrava o sistema, após o distúrbio a mesma se manteve praticamente constante, sem haver *overshoot*, o que poderia prejudicar a caldeira, como por exemplo, estouro de juntas de vedação da tubulação de vapor. O tempo de estabelecimento do sistema ocorreu antes do especificado na Subseção 5.4, ficando em torno de $T = 100$ s. Quanto às entradas de controle, os valores máximos do fornecimento de água e de calor, foram, respectivamente, 42,51 Kg/s e 82,73 MW (considerando o modelo não linear controlado), ambos registrados à condição de pressão de 8,3MPa. Isso representa um aumento de 18,9% no fornecimento de água e um aumento de 0,004% no fornecimento de calor, em relação às condições iniciais. Valores estes, dentro do especificado para o projeto do controlador.

5.5.2 Simulação para Distúrbio no Fornecimento de Calor

A seguir, é apresentado a dinâmica de operação dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35), controlados, aplicando uma entrada degrau de 10 MW em Q a partir do instante $T = 50$ s. Na primeira simulação é suposto que o sistema está operando na condição de pressão mínima, 8,3MPa.

Figura 49 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3\text{MPa}$.

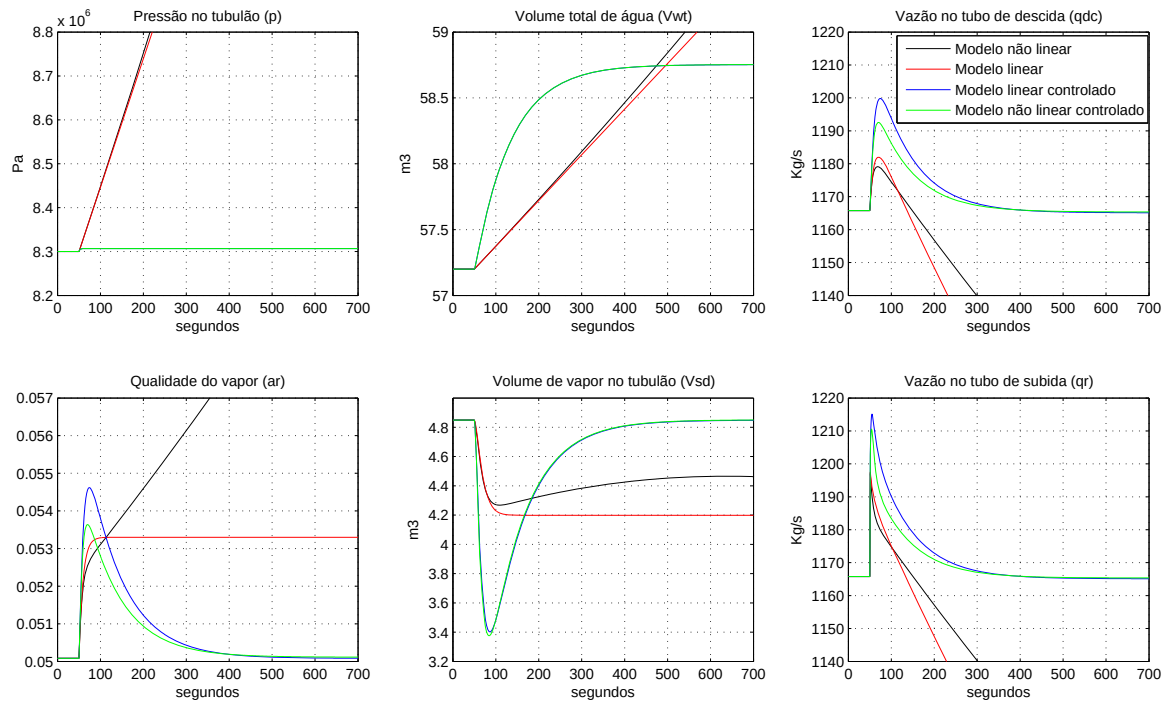


Figura 50 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3\text{MPa}$.

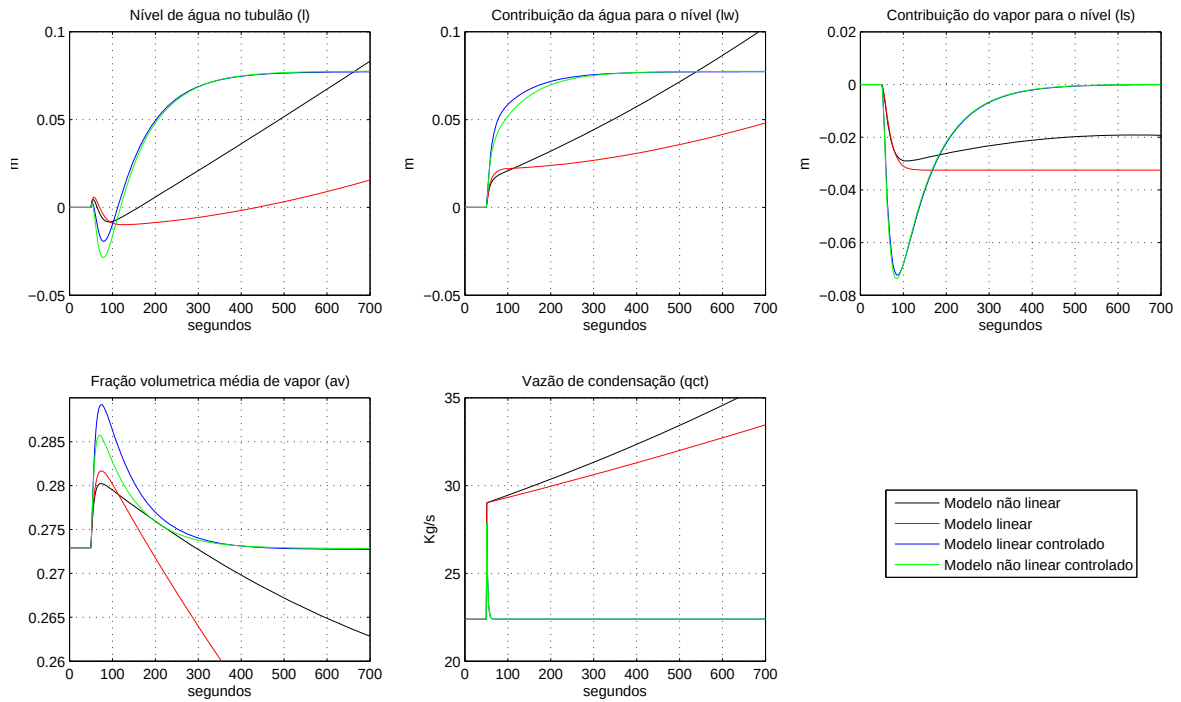
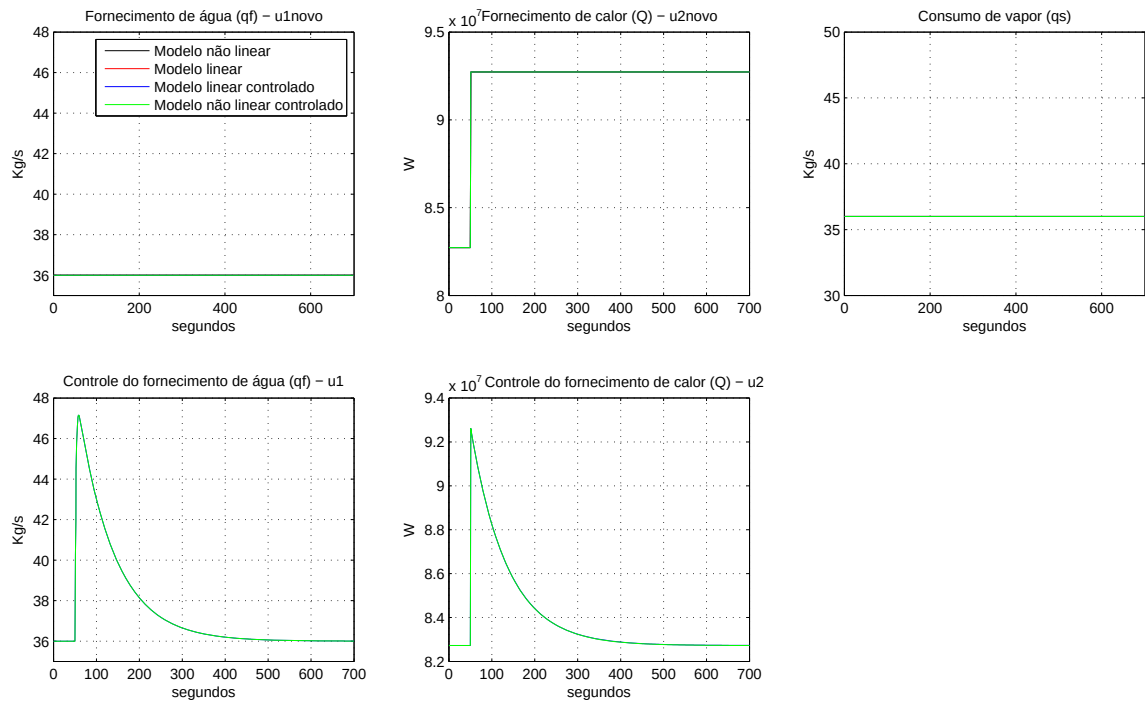


Figura 51 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a $8,3MPa$.



Na segunda simulação é suposto que o sistema está no ponto de operação, $8,5MPa$.

Figura 52 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,5MPa$.

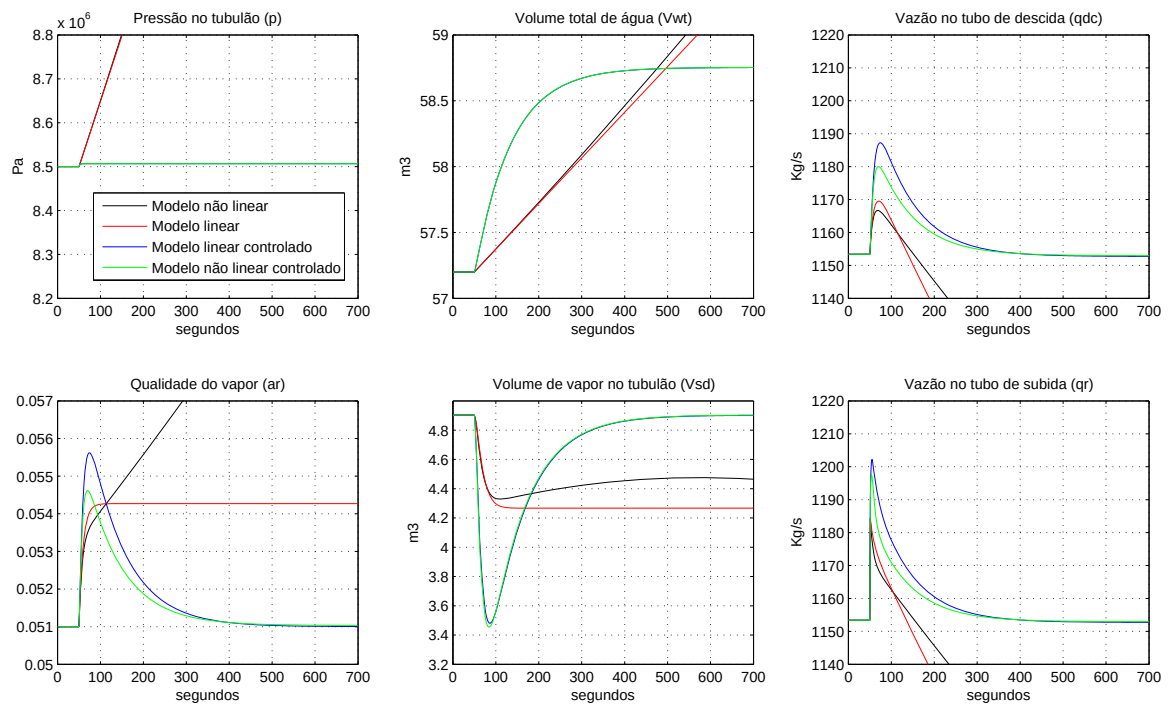


Figura 53 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,5 MPa$.

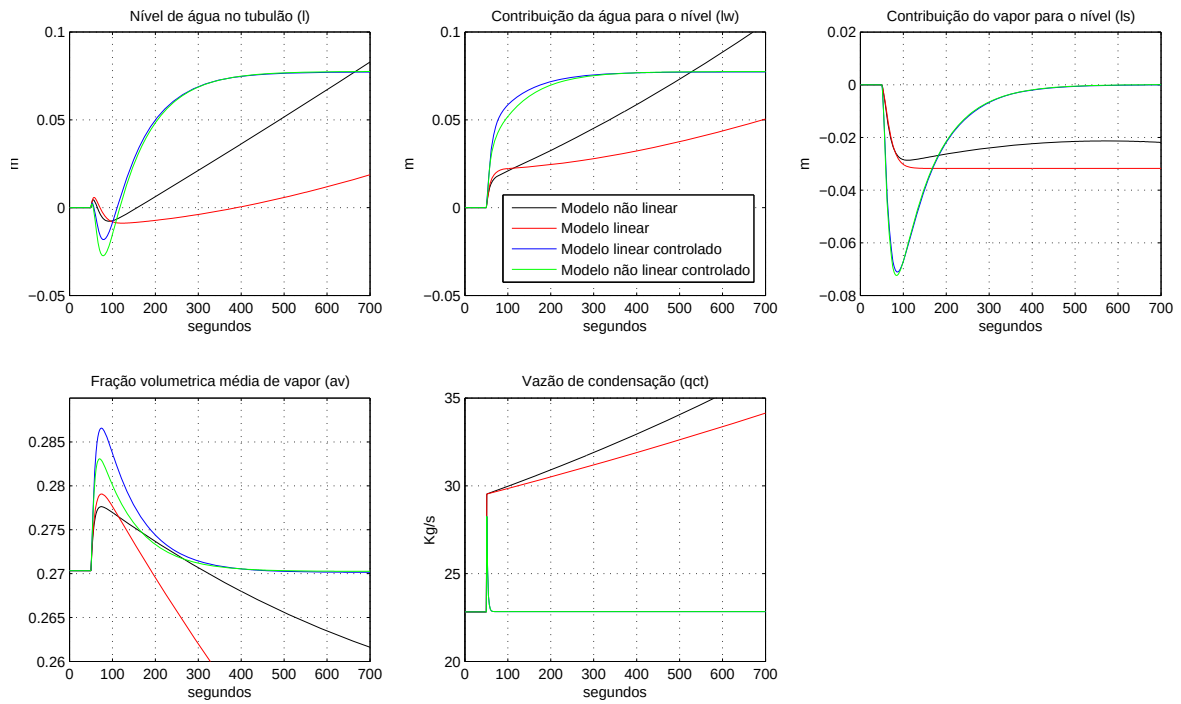
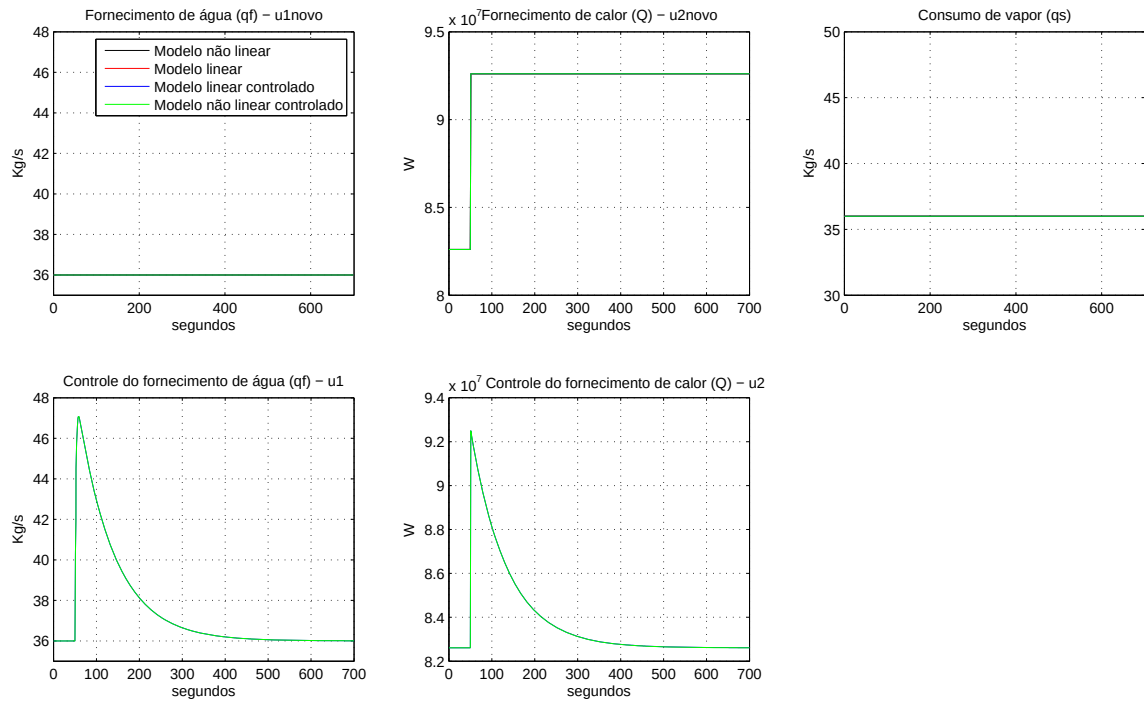


Figura 54 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a $8,5 MPa$.



Na terceira simulação é suposto que o sistema está operando na condição de pressão máxima, $8,7 MPa$.

Figura 55 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7\text{MPa}$.

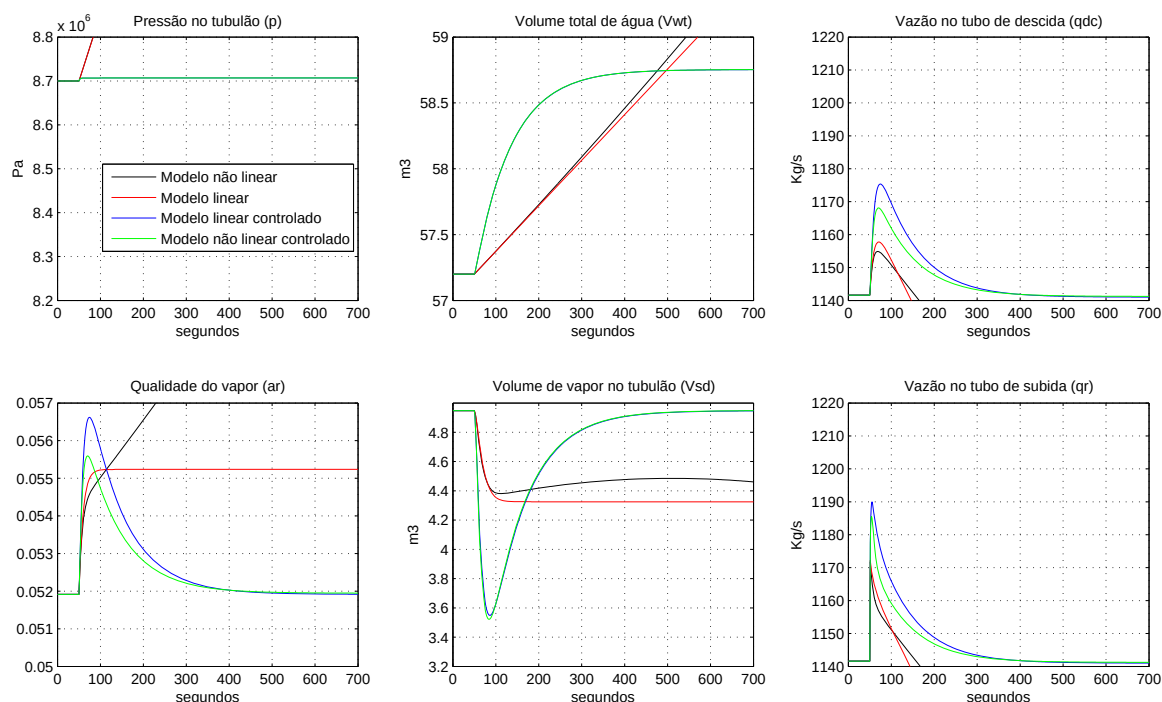


Figura 56 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em Q a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7\text{MPa}$.

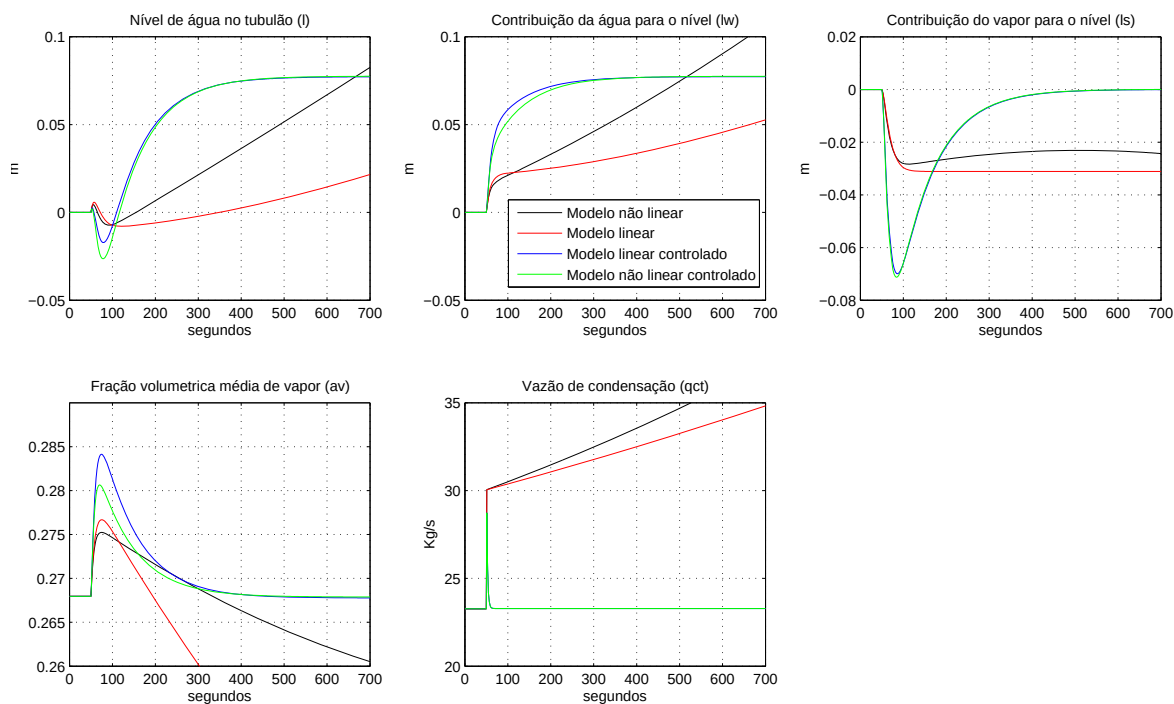
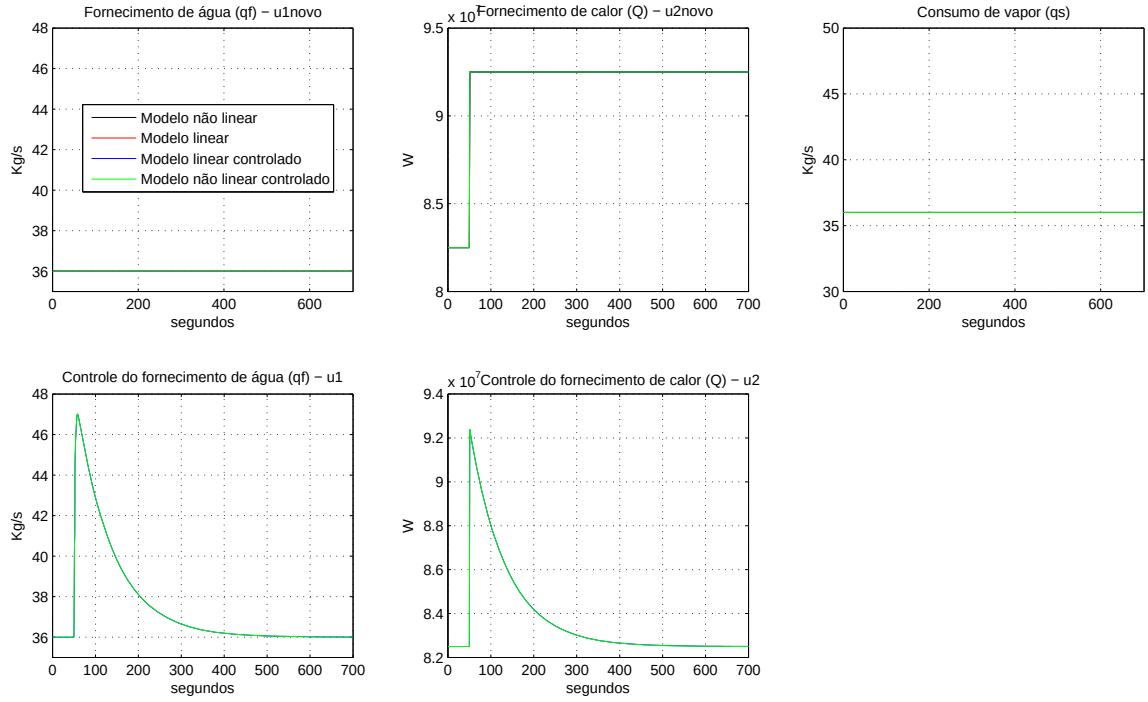


Figura 57 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,7MPa.



Diante das três simulações realizadas, verifica-se que o modelo linear controlado e o modelo não linear controlado têm comportamentos muito próximos, ou bem próximos, como é o caso das variáveis q_{dc} , q_r , α_r e α_v . Para este distúrbio, o sistema de controle também atuou de acordo com os objetivos propostos: independente da pressão a que se encontrava o sistema, após o distúrbio a mesma se manteve praticamente constante, sem haver *overshoot*. O tempo de estabelecimento do sistema ocorreu antes do especificado, ficando em torno de $T = 500$ s. Quanto às entradas de controle, os valores máximos do fornecimento de água e de calor, foram, respectivamente, 47,15 Kg/s e 92,61 MW (considerando o modelo não linear controlado), ambos registrados à condição de pressão de 8,3MPa. Isso representa um aumento de 30,98% no fornecimento de água e um aumento de 11,94% no fornecimento de calor, em relação às condições iniciais. Valores estes, dentro do especificado para o projeto do controlador.

5.5.3 Simulação para Distúrbio na Demanda de Vazão de Vapor

É ilustrada a atuação do sistema de controle às mudanças de operação da planta. É apresentada a dinâmica de operação dos sistemas, linear (38) e não linear (22)-(35) controlados, aplicando uma entrada degrau de 10 Kg/s em q_s a partir do instante $T = 50$ s.

Na primeira simulação é suposto que o sistema está operando na condição de pressão mínima, $8,3MPa$.

Figura 58 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3MPa$.

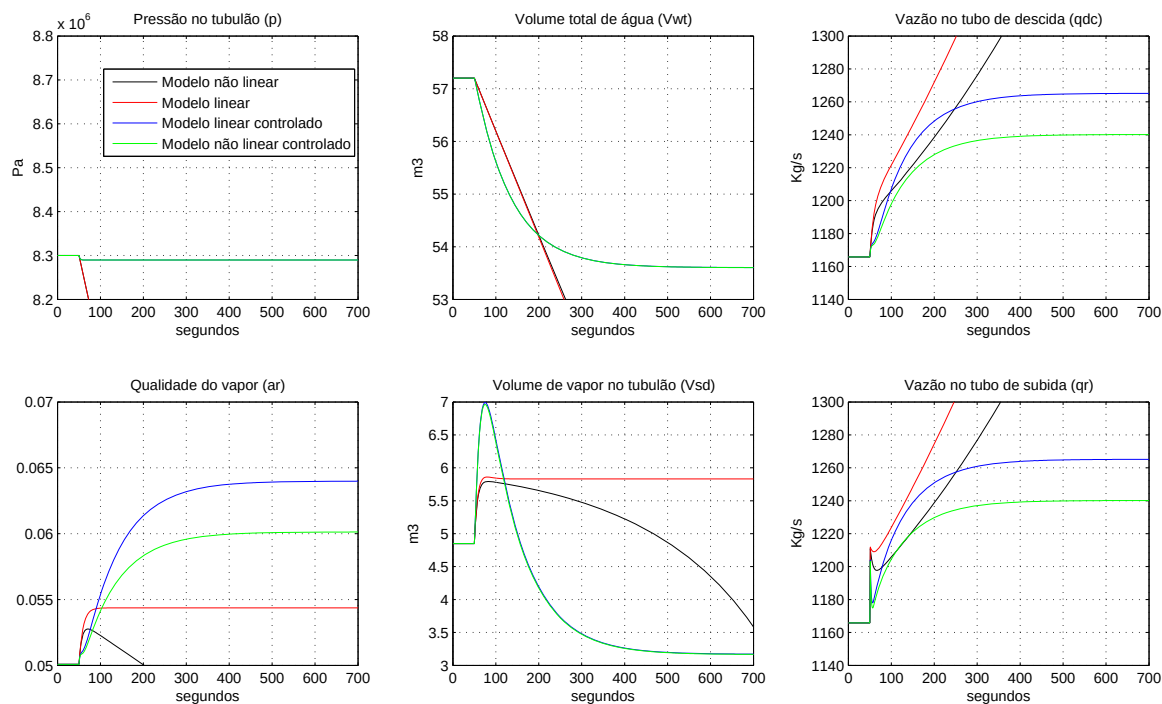


Figura 59 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,3MPa$.

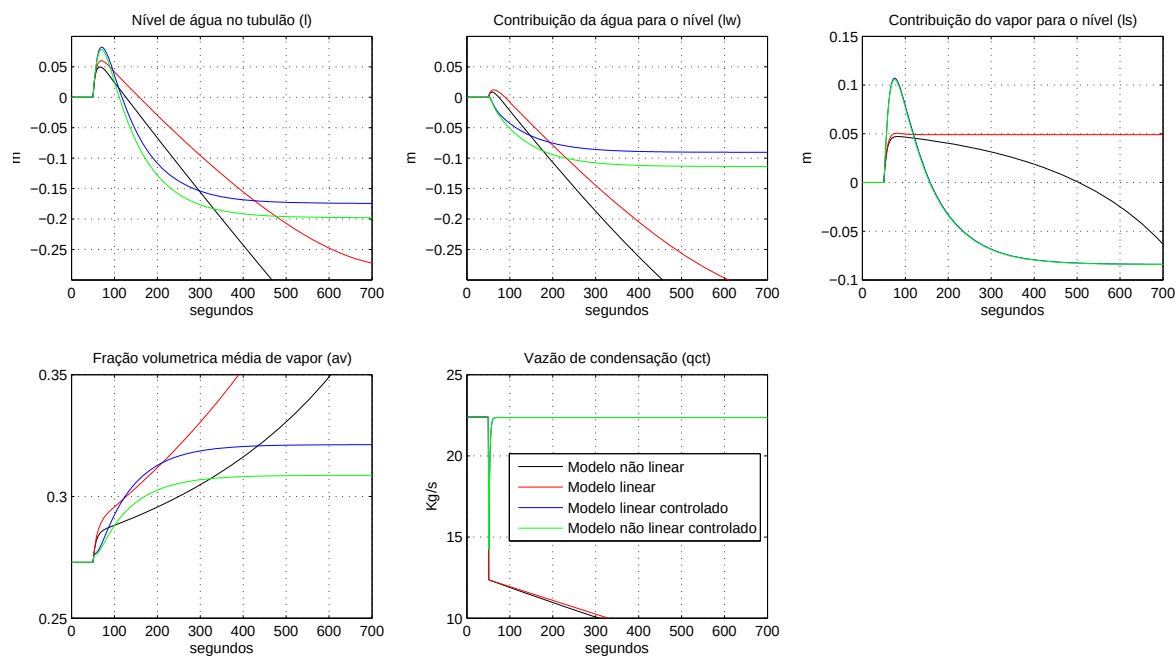
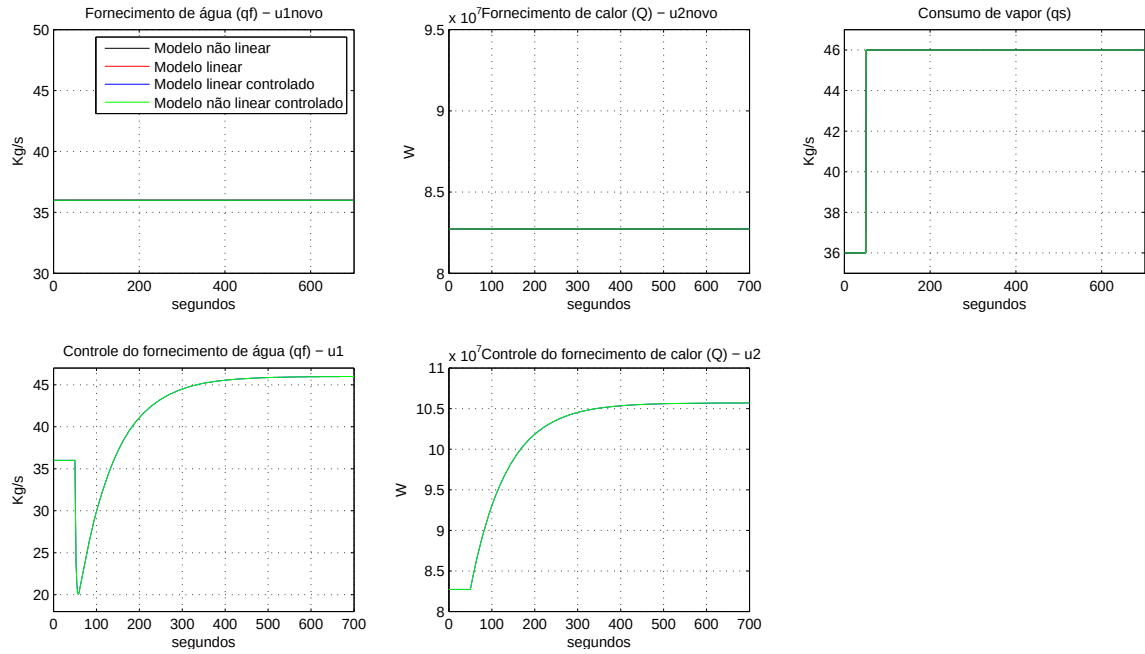


Figura 60 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,3MPa.



Na segunda simulação é suposto que o sistema está no ponto de operação, 8,5MPa.

Figura 61 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,5MPa.

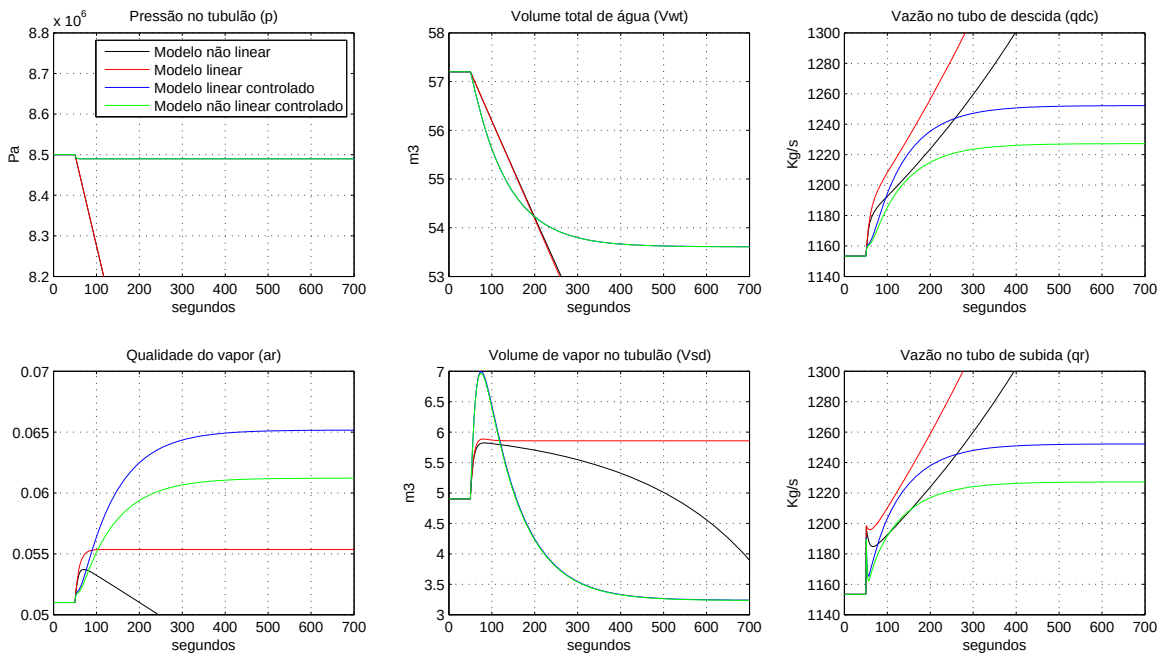


Figura 62 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a 8,5 MPa.

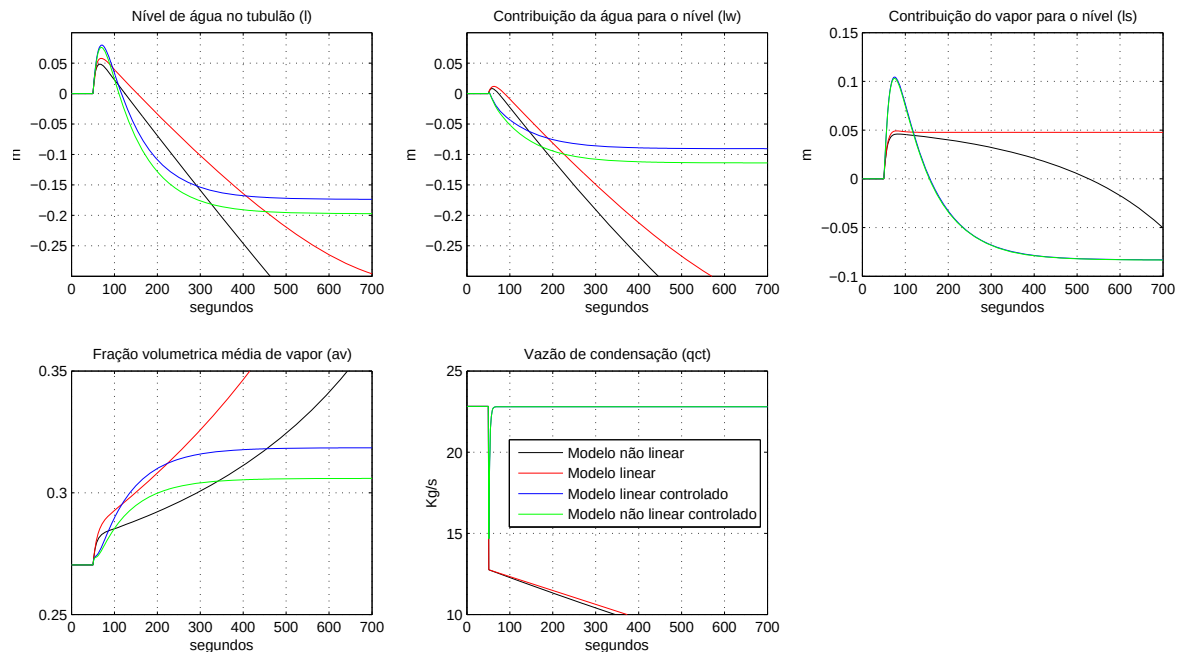
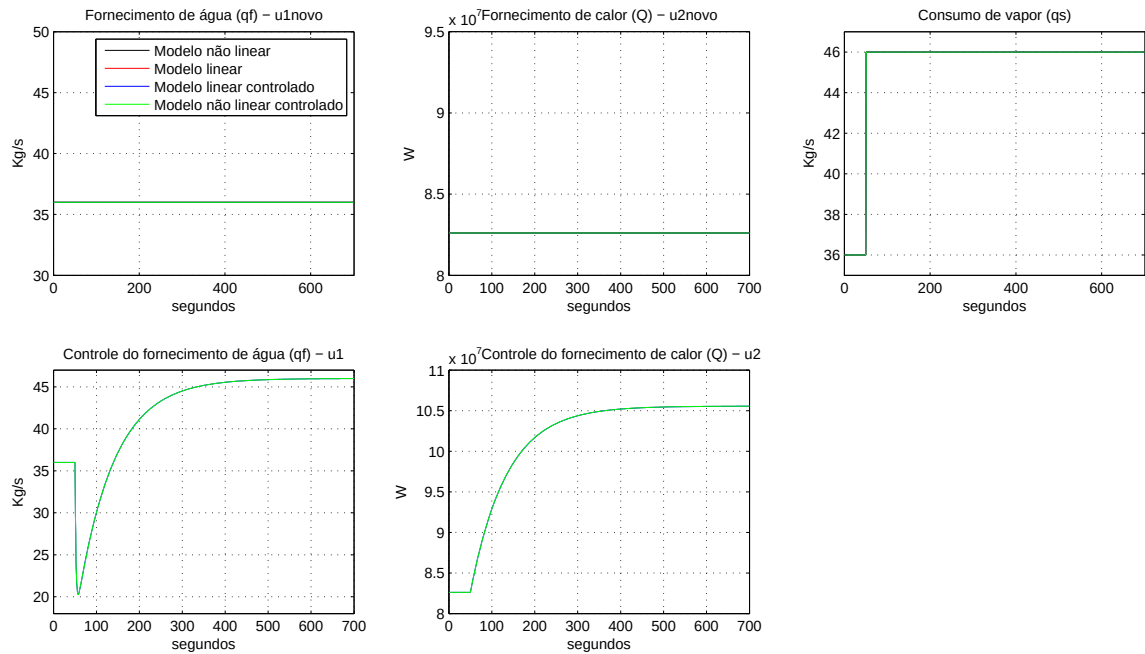


Figura 63 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,5 MPa.



Na terceira simulação é suposto que o sistema está operando na condição de pressão máxima 8,7 MPa.

Figura 64 - Resposta das variáveis de estado (V_{wt} , p , α_r , e V_{sd}), q_{dc} e q_r , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7\text{MPa}$.

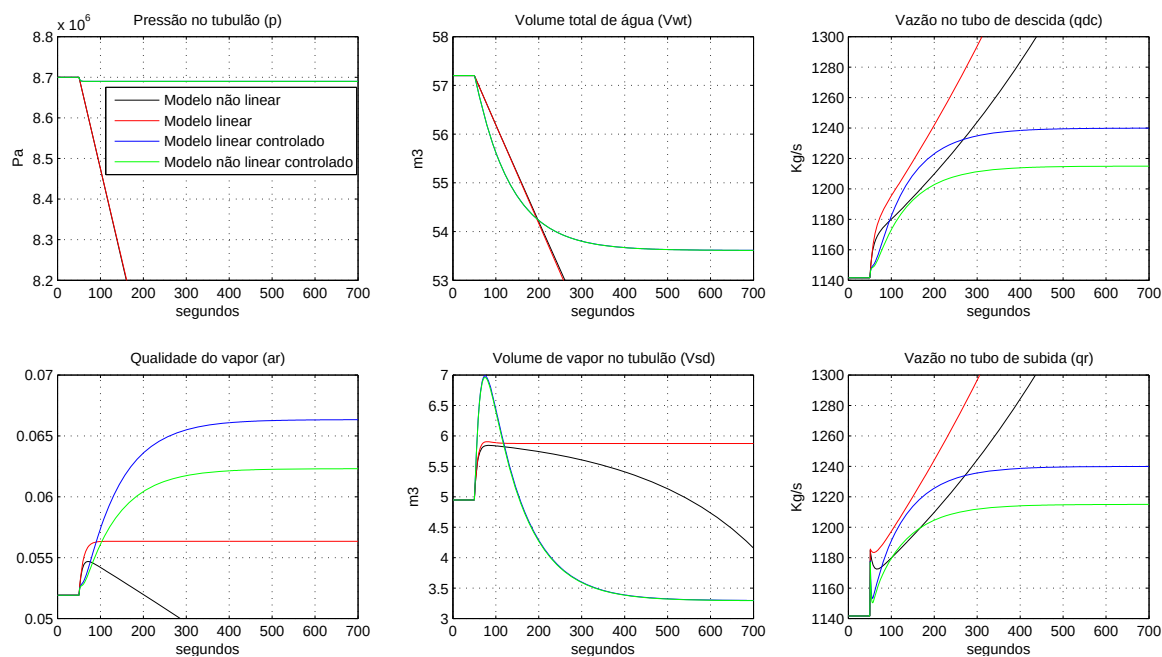


Figura 65 - Respostas do nível, α_v e q_{ct} , a um degrau em q_s a partir do instante $T = 50$ s, para condição de pressão a $8,7\text{MPa}$.

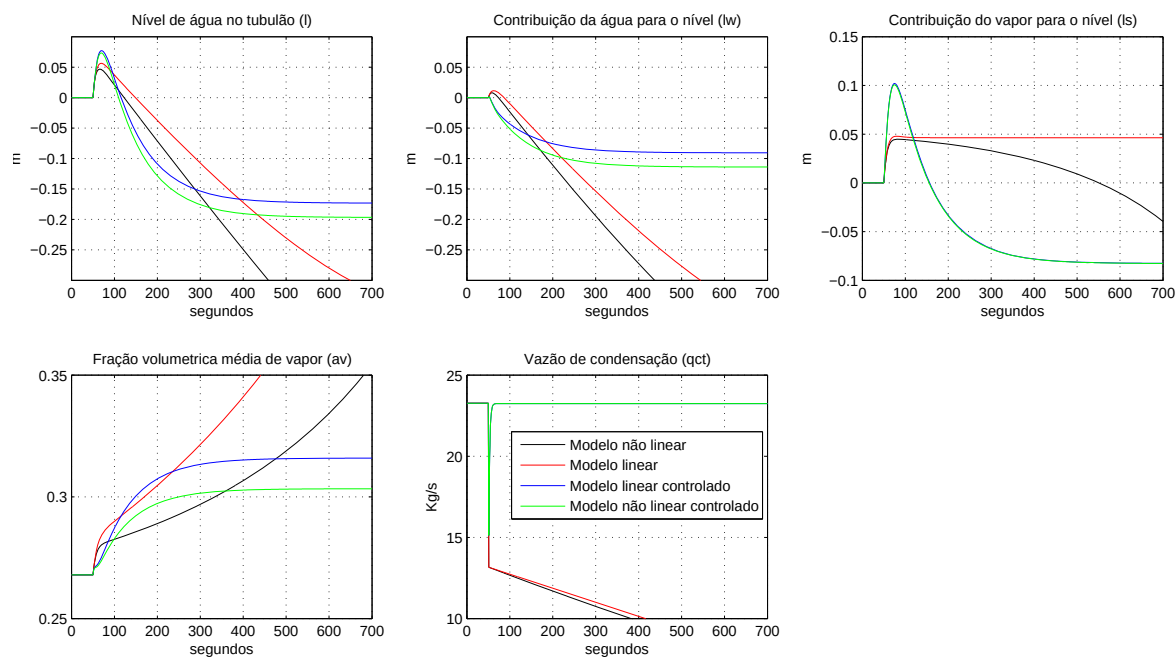
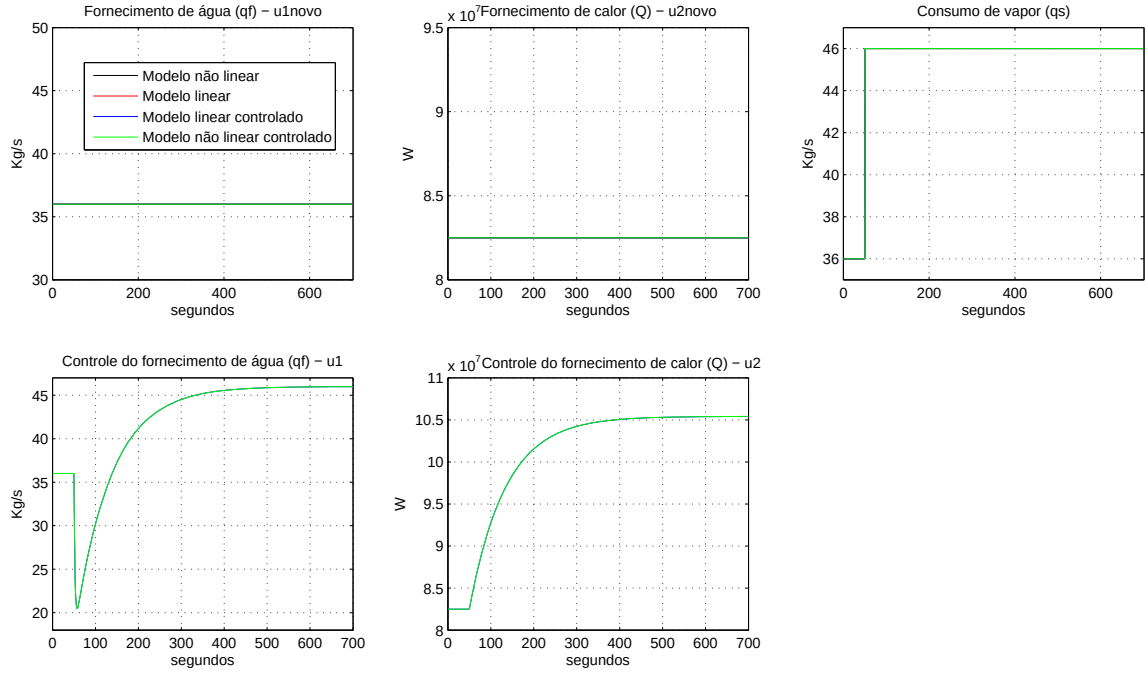


Figura 66 - Entradas: q_f (u_{1novo}) e Q (u_{2novo}), e distúrbio de consumo de vapor, q_s . Sinais de controle: q_f (u_1) e Q (u_2), para condição de pressão a 8,7MPa.



Com as três simulações realizadas, verifica-se que o modelo linear controlado e o modelo não linear controlado têm comportamentos muito próximos, ou bem próximos, como é o caso das variáveis q_{dc} , q_r , α_r , α_v , l e l_w . Para este distúrbio de demanda, o sistema de controle teve um desempenho de acordo com os objetivos propostos: independente da pressão a que se encontrava o sistema, após o distúrbio a mesma se manteve praticamente constante, sem haver *overshoot*. O tempo de estabelecimento ocorreu no tempo especificado, ficando em torno de $T = 600$ s. Quanto às entradas de controle, os valores máximos do fornecimento de água e de calor, foram, respectivamente, 45,99 Kg/s e 105,7 MW (considerando o modelo não linear controlado), ambos registrados à condição de pressão de 8,3MPa. Isso representa um aumento de 27,75% no fornecimento de água e um aumento de 27,76% no fornecimento de calor, em relação às condições iniciais. Embora o fornecimento de calor tenha sido elevado, ainda se encontra abaixo do valor limite especificado. É interessante notar, que para este distúrbio de demanda, as entradas controladas de água e calor não apresentaram *overshoot* até o estabelecimento do sistema, o que significa que não há desperdício nem de água e nem de calor, e ainda reduz a possibilidade de danos à tubulação de vapor da planta.

6 CONCLUSÕES

Foi apresentado o funcionamento de uma caldeira, e sua respectiva automação. O sistema de controle da produção de vapor utilizado atualmente é ineficiente, pois o mesmo é ajustado para um ponto de operação exato do sistema. Além disso, este ajuste é feito pelo método da tentativa e erro. A atuação deste sistema de controle não considera a existência de restrições nos valores máximos e mínimos das entradas de controle, nem o tempo aproximado do estabelecimento do sistema em relação à aplicação de distúrbios. Este fato acarreta na prática desperdícios de água e calor, e ainda o sistema pode levar algumas horas para o estabelecimento. Diante destes problemas, motivou-se a busca por um controlador que levasse em conta o máximo de variáveis do sistema, com o objetivo de melhorar o controle que atualmente é feito.

Foi proposta uma nova modelagem matemática do sistema de produção de vapor de uma caldeira aquatubular, que consiste inicialmente da linearização do modelo não linear proposto em Åström e Bell (2000), mas supondo que o sistema possa operar em diferentes pontos de operação, pertencentes a um conjunto previamente especificado. A forma final do modelo matemático utilizado foi descrita como um modelo fuzzy Takagi-Sugeno. Como o modelo linear se apresentou satisfatório em relação ao modelo não linear, optou-se por utilizar as ferramentas disponíveis de controle linear para o controle da planta.

O método de projeto do controlador foi baseado em Desigualdades Matriciais Lineares (LMIs), pois este método garantiu a estabilidade do sistema controlado, a restrição das entradas controladas (fornecimento de água e de calor) e o tempo de estabelecimento do sistema. Além disso, considerando a pressão no ponto de operação (pertencente a uma faixa de valores conhecidos), foi possível o projeto de um único controlador que garantisse as condições propostas neste trabalho. Simulações do sistema não linear controlado, para diferentes condições de operação da planta, e diferentes distúrbios na mesma, revelaram a eficácia da nova aplicação de controle para a produção de vapor de uma caldeira aquatubular ao garantir estabilidade, limitação das entradas de controle, no caso abaixo de 33% em relação à seus respectivos valores nominais, e tempo de estabelecimento do sistema não

superior à 600 segundos (10 minutos), tudo isso para uma faixa de operação de pressão de $8,3\text{MPa}$ a $8,7\text{MPa}$. Em todas as simulações realizadas não foram constatados *overshoots* nas entradas de controle. Esse fato favorece o não desperdício no fornecimento de água e de calor do sistema. Também não houve *overshoot* na pressão do tubulão da caldeira, garantindo que a tubulação de vapor, turbina do conjunto turbo-gerador e equipamentos que utilizam vapor possam funcionar sem riscos de prejuízos causados por oscilações na pressão do vapor produzido.

A contribuição deste trabalho para o projeto do sistema de controle da produção de vapor de uma caldeira, em relação à outras publicações pesquisadas e citadas, é que o método proposto garante mutuamente que o sistema opere em diferentes pontos de operação, para uma faixa de valores de pressão, restringindo o consumo de água e calor do sistema, e ainda com um tempo de estabelecimento satisfatório. Assim, este novo método de projeto de controle de produção de vapor de caldeira aquatubular pode ser inovador e bastante útil.

6.1 Perspectivas Futuras

Como extensão da pesquisa do projeto, pretende-se: estudar o acesso à todas variáveis de estado do sistema, utilizando os sensores disponíveis nas caldeiras já instaladas; controlar diretamente o nível de água do tubulão de vapor da caldeira, que depois da pressão, é a próxima variável crítica para a operação da planta; inserir o novo método de controle nas plantas que utilizam CLP, através do OPC.

REFERÊNCIAS

- ABDENNOUR, A. An intelligent supervisory system for drum type boilers during severe disturbances. *Electrical Power and Energy Systems*, Saudi Arabia, v. 22, p. 381–387, 2000.
- ADAM, E. J.; MARCHETTI, J. L. Dynamic simulation of large boilers with natural recirculation. *Computers and Chemical Engineering*, Santa Fe, v. 23, p. 1031–1040, 1999.
- BADIN JUNIOR, H. *O que é opc?* São Paulo: Mecatrônica Atual, 2009. Disponível em: <<http://www.mecatronicaatual.com.br/secoes/leitura/643>>. Acesso em: 2 out. 2012.
- BIZZO, W. A. *Geração, distribuição e utilização de vapor*. Campinas: Unicamp, 2003. Disponível em: <<http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP4.pdf>>. Acesso em: 17 set. 2010.
- BOYD, S.; GHAOUI, L. E.; FERON, E.; BALAKRISHNAN, V. *Linear matrix inequalities in systems and control theory*. 2nd. ed. [S.l.]: SIAM Studies in Applied Mathematics, 1994. 193 p. (Studies in Applied Mathematics, 15).
- CARDIM, R. *Simulações utilizando a função ode45 do matlab*. Ilha Solteira: Laboratório de Pesquisa em Controle - UNESP, 2006. Disponível em: <<http://www.dee.feis.unesp.br/projetos/lpc/pagina7.htm>>. Acesso em: 20 maio 2010.
- CARDIM, R. *Projeto de controladores baseados em LMIs: realimentação derivativa e sistemas chaveados utilizando estrutura variável*. 2009. 120 f. Tese (Doutorado) — Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2009.
- CARVALHO, A. S.; SILVA, R. C.; NASCIMENTO, D. B. Sistema de comunicação opc para uma coluna de destilação piloto. In: SIMPÓSIO DE EXCELÊNCIA EM GESTÃO E TECNOLOGIA, 5., 2008, Campus da AEDB. *Anais...* Resende: Associação Educacional Dom Bosco, 2008. v. 5, p. 1–14.
- DUARTE, C. R. M.; FIGUEIREDO, L. C.; CORRÊA, M. V. Utilização do matlab no ensino da tecnologia ocp aplicada a controle de processos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE AUTOMÁTICA, 16., 2006, Coronel Fabriciano. *Anais...* Coronel Fabriciano: Sociedade Brasileira de Automática, 2006. v. 14, p. 1429–1434.
- EKLUND, K. *Linear mathematical models of the drum-downcomer-riser loop of a drum boiler*. Swedish: Lund Institute of Technology - Division of Automatic Control, 1968. Disponível em: <<http://www.control.lth.se/documents/1968/3005.pdf>>. Acesso em: 2 jul. 2012.
- EMPRESARIAL, E. C. *Treinamento industrial*. Lençóis Paulista: Zillo Lorenzetti, 2002.

FRANCO JUNIOR, A. *Sistemas de controle ineficientes em usinas de açúcar e etanol*. Ilha Solteira: Laboratório de Pesquisa em Controle / Faculdade de Engenharia - UNESP, 2011. Estudo Especial.

HOLMGREN, M. *Steam tables*. Redwood City: Excel macros, IF-97 Steam tables, 1997. Disponível em: <<http://www.x-eng.com>>. Acesso em: 3 jan. 2012.

JUSTI, L. *Integração*. Nova Olímpia: Usinas Itamarati, 2006.

LABIBI, B.; MARQUEZ, H. J.; CHEN, T. Decentralized robust pi controller design for an industrial boiler. *Journal of Process Control*, Tehran, v. 19, p. 216–230, 2009.

LIU, X.; LARA-ROSANO, F.; CHAN, C. W. Neurofuzzy network modelling and control of steam pressure in 300mw steam-boiler system. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*, Mexico City, v. 16, p. 431–440, 2003.

MARQUES, F. A. P. *Modelagem e controle de nível do tubulão de uma caldeira de vapor aquatubular de uma refinaria de petróleo*. 2005. 114 f. Dissertação (Mestrado) — Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

MATHWORKS, I. T. *OPC toolbox*. Natick: MathWorks, 2012. Disponível em: <<http://www.mathworks.com/products/datasheets/pdf/opc-toolbox.pdf>>. Acesso em: 15 out. 2012.

MORADI, H.; BAKHTIARI-NEJAD, F. Improving boiler unit performance using an optimum robust minimum-order observer. *Energy Conversion and Management*, Tehran, v. 52, p. 1728–1740, 2011.

NANHUA, Y.; WENTONG, M.; MING, S. Application of adaptive grey predictor based algorithm to boiler drum level control. *Energy Conversion and Management*, Shanghai, v. 47, p. 2999–3007, 2006.

OGATA, K. *Engenharia de controle moderno*. 4th. ed. New York: Prentice Hall, 2003. 800 p.

OLIVEIRA JUNIOR, V. B. *Modelagem de central termelétrica a vapor para simulação dinâmica*. 2009. 175 f. Dissertação (Mestrado) — Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2009.

PERES, P. L. D.; OLIVEIRA, R. C. L. F. *Caracterizações de estabilidade de sistemas lineares por meio de desigualdades matriciais lineares*. Campinas: Faculdade de Engenharia Elétrica e de Computação - Universidade Estadual de Campinas, 2009. Disponível em: <<http://www.dt.fee.unicamp.br/sala225/ia360/ia360.html>>. Acesso em: 9 set. 2010.

RIBEIRO, P. R. *A usina de açúcar e sua automação*. Araçatuba: SMAR, 2003.

ROSHANDEL, A.; RAZMJOU, E. G.; RAHMANI, Z.; SALEHI, S. Robust control of an industrial boiler by using μ synthesis and h_2/h_∞ techniques. *Canadian Journal on Automation, Control & Intelligent Systems*, Iran, v. 2, p. 63–72, 2011.

- SANTIM, M. P. A. *Projeto e implementação com chaveamento de reguladores fuzzy takagi-sugeno para um conjunto de pontos de operação*. 2012. 84 f. Dissertação (Mestrado) — Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2012.
- ŠILJAK, D. D.; STIPANOVIĆ, D. M. Robust stabilization of nonlinear systems: The lmi approach. *Mathematical Problems in Engineering*, Santa Clara, v. 6, p. 461–493, 2000.
- SLOTINE, J. J. E.; LI, W. *Applied nonlinear control*. [S.l.]: Prentice Hall, 1991. 352 p.
- SOUZA, W. A.; TEIXEIRA, M. C. M.; SANTIM, M. P. A.; CARDIM, R.; ASSUNÇÃO, E. On switched control design of linear time-invariant systems with polytopic uncertainties. *Systems & Control Letters*, Amsterdam, 2012. Submetido.
- ÅSTRÖM, K. J.; BELL, R. D. Drum-boiler dynamics. *Automatica*, San Francisco, v. 36, p. 363–378, 2000.
- SWARNAKAR, A.; MARQUEZ, H. J.; CHEN, T. A new scheme on robust observer based control design for nonlinear interconnected systems with application to an industrial utility boiler. In: AMERICAN CONTROL CONFERENCE, 26., 2007, Marriott Marquis Hotel at Times Square. *Proceedings...* New York City: American Automatic Control Council, 2007. v. 6, p. 5601–5606.
- VALLE, E. A.; DIECK-ASSAD, G. Modeling and simulation of a fuzzy supervisory controller for an industrial boiler. *Simulation*, Monterrey, v. 82, p. 841–850, 2006.
- XU, M.; LI, S.; CAI, W. Cascade generalized predictive control strategy for boiler drum level. *ISA Transactions*, Shangai, v. 44, p. 399–411, 2005.

APÊNDICE A – Variáveis em Função da Pressão

A temperatura do vapor, a densidade específica e a entalpia específica, tanto do vapor quanto da água, são variáveis regidas pela pressão. Para inserção destas variáveis na modelagem matemática da caldeira, as mesmas foram aproximadas por equações de acordo com valores obtidos em tabelas. A Tabela 6 apresenta esses valores, para pressões próximas à região de operação da caldeira em estudo.

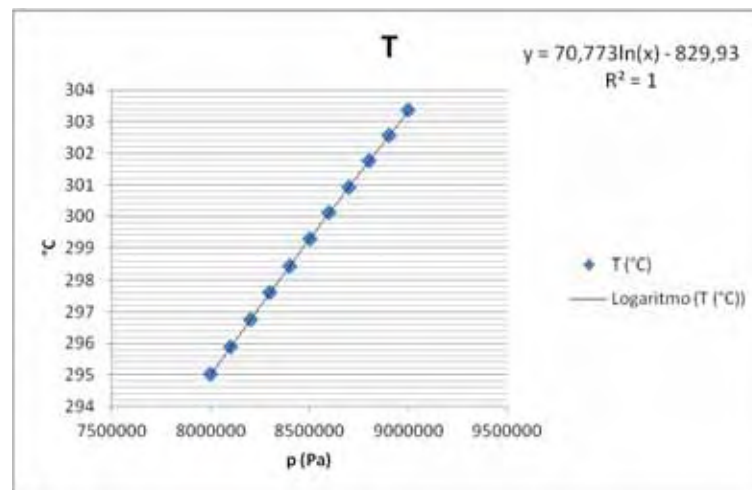
Tabela 6 - Variáveis em função da pressão.

p (MPa)	T ($^{\circ}C$)	ρ_w (Kg/m ³)	ρ_s (Kg/m ³)	h_w (J/Kg)	h_s (J/Kg)
8,0	295,01	722,19	42,506	1317300	2758700
8,1	295,88	720,48	43,122	1322100	2757200
8,2	296,74	718,76	43,739	1326800	2755700
8,3	297,59	717,05	44,362	1331600	2754100
8,4	298,43	715,33	44,986	1336300	2752600
8,5	299,27	713,63	45,614	1340900	2751000
8,6	300,10	711,93	46,245	1345600	2749400
8,7	300,92	710,23	46,878	1350200	2747800
8,8	301,74	708,54	47,517	1354800	2746200
8,9	302,54	706,85	48,158	1359300	2744600
9,0	303,35	705,16	48,804	1363900	2742900

Fonte: Holmgren (1997).

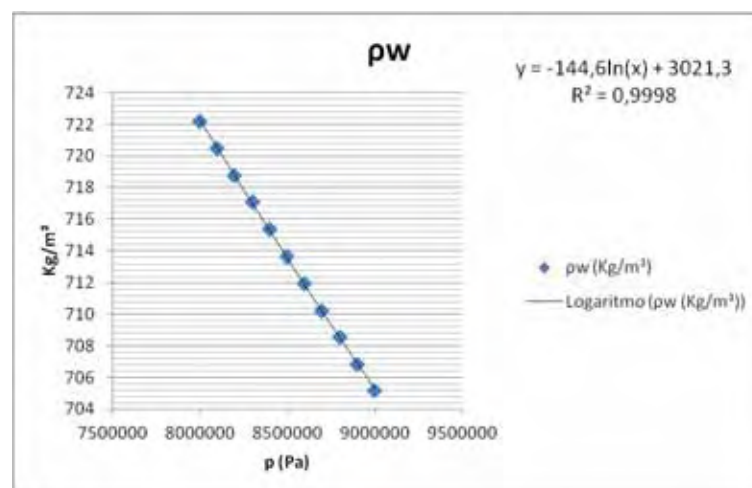
Com os dados disponíveis na Tabela 6 e utilizando recursos computacionais, foram obtidos os gráficos das variáveis em função da pressão e as suas respectivas equações foram definidas utilizando o recurso “Linha de Tendência” (Figuras 67 a 71).

Figura 67 - Gráfico da temperatura em função da pressão.



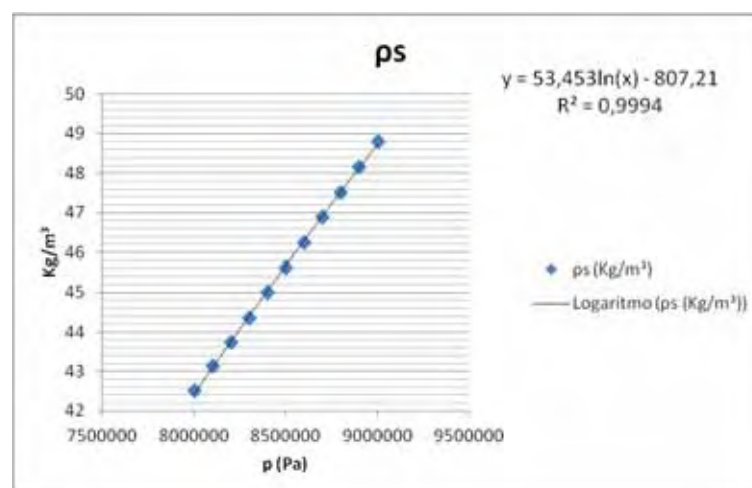
Fonte: do próprio autor.

Figura 68 - Gráfico da densidade específica da água em função da pressão.



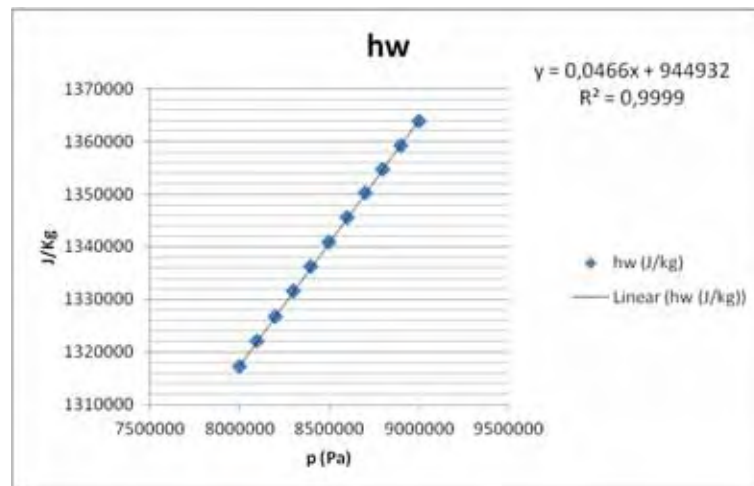
Fonte: do próprio autor.

Figura 69 - Gráfico da densidade específica do vapor em função da pressão.



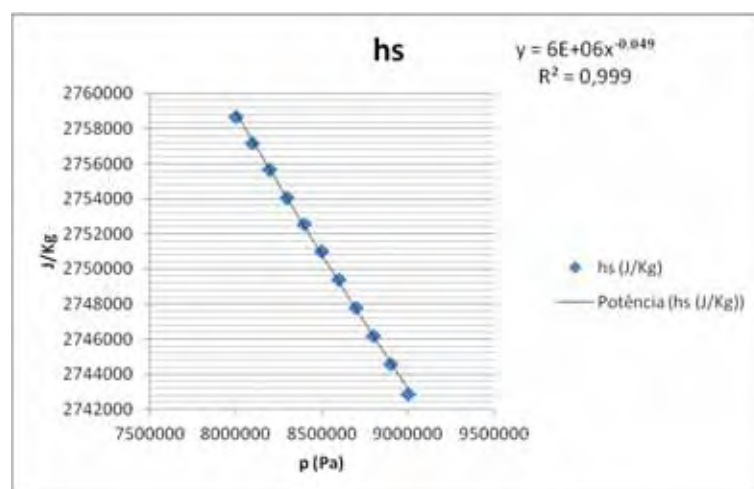
Fonte: do próprio autor.

Figura 70 - Gráfico da entalpia específica da água em função da pressão.



Fonte: do próprio autor.

Figura 71 - Gráfico da entalpia específica do vapor (hs) em função da pressão.



Fonte: do próprio autor.

APÊNDICE B – Comunicação entre MATLAB e CLP

OPC é a sigla para *OLE for Process Control*, onde OLE significa *Object Linking and Embedding*. Este é o nome dado a uma interface padronizada de comunicação que foi criada na tentativa de minimizar os problemas relacionados à inconsistência dos *drivers* de equipamentos industriais de diferentes fabricantes.

Os equipamentos dotados de comunicação via OPC (CLPs, câmeras industriais, robôs, etc.) disponibilizam dados internos em uma interface simplificada, onde aplicações externas podem interagir com a leitura e/ou escrita de valores em parâmetros, registradores de programas, resultados, etc. Cada fabricante disponibiliza os dados mais convenientes, de acordo com o equipamento.

A intermediação da comunicação entre aplicação cliente e equipamento é realizada por um servidor OPC (OPC Server). Este servidor possui os *drivers* referentes aos equipamentos suportados, e de acordo com o modelo configurado, disponibiliza a região de dados específica. Por exemplo, em uma comunicação com um CLP, é possível ler ou escrever valores de memórias internas, utilizadas no programa do usuário, ou até mesmo ler estado de entradas e saídas (BADIN JUNIOR, 2009).

O OPC é um protocolo de comunicação aberto. Os componentes OPC se classificam em duas categorias: Clientes OPC e Servidores OPC (CARVALHO; SILVA; NASCIMENTO, 2008):

- Cliente OPC é tipicamente um usuário dos dados tais como uma Interface de Operação ou um Sistema supervisório;
- Servidor OPC é uma fonte de dados que coleta ou gera dados a partir de um processo, disponibilizando-os aos Clientes OPC.

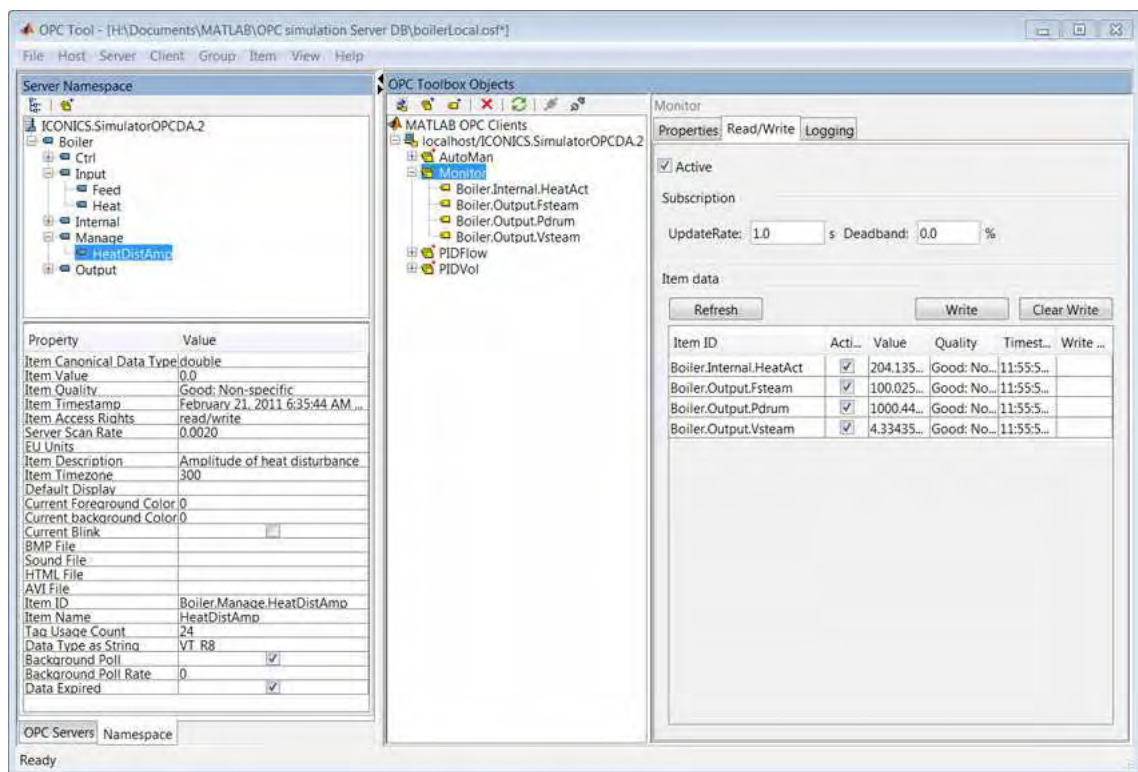
Qualquer Cliente OPC pode se comunicar com qualquer Servidor OPC, independentemente do tipo de dispositivo e do fabricante. Essa comunicação é válida somente para OPC-DA (*Data Access*), uma vez que existem diferentes tecnologias OPC. No caso, o Cliente OPC é o MATLAB® e o Servidor OPC é o CLP.

O *OPC toolbox*, que é um aplicativo para o software MATLAB®, é uma coleção de funções que estendem a capacidade numérica deste software, capaz de estabelecer comunicação com os Servidores OPC, assumindo o papel de Cliente OPC (DUARTE; FIGUEIREDO; CORRÊA, 2006).

Usando o *OPC toolbox*, é possível registrar os dados (uma lista dos dados que mudaram, e seus valores novos) de um usuário no disco rígido ou numa memória, para mais tarde processar. Para trabalhar com os dados adquiridos, é necessário trazê-los para o espaço do MATLAB®. O *toolbox* fornece diversas maneiras para isto. Além disso, ocorrências tais como a notificação de que o estado de uma variável mudou, são reconhecidas (CARVALHO; SILVA; NASCIMENTO, 2008).

O procedimento e uso do *OPC toolbox* está disponível em Duarte, Figueiredo e Corrêa (2006). A figura a seguir apresenta um exemplo de tela do *OPC toolbox*.

Figura 72 - Tela de comando do *OPC toolbox*.



Fonte: MathWorks (2012).