



TRABALHO DE GRADUAÇÃO

**INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE DE PLANTA PILOTO  
INDUSTRIAL DE QUATRO TANQUES ACOPLADOS**

**Filipe Marinho Barcellos**

Brasília, dezembro de 2016

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA**

FACULDADE DE TECNOLOGIA

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA  
Faculdade de Tecnologia

TRABALHO DE GRADUAÇÃO

**INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE DE PLANTA PILOTO  
INDUSTRIAL DE QUATRO TANQUES ACOPLADOS**

**Filipe Marinho Barcellos**

*Relatório submetido ao Departamento de Engenharia  
Elétrica como requisito parcial para obtenção  
do grau de Engenheiro de Controle e Automação*

Banca Examinadora

Prof. Eduardo Stockler Tognetti, ENE/UnB  
*Orientador*

\_\_\_\_\_

Prof. Lélío Ribeiro Soares Júnior, ENE/UnB  
*Co-orientador*

\_\_\_\_\_

Prof. Henrique Cezar Ferreira, ENE/UnB  
*Examinador interno*

\_\_\_\_\_

## FICHA CATALOGRÁFICA

MARINHO BARCELLOS, FILIPE

Instrumentação e controle de planta piloto industrial de quatro tanques acoplados

[Distrito Federal] 2016.

xi, 92p., 297 mm (FT/UnB, Engenheiro, Controle e Automação, 2016). Trabalho de Graduação – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

- |                              |                             |
|------------------------------|-----------------------------|
| 1. Curvas de atuadores       | 2. Controle de nível        |
| 3. Controle de processos     | 4. Controle descentralizado |
| 5. Sistema de quatro tanques | 6. Planta piloto industrial |

I. Mecatrônica/FT/UnB

## REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

BARCELLOS, F. M., (2016). Instrumentação e controle de planta piloto industrial de quatro tanques acoplados. Trabalho de Graduação em Engenharia de Controle e Automação, Publicação FT. TG-*n*°25/2016, Faculdade de Tecnologia, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 92p.

## CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Filipe Marinho Barcellos

TÍTULO DO TRABALHO DE GRADUAÇÃO: Instrumentação e controle de planta piloto industrial de quatro tanques acoplados.

GRAU: Engenheiro de Controle e Automação

ANO: 2016

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias deste Trabalho de Graduação e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte desse Trabalho de Graduação pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

---

Filipe Marinho Barcellos

AOS 2, Bloco E, Apt. 605 – Octogonal.

70660-025 Brasília – DF – Brasil.

## **Dedicatória**

*Aos meus amados pais, Aridney e Ana Lucia, que sempre me deram tudo. Aos meus irmãos: Nathalia, Leandro, Bernardo, Rafael e Mariana, grandes luzeiros em minha vida.*

*Filipe Marinho Barcellos*

## **Agradecimentos**

*Agradeço ao professor Eduardo Stockler pela paciência, apoio e dedicação durante toda a execução deste trabalho. Agradeço também ao professor Lélío Ribeiro pela solicitude e orientações. Incluo também Matheus Crestani e Lucas Peixoto pelos trabalhos na bancada, auxiliando-me muito. Agradeço a meu pai, Aridney, e a minha mãe, Ana Lúcia, pelo amor, conselhos e exemplo ao longo de toda minha vida, e a meus irmãos por toda convivência e carinho, por me ajudarem a formar caráter. Agradeço a meu querido amigo Lucas Entreportes, que com amizade descontraída e conselhos oportunos sempre me faz ir mais alto. Agradeço também ao caríssimo Renato Henz, por todo suporte no início desses trabalhos e pela amizade na qual me apoio muito. Ao André Abreu, Rédytton Brenner e todos meus amigos que passam tristezas e alegrias comigo. Unido a Santa Maria, agradeço em primeira e última instância a Deus, pelo dom da vida e do trabalho.*

*Filipe Marinho Barcellos*

---

## RESUMO

Este texto apresenta os primeiros trabalhos de instrumentação e controle realizados na planta didática industrial de quatro tanques do Laboratório de Controle de Processos da Universidade de Brasília. A topologia dessa bancada possibilita experimentos de processos com múltiplas entradas e saídas, podendo haver maior ou menor interferência entre variáveis dependendo da configuração dos elementos da planta didática. De uma forma geral, o objetivo deste projeto foi investigar e conhecer a instalação, o funcionamento e os processos que podem ser feitos na nova bancada. É mostrada a calibração dos sensores transmissores instalados; é também exposta uma metodologia experimental para levantar as curvas características das válvulas e bombas da bancada. São tomadas as funções matemáticas da vazão em função do sinal aplicado aos atuadores a partir das regressões polinomiais aplicadas aos dados do levantamento. Por fim, é apresentado o controle dos níveis inferiores utilizando uma abordagem descentralizada de controladores PI, ignorando malhas interferentes. Isso foi feito desde a definição da configuração das aberturas das válvulas, passando pela identificação empírica do processo, até a aplicação do controle. Devido a mudanças nos atuadores, as suas curvas apresentadas neste trabalho já se encontram desatualizadas, embora a validade da metodologia persista. Os resultados do controle aplicado foram satisfatórios, abrindo espaço para serem experimentadas estratégias mais avançadas de controle de sistemas multi-variáveis.

---

## ABSTRACT

This text presents the first approach in instrumentation and control of the four tanks system didactic plant located at the University of Brasilia's Process Control Laboratory. The topology of this workbench enables several experiments of multiple input and output processes, in which there is more or less variable interference depending on the configurations of this didactic plant's elements. The general objective of this project is developing awareness of the setup of this new workbench through reseaching, as well as its operating characteristics and which processes can be tested on it. It is shown the calibration of installed transmitters; it is also exposed a methodology for obtaining the actuator's curves; based on them, the mathematical functions relating the applied signal and the consequent flow are given, through polynomial regression. Lastly, it is presented the lower tanks' level control, adopting a decentralized PI control. This was done from the definition of the valves' opening, through the empirical model identification, finally to the experiment with the controllers. Due to changes in the actuators, the risen curves are outdated, yet the presented methodology is still valid. The applied control was satisfactory. There is now the opportunity of more advanced multivariable control strategies to be implemented in the future.

# SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
1.1	CONTEXTUALIZAÇÃO	1
1.1.1	MOTIVAÇÃO	1
1.1.2	SISTEMA DE QUATRO TANQUES	3
1.2	DEFINIÇÃO DO PROBLEMA	5
1.3	OBJETIVOS DO PROJETO	5
1.4	APRESENTAÇÃO DO MANUSCRITO	5
<b>2</b>	<b>FUNDAMENTOS TEÓRICOS</b>	<b>6</b>
2.1	INTRODUÇÃO	6
2.2	CONTROLADORES LÓGICOS PROGRAMÁVEIS	6
2.3	IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS	8
2.3.1	ABORDAGEM EMPÍRICA	8
2.3.2	FERRAMENTA <i>System Identification</i>	10
2.4	CONTROLE <i>Feedback</i> E SINTONIA DE CONTROLADORES PID	11
2.4.1	TOPOLOGIA DA MALHA DE CONTROLE	11
2.4.2	SISTEMAS MULTI-VARIÁVEIS E APROXIMAÇÃO LINEAR	12
2.4.3	SINTONIA DE CONTROLADORES	14
2.4.4	EFEITO DE <i>windup</i>	15
2.5	FILTRAGEM DE SINAIS EM CONTROLE DE PROCESSOS	16
<b>3</b>	<b>DESENVOLVIMENTO</b>	<b>18</b>
3.1	INTRODUÇÃO	18
3.2	MODELAGEM MATEMÁTICA DE RESERVATÓRIOS	18
3.3	DESCRIÇÃO DA BANCADA	20
3.3.1	VISÃO GERAL DA BANCADA	20
3.3.2	CARACTERÍSTICAS DAS BOMBAS	23
3.3.3	CARACTERÍSTICAS DAS VÁLVULAS	24
3.3.4	COMUNICAÇÃO COM O CLP	25
3.4	MÉTODO DE CALIBRAÇÃO DOS SENSORES	27
3.4.1	CALIBRAÇÃO DOS TRANSMISSORES DE NÍVEL	27
3.4.2	CALIBRAÇÃO DOS TRANSMISSORES DE VAZÃO	27
3.5	APLICAÇÃO DE FILTROS	30
3.6	OBTENÇÃO DAS CURVAS DOS ATUADORES	30
3.7	FUNÇÃO DE GANHO DOS ATUADORES	31
3.8	IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE DE NÍVEL	31
3.8.1	DEFINIÇÃO DE CONFIGURAÇÃO DA BANCADA	31
3.8.2	IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO	32

3.8.3	PROJETOS DE CONTROLADOR PI .....	32
<b>4</b>	<b>RESULTADOS EXPERIMENTAIS .....</b>	<b>33</b>
4.1	INTRODUÇÃO .....	33
4.2	DADOS DE CALIBRAÇÃO DOS TRANSMISSORES DE NÍVEL .....	33
4.3	DADOS DE CALIBRAÇÃO DOS TRANSMISSORES DE VAZÃO .....	34
4.3.1	TRANSMISSOR DE VAZÃO 1 .....	34
4.3.2	TRANSMISSOR DE VAZÃO 2 .....	34
4.3.3	TRANSMISSOR DE VAZÃO 3 .....	35
4.3.4	TRANSMISSOR DE VAZÃO 4 .....	35
4.3.5	ANÁLISE DOS QUATRO TRANSMISSORES .....	36
4.4	EXPERIMENTO DE OBTENÇÃO DE CURVAS DE ATUADORES .....	36
4.5	CARACTERÍSTICAS DAS VÁLVULAS .....	41
4.5.1	VÁLVULA 1 .....	41
4.5.2	VÁLVULA 2 .....	42
4.5.3	VÁLVULA 3 .....	43
4.5.4	VÁLVULA 4 .....	44
4.6	CARACTERÍSTICAS DAS BOMBAS .....	46
4.6.1	BOMBA 1 .....	46
4.6.2	BOMBA 2 .....	47
4.6.3	ANÁLISE DOS DADOS OBTIDOS .....	49
4.7	CARACTERÍSTICAS DE VAZÃO EM FUNÇÃO DA ABERTURA E COMANDO DA BOMBA .....	50
4.8	APLICAÇÃO DE CONTROLE DE NÍVEL .....	53
4.8.1	FILTRO DOS TRANSMISSORES DE NÍVEL .....	53
4.8.2	DEFINIÇÃO DE PONTO DE OPERAÇÃO .....	54
4.8.3	IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO .....	58
4.8.4	IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLADORES PI .....	62
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES .....</b>	<b>80</b>
5.1	TRABALHOS FUTUROS .....	82
	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>83</b>
	<b>ANEXOS .....</b>	<b>85</b>
<b>I</b>	<b>EQUAÇÕES DE GANHO DAS BOMBAS EM CADA PONTO DE OPERAÇÃO .....</b>	<b>86</b>
I.1	FUNÇÃO DE GANHO DA BOMBA 1 .....	86
I.1.1	VALVULA 1 EM 100%, VÁLVULA 4 EM 0% .....	86
I.1.2	VALVULA 1 EM 0%, VÁLVULA 4 EM 100% .....	86
I.2	FUNÇÃO DE GANHO DA BOMBA 2 .....	87
I.2.1	VALVULA 2 EM 100%, VÁLVULA 3 EM 0% .....	87
I.2.2	VALVULA 2 EM 0%, VÁLVULA 3 EM 100% .....	87
<b>II</b>	<b>DIAGRAMAS SIMULINK .....</b>	<b>88</b>

II.1	SIMULAÇÃO.....	88
II.2	DIAGRAMA PARA APLICAÇÃO REAL.....	92

# LISTA DE FIGURAS

1.1	Modelo controlador + processo .....	1
1.2	Exemplo de processo com duas entradas .....	2
1.3	Exemplo de processo MIMO (tanque de mistura).....	3
1.4	Planta de quatro tanques originalmente proposta por Johansson [2000].....	4
2.1	"Escala"de conversão: variável analógica para digital.....	7
2.2	Localização de um CLP em um processo .....	8
2.3	Procedimento para identificação empírica de modelo (Fonte: MARLIN 1997, pg. 176, tradução livre).....	9
2.4	<i>System Identification Toolbox</i> .....	11
2.5	Exemplo de controle <i>feedback</i> de temperatura .....	12
2.6	Exemplo de aplicação do princípio da superposição em sistema MIMO 2x2 .....	13
2.7	Forma <i>reset automático</i> de um controlador PI com saída limitada.....	16
2.8	Estrutura de uma malha de controle com filtragem de sinal .....	17
3.1	Desenho esquemático da planta piloto didática .....	19
3.2	Planta piloto de quatro tanques: foto real.....	21
3.3	Planta piloto de quatro tanques: foto real, após mudanças. ....	22
3.4	Quadro de comando da bancada DCNV4T .....	23
3.5	Foto do motor e bomba .....	24
3.6	Válvula manual do tipo esfera.....	24
3.7	Válvula motorizada Sinr® .....	25
3.8	Configuração de endereço IP do computador.....	26
3.9	Tela principal da aplicação para programação do CLP B&R.....	27
3.10	Definição dos limites 0% e 100% do nível dos tanques.....	28
3.11	Bloco de escala. Nível do tanque 1: calibração relativa.....	29
4.1	Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 1 .....	37
4.2	Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 2.....	37
4.3	Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 3.....	38
4.4	Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 4.....	38
4.5	Curvas abertura vs. vazão da válvula 1 .....	42
4.6	Curvas abertura vs. vazão da válvula 2 .....	43
4.7	Curvas abertura vs. vazão da válvula 3 .....	44
4.8	Curvas abertura vs. vazão da válvula 4 .....	45
4.9	Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 1 .....	46
4.10	Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 4 .....	47
4.11	Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 2 .....	48
4.12	Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 3 .....	49
4.13	Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 1 .....	50

4.14	Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 2 .....	51
4.15	Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 3 .....	52
4.16	Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 4 .....	53
4.17	Resposta dos níveis em regime permanente inicial .....	56
4.18	Variação dos níveis 1 e 3, em relação ao valor de regime permanente inicial .....	57
4.19	Variação dos níveis 2 e 4, em relação ao valor de regime permanente inicial .....	57
4.20	Resposta nível 3 à bomba 1 .....	58
4.21	Resposta nível 4 à bomba 1 .....	59
4.22	Telas principais da ferramenta <i>ident</i> .....	59
4.23	Tela para estimar parâmetros de modelo de processos .....	60
4.24	Resposta nível 3 à bomba 2 .....	61
4.25	Resposta nível 4 à bomba 2 .....	61
4.26	Resposta do controlador PI - nível do tanque 4 .....	63
4.27	Sinal de controle - controle de nível do tanque 4 .....	64
4.28	Erro - controle de nível do tanque 4 .....	64
4.29	Perturbação causada no nível 3- controle de nível do tanque 4 .....	65
4.30	Resposta do controlador PI - nível do tanque 3 .....	66
4.31	Sinal de controle - controle de nível do tanque 3 .....	67
4.32	Erro - controle de nível do tanque 3 .....	67
4.33	Perturbação causada no nível 4- controle de nível do tanque 3 .....	68
4.34	Resposta dos níveis à primeira tentativa do experimento 1 - controle $H_3H_4$ .....	69
4.35	Sinal de controle - controle $H_3H_4$ .....	70
4.36	Esquemático de um PI com <i>anti-windup</i> .....	71
4.37	Experimento 1: nível tanque 3 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	72
4.38	Experimento 1: nível tanque 4 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	72
4.39	Experimento 1: erro na entrada do PI- $B_2H_3$ - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	73
4.40	Experimento 1: erro na entrada do PI- $B_1H_4$ - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	74
4.41	Experimento 1: sinal de entrada na bomba 2 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	74
4.42	Experimento 1: sinal de entrada na bomba 1 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	75
4.43	Experimento 2: nível tanque 3 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	76
4.44	Experimento 2: nível tanque 4 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	76
4.45	Experimento 2: erro na entrada do PI- $B_2H_3$ - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	78

4.46	Experimento 2: erro na entrada do PI- $B_1H_4$ - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	78
4.47	Experimento 2: sinal de entrada na bomba 2 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	79
4.48	Experimento 2: sinal de entrada na bomba 1 - Controlador PI- $H_3H_4$ com novo valor inicial de bombas e anti-windup .....	79
II.1	Diagrama de simulação para o PI $B_1H_4$ .....	88
II.2	Diagrama de simulação para o PI $B_2H_3$ .....	89
II.3	Diagrama de simulação para o PI $H_3H_4$ .....	90
II.4	Detalhe do bloco DeadZone .....	91
II.5	Diagrama para aplicação de controle na bancada e testes em malha aberta.....	92

# LISTA DE TABELAS

1.1	Tipos de controladores para aplicação industrial .....	2
2.1	Lógica da conversão A/D de uma porta digital.....	6
2.2	Sintonia via método de Ziegler-Nichols .....	14
2.3	Sintonia via método CHR .....	15
2.4	Sintonia via método IMC por SKOGESTAD [2003] .....	15
3.1	Descrição dos símbolos da Figura 3.1 .....	18
3.2	Características da Bomba GRUNDFOS .....	23
3.3	Características do Motor Elétrico WEG .....	24
3.4	Características da Válvulas Motorizada.....	25
4.1	Dados para calibração dos transmissores de nível.....	33
4.2	Volume dos tanques da bancada .....	34
4.3	Calibração do transmissor de vazão 1 .....	34
4.4	Calibração do transmissor de vazão 2 .....	35
4.5	Calibração do transmissor de vazão 3 .....	35
4.6	Calibração do transmissor de vazão 4 .....	36
4.7	Valores dos blocos de calibração dos transmissores de vazão .....	36
4.8	Comparação entre comando das bombas: escala de engenharia vs. Hz.....	39
4.9	Dados de vazão (L/s) para válvula 1 .....	40
4.10	Dados de vazão (L/s) para válvula 2 .....	40
4.11	Dados de vazão (L/s) para válvula 3 .....	41
4.12	Dados de vazão (L/s) para válvula 4 .....	41
4.13	Abertura de válvulas para relação 70%-30% de vazão .....	54
4.14	Valores de zona morta das bombas.....	54
4.15	Valores de zona morta (com nova escala $f_b(u)$ ) - tanques superiores .....	55
4.16	Tempos de assentamento (*Resposta à perturbação) .....	73
4.17	Tempos de assentamento experimento 2 - níveis $H_3$ e $H_4$ .....	77

# LISTA DE SÍMBOLOS

## Símbolos Latinos

$A$	Área	[m <sup>2</sup> ]
$a$	Percentual de abertura de válvula	[%]
$B_k$	Bomba de número $k$	
$b$	Percentual de funcionamento da bomba (comando da bomba)	[%]
$E$ ou $e$	Erro entre o valor da variável controlada e a referência	
$G$	Função de transferência	
$G_f$	Função de transferência de um filtro	
$G_{pmn}$	Função de transferência entre a saída $n$ e entrada $m$ de um processo	
$H_i$	Nível da coluna de líquido do tanque $i$	[%]
$K$	Ganho proporcional entre duas grandezas	
$K_p$	Ganho proporcional do controlador PID	
$K_{TVi,j}$	Ganho proporcional do transmissor de vazão $i$ para a vazão medida quando a bomba operava no ponto $j$ - calibração dos transmissores de vazão	[L/(s·UD)]
$K_{TVi}$	Ganho proporcional médio do transmissor de vazão $i$ - calibração dos transmissores de vazão	[L/(s·UD)]
$M_{sensor,i,j}$	Média dos dados fornecidos pelo transmissor de vazão $i$ quando a bomba operava fixa no ponto $j$ - calibração dos transmissores de vazão	[UD]
$offset_i$	Média dos dados fornecidos pelo transmissor de vazão $i$ quando não havia vazão por ele (bomba em 0%) - calibração dos transmissores de vazão	[UD]
$Q$	Vazão volumétrica	[L/s]
$Q_{i,j}$	Fluxo através da válvula $i$ com a bomba operando no ponto $j$	[L/s]
$T_B$	Tempo de duração de cada ponto de operação da bomba - experimento de obtenção das curvas características dos atuadores	[s]
$T_D$	Tempo de diferenciação do controlador PID	[s]
$T_i$	Tempo de integração do controlador PID	[s]
$T_V$	Tempo de duração de cada abertura da válvula - experimento de obtenção das curvas características dos atuadores	[s]
$\Delta t_{i,j}$	Intervalo de tempo gasto para encher o tanque $i$ quando a bomba operava no ponto $j$ - calibração dos transmissores de vazão	[s]
$U$ ou $u$	Entrada em um sistema (e.g. saída de um controlador)	
$U_m$ ou $u_m$	Entrada número $m$ de um processo	
$Vtq_i$	Volume do tanque $i$ (entre nível 0% e 100%)	[L]
$Y$ ou $y$	Saída de um sistema	
$Y_n$ ou $y_n$	Saída número $n$ de um processo	

## Símbolos Gregos

$\Delta$	Varição entre duas grandezas similares	
$\theta$	Atraso	[s]
$\lambda$	Constante de tempo em malha fechada para sintonia de controlador via modelo interno - IMC	[s]
$\tau$	Constante de tempo de uma função de transferência	[s]

## Subscritos

$B$	Indica que é relativo a uma bomba
$f$	Indica funções e constantes de filtros de sinais
$i$	Índice para número de tanque, válvula e transmissor de vazão - $i \in \mathbb{N}   1 \leq i \leq 4$
$j$	Índice dos pontos de operação de bomba para calibração dos transmissores de vazão, $j \in \mathbb{N}   1 \leq j \leq 5$
$k$	Índice para número de bomba (vide definição na página 30)
$MF$	Malha fechada
$modelo$	Indica dados inseridos ou obtidos de um modelo de um sistema real
$n_a$	Índice dos valores de abertura da válvula para experimento de obtenção de curva característica dos atuadores
$o$	Indica valor inicial
$real$	Indica dados inseridos ou obtidos de um sistema real
$TV$	Transmissor de vazão
$V$	Válvula

## Siglas

A/D	Analgico para digital
CHR	CHIEN, HRONES e RESWICK - Sintonia de controlador
CLP	Controlador Lógico Programável
D/A	Digital para analógico
IMC	Controle por Modelo Interno ( <i>Internal Model Control</i> ) - Sintonia de controlador
MIMO	Múltiplas entradas e múltiplas saídas
OPC	<i>Open Platform Communications</i> , protocolo de comunicação de CLPs
P	Controlador Proporcional
PI	Controlador Proporcional Integral
PID	Controlador Proporcional Integral Derivativo
SISO	Uma entrada e uma saída
SP	<i>Set Point</i> (Referência de variável controlada)
UD	Unidade Digital. É a unidade convencionada para os dados dos sensores após conversão A/D pelo controlador e antes da conversão D/A. Vide definição na página 7

# 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO

### 1.1.1 Motivação

A indústria é uma atividade econômica de importância fundamental no mundo moderno e um engenheiro de Controle e Automação deve estar preparado para trazer inovação e melhoria nos processos industriais que existem. O preparo desse engenheiro deve ser adequado para tal; aprendendo, desde a academia, a lidar com problemas que são correntes no meio industrial, familiarizando-se com termos utilizados, equipamentos de chão de fábrica e métodos de controle dos processos que ocorrem neste meio.

Existem diversos processos em todas as áreas industriais, tais como: a fabricação de cerveja e outras bebidas fermentadas; os processos de fundição e conformação de metais; a destilação e o refino do petróleo, etc. Em todos os casos, a dinâmica física real que neles ocorre é muito complexa, havendo muitos fatores que podem causar perturbações no sistema e interferir no valor das variáveis de interesse, podendo até culminar em um processo falho com desperdício de recursos naturais e de dinheiro.

Isso motiva a aplicação de um controle automático, deixando o sistema mais imune às perturbações do meio físico, de modo que as variáveis de interesse permaneçam no ponto de operação desejado. A Figura 1.1 esquematiza a inserção de um controlador em um processo, no qual ocorrem perturbações.

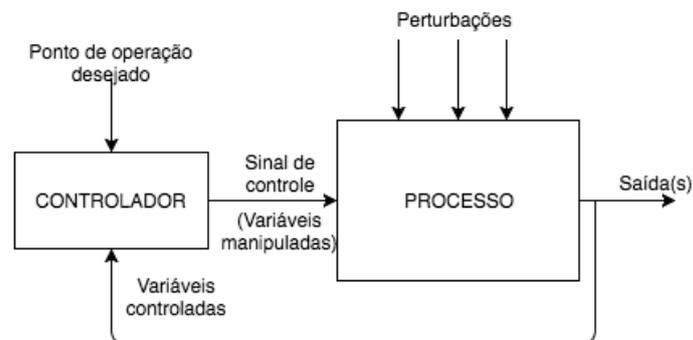


Figura 1.1: Modelo controlador + processo

Há diferentes abordagens para realizar o controle de processos. A Tabela 1.1, tirada de UNBEHAUEN [1994 apud COELHO 2000, pg. 3] compara tipos diferentes de controladores que têm suas aplicações na indústria.

Os tipos de controle mais comuns na indústria são os que utilizam somente a abordagem de realimentação (*Feedback*), tal como o PID (Proporcional, Integral, Derivativo). A grande vantagem do controle *Feedback* é o fato de ele ser uma técnica de simples implementação que necessita o mínimo conhecimento do processo [SMITH e CORRIPIO 1997, pg. 7].

No entanto, nem sempre esse tipo de controle irá ter uma resposta suave ou rápida o suficiente, levando

Tabela 1.1: Tipos de controladores para aplicação industrial

Projeto	Tipo de controle
Convencional	PID, cascata e <i>feedforward</i>
Avançado: clássico	Ganho escalonado, compensação do atraso de transporte, desacoplamento
Avançado: com aplicações	Preditivo, modelo interno, adaptativo
Avançado: pouca aplicação	Não linear, ótimo, robusto, inteligente

em alguns casos a não cumprir com os requisitos do projeto. Além disso, nos dias atuais em que o fator ambiental se torna cada dia mais relevante, as empresas buscam não haver desperdício de energia ou matéria prima, de forma a reduzir custos e evitar taxaço. Isso tudo somado ao avanço tecnológico e o maior rigor na qualidade dos produtos, trouxe à tona processos mais complexos de se controlar, exigindo técnicas mais avançadas.

Devido a quantidade de variáveis de interesse desses sistemas industriais, sejam eles térmicos, químicos, siderúrgicos ou outros, em sua maioria não seria possível descrevê-los de forma adequada somente com o uso de sistemas SISO - do inglês *Single Input - Single Output*, ou seja, que possuem apenas uma entrada e uma saída.

Há processos que possuem mais de uma entrada por sua própria característica. É o caso mostrado na Figura 1.2, que apresenta um processo tão simples quanto a mistura de dois fluidos. Em outros casos, há também mais de uma saída. Quando isso ocorre, esse tipo de processo é chamado de sistema com múltiplas entradas e múltiplas saídas, ou MIMO - do inglês *Multiple Input - Multiple Output*.

Um exemplo de sistema MIMO é mostrado na Figura 1.3. Nele, as duas variáveis de interesse (que se desejam controlar) são a temperatura  $T_{mistura}$  e o nível  $h$  do Tanque de Mistura. Para isso, é necessário controlar a vazão de entrada de água quente e de água fria. O modelo do controlador seria ainda mais completo conhecendo a temperatura desses fluidos. Têm-se, portanto, um sistema com duas saídas (nível e temperatura) e pelo menos duas entradas (vazão de água quente e fria).

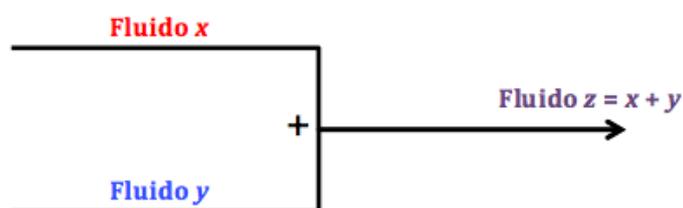


Figura 1.2: Exemplo de processo com duas entradas

Esse tipo de sistema se aproxima mais do dia a dia, visto que "os sistemas MIMO ocorrem em quase todos os processos, porque a taxa de produção (fluxo), inventário (nível e pressão), ambiente (temperatura) e qualidade do produto normalmente são controlados simultaneamente"[MARLIN 2014, pg. 619]. Para se realizar o controle das variáveis nesse tipo de sistema, geralmente são feitas mais de uma malha de realimentação e se aplicam diferentes estratégias de controle para lidar com interferência entre variáveis,

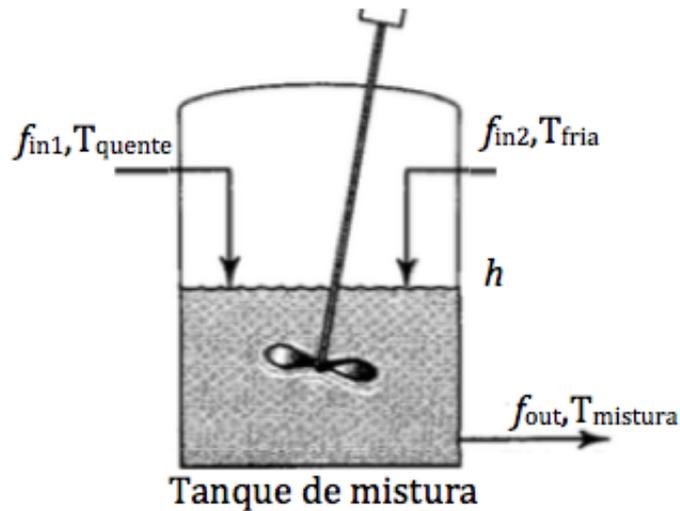


Figura 1.3: Exemplo de processo MIMO (tanque de mistura)

perturbações (previsíveis ou não), saturações, entre outras características.

### 1.1.2 Sistema de quatro tanques

O sistema de quatro tanques é muito utilizado no meio acadêmico no contexto de Engenharia de Controle e Automação, pois as possibilidades de conectividade entre os tanques abrem um leque amplo de processos de pequena escala que se podem testar experimentalmente em laboratório, provendo uma conexão entre a abstrata teoria de controle e o mundo real [KHEIR et al. apud JOHANSSON 2000].

Proposto por Johansson [2000], este sistema de laboratório vem sendo amplamente utilizado para ilustrar diferentes conceitos de controle de multivariáveis. Esse novo tipo de planta laboratorial tem a capacidade de implementar um processo que, ao ser linearizado, pode ter seu zero ajustado conforme a posição das válvulas. Ora, dependendo do zero o sistema será de fase mínima ou não mínima, que exigem técnicas diferentes de controle.

Nesse seu primeiro trabalho [JOHANSSON 2000], é demonstrado o funcionamento de um controle PI descentralizado para o controle dos níveis interferentes do sistema de quatro tanques. Em outro trabalho, algumas abordagens de controle de nível foram implementadas em uma planta equivalente. Nele, viu-se que o modelo de controle preditivo funcionou melhor do que o controle descentralizado no que tange a estabilidade, compensação de atraso e suavidade das respostas [OKPANACHI 2010]. Também MERCANGÖZ e DOYLE [2006] testaram um modelo preditivo e obtiveram sucesso em seus resultados.

POURMOHAMMAD e YAZDIZADEH propuseram em 2008 um modelo de controle distribuído que realiza um esquema de controle não-linear pela linearização da realimentação de forma adaptativa. Seus resultados - gerados em simulação - mostraram que foi possível realizar um desacoplamento completo do sistema em todos os pontos de operação.

Um modelo comum para uma planta de quatro tanques acoplados é composto de um reservatório de água, duas bombas que transportam a água do reservatório para os tanques e válvulas ajustáveis entre as

bombas e os tanques. Os tanques superiores drenam água diretamente para os tanques inferiores. Podem haver sensores de nível nos quatro tanques ou apenas nos tanques inferiores, cujos níveis respondem a cada uma das bombas em atuação. Outro tipo de equipamento que possibilita mais variedade de controle são os medidores de fluxo, embora seu uso seja opcional.

A Figura 1.4 apresenta o esquemático da primeira planta de quatro tanques que foi proposta para ser uma plataforma de aprendizado e pesquisa no meio acadêmico.

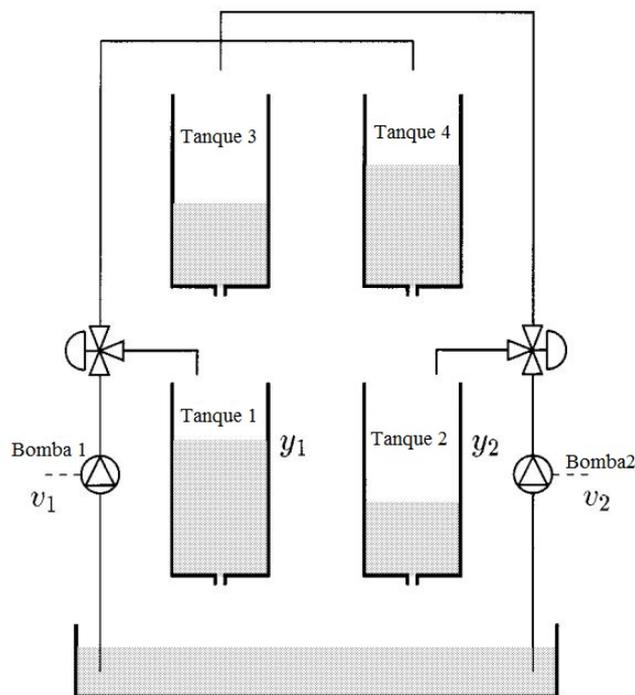


Figura 1.4: Planta de quatro tanques originalmente proposta por Johansson [2000]

O comportamento dos dois níveis inferiores perante a atuação em cada bomba dá a característica principal desse tipo de planta didática, que é o estudo de sistemas com interação. De acordo com MARLIN [2014, pg. 620], um processo multivariável possui interação quando as entradas do processo (variáveis manipuladas) afetam mais de uma saída do processo (variáveis controladas). Isso é justamente o que ocorre nos dois níveis inferiores.

Dependendo do tipo de configuração de válvulas, é possível formular diversos problemas de controle de nível, seja de fase mínima, não mínima, com mais ou menos atraso de transporte, com possibilidade de fazer controle de nível e de vazão, com malhas em cascata ou não. A escolha de qual aplicação se quer fazer deve ser pautada em experimentar técnicas de controle que se adequarão aos processos industriais mais atuais.

Vale ressaltar que os processos em que ocorre interação de variáveis são mais comuns na indústria do que sistemas sem interação [SMITH e CORRIPIO 1997, pg. 145], mostrando que a planta tem uma abordagem ampla para o aprendizado de aplicações industriais.

## 1.2 DEFINIÇÃO DO PROBLEMA

A planta industrial didática de quatro tanques presente no Laboratório de Controle de Processos do Laboratório de Engenharia Elétrica - SG11 - da Universidade de Brasília é uma aquisição recente desta instituição, datando do início de 2016. Ela precisa, por isso, ser submetida a testes e preparada para receber os experimentos dos mais variados tipos, que irão pôr à prova técnicas de controle diversas. Será uma plataforma de ensino e pesquisa que prepararão engenheiros para uma atuação no controle de processos de indústrias.

Buscando os primeiros resultados da aplicação de controle de processos na planta, será seguida a metodologia convencional utilizada no meio industrial, devendo ser verificando o resultado de um controle PI-descentralizado para duas variáveis interferentes.

## 1.3 OBJETIVOS DO PROJETO

O objetivo geral deste projeto é conhecer qualitativamente e quantitativamente toda a bancada de quatro tanques, sua instalação, funcionamento e processos que nela podem ser implementados, solucionando eventuais falhas e permeando todo o trabalho com a mentalidade de uma aplicação industrial.

Este projeto tem como objetivos específicos

- Realizar a calibração dos sensores de nível e vazão instalados na bancada de quatro tanques;
- Elaborar uma metodologia para levantar as curvas características das duas bombas e das quatro válvulas da planta;
- Seguir a metodologia proposta e chegar às funções matemáticas da vazão em função do sinal aplicado aos atuadores e o ganho respectivo a partir da melhor regressão aplicada aos dados;
- Definir uma configuração dos elementos da bancada, levantar empiricamente um modelo do processo e aplicar o controle de nível nos tanques 3 e 4 (conforme mostrado na Figura 1.4) utilizando controladores PI projetados de forma descentralizada.

## 1.4 APRESENTAÇÃO DO MANUSCRITO

Uma breve introdução teórica é feita no capítulo 2. O capítulo 3 descreve a metodologia empregada no desenvolvimento do projeto. Resultados experimentais são discutidos no capítulo 4, seguido das conclusões no capítulo 5. Os anexos contêm material complementar, tais como diagramas utilizados para simulação no Simulink<sup>TM</sup> e os polinômios que caracterizam o ganho de vazão das bombas instaladas na planta.

## 2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 2.1 INTRODUÇÃO

### 2.2 CONTROLADORES LÓGICOS PROGRAMÁVEIS

Os controladores lógicos programáveis (CLPs) são aparelhos que operam uma lógica computacional e controlam máquinas e processos industriais a partir de suas entradas e saídas digitais e analógicas [NEMA 2005]. O CLP centraliza as informações de um processo ou parte dele, sendo capaz de criar diferentes malhas de controle dentro de sua programação e realizar uma automação industrial completa.

De modo a entender como um CLP se encaixa em uma malha de controle de processo, cabe saber como é feita a leitura de uma entrada analógica e digital. Em ambas ocorre uma conversão analógico para digital (A/D). No caso da entrada digital, esta pode receber apenas dois níveis de tensão, um alto e outro baixo. A conversão do sinal é feita para um bit de memória do CLP. A Tabela 2.1 apresenta duas lógicas de uma porta digital de um CLP.

Tabela 2.1: Lógica da conversão A/D de uma porta digital

Escala de tensão	Conversão para um BIT	
	Lógica direta	Lógica reversa
ALTO (e.g. 24V)	1	0
BAIXO (e.g. 0V)	0	1

A entrada analógica recebe sinais dos sensores em uma escala pré-determinada. O usual na indústria é utilizar uma das seguintes escalas:

- 0 até 20mA;
- 4 até 20mA;
- -10 até 10V;
- 0 até 10V.

Conhecendo o tipo de escala que se conectará ao CLP, a conversão A/D é feita de modo linear para uma escala de  $N$  bits. Esse número de bits determinará a resolução possível. A Figura 2.1 esquematiza a conversão A/D de uma entrada analógica de  $N$  bits configurada para receber sinais de 0mA até 20mA.

É possível ver na Figura 2.1 que há uma faixa de valores analógicos em que não ocorre variação na saída (valor digital). Essa faixa é chamada de **resolução**,  $\Delta I_R$ , e dependerá do fundo de escala da entrada (no exemplo, 0 a 20mA) e do número de bits da conversão, na forma

$$\Delta I_R = \frac{(I_{max} - I_{min})}{2^N}. \quad (2.1)$$

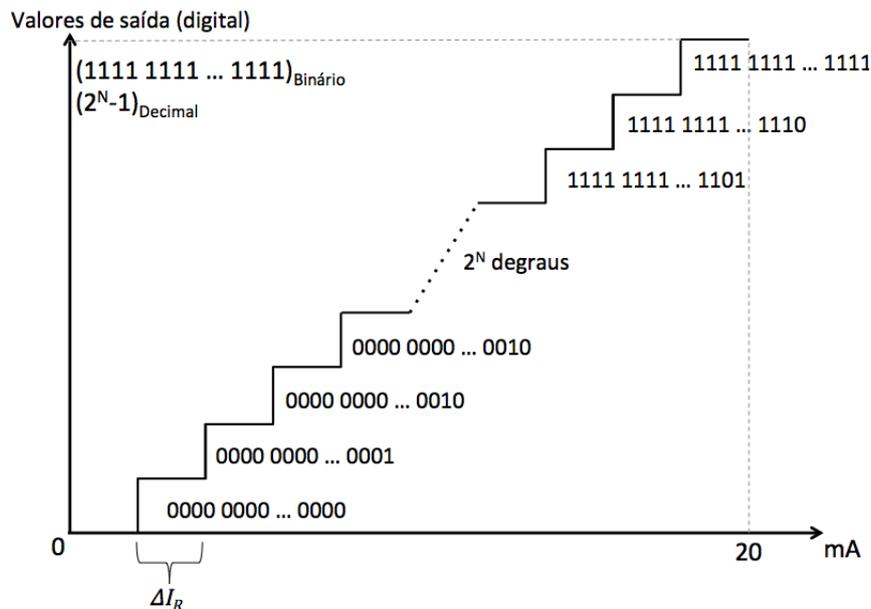


Figura 2.1: "Escala" de conversão: variável analógica para digital

Como exemplo, seja tomada uma porta analógica de 15 bits, que recebe sinais de corrente de 0 a 20mA. A variação mínima da corrente de entrada que seu conversor poderá detectar será

$$\Delta I_R = \frac{(20 - 0)}{2^{15}} = \frac{20}{32768} = 0,61\mu A. \quad (2.2)$$

Tendo um sinal cuja escala parte de 4mA, o CLP consegue identificar alguma falha no sensor, pois sinais abaixo de 4mA só ocorrerão se o sensor estiver defeituoso.

As saídas digitais e analógicas do controlador lógico programável funcionam de forma análoga às entradas digitais e analógicas, mudando somente o caminho feito: as saídas realizam uma conversão D/A (digital-analógico) a partir de um valor digital escrito na memória do CLP, seguindo um tempo de amostragem especificado.

Por conveniência, será criada a Unidade Digital [UD] do CLP, que é justamente o sinal elétrico convertido para sinal digital. Desse modo, a [UD] será um ajuste na escala de corrente [mA] para se enquadrar na resolução de 15 bits do controlador da bancada. Todos os dados dos sensores serão dados em [UD].

A Figura 2.2 mostra o esquema de como o CLP se insere dentro do controle de um processo, detalhando algumas etapas que são realizadas na sua operação.

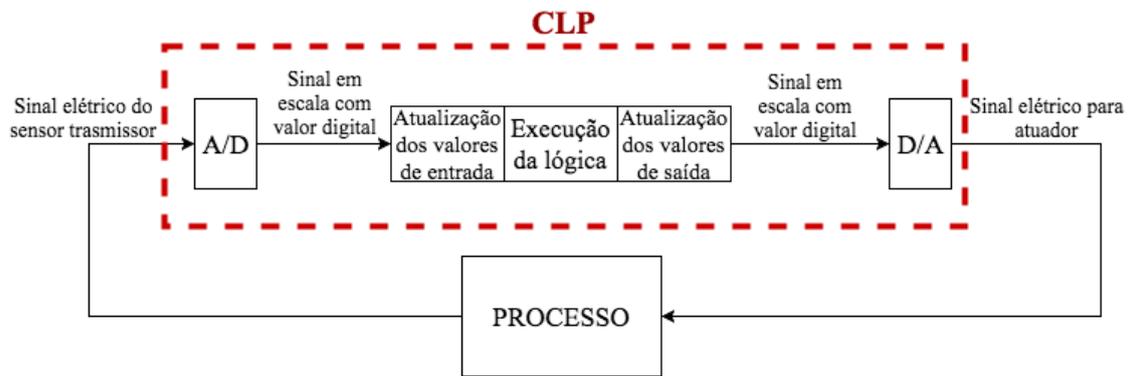


Figura 2.2: Localização de um CLP em um processo

## 2.3 IDENTIFICAÇÃO DE PROCESSOS

A resposta de qualquer sistema controlado dependerá do ajuste que se fizer ao controlador. Para ajustá-lo, existe uma dependência do processo a ser controlado, pois cada controlador é feito especificamente para o processo que ele irá controlar [SMITH e CORRIPIO 1997, pg. 82]. Conseqüentemente, é preciso compreender o comportamento e as características do processo ao qual o controlador será acoplado.

### 2.3.1 Abordagem empírica

A identificação do processo é, portanto, etapa essencial em qualquer aplicação de controle. Para realizá-la pode-se aplicar um método empírico. A Figura 2.3 apresenta um procedimento para se alcançar um modelo matemático para o processo.

As etapas, são, portanto:

#### 1. Definição do experimento

A definição do experimento consiste em determinar:

- O ponto de operação e as condições iniciais;
- O sinal de entrada;
- As variáveis medidas, taxa de amostragem e uso de filtros;
- O tempo esperado de duração do experimento.

#### 2. Realização do experimento na planta

Definido o experimento que será realizado, ele mesmo deverá ser rodado na planta industrial. É importante levar em conta que as perturbações podem atrapalhar a coleta de dados para a identificação. Por isso, é necessário que se acompanhe o comportamento das variáveis de saída, verificando esses distúrbios.

#### 3. Determinação da estrutura do modelo

A etapa de determinação da estrutura do modelo é mais qualitativa e exige que o engenheiro responsável pela identificação tenha alguma base teórica do processo que se realiza na planta ou um

modelo anteriormente tirado ou algum outro genérico, que seja utilizado de praxe na indústria. A partir disso, o engenheiro deve reconhecer os padrões da resposta e saber enquadrá-la em alguma estrutura, tal como um modelo de primeira ou segunda ordem, com ou sem atraso, com zero ou sem zero. Marlin reforça que o interessante não é um simples ajuste do dados de saída experimental, mas sim um modelo correto que descreve o comportamento de entrada e saída [MARLIN 2014, pg. 177].

#### 4. Estimar parâmetros

Depois de se ter a estrutura do modelo, utiliza-se de métodos estatísticos (tal como mínimos quadrados) ou gráficos (como análise de tempo de subida, assentamento, amortecimento, verificação de atraso etc.) para chegar à estimativa dos parâmetros desse modelo.

#### 5. Avaliação e diagnóstico

A etapa de avaliação e diagnóstico consiste em verificar se o modelo de fato está coerente com os dados coletados; aplicando, em uma simulação, os mesmos sinais de entrada e assim realizar a comparação com os dados reais.

#### 6. Verificação

Por fim, MARLIN [2014, pg. 178] irá propor que se faça uma verificação do modelo utilizando dados que não foram ainda inseridos na análise até este passo, coletando outros dados da planta e verificando se o modelo ainda será válido mesmo com variações típicas na planta.

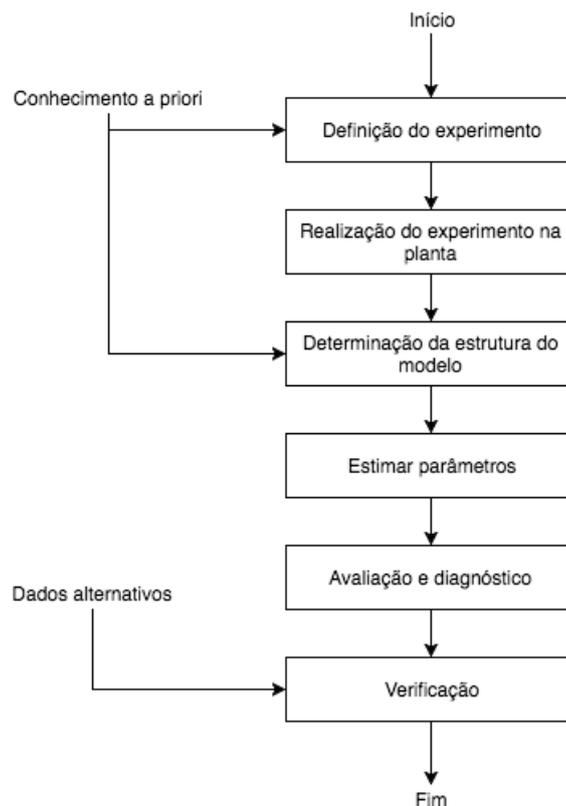


Figura 2.3: Procedimento para identificação empírica de modelo (Fonte: MARLIN 1997, pg. 176, tradução livre)

Quando se tem bastante conhecimento a priori do processo, seja por modelagem matemática ou outras vias, caracteriza-se uma identificação via caixa-cinza. Caso não se tenha informações prévias suficientes sobre o processo e se procura um modelo qualquer cuja resposta se aproxime dos dados extraídos da planta, chama-se identificação via caixa-preta.

### 2.3.2 Ferramenta *System Identification*

Para realizar os passos 4 e 5 da abordagem empírica, existe uma ferramenta no *software* Matlab<sup>®</sup> que pode servir de auxílio, chamada *System Identification Toolbox* ou apenas *ident*. Essa ferramenta auxilia na construção de modelos matemáticos de sistemas dinâmicos a partir de entradas e saídas conhecidas e medidas. Essas entradas e saídas podem ser dadas no domínio do tempo ou da frequência. Além disso, essa *Toolbox* permite a criação, manipulação e comparação de modelos matemáticos diversos, dentre os quais funções de transferência em tempo contínuo ou discreto, espaço de estados, assim como outros modelos não lineares [THE MATHWORKS 2014].

O uso dessa ferramenta supõe a definição da estrutura do modelo, que é a relação matemática entre variáveis de entrada e saída, e que contém alguns parâmetros desconhecidos. Poder-se-ia dizer que são um tipo de função parametrizada.

A ferramenta *ident* foi projetada principalmente para realizar uma identificação via caixa-cinza, escolhendo-se um modelo com seus parâmetros e inicializando-se o algoritmo que estima os valores.

Conforme se lê no manual de usuário do *software* Matlab<sup>®</sup> [THE MATHWORKS 2014], a função que estima os parâmetros de um determinado modelo funciona minimizando o erro entre a saída do modelo e a resposta medida. Exemplificando: sendo  $u_{ident}(t)$  a entrada aplicada à planta e  $y_{real}$  os dados medidos de saída, tem-se que a saída ( $y_{modelo}$ ) do modelo linear, cuja estrutura é a função de transferência  $G(s)$ , será dada por

$$y_{modelo}(t) = g(t) * u_{ident}(t) \quad (2.3)$$

em que  $g(t)$  é a transformada inversa de Laplace da função de transferência  $G(s)$ . Para determinar os parâmetros de  $G$ , a ferramenta minimiza a função  $|e_{modelo}(t)| = |y_{real}(t) - y_{modelo}(t)| = |y_{real}(t) - g(t) * u_{ident}(t)|$ , seguindo algoritmos de estimação de parâmetros de  $G$ . Esses algoritmos são, em sua maioria, iterativos; é possível, no entanto, alterar algumas de suas configurações.

A Figura 2.4 apresenta a tela inicial dessa ferramenta de identificação.

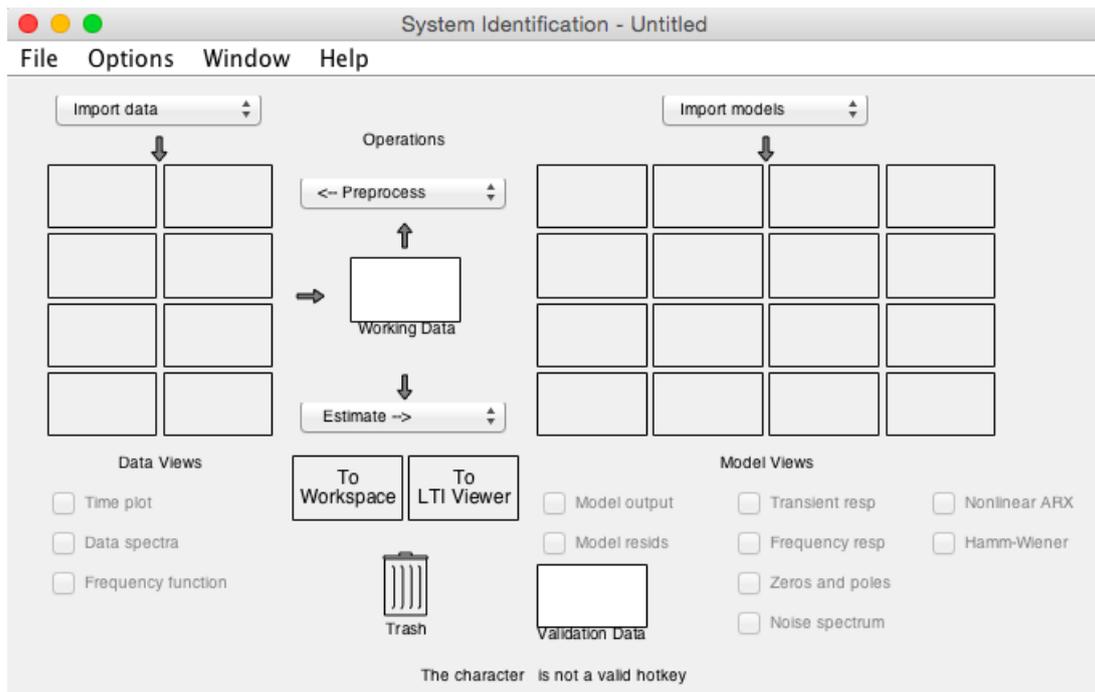


Figura 2.4: *System Identification Toolbox*

## 2.4 CONTROLE *FEEDBACK* E SINTONIA DE CONTROLADORES PID

### 2.4.1 Topologia da malha de controle

Como já foi dito, o tipo de controle mais utilizado na indústria é o de realimentação padrão. Quando se tem um controle de mais de uma variável, é de praxe a utilização de um controlador para cada uma delas, fechando tantas malhas quanto o número de variáveis.

De acordo com SMITH [1997, pg. 3], há três elementos básicos que estão presentes em uma malha de controle. São os seguintes:

#### 1. Elementos primários e secundários

Os elementos primários em uma malha de controle são os sensores, conectados diretamente ao processo. Os ditos elementos secundários são os transmissores. A forma mais comum de transmissão é por meio de uma escala de valores, por exemplo um sinal de corrente entre 4 e 20mA, ou um sinal de tensão de 0 a 10V, ou ainda um sinal do tipo pneumático em uma escala definida por pressão. Haverá assim uma relação matemática entre o valor real da variável que se quer medir (fluxo, pressão, nível e temperatura, entre outros) e o sinal transmitido.

#### 2. Controlador

O controlador faz o papel de centralizador. Ele deve receber o sinal da referência (em inglês *set point* - SP) e dos elementos primários que dão os valores das variáveis que se quer controlar. O que o controlador faz é procurar manter o valor das variáveis controladas iguais à referência e para isso ele envia sinais aos elementos finais de controle, que atuam no sistema.

### 3. Elementos finais de controle

Os elementos finais de controle são aqueles que recebem o sinal do controlador e realizam alguma atuação no sistema, de modo a alterar - direta ou indiretamente - o valor das variáveis controladas. Um dos elementos finais mais comuns na indústria são as válvulas de controle, mas também há as bombas de velocidade variável, motores elétricos, aquecedores, entre outros.

A Figura 2.5 exemplifica um controle por meio de realimentação utilizando a simbologia própria do controle de processos. Nela está representado um fluido de entrada no trocador de calor, que entra a uma certa temperatura e deseja-se que a temperatura de saída alcance um certo valor, dado pelo *Set Point*. A temperatura final é medida e transmitida pelo Transmissor de Temperatura (TT) na malha 01, através de um sinal elétrico, para o Controlador de Temperatura (TC) nessa mesma malha. O controlador atuará enviando um outro sinal elétrico para a válvula que controla a entrada de vapor no trocador de calor.

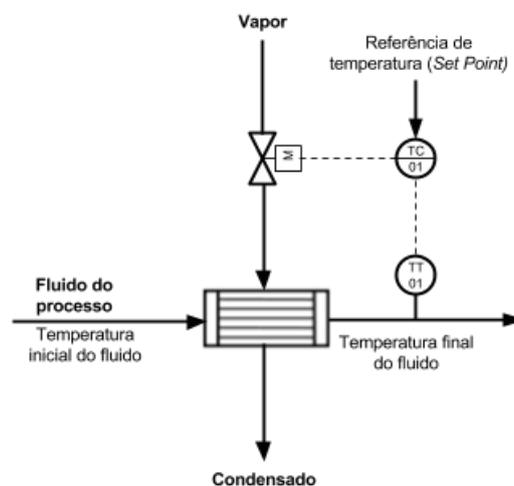


Figura 2.5: Exemplo de controle *feedback* de temperatura

#### 2.4.2 Sistemas multi-variáveis e aproximação linear

Em um sistema MIMO linearizado de duas entradas e duas saídas interferentes (2x2), tendo duas entradas independentes uma da outra, é possível descrever o sistema com quatro funções de transferência e aplicar o princípio da superposição. Esse princípio nada mais é do que tomar a resposta a uma entrada de cada vez e somar os resultados. Essa é, aliás, a característica principal de um sistema linear e que torna possível a construção de uma solução complexa a partir de um conjunto de soluções simplificadas [OGATA 2010, pg. 46].

No caso de um processo real, para se obter uma função de transferência, é necessário realizar a linearização do processo em torno de um ponto de operação. A Figura 2.6 mostra o procedimento de aplicação de controle em um chão de fábrica. Cada controlador, apesar de gerar um sinal que afeta as duas variáveis, recebe o sinal de realimentação de apenas uma das variáveis. O sinal interferente é visto como um tipo de perturbação.

Algebricamente, o que a Figura 2.6 mostra é o sistema cujas saídas são  $Y_1(s)$  e  $Y_2(s)$  e as entradas

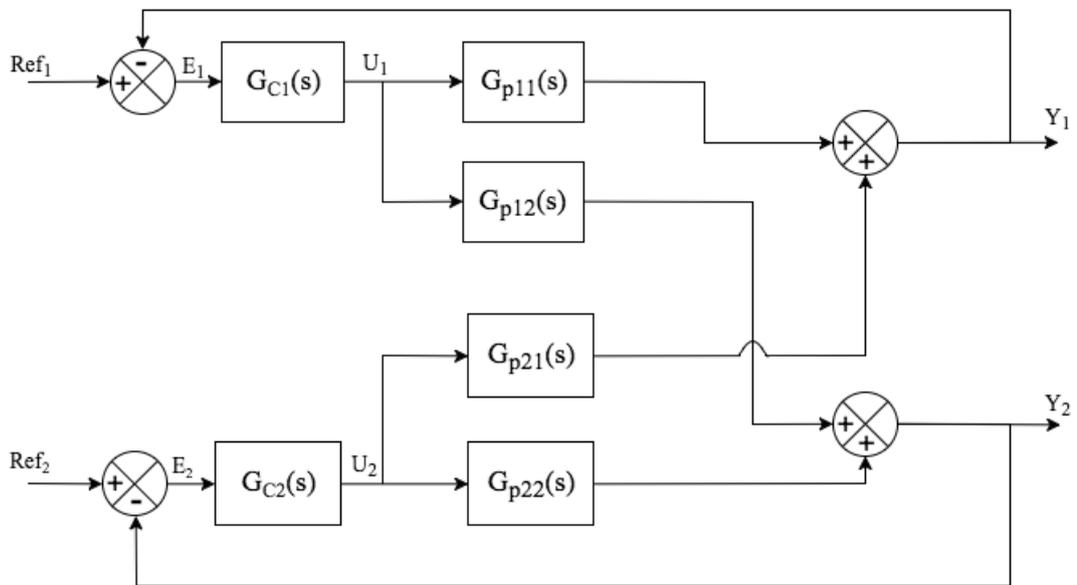


Figura 2.6: Exemplo de aplicação do princípio da superposição em sistema MIMO 2x2

processo são  $U_1(s)$  e  $U_2(s)$ . Dessa forma,

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = G_{p11}(s), \quad (2.4)$$

$$\frac{Y_1(s)}{U_2(s)} = G_{p21}(s), \quad (2.5)$$

$$\frac{Y_2(s)}{U_1(s)} = G_{p12}(s), \quad (2.6)$$

e

$$\frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = G_{p22}(s). \quad (2.7)$$

Aplicando o princípio da superposição, tem-se que

$$Y_1(s) = G_{p11}(s)U_1(s) + G_{p12}(s)U_2(s), \quad (2.8)$$

e também

$$Y_2(s) = G_{p21}(s)U_1(s) + G_{p22}(s)U_2(s). \quad (2.9)$$

Um sistema desse tipo pode causar instabilidade no controle PID convencional, pois cada um dos PIDs levaria em conta somente a malha em que atua ignorando a presença de uma malha de interferência. Dependendo da magnitude dessa interferência entre as variáveis, pode ser necessária a aplicação de técnicas mais avançadas para cumprir com os requisitos de controle.

No caso de um sistema linear MIMO  $N \times N$ , podem existir até  $N!$  emparelhamentos. Na forma matricial, as saídas seriam

$$\begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \\ Y_3 \\ \vdots \\ Y_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{p11} & G_{p21} & G_{p31} & \dots & G_{pN1} \\ G_{p12} & G_{p22} & G_{p32} & \dots & G_{pN2} \\ G_{p13} & G_{p23} & G_{p33} & \dots & G_{pN3} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ G_{p1N} & G_{p2N} & G_{p3N} & \dots & G_{pNN} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \\ U_3 \\ \vdots \\ U_N \end{bmatrix} \quad (2.10)$$

### 2.4.3 Sintonia de controladores

A sintonia em uma malha de realimentação é o ajuste dos parâmetros do controlador para se obter a resposta em malha fechada que foi especificada [SMITH e CORRIPIO 1997, pg. 303]. No decorrer da história da indústria, foram-se estabelecendo algumas técnicas de sintonia que facilitassem a implementação de controladores nos diversos processos que existem.

Um dos primeiros métodos publicados para a sintonia de controladores P, PI e PID foi o de ZIEGLER e NICHOLS [1942], dois pioneiros nesse campo de controle aplicado à indústria. Ambos propuseram dois métodos, sendo um para sintonia em malha aberta e outro em malha fechada. Como o segundo método implica ter de fazer o sistema chegar a uma resposta oscilatória, podendo ocasionar danos à planta, este não é muito aplicado. Por isso, a Tabela 2.2 mostra somente a metodologia pela malha aberta (passível de ser identificada).

Dado um controlador PID escrito na forma

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p \cdot \left(1 + \frac{1}{sT_i} + T_D s\right), \quad (2.11)$$

e um sistema  $G_p(s)$  cuja resposta à entrada é de primeira ordem com constante de tempo  $\tau$ , ganho  $K$  e com um atraso  $\theta$ , na forma

$$G_p(s) = e^{-\theta s} \frac{K}{(\tau s + 1)}, \quad (2.12)$$

vale a sintonia proposta na Tabela 2.2.

Tabela 2.2: Sintonia via método de Ziegler-Nichols

Controlador	$K_p$	$T_i$	$T_D$
P	$\tau/(K \cdot \theta)$	—	—
PI	$0,9\tau/(K \cdot \theta)$	$3,33\theta$	—
PID	$1,2\tau/(K \cdot \theta)$	$2\theta$	$0,5\theta$

Outra sintonia tradicional é a de CHIEN, HRONES e RESWICK [1952], conhecida por CHR. A sintonia CHR mais utilizada na indústria é o seu critério "ótimo sem sobrevalor". Sua característica é estar em um ponto mais longe da instabilidade, quando comparado à estratégia de Ziegler-Nichols. Também possui alguma robustez para absorver variações do sistema. A Tabela 2.3 apresenta essa sintonia, tendo em mente que vale para um tipo de sistema da equação 2.12.

Um outro método muito usado é o do Controle por Modelo Interno (do inglês *Internal Model Control* - IMC), proposto por RIVERA et al. [1986]. Este método utiliza parâmetros do modelo do processo para

Tabela 2.3: Sintonia via método CHR

Controlador	$K_p$	$T_i$	$T_D$
P	$0,3\tau/(K \cdot \theta)$	—	—
PI	$0,6\tau/(K \cdot \theta)$	$4\theta$	—
PID	$0,95\tau/(K \cdot \theta)$	$2,375\theta$	$0,421\theta$

o projeto do controlador, de modo a chegar em uma função de transferência em malha fechada específica, sendo ela

$$G_{MFIMC} = \frac{1}{(\lambda s + 1)} e^{-\theta s}, \quad (2.13)$$

sendo  $\theta$  o atraso (se houver) e  $\lambda$  é a nova constante de tempo do processo que se deseja alcançar (em malha fechada). Ela é a principal variável da sintonia IMC, pois a partir dela que serão obtidos os valores de  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_D$  do controlador PID no formato da equação 2.11.

Muitos autores propuseram diferentes formas de sintonia via modelo interno. Um deles foi SKOGESTAD em 2003, que propôs a sintonia mostrada na Tabela 2.4 para processos que apresentam diferentes respostas em malha aberta.

Tabela 2.4: Sintonia via método IMC por SKOGESTAD [2003]

Modelo do processo	$K_p$	$T_i$	$T_D$
$\frac{K}{\tau s + 1} e^{-\theta s}$	$\frac{\tau}{(K \cdot (\lambda + \theta))}$	$\min\{\tau, 4 \cdot (\lambda + \theta)\}$	—
$\frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s}$	$\frac{\tau_1}{(K \cdot (\lambda + \theta))}$	$\min\{\tau_1, 4 \cdot (\lambda + \theta)\}$	$\tau_2$
$K \cdot e^{-\theta s}$	$\frac{1}{K}$	$\lambda + \theta$	—
$\frac{K}{s} e^{-\theta s}$	$\frac{1}{(K \cdot (\lambda + \theta))}$	$4 \cdot (\lambda + \theta)$	—
$\frac{K}{s(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s}$	$\frac{1}{(K \cdot (\lambda + \theta))}$	$4 \cdot (\lambda + \theta)$	$\tau_2$

#### 2.4.4 Efeito de *windup*

Além das limitações de linearização, interferência entre variáveis e perturbações diversas, quando se tem implementado um controlador com canal integral em uma planta pode ser que venha a ocorrer o efeito de *reset windup* (ou apenas *windup*).

O *reset windup* ocorre quando um controlador PI/PID encontra um erro prolongado entre o valor da variável controlada e seu *Set Point* [SEBORG et al. 2011, pg. 139]. Dentre os agentes que podem causar isso, figuram a mudança brusca e elevada no valor de referência da variável controlada ou uma perturbação longa.

Na prática, a causa do *windup* é uma limitação física do elemento final de controle, que tem uma faixa de operação. Por exemplo, um controlador - em resposta a uma mudança abrupta do erro - aplica um sinal que deixa uma válvula totalmente aberta. Caso o erro se prolongue, o termo integral desse controlador irá crescer continuamente, buscando aplicar um sinal mais elevado para o elemento final de controle, que já se encontra em saturação.

Uma das abordagens para evitar o *reset windup* consiste em interromper a ação do canal integral enquanto a saída do controlador estiver em saturação [SEBORG et al. 2011]. Saindo deste estado, o canal integral retorna a sua ação.

A Figura 2.7 apresenta uma forma simples de se implementar um *anti-windup* em um controlador PI [ÅSTRÖM e MURRAY 2008]. Inserindo um limitador na posição indicada dessa figura, percebe-se que quando  $u$  atinge o valor **Max** pelo limitador, necessariamente  $I$  atingirá o valor **Max**, pois em regime permanente  $I = u$ , anulando a ação integral. Quando o erro  $e$  chegar a um valor tal que  $e(t) < 0$ , o canal integral voltará a atuar pois  $u(t) = \mathbf{Max} + Ke(t)$ . Ocorre um efeito análogo quando se atinge o nível **Min**.

Quando o sinal não está na faixa de saturação, tem-se que

$$I(s) = U(s) \cdot \frac{1}{T_i s + 1} \quad (2.14)$$

e

$$U(s) = KE(s) + I(s). \quad (2.15)$$

Substituindo 2.14 em 2.15 e reajustando os termos, chega-se a

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K\left(1 + \frac{1}{T_i s}\right), \quad (2.16)$$

equação característica de um PI convencional.

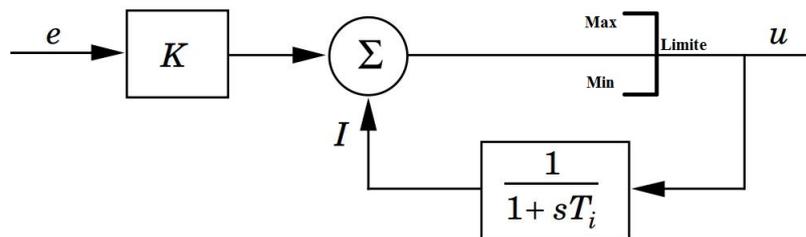


Figura 2.7: Forma *reset automático* de um controlador PI com saída limitada

## 2.5 FILTRAGEM DE SINAIS EM CONTROLE DE PROCESSOS

Os elementos primários e secundários de um processo real estão sempre sujeitos a todo o tipo de ruído, somando-se ao valor real medido da variável controlada. Esses efeitos não se limitam a uma dada frequência apenas e nem sempre são constantes. As perturbações em alta frequência, por exemplo, farão o controlador fornecer um sinal de controle variando em alta frequência, que pode acarretar na degradação do desempenho do sistema [MARLIN 2014, pg. 389].

O controle de processos geralmente trata de sistemas relativamente de baixa frequência, portanto há o interesse em remover as componentes de alta frequência do sinal a partir da inserção de um filtro na malha de realimentação [MARLIN 2014].

O filtro passa-baixa de primeira ordem, por sua simples estrutura, é utilizado na indústria para remover esses ruídos de alta frequência. Sua função de transferência é

$$G_f(s) = \frac{1}{\tau_f s + 1}. \quad (2.17)$$

Aplica-se esse filtro entre o elemento primário e o controlador - seja de forma digital ou analógica -, conforme mostrado na Figura 2.8

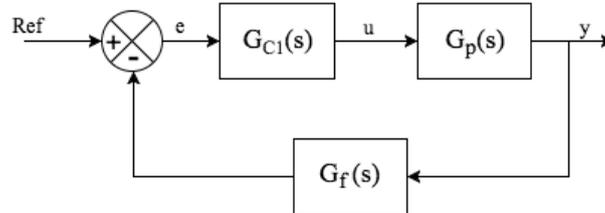


Figura 2.8: Estrutura de uma malha de controle com filtragem de sinal

A etapa crítica na inserção desse filtro no sistema é a escolha de sua constante de tempo  $\tau_f$ , que não pode ser grande a ponto de interferir na dinâmica do sistema e degradar o sinal de controle e nem pode ser pequena demais, pois precisa atenuar os ruídos de alta frequência. Esse valor tem de ser o mínimo suficiente para um bom desempenho em malha fechada.

## 3 DESENVOLVIMENTO

### 3.1 INTRODUÇÃO

A metodologia proposta para o trabalho na **Planta Didática DCNV4T - com configuração de quatro tanques** foi estabelecida com o pressuposto de um trabalho que se aproximasse mais daquele realizado em chão de fábrica.

De modo a alcançar os objetivos propostos deste trabalho, foi levantado um método para a calibração dos sensores de nível e de vazão para tornar a planta utilizável. Em seguida, uma abordagem foi proposta para coletar dados que possibilitassem a caracterização da vazão de cada bomba em diferentes pontos de operação delas mesmas e das válvulas. Por último, foram escolhidas as variáveis que se desejariam controlar e o tipo específico de controlador, de modo implementá-lo de forma direta.

Todas as metodologias propostas e seguidas são simples, porém deverão trazer uma análise vasta e um conhecimento aprofundado das características da bancada adquirida.

### 3.2 MODELAGEM MATEMÁTICA DE RESERVATÓRIOS

O controle de nível de líquido ocorre em quase todos os processos do meio industrial. É importante se ter um modelo matemático para conhecer melhor o processo que se está lidando. Neste caso de um sistema de quatro tanques, a Figura 3.1 mostra o esquemático da bancada em uso e a Tabela 3.1 descreve os termos utilizados nesse esquemático.

Tabela 3.1: Descrição dos símbolos da Figura 3.1

<b>Termo</b>	<b>Descrição</b>
FIT	Transmissor e indicador de vazão
HV	Válvula manual
LCV	Válvula com atuação elétrica
LT	Transmissor de nível

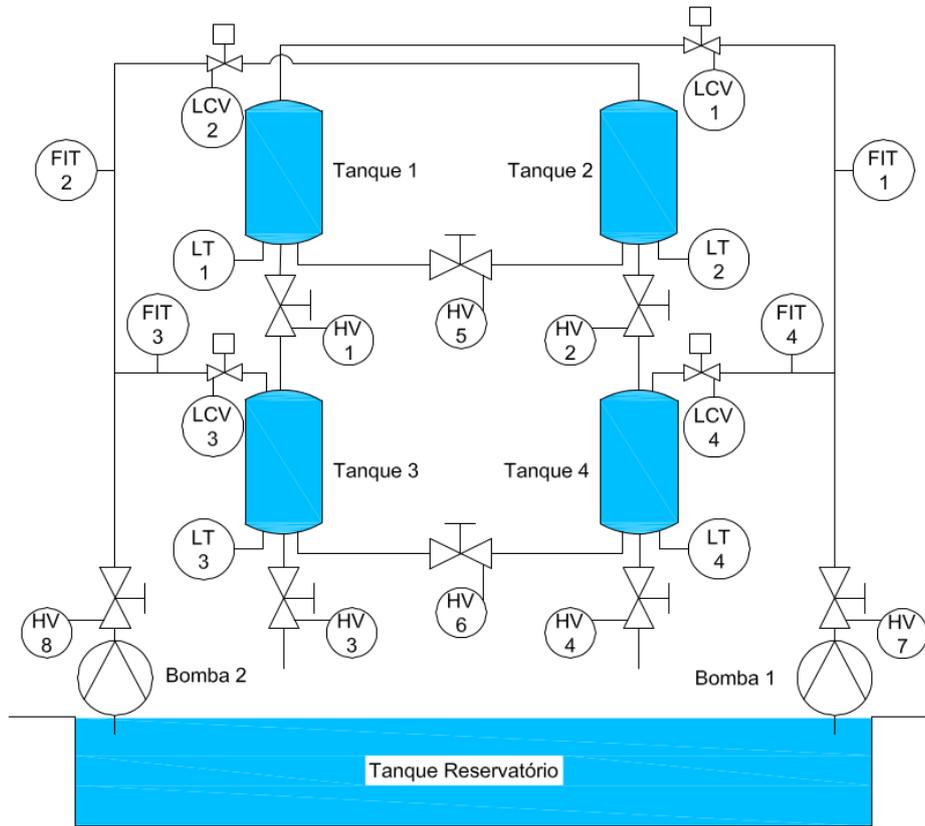


Figura 3.1: Desenho esquemático da planta piloto didática

Por uma equação de balanceamento de massa [SMITH e CORRIPIO 1997, pg. 331] e pela lei de Bernoulli [JOHANSSON 2000] chega-se ao sistema de equações diferenciais do processo que ocorre nessa planta:

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{A_1}[(1 - \gamma_1)K_{B1}u_1] - \frac{A_{T1}}{A_1}\sqrt{2gh_1}, \quad (3.1)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{1}{A_2}[(1 - \gamma_2)K_{B2}u_2] - \frac{A_{T2}}{A_2}\sqrt{2gh_2}, \quad (3.2)$$

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{1}{A_3}[\gamma_2K_{B2}u_2 + A_{T1}\sqrt{2gh_1}] - \frac{A_{T3}}{A_3}\sqrt{2gh_3}, \quad (3.3)$$

$$\frac{dh_4}{dt} = \frac{1}{A_4}[\gamma_1K_{B1}u_1 + A_{T2}\sqrt{2gh_2}] - \frac{A_{T4}}{A_4}\sqrt{2gh_4}, \quad (3.4)$$

sabendo que quando se aplica um sinal  $u_i$  na bomba  $i$  a vazão total resultante será  $K_{B_i}u_i$ ; e que

- $h_i$  é o nível do tanque  $i$ ;
- $A_i$  é a área da seção transversal do reservatório  $i$ ;
- $A_{T_i}$  é a área da seção transversal da saída de água do tanque  $i$ ;
- $u_i$  é o sinal de entrada na bomba  $i$  ( $u \in [0, 100]\%$ );
- $\gamma_1$  é porcentagem de fluxo para o tanque 4 em relação ao total da bomba 1;
- $\gamma_2$  é porcentagem de fluxo para o tanque 3 em relação ao total da bomba 2.

Linearizando-se em torno dos níveis  $h_{i0}$  e criando a variável  $x_i = h_i - h_{i0}$ , assim como assumindo

que a constante de tempo  $\tau_i$  é

$$\tau_i = \frac{A_i}{A_{T_i}} \sqrt{\frac{2h_{i0}}{g}}, \quad (3.5)$$

chega-se ao sistema de equações diferenciais (espaço de estados):

$$\dot{\mathbf{x}} = \begin{bmatrix} -\frac{1}{\tau_1} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{1}{\tau_2} & 0 & 0 \\ \frac{A_1}{A_3\tau_1} & 0 & -\frac{1}{\tau_3} & 0 \\ 0 & \frac{A_2}{A_4\tau_2} & 0 & -\frac{1}{\tau_4} \end{bmatrix} \cdot \mathbf{x} + \begin{bmatrix} \frac{(1-\gamma_1)K_{B1}}{A_1} & 0 \\ 0 & \frac{(1-\gamma_2)K_{B2}}{A_2} \\ 0 & \frac{\gamma_2 K_{B2}}{A_3} \\ \frac{\gamma_1 K_{B1}}{A_4} & 0 \end{bmatrix} \cdot \mathbf{u} \quad (3.6)$$

$$\mathbf{y} = \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \cdot \mathbf{x}$$

Aplicando a transformada de Laplace na equação 3.6, pode-se chegar à matriz de funções de transferência  $G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)}$

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{(1-\gamma_1)\tau_3 K_{B1}}{A_3(\tau_1 s+1)(\tau_3 s+1)} & \frac{\gamma_2 \tau_3 K_{B2}}{A_3(\tau_3 s+1)} \\ \frac{\gamma_1 \tau_4 K_{B1}}{A_4(\tau_4 s+1)} & \frac{(1-\gamma_2)\tau_4 K_{B2}}{A_4(\tau_2 s+1)(\tau_4 s+1)} \end{bmatrix}. \quad (3.7)$$

Johansson [2000] fez uma análise dos zeros de transferência desse espaço de estados e mostrou que o sistema será de fase mínima se  $1 < \gamma_1 + \gamma_2 < 2$  e fase não-mínima se  $0 < \gamma_1 + \gamma_2 < 1$ . Essa característica da bancada de quatro tanques pode ser muito explorada para diferentes tipos de aplicação de controle.

### 3.3 DESCRIÇÃO DA BANCADA

#### 3.3.1 Visão geral da bancada

A planta didática de quatro tanques é mostrada na Figura 3.2. Nela, originalmente estavam instalados os seguintes sensores transmissores:

- 4x Transmissor de pressão Sitron® SP21 Piezorresistivo;
- 4x Transmissor/indicador de vazão SERVOTRON®.

E há os seguintes atuadores elétricos:

- 2x Bomba GRUNDFOS® SR-5-25PT;
- 2x Motor elétrico WEG® W48J - acoplados a cada bomba;
- 4x Válvula Sinr® SR13G220032B1-E.

Há também oito válvulas manuais do tipo esfera. Uma delas está entre a tubulação que conecta, pela parte de baixo, os dois tanques superiores e outra entre os tanques inferiores; quatro estão propriamente na saída de cada um dos tanques; as duas últimas válvulas manuais, por fim, encontram-se no tubo de saída de cada uma das bombas, podendo limitar as vazões respectivas. Ficará mais fácil de compreender observando a Figura 3.1, que mostra o desenho esquemático da bancada.



Figura 3.2: Planta piloto de quatro tanques: foto real.

Na Figura 3.1 é possível ver a posição dos tanques 1, 2, 3 e 4, assim como as formas que eles podem se comunicar; também se podem identificar as válvulas com atuação elétrica e as válvulas manuais, os transmissores de vazão e os transmissores de nível dos respectivos tanques.

Houve, porém, algumas mudanças na configuração original. Logo antes de iniciar a etapa de controle - que será detalhada em breve -, os transmissores de vazão apresentaram problemas de vazamento interno e queima de circuitos, além da falta de resolução adequada. Eles foram, portanto, removidos para substituição e não foram instalados novos antes do fim deste trabalho.

Outra alteração feita à planta no decorrer deste trabalho foi a inserção de canos estendidos até o fundo dos dois tanques inferiores, reduzindo significativamente ruídos de medição causados por turbulências na coluna de líquido; tendo, porém, algumas consequências que serão comentadas em outro momento. A foto da planta após todas as alterações pode ser vista na Figura 3.3. Os resultados mostrados a partir da seção 4.8 (implementação de controlador) foram obtidos após todas essas mudanças.



Figura 3.3: Planta piloto de quatro tanques: foto real, após mudanças.

A Figura 3.4 mostra o quadro de comando que se encontra na bancada (visto fechado, a centro direita na Figura 3.2).



Figura 3.4: Quadro de comando da bancada DCNV4T

### 3.3.2 Características das Bombas

O detalhamento dos atuadores desta mesma bancada foi feita por OLIVEIRA e TAVARES [2015] em seu trabalho de graduação. Todas as características mostradas aqui foram tiradas desse trabalho.

As duas bombas centrífugas monoestágio da série MARK fabricadas pela GRUNDFOS tem suas características mostradas na Tabela 3.2. As propriedades dos dois motores da WEG se encontram na Tabela 3.3.

As bombas são conectadas aos tanques através de tubulações 3/4", feitas de policloreto de polivinila (PVC). O conjunto motor elétrico e bomba são apresentados na Figura 3.5.

Tabela 3.2: Características da Bomba GRUNDFOS

Modelo	SR-5-25PT
Potência	0,5 CV
Conexões	1"e 3/4"
Vazão	6 m <sup>3</sup> /h
Altura Manométrica	16 mc.a.
Rotações	3500 RPM

Nota-se que o motor elétrico que realiza a rotação da bomba funciona em 380V a uma frequência de 60Hz. Com os inversores de frequência, é possível alterar a frequência da rede e conseqüentemente a vazão da bomba centrífuga. A referência de velocidade enviada pelo CLP ao inversor é por meio de um

Tabela 3.3: Características do Motor Elétrico WEG

Modelo	W48J
Potência	0,5CV
Tensão de Alimentação	220/380V
Amperagem	1.80/1.04A
Frequência	60Hz
Rotações	3500RPM



Figura 3.5: Foto do motor e bomba

sinal elétrico de 0-10V, pelo que o inversor varia a frequência da rede de 0-60Hz linearmente.

De modo a trabalhar com valores melhores, será usado um sinal de 0% a 100% dentro da lógica do CLP, o qual será traduzido para os 0-10V; controlando, por fim, a rotação das bombas (0-60Hz). Esse sinal percentual será chamado de "comando da bomba".

### 3.3.3 Características das Válvulas

As válvulas manuais utilizadas são do tipo esfera. A Figura 3.6 apresenta uma válvula desse tipo e um corte para visualizar seu interior. Uma de suas desvantagens é a não determinação exata de sua abertura, apenas nas quando estão fechadas ou totalmente abertas.

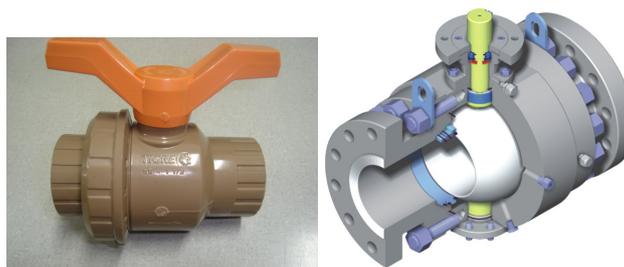


Figura 3.6: Válvula manual do tipo esfera

Cada válvula Sinr<sup>®</sup> possui um *driver* que responde a um comando elétrico de 4 a 20mA; deslocando, de forma proporcional, o seu obturador. Esse deslocamento é feito utilizando um motor elétrico alimentado com 24V (corrente alternada) que aciona um mecanismo de giro do obturador por meio de um trem de engrenagens.

A escala de abertura percentual da válvula, chamada simplesmente de "abertura da válvula", será deter-

minada linearmente pelo sinal elétrico. Para exemplificar, a válvula estará aberta em 100% com um sinal de 20mA, 0% com 4mA e sua abertura será 50% se receber um sinal de 12mA; e assim sucessivamente.

As características da válvula motorizada utilizada na bancada são apresentadas na Tabela 3.4 e a válvula é mostrada na Figura 3.7.

As válvulas motorizadas também são do tipo esfera. Sua característica inerente é do tipo "percentual", isto é, acréscimos iguais no curso da haste produzem porcentagens iguais ao acréscimo em relação à vazão do momento. A característica instalada, no entanto, tem um comportamento muito diferente, que deve ser tomado de forma empírica.

Tabela 3.4: Características da Válvulas Motorizada

Modelo	SR13G220032B1-E
Tipo	Duas Vias
Tensão de Alimentação	24VAC
Potência	3.5VA
Frequência	50/60Hz
Fator de Fluxo	3.2
Máximo Diferencial de Pressão Fechada	0.3MPa
Máxima Pressão Estática	2.1MPa
Tempo de Abertura	65s



Figura 3.7: Válvula motorizada Sinr®

### 3.3.4 Comunicação com o CLP

A comunicação entre o Controlador Lógico Programável e o computador instalados na bancada é feita por meio de um cabo Ethernet. Foi configurado no CLP um servidor *Open Platform Communications* (OPC), o qual publica *tags* (ou etiquetas) das variáveis do programa Ladder a qualquer cliente que conectar a ele. O OPC é um protocolo muito utilizado por ser versátil, possibilitando a comunicação entre controladores lógicos com inúmeros *softwares* em diferentes sistemas operacionais.

A base do OPC é o protocolo TCP/IP, sigla em inglês para Protocolo de Controle de Transmissão e Protocolo de Internet, e por isso foi configurado o endereço IP da máquina usada como mostrado na Figura 3.8.

Com o computador inserido na mesma rede que o CLP, cujo endereço IP era 143.106.123.105, é pos-

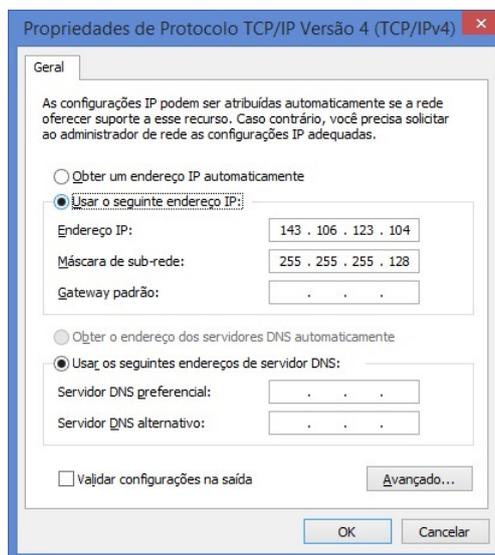


Figura 3.8: Configuração de endereço IP do computador

sível configurar clientes OPC que terão acesso a esse controlador lógico. Ao longo deste trabalho, foi utilizado o *software* MATLAB<sup>®</sup> e o Simulink<sup>™</sup>, configurando nele um cliente OPC para ter acesso às variáveis do CLP. No Anexo II é possível ver os blocos de leitura e de escrita do OPC (*OPC Read* e *OPC Write*), assim como o *OPC Configuration*.

A programação do CLP foi toda feita no programa próprio do fabricante (B&R Automation<sup>®</sup>), que é mostrado na Figura 3.9. O programa permite a configuração do servidor OPC e mapeamento de variáveis, estabelecimento do tempo de varredura (período de amostragem), programação da lógica, configuração de entradas e saídas, entre outras funcionalidades.

Neste trabalho, o CLP realizou o papel de enviar os sinais de acionamento das bombas para os inversores de frequência, assim como o sinal de posicionamento das válvulas. Também recebia os sinais dos sensores e convertia-os para escala digital.

O Simulink<sup>™</sup> foi a ferramenta utilizada para manipular as variáveis do CLP. O acionamento dos atuadores foi comandado, portanto, a partir do Simulink<sup>™</sup>. Também a leitura dos sensores era enviada a esse programa. As malhas de controle também foram implementadas no Simulink<sup>™</sup>, sendo o CLP usado apenas como um meio para ler os dados dos sensores, e ser usado para acionar as válvulas e bombas.

O programa que era executado no CLP continha blocos de filtragem para os transmissores de vazão, assim como todos os blocos de calibração dos sensores, acionamentos e intertravamentos do sistema (emergência, nível acima de 100% e abertura mínima de válvulas) e blocos de escala para sinais de atuadores.

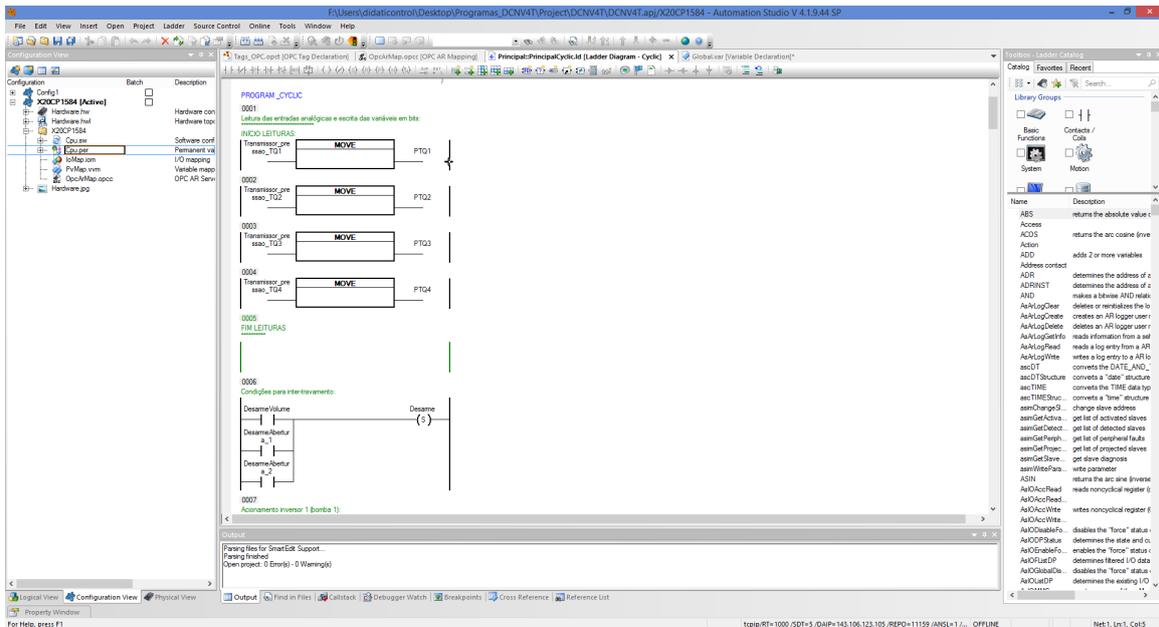


Figura 3.9: Tela principal da aplicação para programação do CLP B&R

## 3.4 MÉTODO DE CALIBRAÇÃO DOS SENSORES

### 3.4.1 Calibração dos transmissores de nível

Os sensores piezorresistivos - transmissores de nível - serão calibrados para apresentar dados em escala relativa. Para realizar a calibração, foi definida como altura mínima (0%) o tanque vazio. A altura máxima (100%) foi escolhida como sendo o ponto de cruzamento do tanque com a plataforma azul - visualmente mostrado na Figura 3.10. Isso se justifica porque assim haverá uma faixa de segurança de aproximadamente 10cm de altura em que os tanques não devem ser operados, evitando transbordar água.

### 3.4.2 Calibração dos transmissores de vazão

A calibração dos transmissores de vazão será feita para apresentar os valores absolutos de vazão com unidade de litros por segundo -  $[L/s]$ . Para tal, serão feitas as seguintes etapas para cada um dos transmissores:

1. Abre-se em 100% a válvula do transmissor que se quer calibrar, de número  $i$ ,  $i \in \mathbf{N} | 1 \leq i \leq 4$ ; enquanto as outras permanecem em 0%, direcionando toda vazão da bomba para esse transmissor;
2. São escolhidos o 0% e mais 5 valores fixos de operação da bomba, numerados por  $j$ ,  $j \in \mathbf{N} | 1 \leq j \leq 5$ ;
3. Para cada ponto de operação da bomba diferente de 0%, é iniciado um cronômetro a partir do momento em que começa a cair água no tanque até o nível da água chegar em 100% - escala do LT -, gerando um intervalo de tempo  $\Delta t_{i,j}$  dado em segundos;
4. Durante a medição do tempo, são anotados os dados enviados pelo sensor ao controlador programá-



Figura 3.10: Definição dos limites 0% e 100% do nível dos tanques

vel. É calculada, após a parada do cronômetro, a média desses dados, a  $M_{sensor_{i,j}}$ . No caso da bomba em 0%, a média será o  $offset_i$  do sensor;

5. Por fim, calcula-se a vazão real para aquele ponto de operação da bomba, sabendo que a vazão ( $Q_{i,j}$ ) é dada por

$$Q_{i,j} = \frac{Vtq_i}{\Delta t_{i,j}} \quad (3.8)$$

em que  $Vtq_i$  é o volume, em litros, do tanque submetido ao experimento.

Com esses passos feitos, o cálculo do ganho proporcional  $K_{TV_{i,j}}$  de cada transmissor para cada ponto de operação da bomba é imediato:

$$K_{TV_{i,j}} = \frac{Q_{i,j}}{(M_{sensor_{i,j}} - offset_i)}, \quad (3.9)$$

e, para finalizar, chega-se ao ganho proporcional de calibração de cada transmissor com a média dos  $K_{TV_{i,j}}$ , isto é,

$$K_{TV_i} = \frac{\sum_{j=1}^5 K_{TV_{i,j}}}{5}. \quad (3.10)$$

Sendo cada um dos sensores acoplado a uma entrada analógica própria do Controlador Lógico Programável, esta entrada realiza a conversão A/D do sinal elétrico dos sensores para um número inteiro<sup>1</sup>. Este

<sup>1</sup>Com essa conversão se geram os valores de  $M_{sensor_{i,j}}$ , que foram anotados.

número inteiro é então colocado na entrada ( $x$ ) de um bloco de escala na programação em Ladder, cuja saída ( $y$ ) é ajustada linearmente para o valor desejado a partir da reta que passa pelos pontos ( $x_1, y_1$ ) e ( $x_2, y_2$ ) desta forma

$$y = K_{scale} \cdot x + d, \quad (3.11)$$

em que  $d$  é o coeficiente linear da reta, e pode ser encontrado com

$$d = y_1 - K_{scale} \cdot x_1 \quad (3.12)$$

e  $K_{scale}$  é dado por

$$K_{scale} = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}. \quad (3.13)$$

A calibração pode ser feita em escala relativa ou absoluta: naquela, os valores  $x_1$  e  $x_2$  de entrada no bloco são os dados dos sensores quando os níveis estão em 0% e 100%, respectivamente.  $y_1$  e  $y_2$  são 0 e 100 (a saída tem de ser entre 0 e 100)- este é o caso mostrado na Figura 3.11, que exemplifica o bloco de escala para calibração de nível.

No caso de uma saída em termos absolutos - caso escolhido para as calibrações dos transmissores de vazão -, o  $x_1$  deve ser o valor dado pelo sensor quando não há vazão - escolhendo-se imediatamente  $y_1$  igual a 0. O valor  $x_2$  pode ser um dado arbitrário, porém o  $y_2$  deve ser uma função de  $K_{TV_i}$  e do  $x_2$  escolhido de cada transmissor, de modo que

$$y_2 = K_{TV_i} \cdot (x_2 - x_1). \quad (3.14)$$

Assim, a saída  $y$  será dada, portanto, em litros por segundo [L/s].

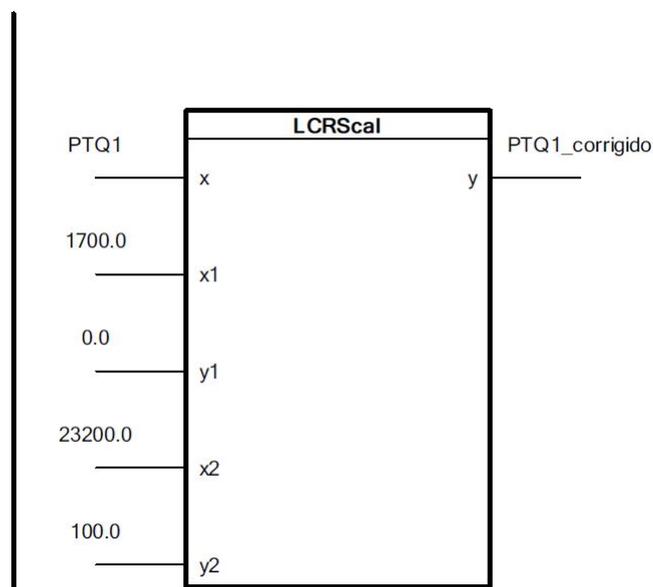


Figura 3.11: Bloco de escala. Nível do tanque 1: calibração relativa.

### 3.5 APLICAÇÃO DE FILTROS

Sendo esperado que haja ruído nas medições, serão aplicados filtros nos sinais provenientes dos sensores de nível e de vazão.

Para ruídos de alta frequência em um processo qualquer basta um filtro passa-baixa simples  $G_f(s)$  conforme a equação 2.17.

O valor exato de  $\tau_f$  será escolhido empiricamente e distintamente para os sensores de vazão e de nível. Fica claro que essa constante de tempo não pode ser muito elevada, de modo a não interferir significativamente no processo em específico.

### 3.6 OBTENÇÃO DAS CURVAS DOS ATUADORES

Tendo sido calibrados os sensores, será possível tomar as curvas características das quatro válvulas e das duas bombas. A configuração da bancada será de fechar todas as válvulas que não estão sendo calibradas.

Criar-se-á um sinal de degraus sucessivos no comando de abertura da válvula (cada abertura com tempo  $T_V$  de duração) e outro sinal de degraus sucessivos no comando de rotação da bomba (cada rotação com tempo  $T_B$  de duração), que repetirá seu ciclo a cada abertura da válvula.

A abertura da válvula irá tomar os valores de 30%, 45%, 60%, 75%, 90% e 100%; enquanto a bomba irá passar pelos valores de 45%, 60%, 75%, 90% e 100%. Por conveniência, os valores de abertura serão indexados por  $n_a$ , sendo que  $n_a = 1$  equivale à abertura em 30%,  $n_a = 2$  equivale à abertura em 45%, e assim sucessivamente até  $n_a = 6$ . De modo análogo, os comandos da bomba serão indexados novamente por  $j$ , começando em  $j = 1$  para comando em 45% e assim em diante até  $j = 5$ .

$$T_V \geq 5 \cdot T_B, \quad (3.15)$$

sendo que entre as transições das válvulas deve haver um tempo de espera até o próximo degrau da bomba, para confirmar que a abertura chegou ao valor desejado.

Com isso em mente, serão tomados valores do transmissor de vazão daquela válvula em todos os pontos que a vazão atingir um regime permanente ( $T_B$  deve ser grande o suficiente para isso), somando ao todo trinta pontos para levantamento das curvas.

A partir dos dados obtidos, poderão ser traçados os gráficos Abertura vs. Vazão, Comando da Bomba vs. Vazão e (Abertura, Comando da Bomba) vs. Vazão. O último é um gráfico em três dimensões. Também serão feitas as regressões polinomiais para cada válvula e cada bomba, de forma a obter  $Q_{i,j}(a)$ ,  $Q_{i,n_a}(b)$  e também  $Q_i(b, a)$ , sendo  $Q_i$  a vazão que passa pela válvula  $i$ ;  $b, b \in [0, 100]\%$ , o comando da bomba  $k$  tal que

$$k = \begin{cases} 1 & \text{se } i = 1 \text{ ou } i = 4 \\ 2 & \text{se } i = 2 \text{ ou } i = 3, \end{cases} \quad (3.16)$$

e  $a$  a abertura da válvula  $i$ ,  $a \in [0, 100]\%$ .

### 3.7 FUNÇÃO DE GANHO DOS ATUADORES

Encontrando-se as relações de vazão em função da abertura e do comando da bomba, as funções que caracterizam o ganho de vazão desses atuadores em vista dos sinais que os controlam são

$$K_{V_{i,j}} = \frac{d(Q_{i,j})}{da} \quad (3.17)$$

para cada válvula em cada ponto  $j$  de operação da bomba;

$$K_{B_{i,n_a}} = \frac{d(Q_{i,n_a})}{da} \quad (3.18)$$

para cada bomba em cada abertura  $n_a$  da válvula  $i$ ; e por último

$$K_{V_i} = \frac{\partial(Q_i)}{\partial a} + \frac{\partial(Q_i)}{\partial b} \quad (3.19)$$

de uma forma geral para cada uma das válvulas.

### 3.8 IMPLEMENTAÇÃO DE CONTROLE DE NÍVEL

#### 3.8.1 Definição de configuração da bancada

A planta industrial em questão dá a liberdade de alterar configurações de válvulas manuais ou atuadas eletricamente para mudar o tipo de processo que acontece nela. Também há possibilidade de realizar diferentes ações de controle para diversas variáveis (vazão de entrada ou nível de quaisquer tanques, por exemplo).

Como um primeiro trabalho realizado nesta planta, decidiu-se por realizar o controle de nível dos tanques 3 e 4, isto é, os inferiores. As válvulas manuais 5 e 6 deverão permanecer fechadas, não havendo conexão entre tanques 1 e 2 nem 3 e 4; as outras válvulas manuais se encontrarão completamente abertas. Feito isso, vê-se que o nível de líquido dos tanques 1 e 4 serão atuados pela bomba 1 e sub-atuados pela bomba 2. O inverso ocorre com os tanques 2 e 3, os quais são atuados pela bomba 2 e sub-atuados pela bomba 1.

As válvulas atuadas deverão estar abertas em uma posição fixa de tal forma que cada uma das bombas mantenha 70% da vazão total direcionada para os tanques atuados diretamente por elas. Nessa configuração o sistema é de fase mínima, que é a intenção.

Faz-se necessária, a seguir, a imposição de uma escala 0-100% ajustada para cada bomba. Isso se deve ao fato de o comando da bomba sem ajuste fazer variar a saída do inversor de frequência entre 0 e 60Hz; contudo, existe aí uma zona morta até que os líquidos comecem a fluir até os tanques. Para tal, o novo zero de cada bomba será definido pelo comando imediatamente anterior ao qual alguma vazão é percebida na entrada dos tanques 3 e 4. Exemplificando, suponha que com o comando da bomba ( $b$ ) em  $zb\%$  comece a entrar fluido em um dos tanques atuados. Assim, a nova escala  $f_b$  dessa bomba seria

$$f_b(b) = \frac{(100 - zb)}{100}b + zb. \quad (3.20)$$

Restará ainda definir um ponto de regime permanente inicial para os níveis que serão controlados. O valor escolhido não deverá ser longe de 50%, pois assim será possível aplicar degraus positivos e negativos em torno deste ponto. Visando uma melhor atuação no sistema, os comandos das bombas que farão os níveis 3 e 4 permanecerem em seu regime permanente inicial devem ter valores próximos de 50%, pois assim há maior alcance de controle.

### 3.8.2 Identificação do processo

Delimitadas as configurações da bancada, a etapa seguinte será de identificação do processo. Para isso, dever-se-á inserir uma entrada conhecida (um degrau ou série de degraus) e aplicar o método dos mínimos quadrados ou utilizar a ferramenta *ident* do Matlab<sup>®</sup> na saída obtida; e assim identificar os parâmetros de uma função de transferência (de processo) que mais se aproxima com a resposta. Espera-se, por se tratar de controle de nível de reservatório, que a estrutura do modelo seja

$$G_{B_k H_i}(s) = \frac{H_i(s)}{B_k(s)} = e^{-\theta s} \frac{K_{B_k H_i}}{(\tau s + 1)}, \quad (3.21)$$

em que  $\tau$  é a constante de tempo da resposta, em segundos;  $K_{B_k H_i}$  é o ganho da bomba  $k$  para o nível de  $H_i$ , encontrado a partir dessa análise específica; e  $\theta$  é o atraso inerente ao processo, em segundos. Essa função de transferência  $G_{B_k H_i}(s)$  é a relação entre a variação no nível  $H_i$  e a variação no sinal da bomba  $B_k$ .

Serão obtidas quatro funções de transferência, pois há respostas da bomba 1 e da bomba 2 para os níveis 3 e 4.

### 3.8.3 Projetos de controlador PI

O projeto do controlador PI seguirá três etapas:

1. Controle do nível do tanque 4 pela atuação na bomba 1;
2. Controle do nível do tanque 3 pela atuação na bomba 2;
3. Junção dos dois controladores acima para controle de ambos os níveis dos tanques inferiores.

O que se fará, portanto, é a elaboração de um controlador para cada malha, a princípio ignorando a interferência entre as duas. Visto o resultado de ambos controladores, eles serão testados na planta.

Os controladores PI serão modelados no formato

$$G_c(s) = K_p \cdot \left(1 + \frac{1}{sT_i}\right), \quad (3.22)$$

conforme a equação 2.11 sem o termo derivativo, em que  $G_c(s)$  é a função de transferência do controlador PI,  $K_p$  é o ganho proporcional e  $T_i$  é o tempo de integração.

Para se chegar aos valores de ganho e de tempo de integração, será utilizada a sintonia que mais se adequar ao processo obtido. Algumas sintonias possíveis foram já apresentadas na seção 2.4.3

## 4 RESULTADOS EXPERIMENTAIS

### 4.1 INTRODUÇÃO

A calibração dos transmissores de pressão/nível foi feita analisando um tanque de cada vez, assim como a calibração dos transmissores de vazão. Estes foram calibrados para apresentar vazão em litros por segundo e aqueles para mostrar a altura do nível em um percentual (0 a 100%) relativo a uma altura máxima pré-estabelecida.

O experimento realizado - o levantamento das características dos atuadores - foi feito com auxílio do software MATLAB® e do SIMULINK™. Apenas uma válvula permaneceu aberta e uma bomba ficou ativa durante o experimento, conseqüentemente ele foi feito em 4 etapas. A análise também foi feita com auxílio dessa ferramenta de *software*.

Depois de se ter as curvas dos atuadores, as informações dela extraídas foram utilizadas de uma forma qualitativa<sup>1</sup> para a seleção do ponto de operação e implementação do controle de nível nos tanques 3 e 4.

Para se alcançar o controle dos níveis, fez-se primeiro a determinação dos pontos de operação das válvulas manuais e atuadas. Em seguida, fez-se a identificação do sistema para alcançar um modelo linear de cada bomba para cada nível. Por último, utilizou-se uma sintonia conhecida para controladores PI, os quais foram testados na planta.

### 4.2 DADOS DE CALIBRAÇÃO DOS TRANSMISSORES DE NÍVEL

Pelo fato de a calibração dos transmissores de nível se dar de modo relativo, a aquisição dos dados e realização do bloco de escala foi imediata, bastando tomar os dados do sensor com o tanque vazio e depois com o nível a 100%. A Tabela 4.1 mostra os dados tomados nessas circunstâncias.

Tabela 4.1: Dados para calibração dos transmissores de nível

	Dado do sensor [UD] (Nível em 0%)	Dado do sensor [UD] (Nível em 100%)
<b>Sensor Nível 1</b>	1072,1541	22820,7862
<b>Sensor Nível 2</b>	879,7134	22467,8037
<b>Sensor Nível 3</b>	886,7177	22461,4197
<b>Sensor Nível 4</b>	-73,0003	21165,1354

<sup>1</sup>Já foi dito, na seção 3.3, que a bancada sofreu mudanças significativas após a coleta dos dados voltados à caracterização dos atuadores. É sabido que as curvas desses atuadores podem ter sofrido alterações após essas modificações feitas à estrutura da bancada.

No entanto, o método de análise dos atuadores permanece o mesmo apesar do novo processo da planta. Com isso, os resultados obtidos com o processo anterior serão mostrados neste trabalho para construir uma análise sobre eles.

Esses valores foram inseridos nos blocos em Ladder, tal como aquele apresentado na Figura 3.11, sabendo que  $y_1 = 0$  e  $y_2 = 100$ .

### 4.3 DADOS DE CALIBRAÇÃO DOS TRANSMISSORES DE VAZÃO

Enquanto havia os transmissores de vazão instalados na planta, foi seguido o método apresentado na Seção 3.4. Os procedimentos foram feitos para cada um dos transmissores. A Tabela 4.2 apresenta o volume dos tanques até a altura de 100%, que foram medidos.

Tabela 4.2: Volume dos tanques da bancada

	Volume [L]
<b>Tanque 1</b>	48,06637
<b>Tanque 2</b>	48,94515
<b>Tanque 3</b>	48,91033
<b>Tanque 4</b>	48,62304

#### 4.3.1 Transmissor de Vazão 1

O transmissor de vazão 1 mede a vazão vinda da bomba 1 que passa pela válvula 1 e chega ao tanque 1. Para não haver desvio do fluxo desta bomba para o tanque 4, fechou-se a válvula 4. A Tabela 4.3 mostra os dados da calibração.

Tabela 4.3: Calibração do transmissor de vazão 1

<b>j</b>	<b>Comando da bomba 1</b>	$M_{sensor1,j}$ [UD]	$\Delta t_{1,j}$ [s]	$Q_{1,j}$ [L/s]	$K_{TV1,j}$ [L/(s·UD)]
–	0%	480	–	–	–
1	50%	4498	42,51	1,130707	$2,81410 \cdot 10^{-4}$
2	60%	5422,83333	34,33	1,400127	$2,83264 \cdot 10^{-4}$
3	70%	7519,6	27,42	1,752967	$2,49015 \cdot 10^{-4}$
4	80%	9140,66667	23,07	2,083501	$2,40571 \cdot 10^{-4}$
5	90%	9601,33333	21,33	2,25346	$2,47054 \cdot 10^{-4}$

Chegou-se - pela equação 3.10 -, a

$$K_{TV1} = 2,60263 \cdot 10^{-4} \text{ [L/(s·UD)]} . \quad (4.1)$$

#### 4.3.2 Transmissor de Vazão 2

O transmissor de vazão 2 mede a vazão vinda da bomba 2 que passa pela válvula 2 e chega ao tanque 2. A válvula 3 foi fechada de modo a forçar todo o fluxo dessa bomba para o transmissor em calibração. A Tabela 4.4 mostra os dados dessa calibração.

Tabela 4.4: Calibração do transmissor de vazão 2

j	Comando da bomba 2	$M_{sensor2,j}$ [UD]	$\Delta t_{2,j}$ [s]	$Q_{2,j}$ [L/s]	$K_{TV2,j}$ [L/(s·UD)]
–	0%	535	–	–	–
1	50%	7043	24,32	2,012547	$3,09242 \cdot 10^{-4}$
2	60%	9123,25	19,72	2,482006	$2,89000 \cdot 10^{-4}$
3	70%	10945,5	16,64	2,941416	$2,82543 \cdot 10^{-4}$
4	80%	12374,33333	14,8	3,307105	$2,79332 \cdot 10^{-4}$
5	90%	13174,57143	14,17	3,454139	$2,73280 \cdot 10^{-4}$

De acordo com a equação 3.10, a constante de calibração foi

$$K_{TV2} = 2,86679 \cdot 10^{-4} \text{ [L/(s·UD)]} . \quad (4.2)$$

#### 4.3.3 Transmissor de Vazão 3

O transmissor de vazão 3 mede a vazão vinda da bomba 2 que passa pela válvula 3 e chega ao tanque 3. Com isso, a válvula 2 permaneceu fechada durante a calibração. Os resultados são vistos na Tabela 4.5

Tabela 4.5: Calibração do transmissor de vazão 3

j	Comando da bomba 2	$M_{sensor3,j}$ [UD]	$\Delta t_{3,j}$ [s]	$Q_{3,j}$ [L/s]	$K_{TV3,j}$ [L/(s·UD)]
–	0%	340	–	–	–
1	30%	5050	43,15	1,133495	$2,40657 \cdot 10^{-4}$
2	40%	7713	29,14	1,678460	$2,27650 \cdot 10^{-4}$
3	50%	10105,33333	21,58	2,266466	$2,32093 \cdot 10^{-4}$
4	60%	11961,5	18,17	2,691818	$2,31624 \cdot 10^{-4}$
5	70%	13888	15,77	3,101479	$2,28925 \cdot 10^{-4}$

De acordo com a equação 3.10, a constante de calibração foi

$$K_{TV3} = 2,32190 \cdot 10^{-4} \text{ [L/(s·UD)]} . \quad (4.3)$$

#### 4.3.4 Transmissor de Vazão 4

O transmissor de vazão 4 mede a vazão vinda da bomba 1 que passa pela válvula 4 e chega ao tanque 4. Com isso, a válvula 1 permaneceu fechada durante a calibração. Os resultados são vistos na Tabela 4.6

De acordo com a equação 3.10, a constante de calibração foi

$$K_{TV4} = 2,01512 \cdot 10^{-4} \text{ [L/(s·UD)]} . \quad (4.4)$$

Tabela 4.6: Calibração do transmissor de vazão 4

j	Comando da bomba 1	$M_{sensor4,j}$ [UD]	$\Delta t_{4,j}$ [s]	$Q_{4,j}$ [L/s]	$K_{TV4,j}$ [L/(s·UD)]
–	0%	538	–	–	–
1	40%	5762	49,68	0,978725	$1,87352 \cdot 10^{-4}$
2	50%	7146	33,33	1,458837	$2,20768 \cdot 10^{-4}$
3	60%	9561,66667	27,07	1,796197	$1,99054 \cdot 10^{-4}$
4	70%	10756,33333	23,49	2,069946	$2,02572 \cdot 10^{-4}$
5	80%	12418,25	20,69	2,350075	$1,97814 \cdot 10^{-4}$

### 4.3.5 Análise dos quatro transmissores

Como era de se esperar, todas as constantes de calibração calculadas em todos os pontos de operação - para um mesmo transmissor - oscilaram pouco em torno da média. Seguindo a equação 3.14 - escolhendo  $x_2 = 15000$ , calculam-se os  $y_{2i}$ :

$$y_{21} = 2,60263 \cdot 10^{-4} \cdot (15000 - 480) = 3,779017119, \quad (4.5)$$

$$y_{22} = 2,86679 \cdot 10^{-4} \cdot (15000 - 535) = 4,14681816, \quad (4.6)$$

$$y_{23} = 2,32190 \cdot 10^{-4} \cdot (15000 - 340) = 3,403902286, \quad (4.7)$$

$$y_{24} = 2,01512 \cdot 10^{-4} \cdot (15000 - 538) = 2,914264416. \quad (4.8)$$

A Tabela 4.7 apresenta os dados que serão colocados nos blocos de calibração da programação em Ladder do CLP, conforme o exposto na **Seção 3.4**.

Tabela 4.7: Valores dos blocos de calibração dos transmissores de vazão

	TV1 [UD]	TV2 [UD]	TV3 [UD]	TV4 [UD]
<b>x1</b>	480	535	340	538
<b>y1</b>	0	0	0	0
<b>x2</b>	15000	15000	15000	15000
<b>y2</b>	3,779017119	4,14681816	3,403902286	2,914264416

## 4.4 EXPERIMENTO DE OBTENÇÃO DE CURVAS DE ATUADORES

As Figuras 4.1, 4.2, 4.3 e 4.4 mostram os sinais de entrada de bomba e de abertura e a vazão medida nas válvulas 1, 2, 3 e 4 respectivamente. É possível ver os degraus sucessivos na abertura de cada válvula (curva vermelha), e os degraus sucessivos cíclicos no comando de cada bomba (curva verde). Atenção aos eixos verticais: no eixo da esquerda estão os valores em L/s e no da direita é o valor em percentual de abertura de válvula e comando da bomba.

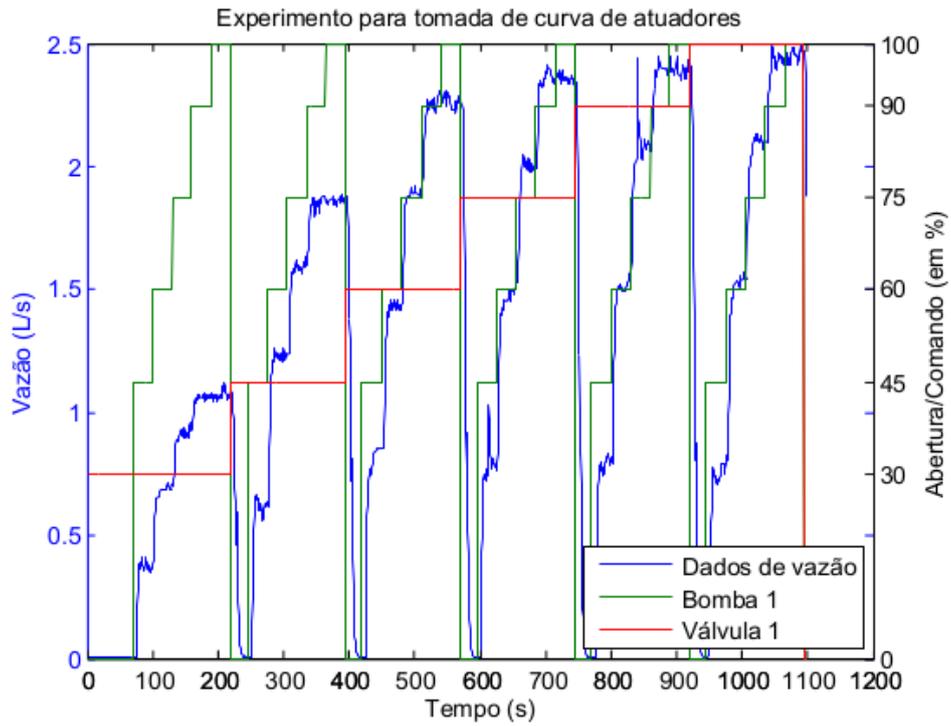


Figura 4.1: Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 1

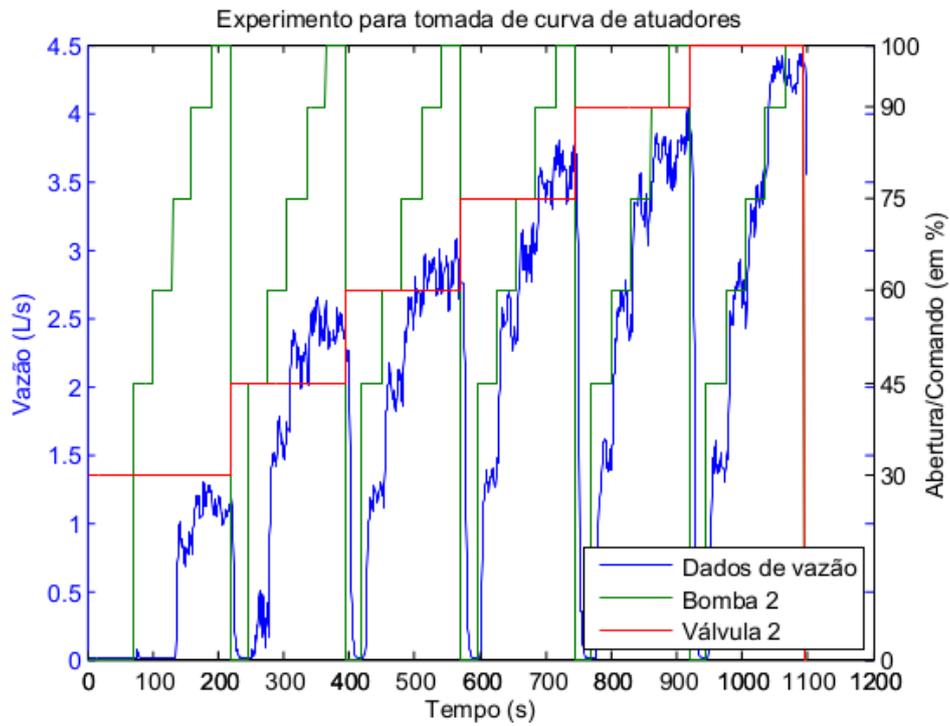


Figura 4.2: Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 2

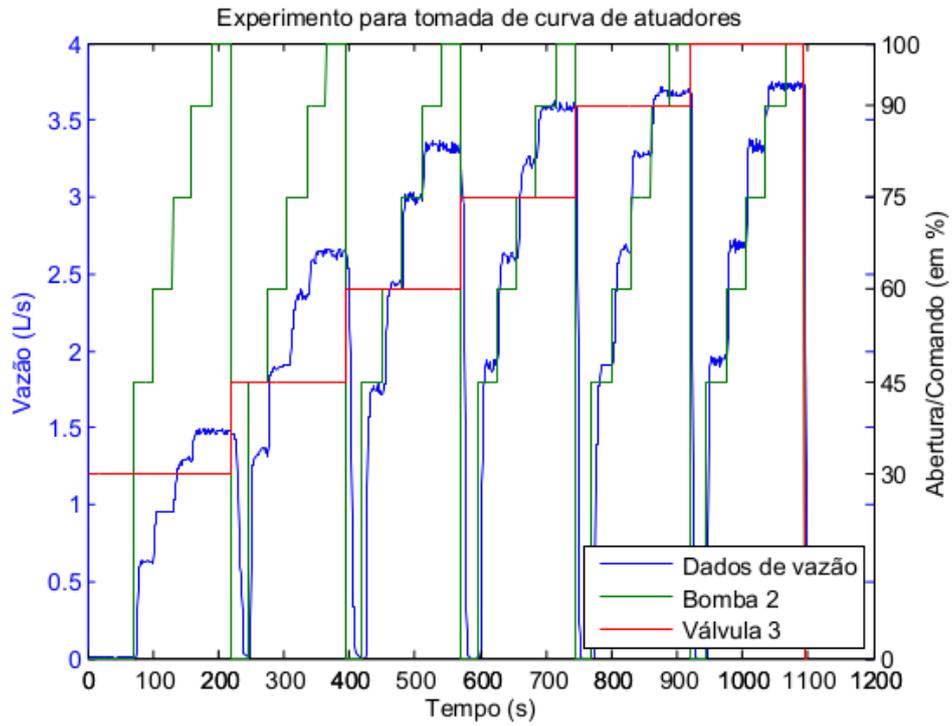


Figura 4.3: Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 3

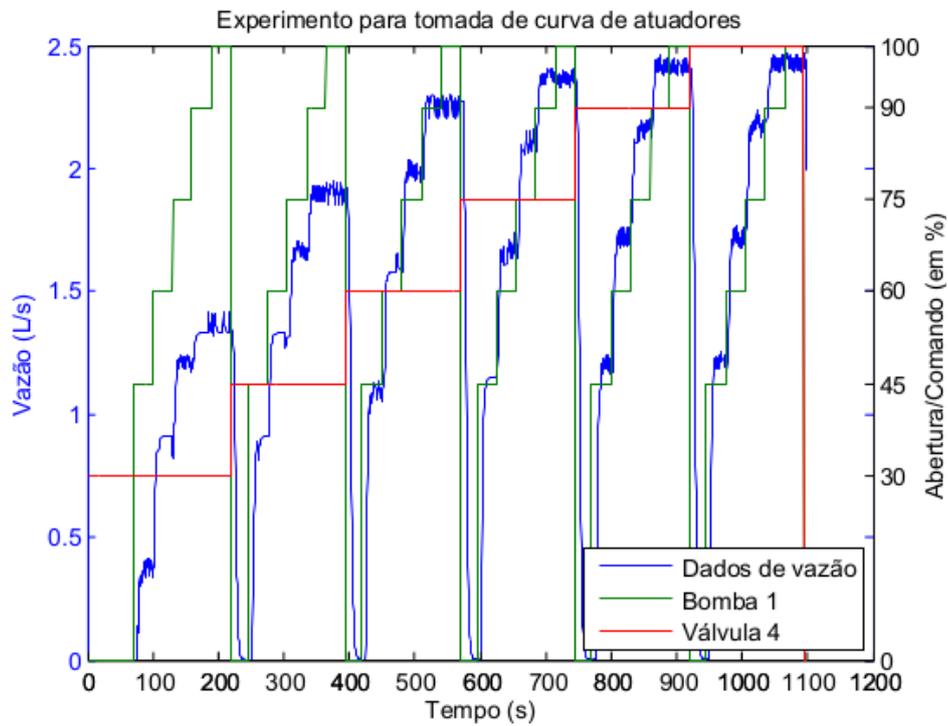


Figura 4.4: Experimento para tomada de dados da válvula/transmissor de vazão 4

Uma assimilação imediata é verificar que a bomba 1 se mostrou menos potente do que a bomba 2: esta apresentava vazão cerca de 75% maior do que daquela quando ambas operavam em 90%<sup>2</sup>.

Percebe-se que quando qualquer bomba sai de 90% para 100% não existe alteração na vazão (curva azul das Figuras 4.1 a 4.4). O motivo disso foi descoberto depois: os inversores de frequência foram configurados de maneira errada e acabaram por limitar a frequência de saída máxima em 50Hz, conquanto os motores elétricos tenham sido feitos para operar em até 60Hz. Aquele limiar máximo era já alcançado com o comando da bomba  $\approx 85\%$ , caracterizando, portanto, uma zona morta de 15% na operação da bomba. Por causa disso, foram excluídos da análise os dados tomados com as bombas em 100%.

Depois de identificado esse problema, os inversores de frequência foram reconfigurados de modo impor o limite de 60Hz em vez dos 50Hz. Assim a escala permaneceu a mesma, porém acrescentada a faixa de 85% até 100% no comando das bombas.

Como o valor de referência para as bombas em escala de engenharia pode ser reconfigurada pela lógica do CLP ou mesmo com uma reconfiguração de escala no inversor, é interessante apresentar a Tabela 4.8, que mostra a escala em hertz em relação ao comando de bomba que foi usado ao longo de todo este trabalho.

Tabela 4.8: Comparação entre comando das bombas: escala de engenharia vs. Hz

<b>Escala de 0% a 100%</b>	<b>Escala em Hz - Inversor 1</b>	<b>Escala em Hz - Inversor 2</b>
0	0	0
30	17,8	18,1
45	26,64	27,1
60	35,58	36,12
75	44,46	45,17
90	53,30	54,17
100	59,22	60

Realizando uma certa aproximação de valores, pode-se dizer que a escala em hertz segue a função  $f_{Hz}$ , tal que

$$f_{Hz}(b) = \frac{b}{100} \cdot 60, \quad (4.9)$$

$b$  sendo o comando da bomba usado no experimento.

Com base nessa equação 4.9, compreende-se o motivo de a zona morta indesejada começar a partir de aproximadamente 85%, pois  $f_{Hz}(85) = 0,85 \cdot 60 = 51$  Hz, que já superava o antigo limite errôneo de 50Hz.

---

<sup>2</sup>A diferença entre as duas bombas foi notada desde o princípio dos testes. O que ocorria era uma falha na conexão dos fios trifásicos de saída do inversor 1 para a bomba 1. Este problema foi corrigido somente antes de se implementar os controladores de nível, por isso toda a análise feita para esta bomba 1 de vazão passa a não corresponder ao sistema real atual, cujas bombas apresentam vazão semelhante.

Tirando a média dos dados de vazão das Figuras 4.1 a 4.4 - quando diferente de zero e em regime permanente (em relação a ambos degraus de entrada) -, foram preenchidas as quatro tabelas que caracterizam a vazão em relação à abertura e à rotação da bomba impostas.

Tabela 4.9: Dados de vazão (L/s) para válvula 1

<b>b</b>	45%	60%	75%	90%
<b>a</b>				
30%	0,3829253	0,6844893	0,9152621	1,0738012
45%	0,6172004	1,2260667	1,5867658	1,8535407
60%	0,7967234	1,4348799	1,8941449	2,2522065
75%	0,8042023	1,4656868	2,0106014	2,3618828
90%	0,7761176	1,5066314	2,0851476	2,4011793
100%	0,7309778	1,5318174	2,1068534	2,4429066

Na coluna do ponto de operação **b** a 45%, o valor de vazão começa a decrescer a partir de  $a = 75\%$ . Era esperado que a vazão aumentasse com a crescente abertura da válvula, porém pode ter ocorrido alguma variação na bomba ou mesmo nos dados fornecidos pelo sensor, que se apresentou ruidoso - vide Figura 4.1.

Realizando o mesmo procedimento para as válvulas 2, 3 e 4, geraram-se as Tabelas 4.10, 4.11 e 4.12.

Tabela 4.10: Dados de vazão (L/s) para válvula 2

<b>b</b>	45%	60%	75%	90%
<b>a</b>				
30%	0,0030028	0,0028226	0,8190768	1,1287415
45%	0,3122416	1,6048174	2,2038970	2,4847542
60%	1,1481539	1,9588913	2,5907699	2,8228394
75%	1,3004668	2,5447547	2,9242736	3,4686754
90%	1,4631178	2,6255032	3,3113704	3,7515713
100%	1,4597275	2,7569262	3,3166276	4,2876759

Tabela 4.11: Dados de vazão (L/s) para válvula 3

<b>b</b>	45%	60%	75%	90%
<b>a</b>				
30%	0,6297894	0,9560691	1,2968441	1,4686458
45%	1,3588951	1,8955499	2,3615675	2,6375994
60%	1,7500386	2,4369476	2,9777404	3,3234299
75%	1,8770980	2,6087529	3,2281725	3,5785986
90%	1,9147756	2,6820950	3,2835622	3,6816356
100%	1,9321989	2,6937191	3,3256042	3,7244446

Tabela 4.12: Dados de vazão (L/s) para válvula 4

<b>b</b>	45%	60%	75%	90%
<b>a</b>				
30%	0,3812966	0,9082339	1,2179663	1,3513811
45%	0,9028157	1,3314043	1,6673344	1,8977448
60%	1,1031738	1,6049452	1,9920191	2,2579244
75%	1,1496627	1,6623965	2,0997056	2,3758193
90%	1,2086775	1,7201410	2,1532325	2,4192313
100%	1,2196413	1,7014129	2,1782138	2,4259284

Os dados do transmissor de vazão 2 foram visivelmente os mais ruidosos, atrapalhando a análise dos dados. Houve alguns momentos - por exemplo com a válvula aberta em 30% (vide Figura 4.2) - em que o sensor indicava 0 L/s quando na realidade havia vazão.

## 4.5 CARACTERÍSTICAS DAS VÁLVULAS

### 4.5.1 Válvula 1

Tendo como base a Tabela 4.9, as curvas da válvula 1 são mostradas na Figura 4.5. A melhor regressão obtida foi a polinomial de ordem 3, chegando às seguintes funções de vazão em função da abertura ( $Q_{1,n_b}$ ):

$$Q_{1,1}(a) = 10^{-6} \cdot (1,13836a^3 - 420,804a^2 + 43878,6a - 590467); \quad (4.10)$$

$$Q_{1,2}(a) = 10^{-6} \cdot (6,804153a^3 - 1612,367a^2 + 127208,2a - 1861323); \quad (4.11)$$

$$Q_{1,3}(a) = 10^{-6} \cdot (6,249532a^3 - 1578,144a^2 + 135376,5a - 1890509); \quad (4.12)$$

$$Q_{1,4}(a) = 10^{-6} \cdot (7,687050a^3 - 1945,410a^2 + 165637,1a - 2353835). \quad (4.13)$$

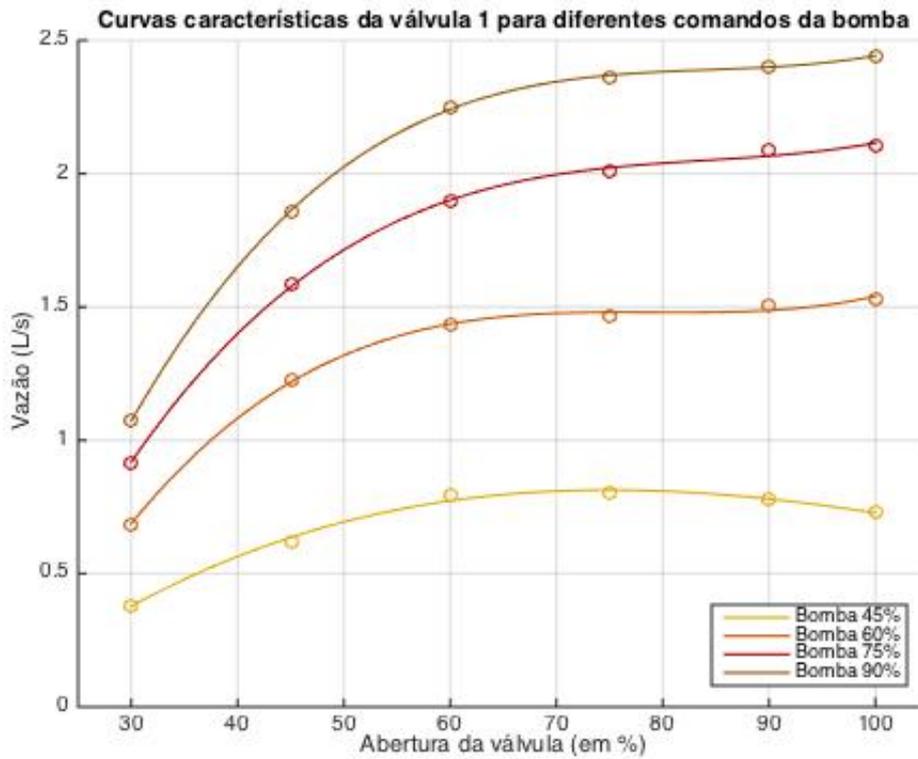


Figura 4.5: Curvas abertura vs. vazão da válvula 1

De acordo com a equação 3.17, as funções de ganho da válvula 1 para cada ponto de operação da bomba usado são

$$K_{V_{1,1}}(a) = 10^{-6} \cdot (3,4151a^2 - 841,61a + 43879); \quad (4.14)$$

$$K_{V_{1,2}}(a) = 10^{-6} \cdot (2,04125a^2 - 3224,74a + 127208); \quad (4.15)$$

$$K_{V_{1,3}}(a) = 10^{-6} \cdot (1,87486a^2 - 3156,29a + 135377); \quad (4.16)$$

$$K_{V_{1,4}}(a) = 10^{-6} \cdot (2,30612a^2 - 3890,82a + 165637). \quad (4.17)$$

#### 4.5.2 Válvula 2

Similarmente aos procedimentos da válvula 1, utilizando os dados da Tabela 4.10, as curvas da válvula 2 são mostradas na Figura 4.6. A regressão que melhor se encaixou foi também a polinomial de ordem 3, chegando às seguintes funções de vazão em função da abertura ( $Q_{2,n_b}$ ):

$$Q_{2,1}(a) = -10^{-6} \cdot (5,92513a^3 - 810,811a^2 + 2121,08a + 544658); \quad (4.18)$$

$$Q_{2,2}(a) = 10^{-5} \cdot (1,39848a^3 - 344,424a^2 + 29243,1a - 600706); \quad (4.19)$$

$$Q_{2,3}(a) = 10^{-5} \cdot (1,26087a^3 - 302,641a^2 + 25421,6a - 438405); \quad (4.20)$$

$$Q_{2,4}(a) = 10^{-5} \cdot (1,66762a^3 - 358,136a^2 + 27847,6a - 442513). \quad (4.21)$$

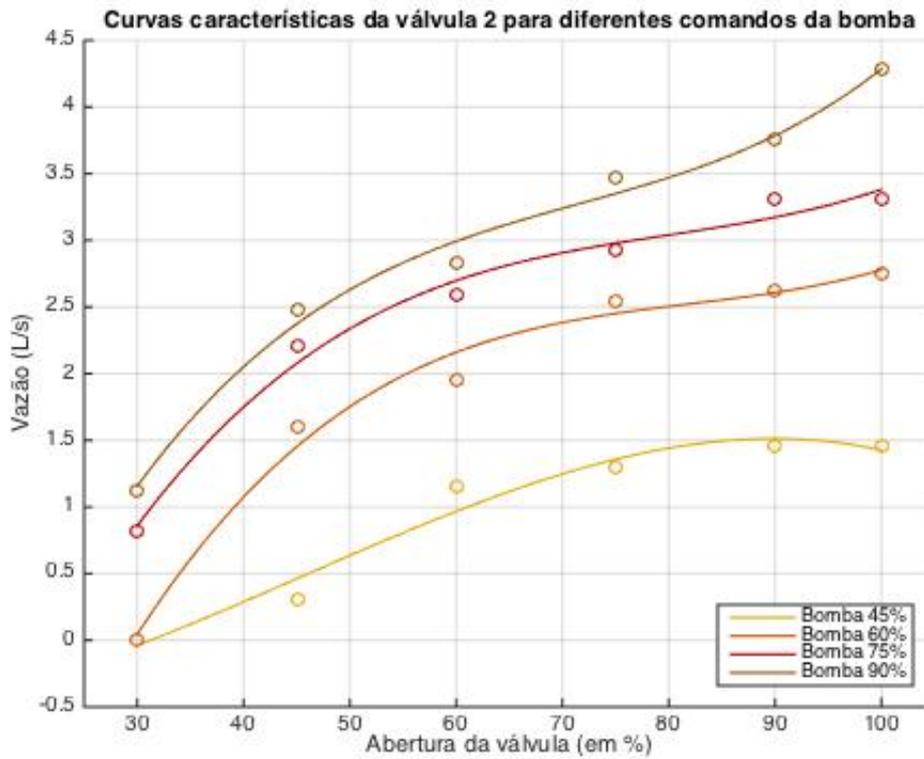


Figura 4.6: Curvas abertura vs. vazão da válvula 2

Da mesma forma, pela equação 3.17, as funções de ganho da válvula 2 para cada ponto de operação da bomba usado são

$$K_{V_{2,1}}(a) = -10^{-5} \cdot (1,78a^2 - 162a + 212); \quad (4.22)$$

$$K_{V_{2,2}}(a) = 10^{-5} \cdot (4,1954a^2 - 688,85a + 29243); \quad (4.23)$$

$$K_{V_{2,3}}(a) = 10^{-5} \cdot (3,7826a^2 - 605,28a + 25422); \quad (4.24)$$

$$K_{V_{2,4}}(a) = 10^{-5} \cdot (5,0029a^2 - 716,27a + 27848). \quad (4.25)$$

### 4.5.3 Válvula 3

Realizando a inserção dos dados da Tabela 4.11 em um gráfico e aplicando, igualmente às outras válvulas, regressões polinomiais de ordem 3, chega-se às funções de vazão em função da abertura ( $Q_{3,n_b}$ ):

$$Q_{3,1}(a) = 10^{-6} \cdot (6,115228a^3 - 1623,759a^2 + 144714,3a - 2416762); \quad (4.26)$$

$$Q_{3,2}(a) = 10^{-6} \cdot (7,154650a^3 - 1957,037a^2 + 179848,0a - 2874178); \quad (4.27)$$

$$Q_{3,3}(a) = 10^{-6} \cdot (7,544983a^3 - 2104,808a^2 + 197698,5a - 2947453); \quad (4.28)$$

$$Q_{3,4}(a) = 10^{-6} \cdot (8,515595a^3 - 2343,565a^2 + 218554,7a - 3212659), \quad (4.29)$$

que podem ser visualizadas na Figura 4.7.

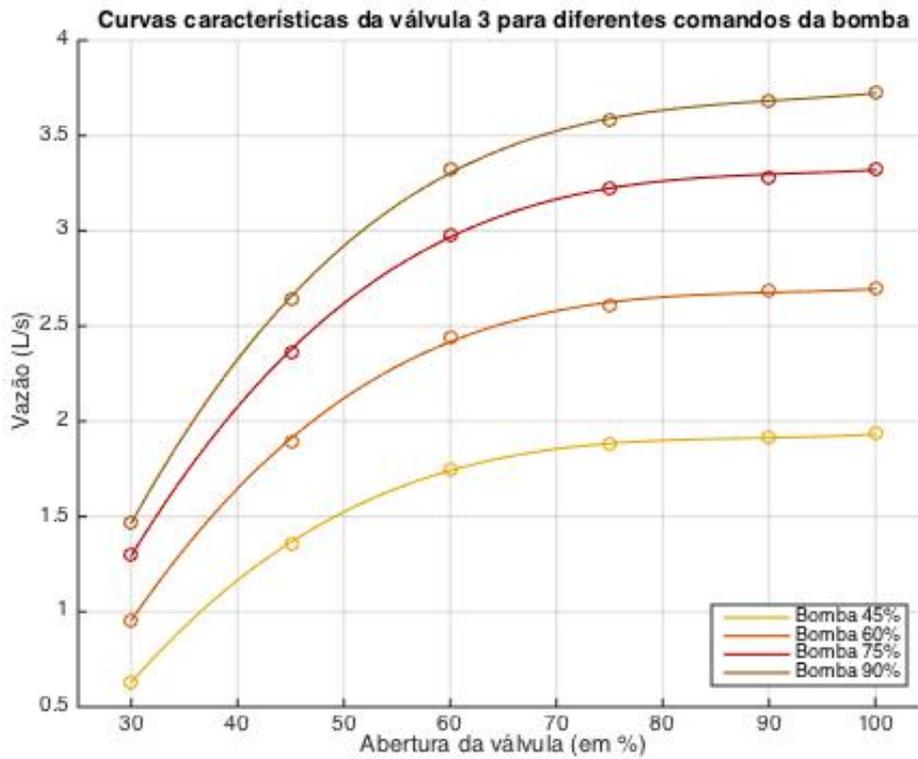


Figura 4.7: Curvas abertura vs. vazão da válvula 3

As funções de ganho da válvula 3, aplicando a equação 3.17, para cada ponto de operação da bomba usado são

$$K_{V_{3,1}}(a) = 10^{-5} \cdot (1,8346a^2 - 324,75a + 14471); \quad (4.30)$$

$$K_{V_{3,2}}(a) = 10^{-5} \cdot (2,1464a^2 - 391,41a + 17985); \quad (4.31)$$

$$K_{V_{3,3}}(a) = 10^{-5} \cdot (2,2635a^2 - 420,96a + 19770); \quad (4.32)$$

$$K_{V_{3,4}}(a) = 10^{-5} \cdot (2,5547a^2 - 468,71a + 21855). \quad (4.33)$$

#### 4.5.4 Válvula 4

Por último, tomando os dados da Tabela 4.12 e realizando a mesma regressão polinomial de ordem 3, as funções de vazão em função da abertura ( $Q_{4,n_b}$ ) são

$$Q_{4,1}(a) = 10^{-6} \cdot (5,969796a^3 - 1435,148a^2 + 115656,3a - 1953162); \quad (4.34)$$

$$Q_{4,2}(a) = 10^{-6} \cdot (2,86974a^3 - 823,800a^2 + 78626,8a - 788927); \quad (4.35)$$

$$Q_{4,3}(a) = 10^{-6} \cdot (2,66806a^3 - 793,083a^2 + 79747,4a - 538311); \quad (4.36)$$

$$Q_{4,4}(a) = 10^{-6} \cdot (3,37539a^3 - 998,902a^2 + 98310,9a - 794564), \quad (4.37)$$

e a Figura 4.8 mostra essas curvas.

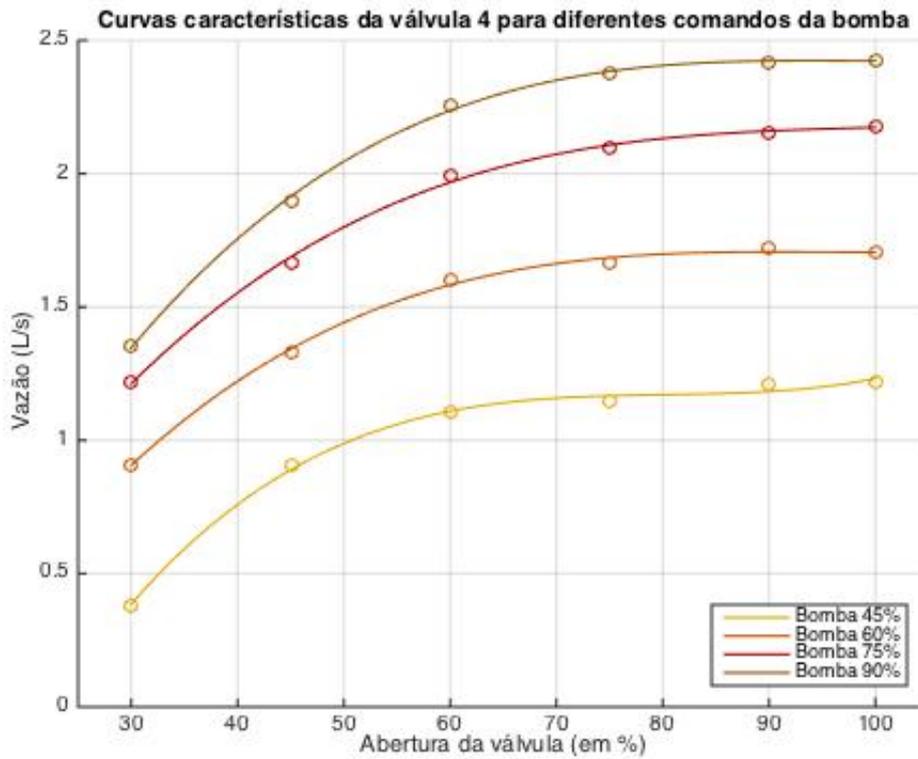


Figura 4.8: Curvas abertura vs. vazão da válvula 4

As funções de ganho da válvula 4 foram então

$$K_{V_{4,1}}(a) = 10^{-5} \cdot (1,7909a^2 - 287,03a + 11566); \quad (4.38)$$

$$K_{V_{4,2}}(a) = 10^{-6} \cdot (8,6092a^2 - 1647,6a + 78627); \quad (4.39)$$

$$K_{V_{4,3}}(a) = 10^{-6} \cdot (8,0042a^2 - 1586,2a + 79747); \quad (4.40)$$

$$K_{V_{4,4}}(a) = 10^{-5} \cdot (1,013a^2 - 199,8a + 9831). \quad (4.41)$$

aplicando, também, a equação 3.17 em todos os pontos de operação da bomba.

A curva da válvula 2, sem dúvida, foi a menos consistente dentre todas as curvas obtidas. A regressão das curvas desta válvula mostraram-se com erros muito grandes e com um formato muito diferente das curvas de outras válvulas.

## 4.6 CARACTERÍSTICAS DAS BOMBAS

### 4.6.1 Bomba 1

Na caracterização da bombas 1, foram utilizados os dados das Tabelas 4.9 e 4.12.

#### 4.6.1.1 Fluxo apenas pela válvula 1

As curvas da bomba 1 nos diferentes pontos de abertura da válvula 1 são mostradas na Figura 4.9. A melhor regressão obtida foi a polinomial de ordem 2, cujas equações são

$$Q_{1,1}(b) = -0,0001589b^2 + 0,03681b - 0,9518; \quad (4.42)$$

$$Q_{1,2}(b) = -0,0003801b^2 + 0,07845b - 2,135; \quad (4.43)$$

$$Q_{1,3}(b) = -0,0003112b^2 + 0,07419b - 1,908; \quad (4.44)$$

$$Q_{1,4}(b) = -0,0003447b^2 + 0,08132b - 2,161; \quad (4.45)$$

$$Q_{1,5}(b) = -0,0004605b^2 + 0,09853b - 2,731; \quad (4.46)$$

$$Q_{1,6}(b) = -0,0005164b^2 + 0,1078b - 3,074. \quad (4.47)$$

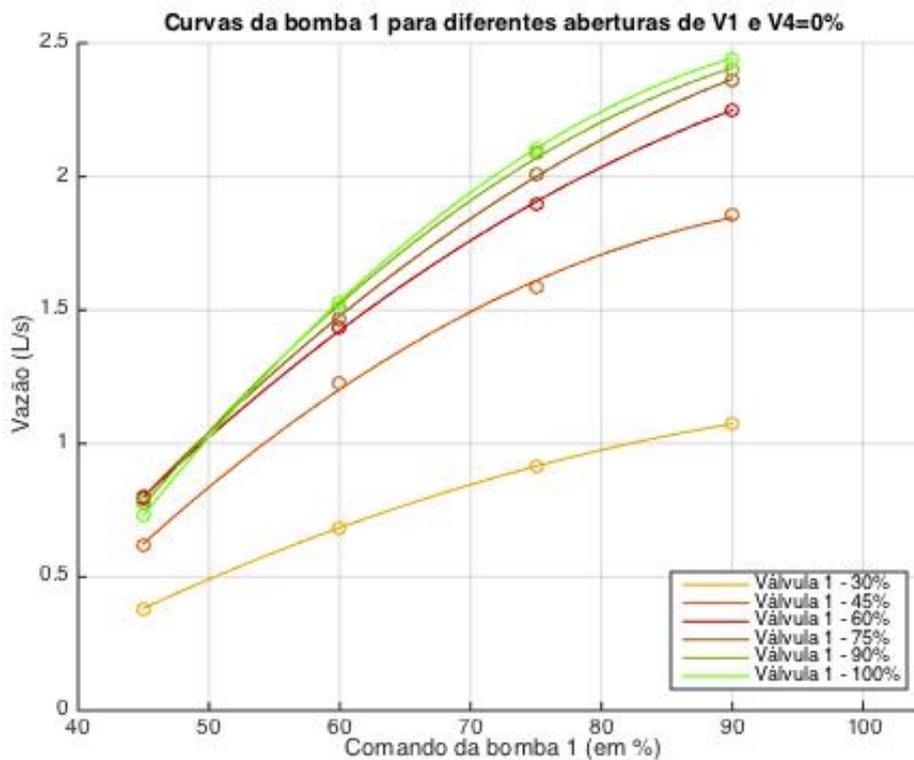


Figura 4.9: Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 1

#### 4.6.1.2 Fluxo apenas pela válvula 4

As curvas da bomba 1 nos diferentes pontos de abertura da válvula 4 são mostradas na Figura 4.10. A melhor regressão obtida foi a polinomial de ordem 2, cujas equações são

$$Q_{4,1}(b) = -0,0004372b^2 + 0,08049b - 2,354; \quad (4.48)$$

$$Q_{4,2}(b) = -0,0002202b^2 + 0,05186b - 0,9858; \quad (4.49)$$

$$Q_{4,3}(b) = -0,0002621b^2 + 0,06106b - 1,114; \quad (4.50)$$

$$Q_{4,4}(b) = -0,0002629b^2 + 0,06293b - 1,154; \quad (4.51)$$

$$Q_{4,5}(b) = -0,0002727b^2 + 0,06392b - 1,12; \quad (4.52)$$

$$Q_{4,6}(b) = -0,0002601b^2 + 0,06241b - 1,074. \quad (4.53)$$

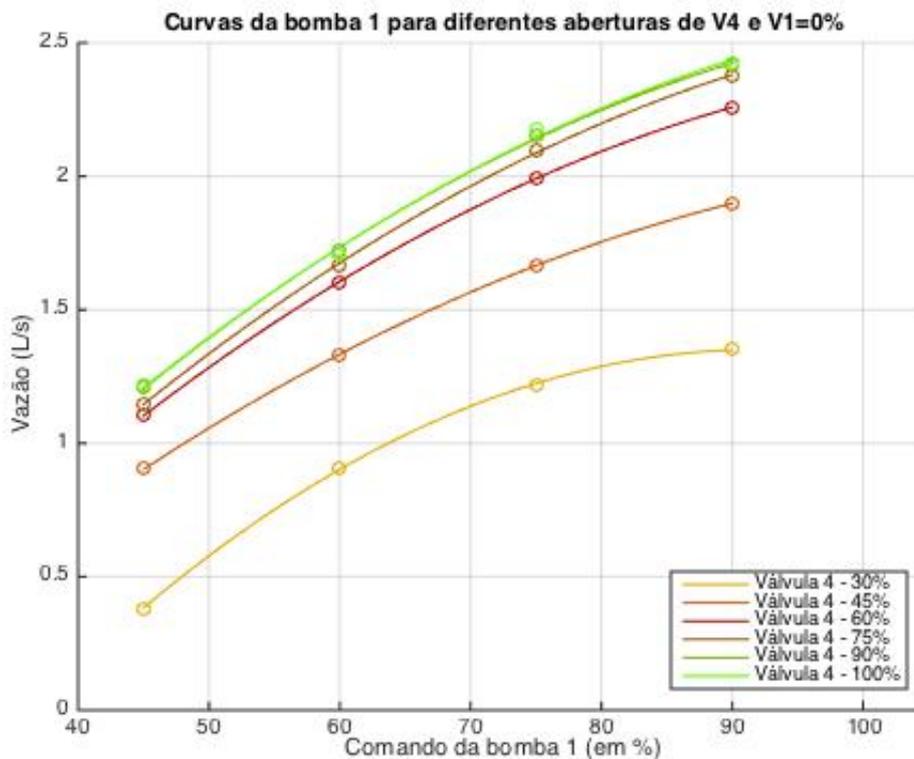


Figura 4.10: Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 4

#### 4.6.2 Bomba 2

##### 4.6.2.1 Fluxo apenas pela válvula 2

As curvas da bomba 2 nos diferentes pontos de abertura da válvula 2 são mostradas na Figura 4.11. A melhor regressão obtida foi a polinomial de ordem 2, cujas equações são

$$Q_{2,1}(b) = -0.001126b^2 + 0.2064b - 8.328; \quad (4.54)$$

$$Q_{2,2}(b) = -0.001124b^2 + 0.1992b - 6.357; \quad (4.55)$$

$$Q_{2,3}(b) = -0.000643b^2 + 0.1245b - 3.164; \quad (4.56)$$

$$Q_{2,4}(b) = -0.000777b^2 + 0.1509b - 3.863; \quad (4.57)$$

$$Q_{2,5}(b) = -0.0008024b^2 + 0.1587b - 4.041; \quad (4.58)$$

$$Q_{2,6}(b) = -0.0003624b^2 + 0.1092b - 2.664. \quad (4.59)$$

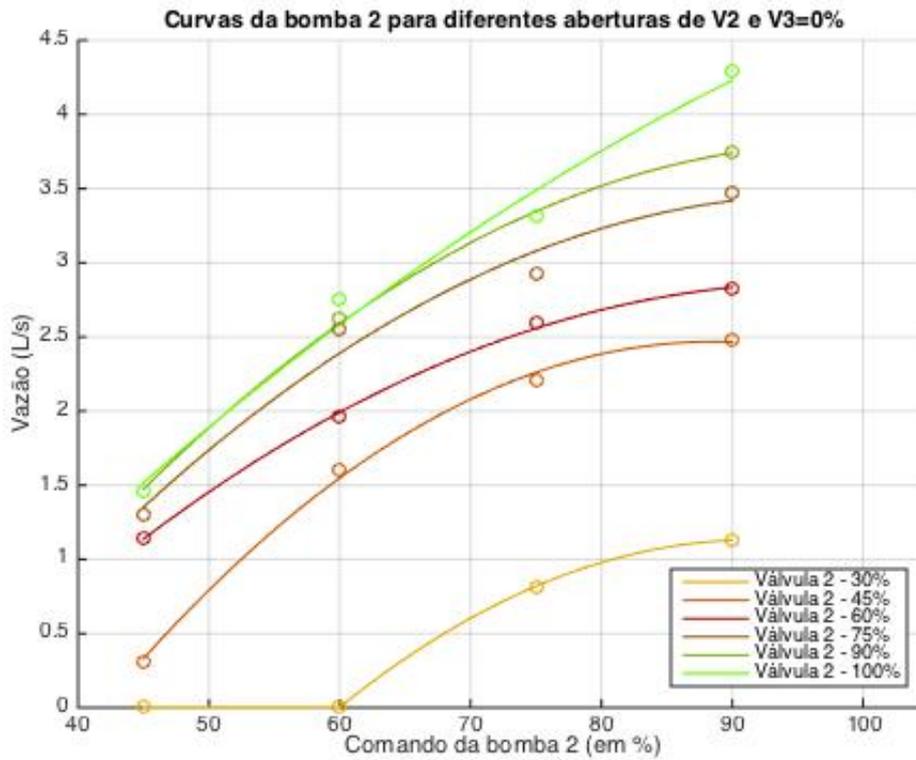


Figura 4.11: Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 2

#### 4.6.2.2 Fluxo apenas pela válvula 3

As curvas da bomba 2 nos diferentes pontos de abertura da válvula 3 são mostradas na Figura 4.12. A melhor regressão obtida foi a polinomial de ordem 2, cujas equações são

$$Q_{3,1}(b) = -0.0001716b^2 + 0.04222b - 0.9317; \quad (4.60)$$

$$Q_{3,2}(b) = -0.0002896b^2 + 0.06777b - 1.111; \quad (4.61)$$

$$Q_{3,3}(b) = -0.0003791b^2 + 0.08626b - 1.366; \quad (4.62)$$

$$Q_{3,4}(b) = -0.0004236b^2 + 0.09534b - 1.563; \quad (4.63)$$

$$Q_{3,5}(b) = -0.0004103b^2 + 0.09473b - 1.519; \quad (4.64)$$

$$Q_{3,6}(b) = -0.000403b^2 + 0.09446b - 1.508. \quad (4.65)$$

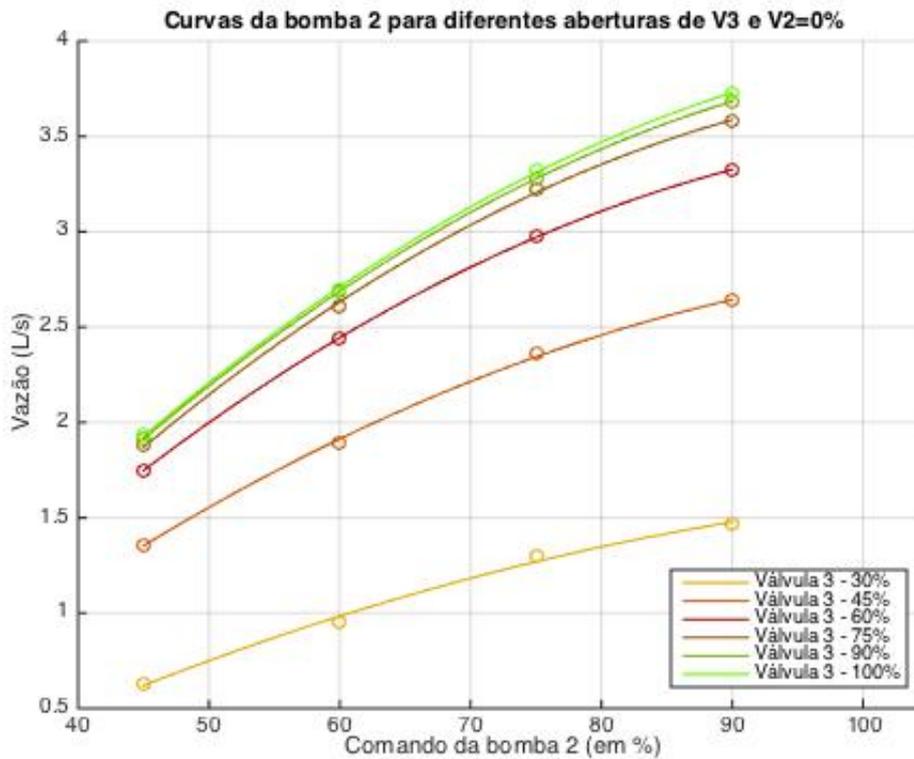


Figura 4.12: Curvas comando da bomba vs. vazão da válvula 3

### 4.6.3 Análise dos dados obtidos

Vê-se, novamente, o impacto da má qualidade do transmissor de vazão 2 no experimento. As regressões da Figura 4.11 mostram ser menos precisas em relação aos pontos da análise; e, no caso da válvula em 30%, há uma zona morta que na realidade não existiu, porém o sensor não conseguiu detectar qualquer vazão.

Um fato importante de ser notado é que a curva característica das bombas têm formato de equação de segundo grau tendo uma aproximação um pouco maior da linearidade, caso que não foi verificado na curva das válvulas.

Ao aplicar a equação 3.18 em todos os pontos de abertura da válvula, têm-se as equações do ganho da bomba. Elas são mostradas no Anexo I.

## 4.7 CARACTERÍSTICAS DE VAZÃO EM FUNÇÃO DA ABERTURA E COMANDO DA BOMBA

Buscando reunir toda a informação do experimento em apenas quatro equações - uma para cada válvula -, fez-se necessário um gráfico em três dimensões. Observando os resultados obtidos até este momento, viu-se que seria possível realizar uma regressão polinomial de duas variáveis (b,a) de grau (2,3), pelo que mostraram as regressões feitas para as bombas e para as válvulas. As funções  $Q_i(b, a)$  terão o formato de

$$Q_i(b, a) = p_{00} + p_{10}b + p_{01}a + p_{20}b^2 + p_{11}ba + p_{02}a^2 + p_{21}b^2a + p_{12}ba^2 + p_{03}a^3 \quad (4.66)$$

A Figura 4.13 é o gráfico da vazão passando pela válvula 1 em função da sua abertura e da operação da bomba 1.

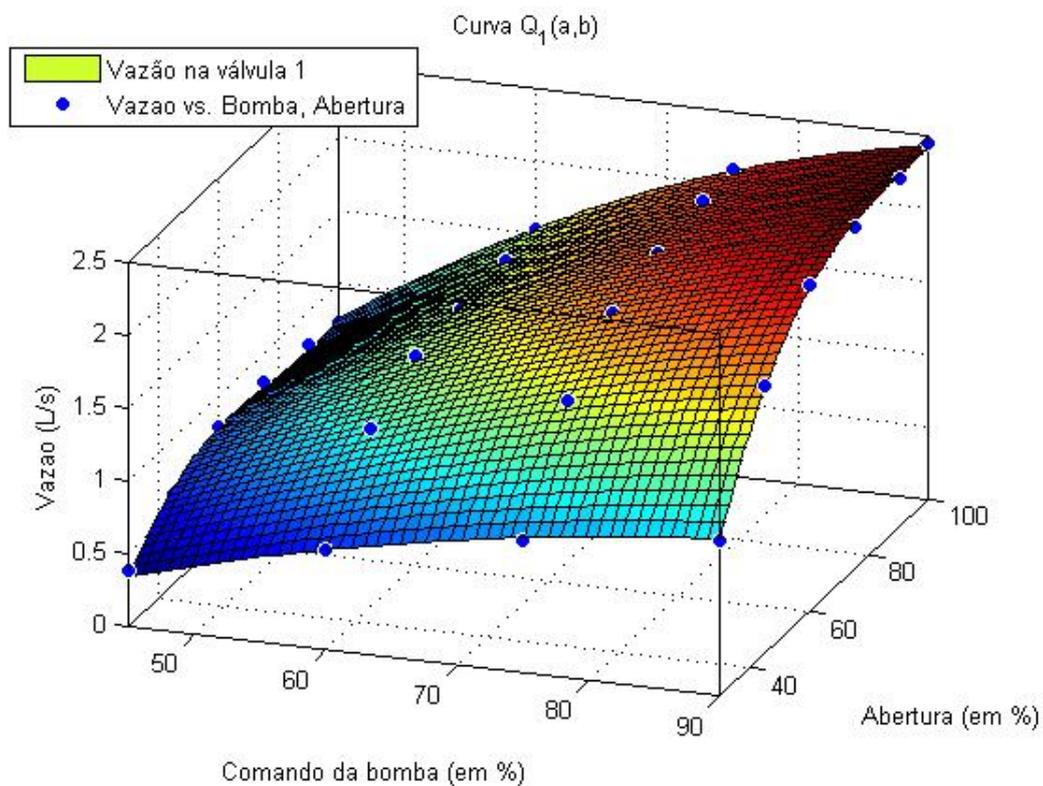


Figura 4.13: Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 1

A função obtida nessa regressão foi

$$Q_1(b, a) = -1,443 + 0,002923b + 0,0321a - 8,858 \cdot 10^{-5}b^2 + 0,001567ba - 0,001016a^2 - 4,101 \cdot 10^{-6}b^2a - 5,528 \cdot 10^{-6}ba^2 + 5,47 \cdot 10^{-6}a^3, \quad (4.67)$$

donde resulta, pela equação 3.19, que o ganho genérico da vazão que passa pela válvula 1 em função de sua abertura e do comando da bomba é

$$K_{V_1}(b, a) = 10^{-5} \cdot (1,0882a^2 - 1,9258ab - 46,5a - 0,4101b^2 + 138,98b + 3502,3). \quad (4.68)$$

A Figura 4.14 apresenta a curva da vazão da válvula 2 em relação à abertura e ao comando da bomba  
2.

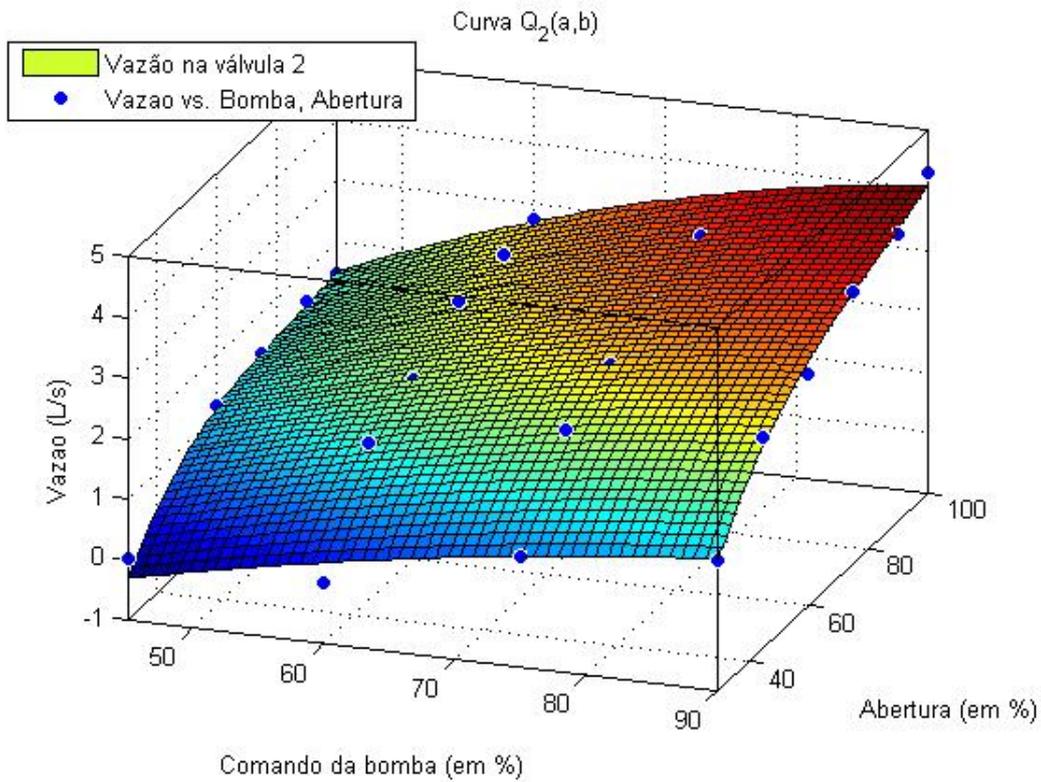


Figura 4.14: Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 2

A regressão foi dada por

$$Q_2(b, a) = 9,336 \cdot 10^{-6} a^3 + 1,01 \cdot 10^{-6} a^2 b - 0,002378 a^2 - 5,934 \cdot 10^{-6} a b^2 + 0,001021 a b + 0,1655 a - 0,0001653 b^2 + 0,04747 b - 6,245. \quad (4.69)$$

O ganho de vazão da válvula 2 é, portanto,

$$K_{V_2}(b, a) = 2,9019 \cdot 10^{-5} a^2 - 9,848 \cdot 10^{-6} a b - 0,0037356 a - 5,9342 \cdot 10^{-6} b^2 + 6,9083 \cdot 10^{-4} b + 0,21299. \quad (4.70)$$

É mostrada na Figura 4.15 a regressão feita para os dados de vazão da válvula 3.

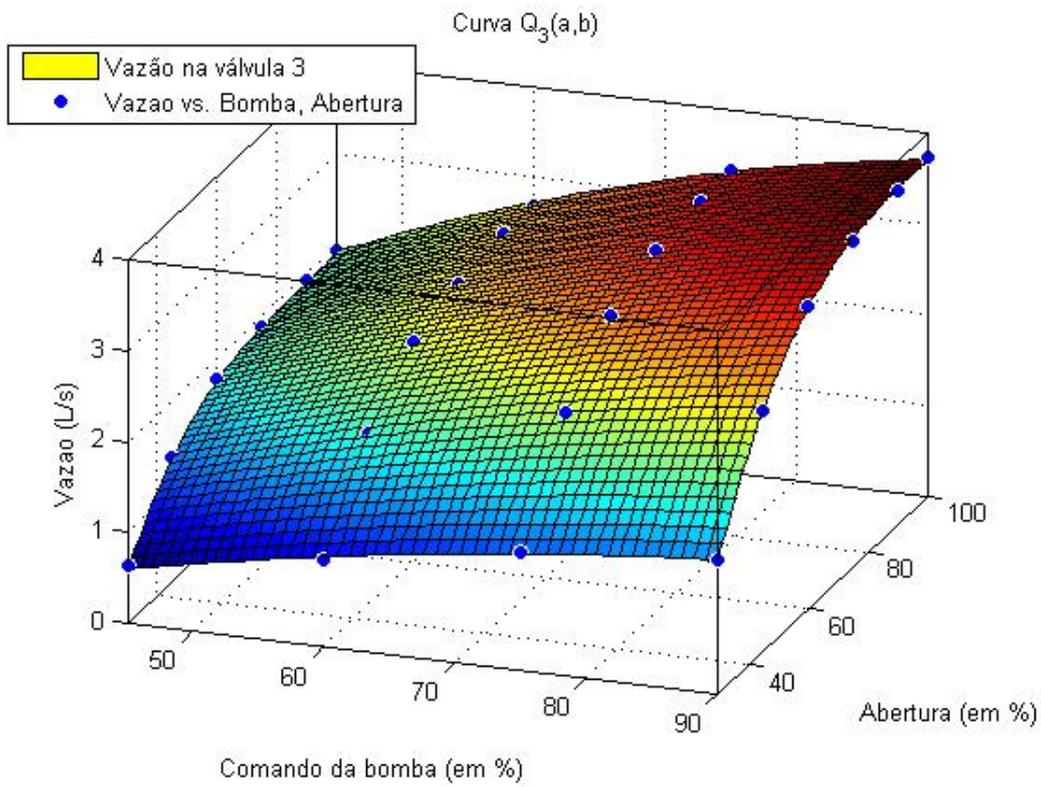


Figura 4.15: Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 3

A função  $Q_3(b, a)$  é

$$Q_3(b, a) = 7,333 \cdot 10^{-6} a^3 - 5,545 \cdot 10^{-6} a^2 b - 0,001633 a^2 - 3,193 \cdot 10^{-6} a b^2 + 0,00144 a b + 0,1035 a - 0,0001334 b^2 + 0,01211 b - 3,03, \quad (4.71)$$

e a respectiva função de ganho é

$$K_{V_3}(b, a) = 1,645 \cdot 10^{-5} a^2 - 1,748 \cdot 10^{-5} a b - 0,001826 a - 3,193 \cdot 10^{-6} b^2 + 0,001173 b + 0,1156. \quad (4.72)$$

Por último, a curva de três dimensões da válvula 4 está apresentada na Figura 4.16.

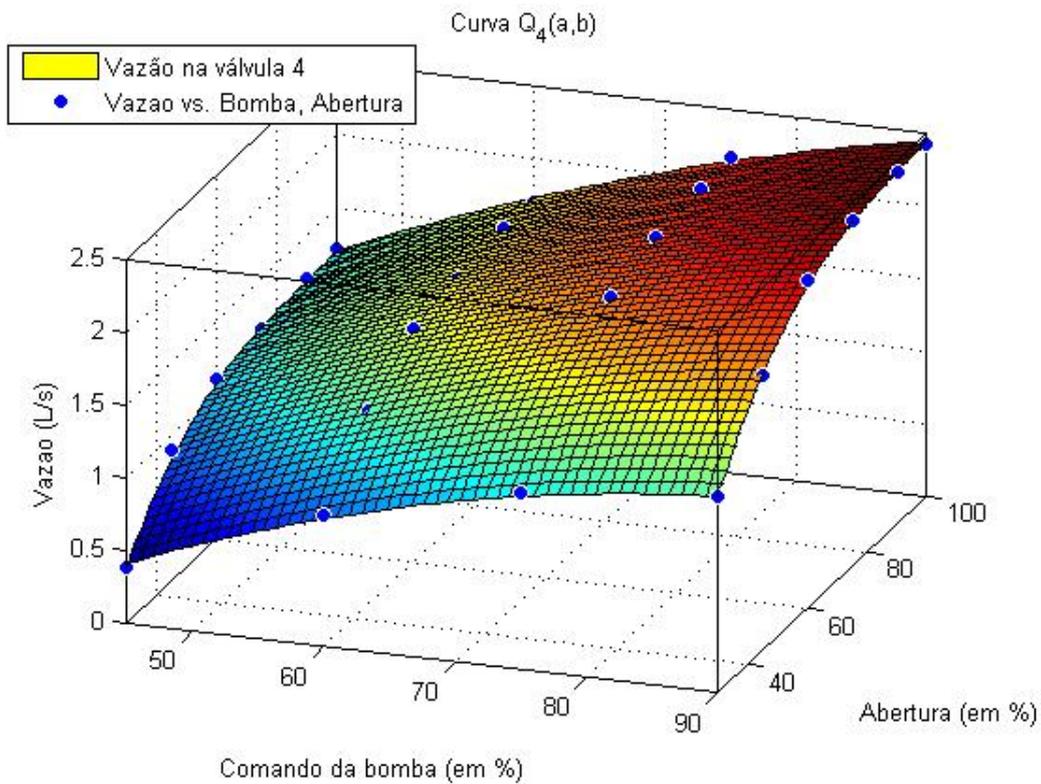


Figura 4.16: Curva bomba vs. abertura vs. vazão na válvula 4

A regressão polinomial para esta última válvula em análise resultou em

$$Q_4(b, a) = 3,721 \cdot 10^{-6} a^3 - 1,416 \cdot 10^{-6} a^2 b - 0,0009172 a^2 + 1,487 \cdot 10^{-6} a b^2 + 7,735 \cdot 10^{-5} a b + 0,08067 a - 0,000385 b^2 + 0,06576 b - 3,595, \quad (4.73)$$

ao passo que seu ganho em função de  $a$  e  $b$  foi

$$K_{V_4}(b, a) = 9,746 \cdot 10^{-6} a^2 + 1,412 e - 7 a b - 0,001757 a + 1,487 \cdot 10^{-6} b^2 - 0,0006926 b + 0,1464, \quad (4.74)$$

Observando novamente a Figura 4.14, veem-se bastantes pontos fora da regressão, ao contrário das demais curvas.

## 4.8 APLICAÇÃO DE CONTROLE DE NÍVEL

### 4.8.1 Filtro dos transmissores de nível

O filtro passa-baixa utilizado na saída dos sensores transmissores de nível teve constante de tempo igual a 2 segundos, na forma da equação 2.17, ou seja

$$G_f(s) = \frac{1}{2s + 1}. \quad (4.75)$$

Para a escolha deste valor, levou-se em conta a previsão de que os processos que envolvem os níveis são lentos o suficiente para a dinâmica desse filtro não interferir na resposta da variável que se quer medir. Mais tarde foi confirmado que essa dinâmica pôde ser desprezada de fato, observando, por exemplo, a Figura 4.20.

#### 4.8.2 Definição de ponto de operação

Os primeiros testes que foram realizados visaram alcançar uma configuração de abertura de válvulas tal que se obtivesse a relação 70%-30% de vazão para os pares de válvula (1,4) e (2,3), ou seja,  $\gamma_1 = \gamma_2 = 0,7$ , de acordo com o exposto na seção 3.2, de modo a trabalhar com um sistema de fase mínima.

Deixando primeiramente a bomba 1 funcionando em 60% e a bomba 2 desligada, foi realizada a medição do tempo gasto para encher o tanque 1 e o tanque 4 até o nível 100%. Conhecendo o volume de cada tanque - conforme visto na Tabela 4.2 -, chega-se à vazão de entrada em cada um deles.

Foram feitos ajustes na abertura das válvulas 1 e 4 até alcançar um direcionamento de 70% da vazão total da bomba 1 ao tanque 4 e o restante ao tanque 1. O mesmo procedimento foi feito com a bomba 2 e os tanques 2 e 3, deixando a bomba 1 desligada. As aberturas das válvulas para essa configuração 70%-30% são mostradas na Tabela 4.13.

Tabela 4.13: Abertura de válvulas para relação 70%-30% de vazão

	Válvula 1	Válvula 2	Válvula 3	Válvula 4
Abertura	50%	45%	90%	100%

Em seguida, foi feita a verificação da nova zona morta das bombas<sup>3</sup>, variando o comando de entrada até perceber visualmente que havia algum fluxo de entrada nos tanques inferiores. Os valores obtidos foram então colocados na Tabela 4.14.

Tabela 4.14: Valores de zona morta das bombas

	Tanque 3	Tanque 4
Bomba 1	–	23%
Bomba 2	22%	–

A partir desses valores, as funções que irão realocar a escala do comando de operação para não haver mais zona morta nos tanques atuados serão  $f_{b1}$  e  $f_{b2}$  seguindo a equação 3.20, para as bombas 1 e 2 respectivamente, sendo, portanto

$$f_{b1}(u) = \frac{(100 - 23)}{100}u + 23 = \frac{67}{100}u + 23, \quad (4.76)$$

e

$$f_{b2}(u) = \frac{(100 - 22)}{100}u + 22 = \frac{68}{100}u + 22. \quad (4.77)$$

<sup>3</sup>Aqui já havia sido feito o reparo na conexão do cabo trifásico da bomba 1. Vide nota de rodapé n. 2 deste capítulo, na página 39.

A partir deste momento, toda referência aos percentuais de funcionamento de bomba serão dadas nessa nova escala.

Foi percebida uma zona morta nos tanques superiores diferente dos tanques inferiores. A tabela 4.15 mostra os comandos de cada bomba a acima do qual começa a fluir água para os tanques superiores.

Tabela 4.15: Valores de zona morta (com nova escala  $f_b(u)$ ) - tanques superiores

	Tanque 1	Tanque 2
Bomba 1	16%	–
Bomba 2	–	15%

Os valores escolhidos para o ponto de operação das bombas foram com base em tentativa e erro, visando chegar aos valores mais razoáveis possíveis. Colocando as duas bombas em 30%, notou-se que os níveis dos tanques inferiores passavam de 50%. Reduzindo a força da bomba 1 para 25% alcançou-se um regime permanente interessante: havia água fluindo para os 4 tanques e os níveis estabilizaram-se em

$$h_{3o} = 42,8\% \quad (4.78)$$

e

$$h_{4o} = 34,5\%, \quad (4.79)$$

em que  $h_{3o}$  é a altura inicial (em %) do nível 3 ( $H_3$ ) e  $h_{4o}$  é a altura inicial do nível 4 ( $H_4$ ), também dado em percentual. Os sinais de entrada para o regime permanente inicial foram  $u_{1o} = 25\%$  para a bomba 1 e  $u_{2o} = 30\%$  para a bomba 2.

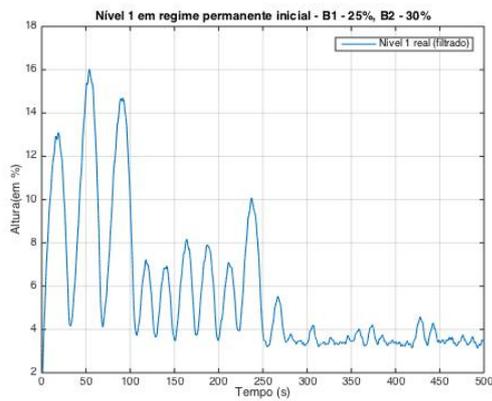
A Figura 4.17 mostra como se comportaram os quatro níveis nessas configurações de regime inicial. Para se chegar ao gráfico mostrado, bancada ficou em funcionamento com as duas bombas fixadas em  $u_{1o} = 25\%$  e  $u_{2o} = 30\%$  por um grande intervalo de tempo até se iniciar a coleta dos dados.

É possível ver que há muita perturbação em todos os níveis. Uma observação visual mostrou que esse comportamento oscilatório ocorria por um tempo, deixava de ocorrer e depois mais uma vez retornava a aparecer no sistema, de forma aleatória. Tudo isso ocorria com processo funcionando em malha aberta, tendo ambas as bombas operando de forma fixa.

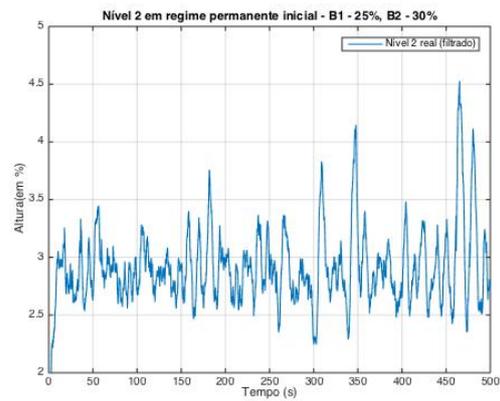
Outro fato que deve ser apontado é o comportamento similar entre o nível 1 e o nível 3, assim como entre os níveis 2 e 4. Pelo esquemático da planta (apresentado na Figura 3.1), a saída do tanque 1 é entrada no tanque 3; idem para os tanques 2 e 4.

Para visualizar melhor este comportamento dos níveis no regime inicial, a Figura 4.18 mostra a variação dos níveis dos tanques 1 e 3 em um mesmo gráfico. A mesma coisa foi feita para os níveis 2 e 4, e posto na Figura 4.19.

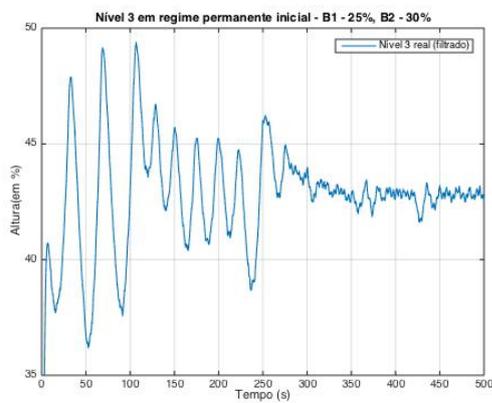
Figura 4.17: Resposta dos níveis em regime permanente inicial



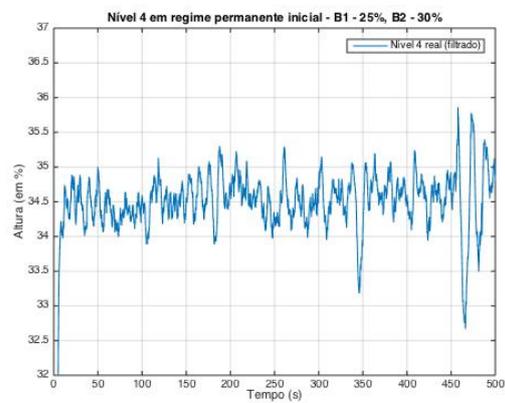
(a) Nível tanque 1



(b) Nível tanque 2



(c) Nível tanque 3



(d) Nível tanque 4

Observando com atenção as Figuras 4.18 e 4.19, nota-se que quando os níveis dos tanques superiores sofrem uma variação crescente, os tanques inferiores variam de forma decrescente, de maneira sincronizada. Em especial a partir do instante  $t = 150s$ , até mesmo a amplitude da variação apresenta-se igual.

Para que se mantenha um nível estável, é necessário que o fluxo de entrada em um tanque seja igual ao fluxo de saída. Observando primeiramente os níveis dos tanques 1 e 3 (Figura 4.18), o que pode explicar o efeito observado é uma alteração no fluxo de saída do tanque 1 -  $q_{1,3}$  -, que é uma entrada do tanque 3. Quando  $q_{1,3}$  diminui, o tanque 1 sofre um aumento do seu nível e o tanque 3 sofre o efeito inverso. Essa vazão  $q_{1,3}$  chega ao seu valor mínimo nos pontos de pico do nível 1, quando começa a retornar ao seu valor inicial.

A causa dessa alteração no fluxo, no entanto, não é evidente. Poderia ser, por exemplo, alguma entrada de ar no cano extensor que liga o tanque 1 ao 3. Com essa entrada de ar, formar-se-iam bolhas que limitariam a passagem de água por toda ou parte da seção do cano. Quando a coluna de água do tanque superior estiver em um nível suficientemente alto para gerar uma pressão que rompa a bolha, o nível voltará a decrescer até retornar ao regime permanente ou outra bolha se formar. Ao longo do experimento, muitas bolhas provenientes deste tubo foram observadas de forma visível.

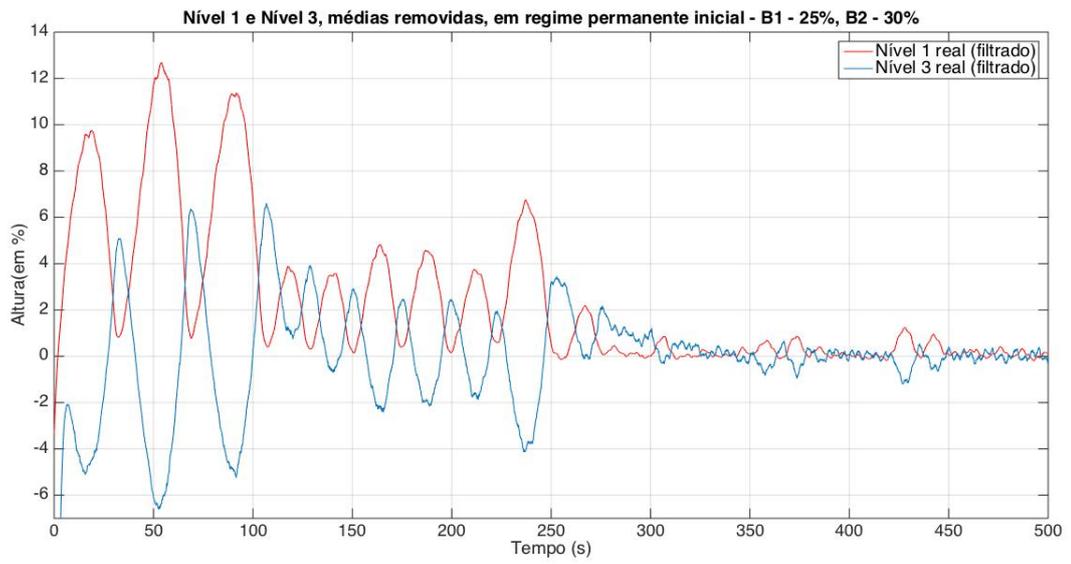


Figura 4.18: Variação dos níveis 1 e 3, em relação ao valor de regime permanente inicial

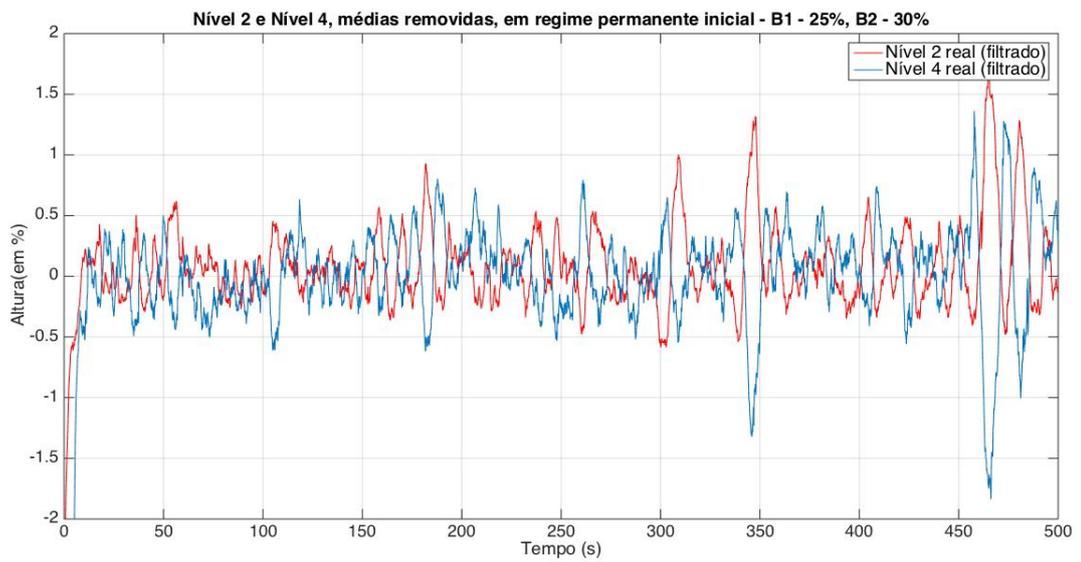


Figura 4.19: Variação dos níveis 2 e 4, em relação ao valor de regime permanente inicial

É importante saber que o tanque 1 possui sua entrada de água na extremidade superior, como que formando uma queda livre de entrada. Tal fato faz gerar muita turbulência no nível, especialmente quando este é mais baixo (a altura da queda é maior neste caso). Mesmo que não se gerasse bolhas, esse efeito da queda de água no ponto de saída de líquido poderia provocar perturbações desse tipo no sistema.

Mais tarde, foi percebido que quando os tanques superiores operavam em níveis acima de 30% esse efeito oscilatório era bastante atenuado: a altura da coluna de líquido compensava a turbulência causada pela entrada do fluido, deixando a vazão de saída mais regular.

A análise para os tanques 2 e 4 (Figura 4.19) é análoga à explicação acima.

### 4.8.3 Identificação do processo

#### 4.8.3.1 Modelo dos níveis em relação à bomba 1

Para se obter as funções de transferência do nível em relação a entrada - bomba 1 -, foi aplicado uma sequência de degraus, partindo do valor inicial  $u_{10}$ . No entanto, para realizar a análise da resposta, foram subtraídos os valores iniciais de forma a restar somente a variação na entrada e a variação na saída. As Figuras 4.20 e 4.21 apresentam, respectivamente, a variação do nível 3 e do nível 4 aos degraus de entrada na bomba 1.

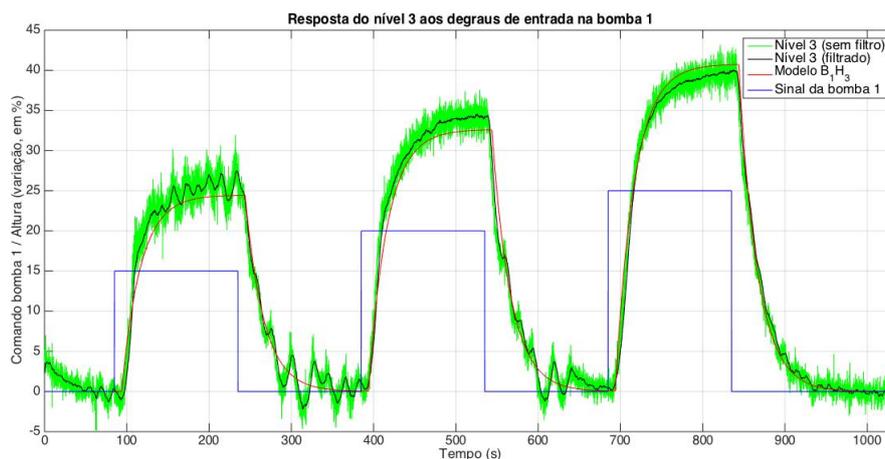


Figura 4.20: Resposta nível 3 à bomba 1

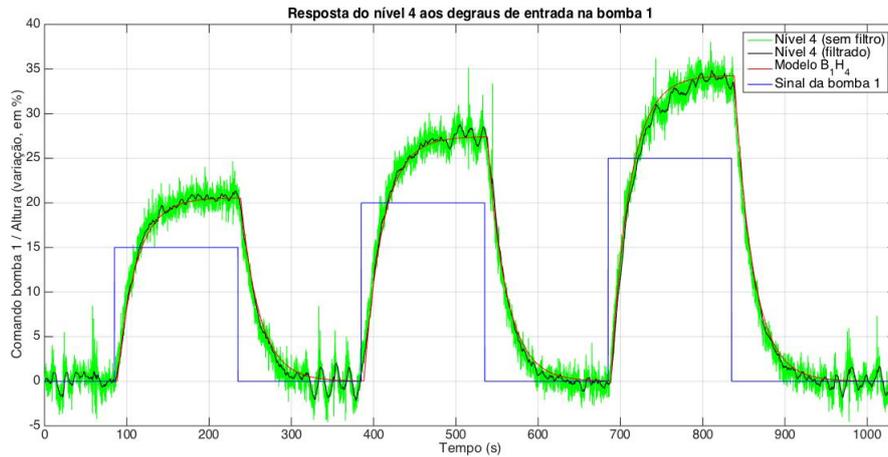


Figura 4.21: Resposta nível 4 à bomba 1

Com esses dados, foi feita a regressão no software Matlab<sup>®</sup> utilizando a ferramenta *ident*. A Figura 4.22 mostra as telas principais dessa ferramenta, sendo possível adicionar um novo sinal (*Import data -> Time-Domain Signals*), realizar um pré-processamento para remover médias (*Preprocess*), ou estimar algum modelo matemático para o sinal em análise (*Estimate*). Esta última tela é apresentada na Figura 4.23.

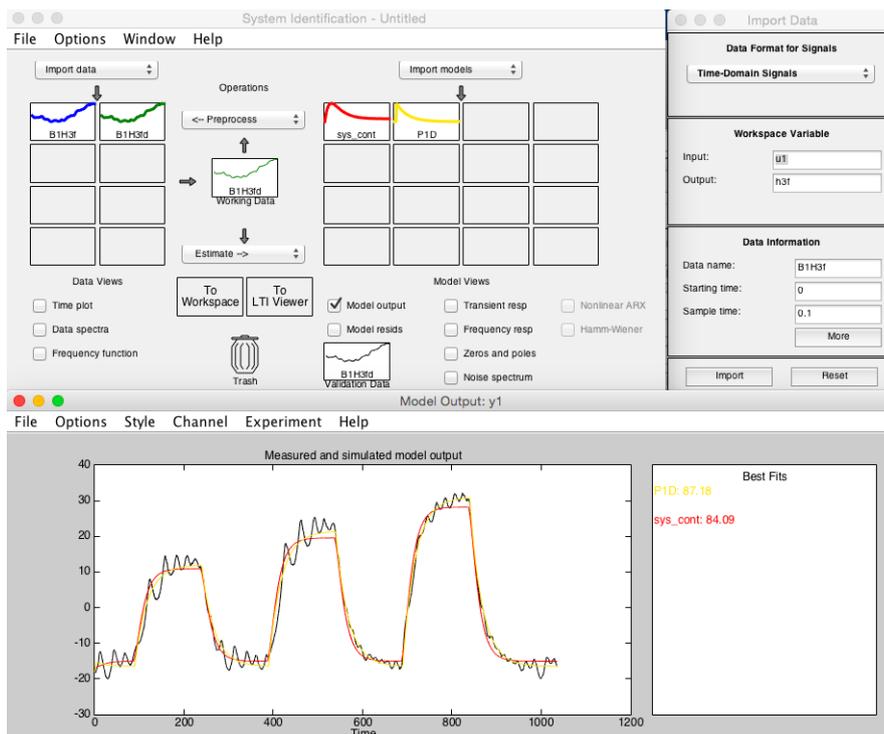


Figura 4.22: Telas principais da ferramenta *ident*

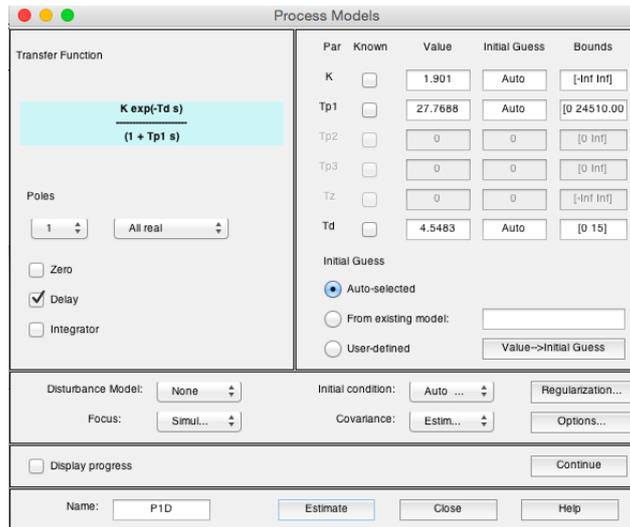


Figura 4.23: Tela para estimar parâmetros de modelo de processos

Nessa tela de estimativa da Figura 4.23, cujo título é *Process Models*, está sendo mostrada a função de transferência que se quer encontrar, de acordo com a equação 3.21; e, a partir dos dados de entrada, essa ferramenta aplica métodos numéricos para estimar os parâmetros dessa função de transferência.

Chega-se, desse modo, às seguintes equações:

$$G_{B_1H_3}(s) = e^{-8,68s} \frac{1,631}{22,82s + 1} \quad (4.80)$$

e

$$G_{B_1H_4}(s) = e^{-3,22s} \frac{1,372}{22,98s + 1}, \quad (4.81)$$

em que  $G_{B_1H_3}(s)$  é a função em malha aberta cuja entrada é a variação no comando da bomba 1 e a saída é a variação no nível 3; e  $G_{B_1H_4}(s)$  a função de transferência cuja entrada é a bomba 1 e a saída é a variação no nível do tanque 4.

#### 4.8.3.2 Resposta dos níveis ao degrau na bomba 2

De modo a chegar nos modelos matemáticos que relacionam a altura de líquido dos tanques inferiores com a bomba 2, fez-se o mesmo procedimento descrito em 4.8.3.1. Sendo assim, as Figuras 4.24 e 4.25 contêm a variação do nível 3 e do nível 4 aos degraus de entrada na bomba 2, respectivamente.

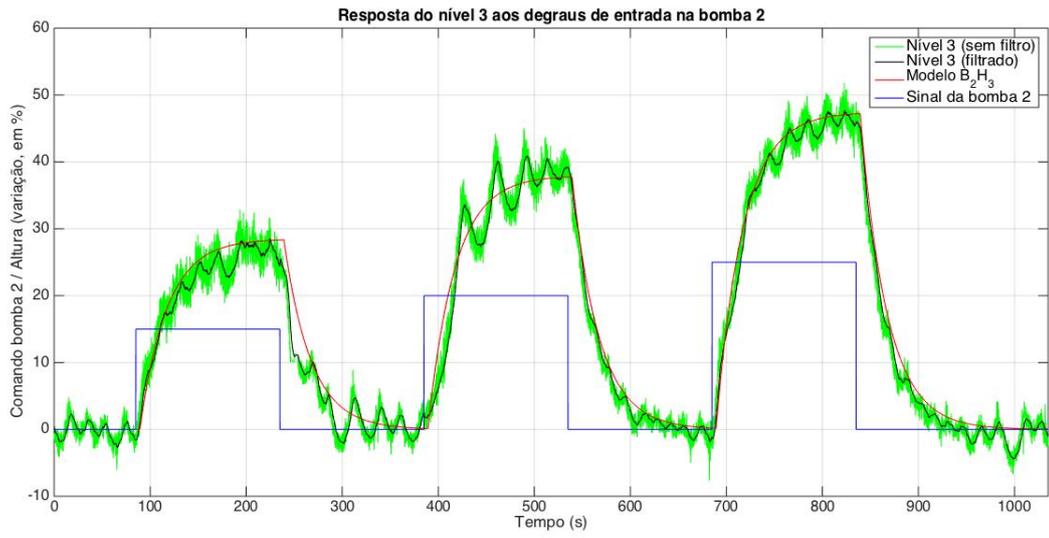


Figura 4.24: Resposta nível 3 à bomba 2

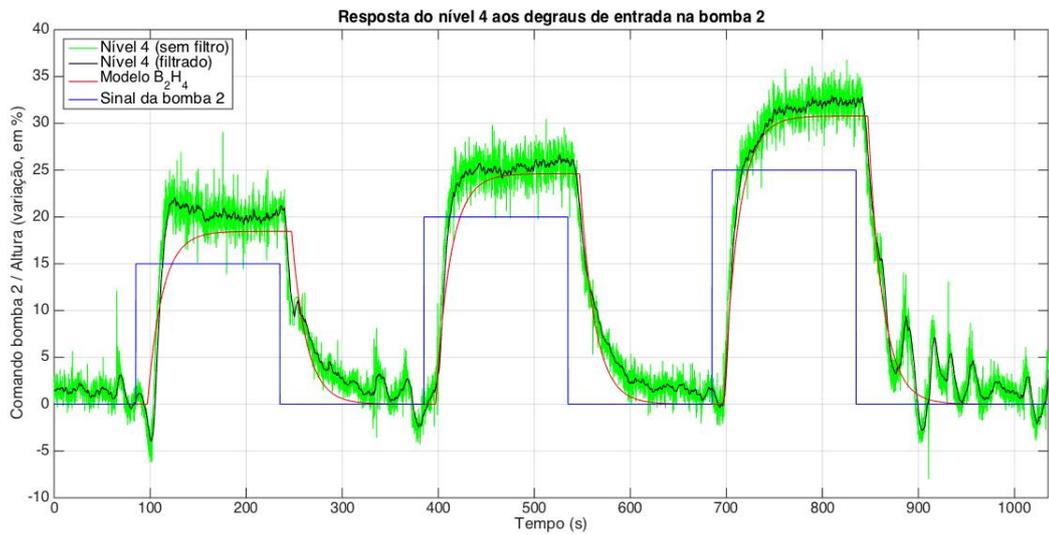


Figura 4.25: Resposta nível 4 à bomba 2

Depois de utilizar a ferramenta *ident*, as funções de transferência obtidas foram

$$G_{B_2H_3}(s) = e^{-4,18s} \frac{1,898}{28,01s + 1} \quad (4.82)$$

e

$$G_{B_2H_4}(s) = e^{-12,1s} \frac{1,231}{15,35s + 1}. \quad (4.83)$$

É visível que há muitas oscilações indesejadas na identificação dos modelos cuja entrada é a bomba 2. Na resposta do nível 3 à bomba 2, vista na Figura 4.24, essa oscilação dura todo o processo; enquanto que, na Figura 4.25 - resposta do nível 4 -, há alguns instantes de influência maior da perturbação, tais como em  $t = 100s$ ,  $t = 350s$  e  $t = 870s$ .

Essas perturbações mostram que os sensores de pressão instalados no fundo de cada tanque não mediram somente o resultado da atuação nas bombas no nível (pressão estática). O líquido turbulento fazia medir componentes de pressão dinâmica e causava o efeito oscilatório. Somado a isso, havia o ruído elétrico de alta frequência, o qual a filtragem conseguiu limpar da malha de controle sem prejuízo à dinâmica do processo.

Pelo formato dos dados do nível 4 em resposta à bomba 2 na Figura 4.25, já se vê que o sistema não demonstrou um comportamento exatamente linear e de primeira ordem. Sem dúvida, isso foi a causa de se identificar uma constante de tempo tão diferente dos outros três modelos. Esse experimento foi repetido para essa bomba e esse nível; e, mesmo assim, chegou-se a uma resposta apresentada dessa maneira.

#### 4.8.4 Implementação de controladores PI

##### 4.8.4.1 Controlador PI para a bomba 1 e nível do tanque 4

O primeiro controlador<sup>4</sup> projetado e implementado foi para o nível do tanque 4, utilizando a sintonia IMC. Esse tipo de sintonia faz com que a malha fechada tenha uma resposta de sistema de 1ª ordem, com constante de tempo  $\lambda$ . O valor escolhido para  $\lambda_{B_1H_4}$  foi um terço da constante de tempo do sistema bomba 1-nível 4 ( $B_1H_4$ ) em malha aberta, isto é

$$\lambda_{B_1H_4} = \frac{22,98}{3} s = 7,66s. \quad (4.84)$$

Tendo  $\lambda_{B_1H_4}$  definido, os valores de  $Kp_1$  e  $Ti_1$  são obtidos de forma imediata, de acordo com as equações da sintonia PI-IMC mostradas na Tabela 2.4 para uma função de primeira ordem com atraso. Logo,

$$Kp_1 = 1,54 \quad (4.85)$$

e

$$Ti_1 = 22,98. \quad (4.86)$$

---

<sup>4</sup>Para todos os controladores projetados, os sinais dos transmissores de nível passaram pelo filtro da equação 4.75. Ao longo da seção 4.8.4 serão mostrados apenas os sinais já filtrados.

A Figura 4.26 mostra a resposta do nível 4 com o controle PI aplicado na bomba 1. O sinal da bomba 2 permaneceu em 30% durante todo este experimento.

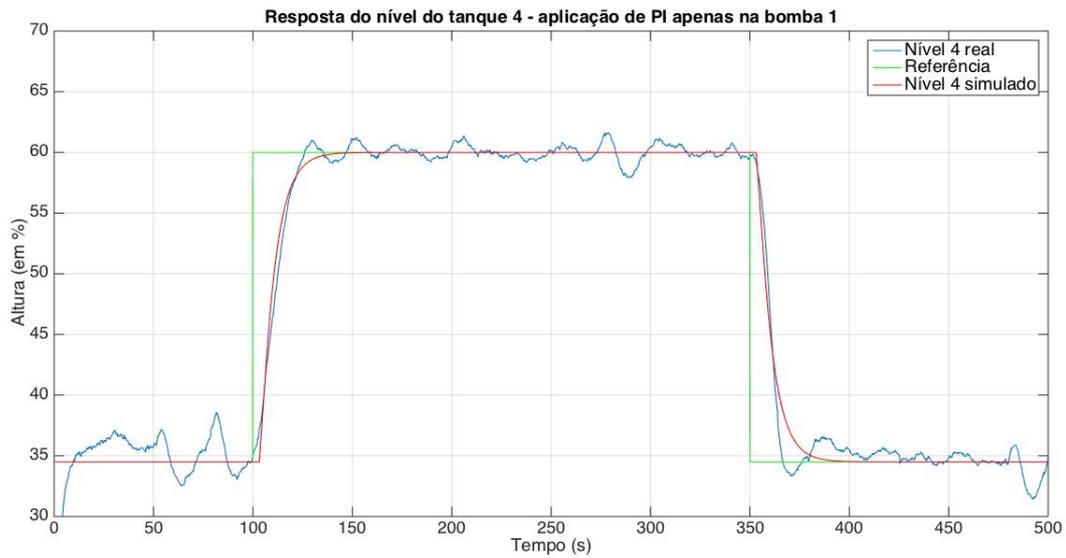


Figura 4.26: Resposta do controlador PI - nível do tanque 4

Realizando a análise da Figura 4.26 encontram-se as seguintes constantes de tempo:

$$\tau_{B_1H_4} = 7,8s \quad (4.87)$$

e

$$\tau_{B_1H_4-sim} = 7,1s, \quad (4.88)$$

sendo  $\tau_{B_1H_4}$  e  $\tau_{B_1H_4-sim}$  respectivamente a constante de tempo do sistema real e do sistema simulado.

O sinal de controle e o sinal de entrada no controlador (o sinal de erro) desse experimento são mostrados nas Figuras 4.27 e 4.28 respectivamente.

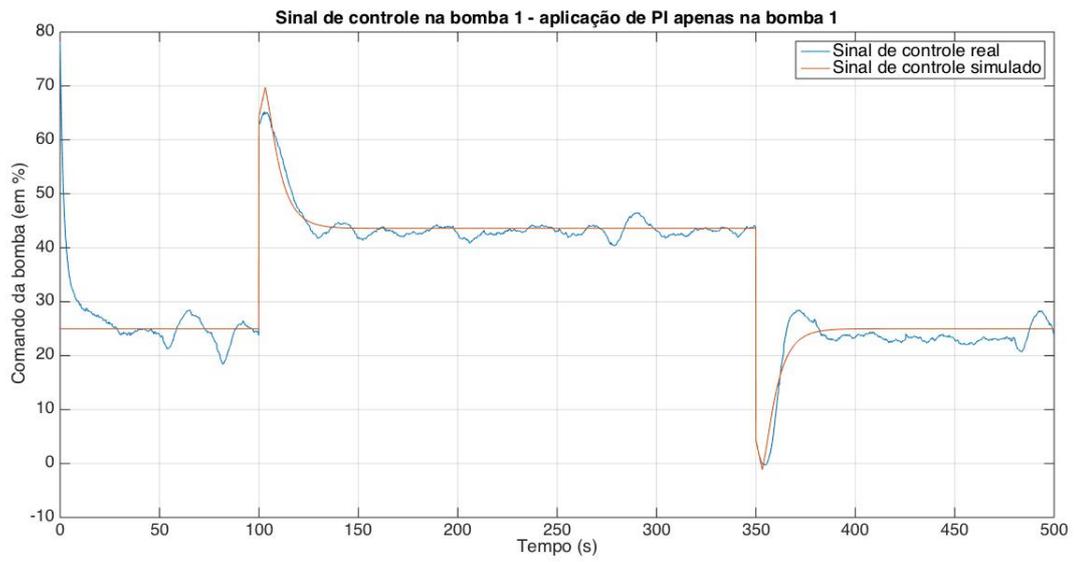


Figura 4.27: Sinal de controle - controle de nível do tanque 4

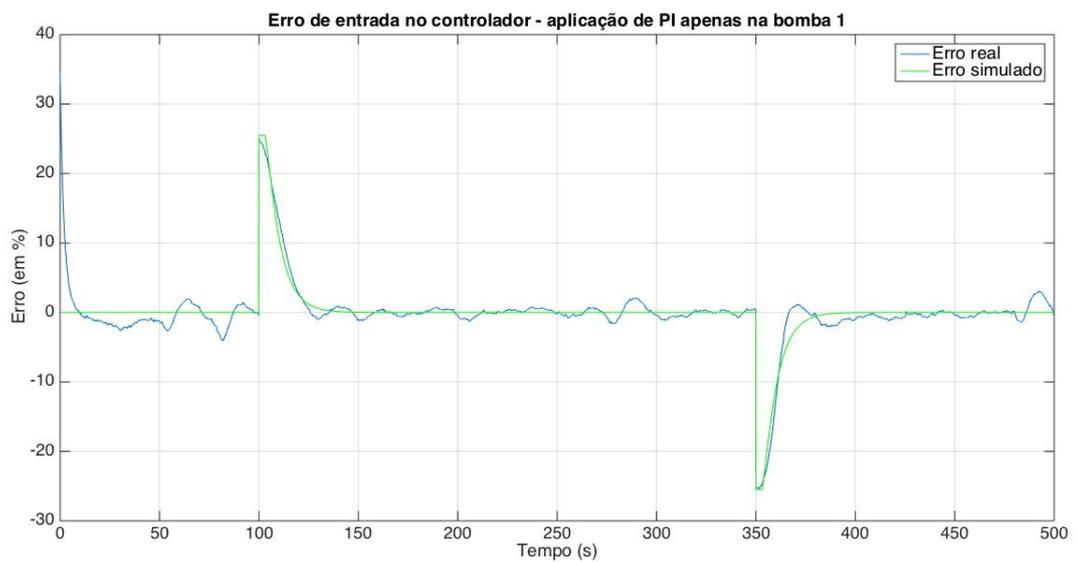


Figura 4.28: Erro - controle de nível do tanque 4

Percebe-se a semelhança que há entre o sistema simulado e o sistema real do nível do tanque 4, tanto os sinais de controle e de erro, quanto a própria resposta do nível.

Por último, foi colocado na Figura 4.29 o comportamento do nível 3 (sem malha de controle), apenas para comparar a saída real com o modelo matemático calculado, verificando a interferência da bomba 1 no nível 3.

O modelo da influência da bomba 1 ao tanque 3, no entanto, não apresentou um resultado satisfatório. Vê-se que a função  $G_{B_1H_3}(s)$  chegou ao mesmo regime permanente que o sistema real, porém há um erro na parte transitória do degrau de subida. O degrau de descida foi muito afetado por oscilações indesejadas, prejudicando a análise.

Outro ponto interessante é notar que a constante de tempo do sistema em malha fechada ficou muito próximo dos 7,66s desejados, com uma diferença de 2,6% apenas.

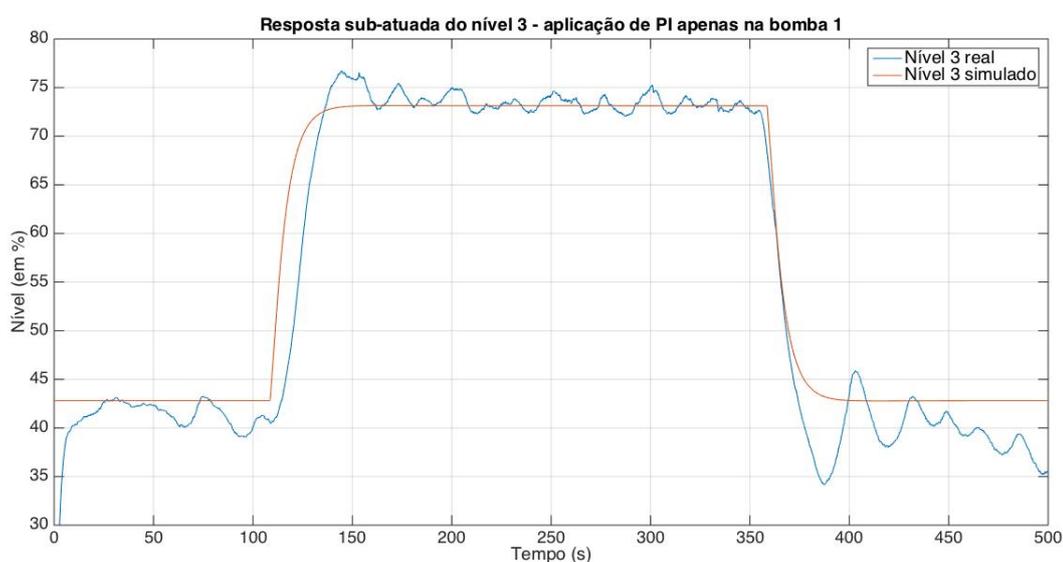


Figura 4.29: Perturbação causada no nível 3- controle de nível do tanque 4

#### 4.8.4.2 Controlador PI para a bomba 2 e nível do tanque 3

O controlador proporcional integral para o nível 3, tendo a bomba 2 como variável manipulada, também foi feito utilizando a sintonia IMC proposta na Tabela 2.4. A constante de tempo em malha fechada escolhida foi 1/4 daquela em malha aberta. Por isso

$$\lambda_{B_2H_3} = \frac{28,00}{4} = 7,00s. \quad (4.89)$$

O ganho proporcional desse controlador foi

$$Kp_2 = 1,32 \quad (4.90)$$

e o tempo de integração foi calculado como

$$Ti_2 = 28,00. \quad (4.91)$$

Realizado o experimento com o degrau de subida e descida na referência do nível 3 - mantendo a bomba 1 constante em 25% -, o resultado é apresentado na Figura 4.30.

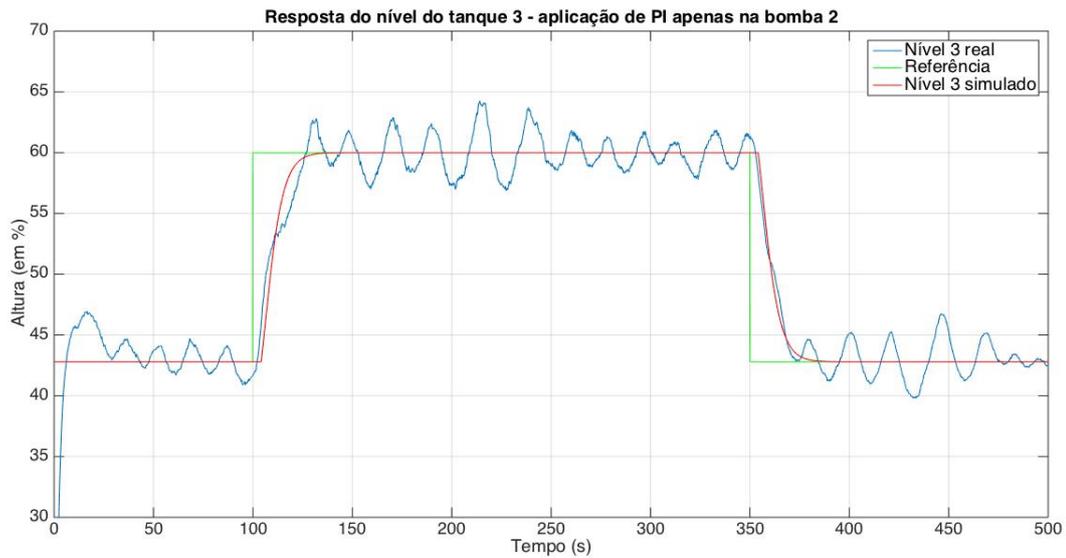


Figura 4.30: Resposta do controlador PI - nível do tanque 3

Realizando as aproximações necessárias para tratar a resposta em malha fechada como um sistema de primeira ordem, pode-se efetuar a mesma análise feita para o controlador  $B_1H_4$ . Dessa maneira, a constante de tempo em malha fechada do sistema real  $B_2H_3$  foi

$$\tau_{B_2H_3} \approx 7,21s, \quad (4.92)$$

e a do sistema simulado foi

$$\tau_{B_2H_3-sim} = 6,71s. \quad (4.93)$$

O sinal de controle e o sinal de entrada (o erro) no controlador PI do nível 3 são mostrados nas Figuras 4.31 e 4.32.

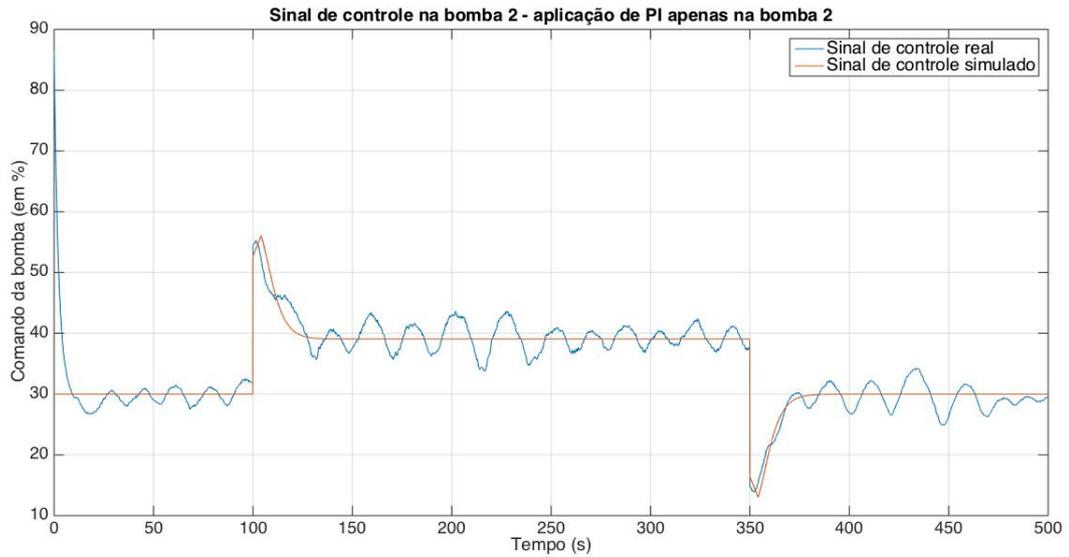


Figura 4.31: Sinal de controle - controle de nível do tanque 3

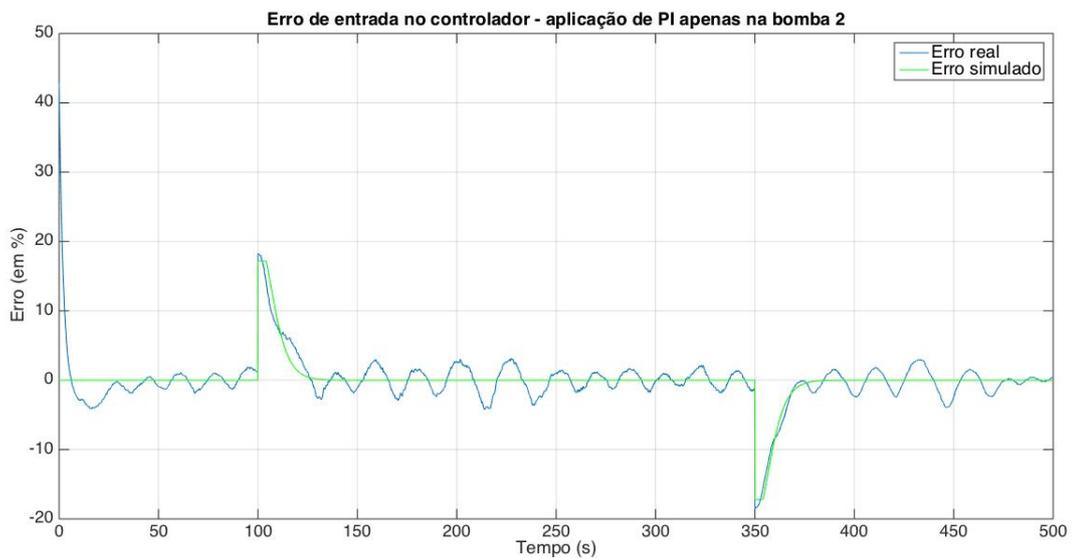


Figura 4.32: Erro - controle de nível do tanque 3

Os dados de erro e sinal de controle provenientes da simulação apresentaram um comportamento muito semelhante aos dados reais, excetuando as perturbações.

No que se refere à constante de tempo em malha fechada, esta ficou próximo dos 7s desejados, desprezando as perturbações que ocorreram na resposta.

A Figura 4.33 apresenta a resposta do nível 4. Como se nota, não foi possível verificar a validade do modelo da influência da bomba 2 ao tanque 4, porque o nível desse tanque sofreu perturbação ao longo de todo o processo, prejudicando completamente a aproximação de um modelo linear.

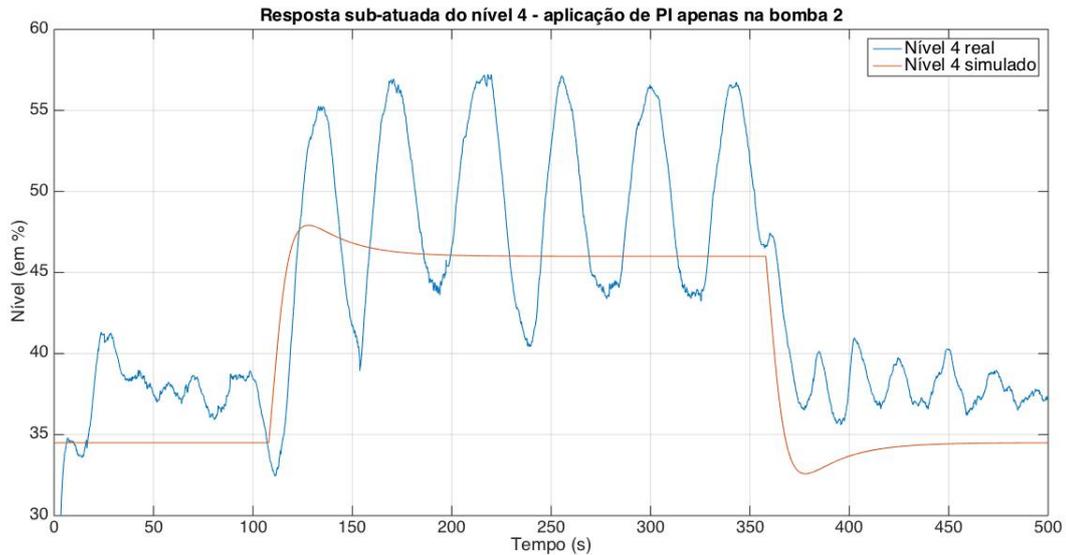


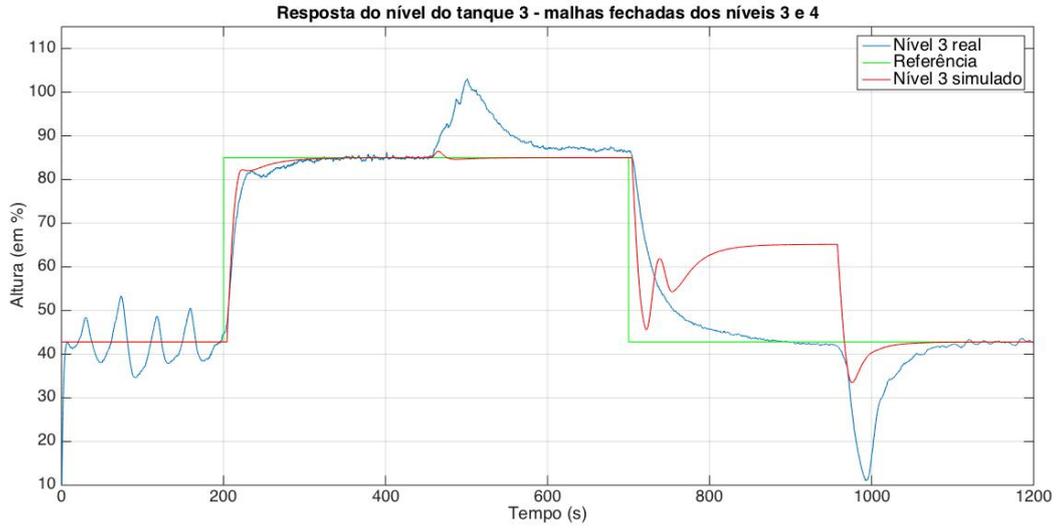
Figura 4.33: Perturbação causada no nível 4- controle de nível do tanque 3

#### 4.8.4.3 Controladores PI independentes e controle simultâneo de $H_3$ e $H_4$

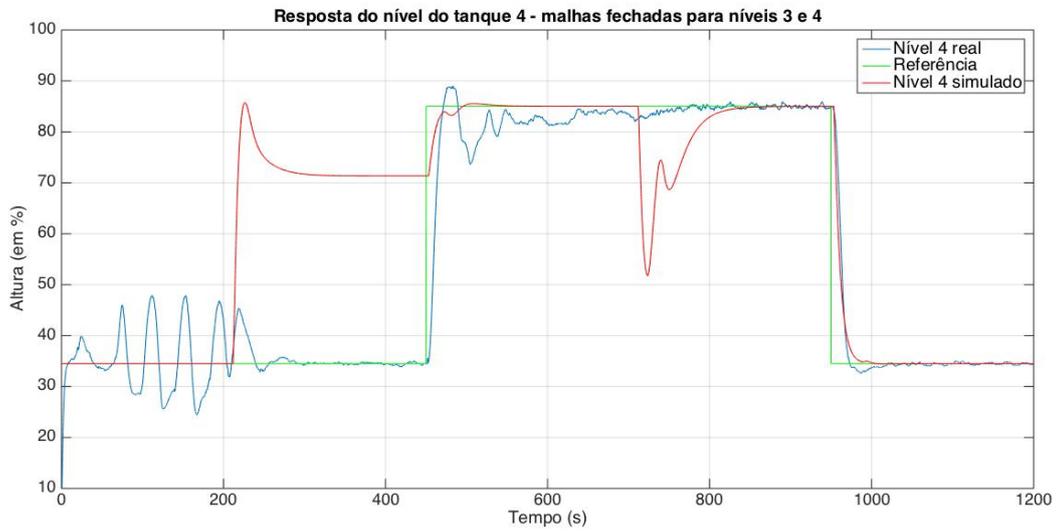
Tendo feito, em separado, ambos controladores PI dos níveis 3 e 4 com os respectivos atuadores diretos, os dois foram aplicados na planta simultaneamente. De modo a verificar a consistência do controle, foram feitos dois experimentos. O primeiro deles para verificar se era possível manter  $H_3$  alto e  $H_4$  baixo;  $H_3$  alto e  $H_4$  alto;  $H_3$  baixo e  $H_4$  alto;  $H_3$  baixo e  $H_4$  baixo. O segundo experimento foi feito com a intenção de observar a resposta a degraus simultâneos nos dois níveis.

Quando aplicado o primeiro experimento na planta, os níveis se comportaram conforme as curvas mostradas nas Figuras 4.34(a) e 4.34(b). Nos dados simulados, como o erro permanecia contínuo sem o controlador conseguir fazer efeito no sistema, foi implementado um *anti-windup* somente na simulação. Deve-se ter atenção, no entanto, à Figura 4.35, que apresenta os sinais de controle.

Figura 4.34: Resposta dos níveis à primeira tentativa do experimento 1 - controle  $H_3H_4$

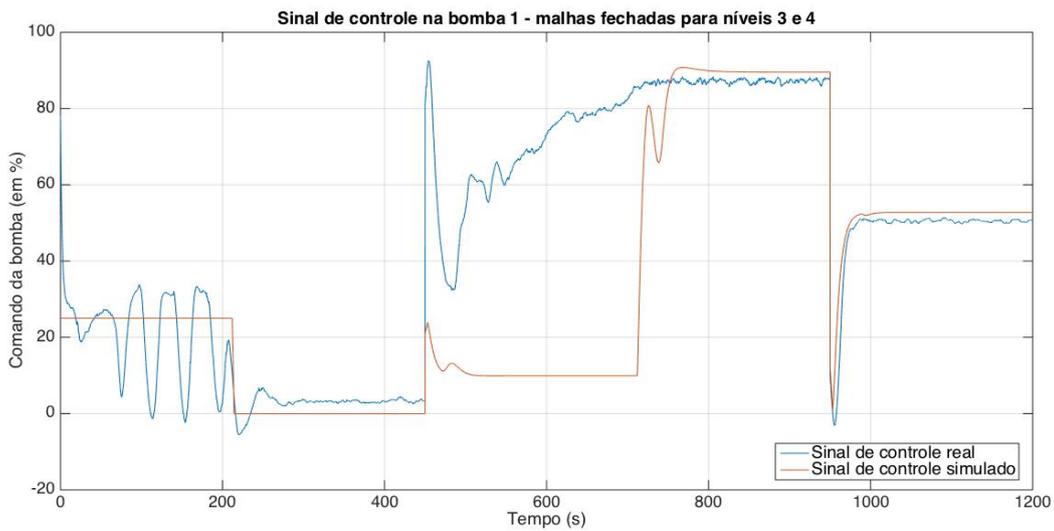


(a) Experimento 1: controlador  $PI-H_3H_4$  - nível tanque 3

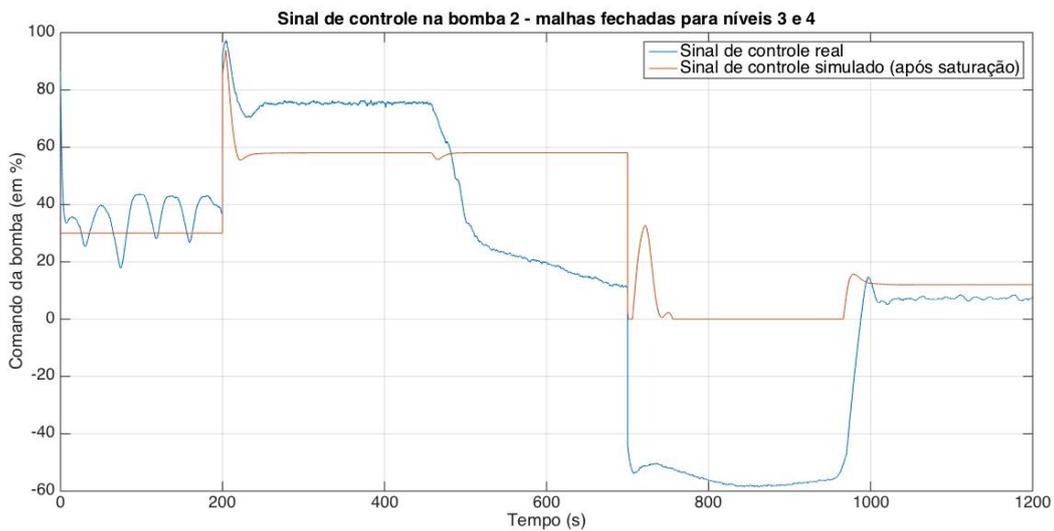


(b) Experimento 1: controlador  $PI-H_3H_4$  - nível tanque 4

Figura 4.35: Sinal de controle - controle  $H_3H_4$



(a) Experimento 1: sinal de controle - PI do nível do tanque 3



(b) Experimento 1: sinal de controle - PI do nível do tanque 4

O que se vê nas Figuras 4.35(a) e 4.35(b) é que, quando começou o experimento no regime permanente inicial, os sinais de controle que foram aplicado nas bombas 1 e 2 foram  $u_{1o} = 25\%$  e  $u_{2o} = 30\%$ , conforme estabelecido na Seção 4.8.2. No final do experimento, mesmo com as referências dos níveis 3 e 4 retornando aos valores iniciais, os sinais de controle foram para valores diferentes: a bomba 1 foi fixada próximo a 50,5% e a bomba 2 ficou próximo de 7% - valor este dentro da zona morta de entrada do tanque 2 (vide tabela 4.15).

Essa mudança no ponto de operação das bombas, feita de modo automático pelos próprios controladores, foi provocada pela grande instabilidade no antigo regime inicial das bombas 1 e 2. Pela Figura 4.34(b) é possível comparar como havia oscilações em torno da referência  $h_{4o}$  entre os instantes  $t = 0s$  e  $t = 200s$ ;

e depois, porém, do instante  $t = 1100s$ , o nível se apresenta mais estável em torno da referência  $h_{40}$ . A robustez do canal integral também foi demonstrada com esse experimento.

Outra constatação, pela Figura 4.35(b), vê-se que o sinal de controle da bomba 2 entrou em saturação entre  $t \approx 710 s$  e  $t \approx 980 s$ , tornando-se menor que zero.

Com esses resultados, foram alterados os valores iniciais das bombas, sendo agora:

$$u'_{1o} = 50,5\% \quad (4.94)$$

e

$$u'_{2o} = 7\%. \quad (4.95)$$

Foi também implementado um *anti-windup* no controlador, de modo a lidar mais rapidamente com a saturação. A Figura 4.36 mostra um PI com *anti-windup* implementado, conforme a Figura 2.7. Os limites do bloco de saturação são dependentes do valor inicial das bombas, configurados para tornar a saída (controlador+valor inicial da bomba) limitada entre 0 e 100%.

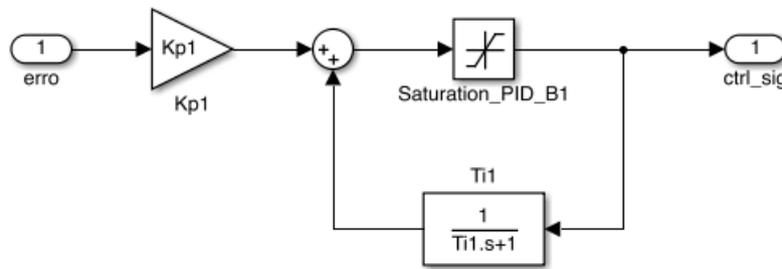


Figura 4.36: Esquemático de um PI com *anti-windup*

Outro ocorrido na saída apresentada na Figura 4.34 foi o elevado erro em regime permanente no nível 3 do modelo simulado. Uma falha na modelagem de  $G_{B_1H_3}(s)$  levou a isso. Fato é que o sistema real apresenta uma não-linearidade que o modelo utilizado não pode abarcar. De modo a corrigir o problema e apresentar uma simulação mais próxima do sistema real, foi feito um ajuste no ganho de  $G_{B_1H_3}(s)$  por meio de tentativa e erro, até desaparecerem os erros em regime permanente. A função utilizada na simulação foi

$$G'_{B_1H_3}(s) = e^{-8,68s} \frac{0,362}{22,82s + 1}. \quad (4.96)$$

O fato de se ter de fazer esse ajuste no ganho de  $G_{B_1H_3}$  indica que esse modelo obtido não é válido para um ponto de operação longe do qual ele foi tomado, causado pela não-linearidade do sistema. Essa redução foi qualitativamente condizente com a curva da bomba 1 (Figura 4.9), visto que o ganho diminui quando a bomba opera mais próximo de 100%.

As respostas de  $H_3$  e  $H_4$  deste ensaio refeito foram colocadas nas Figuras 4.37 e 4.38. Em comparação com o primeiro ensaio, o nível 3 teve uma resposta melhor entre os instantes em que havia saturação. No entanto, devido à mudança no ponto de operação das bombas, o controle ficou mais deficiente quando respondendo ao primeiro degrau em  $H_3$  ( $t = 200s$ ). Este mesmo degrau causou uma perturbação maior em  $H_4$  no novo ensaio.

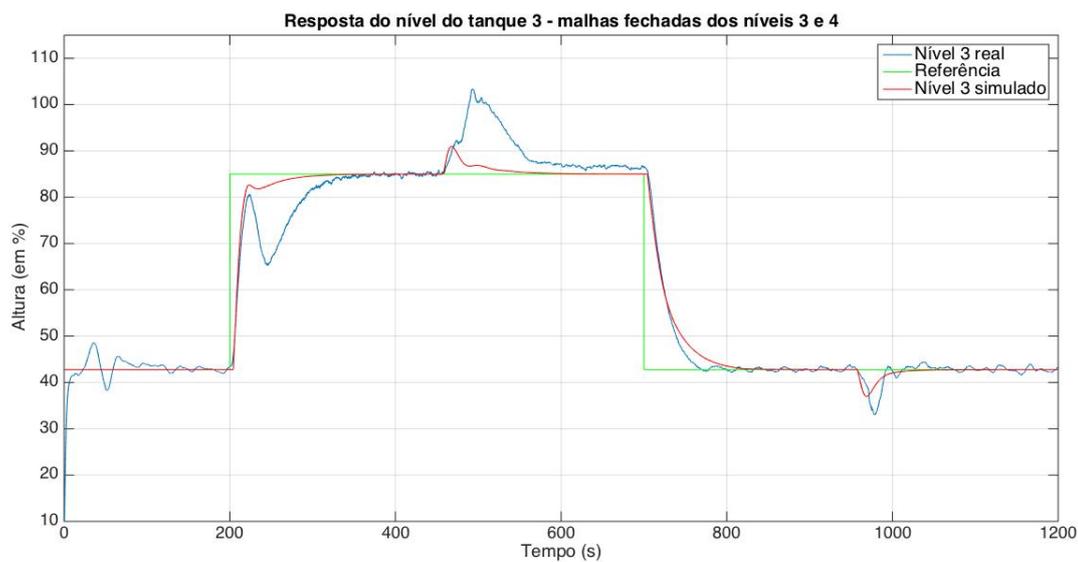


Figura 4.37: Experimento 1: nível tanque 3 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup



Figura 4.38: Experimento 1: nível tanque 4 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

A Tabela 4.16 mostra o tempo de assentamento (erro < 2%) em cada malha de controle para cada um dos instantes de degrau na referência, assim como o tempo necessário para rejeitar as perturbações causadas pela atuação na outra malha.

Tabela 4.16: Tempos de assentamento  
(\*Resposta à perturbação)

	Tempo de assentamento (s)	
	Nível $H_3$	Nível $H_4$
Degrau em $H_3$ ( $t = 200$ s, $\Delta H_3 = 42$ , 2%)	114	113*
Degrau em $H_4$ ( $t = 450$ s, $\Delta H_4 = 50$ , 5%)	155*	130,4
Degrau em $H_3$ ( $t = 700$ s, $\Delta H_3 = -42$ , 2%)	63,8	70,4*
Degrau em $H_4$ ( $t = 950$ s, $\Delta H_4 = -50$ , 5%)	41*	48,5

O sinal de erro na entrada do controlador do nível 3 está na Figura 4.39 e do nível 4 encontra-se na Figura 4.40. O sinal de controle de entrada na bomba 2 está apresentado na Figura 4.41 ao passo que o sinal de controle da bomba 1 encontra-se na Figura 4.42.

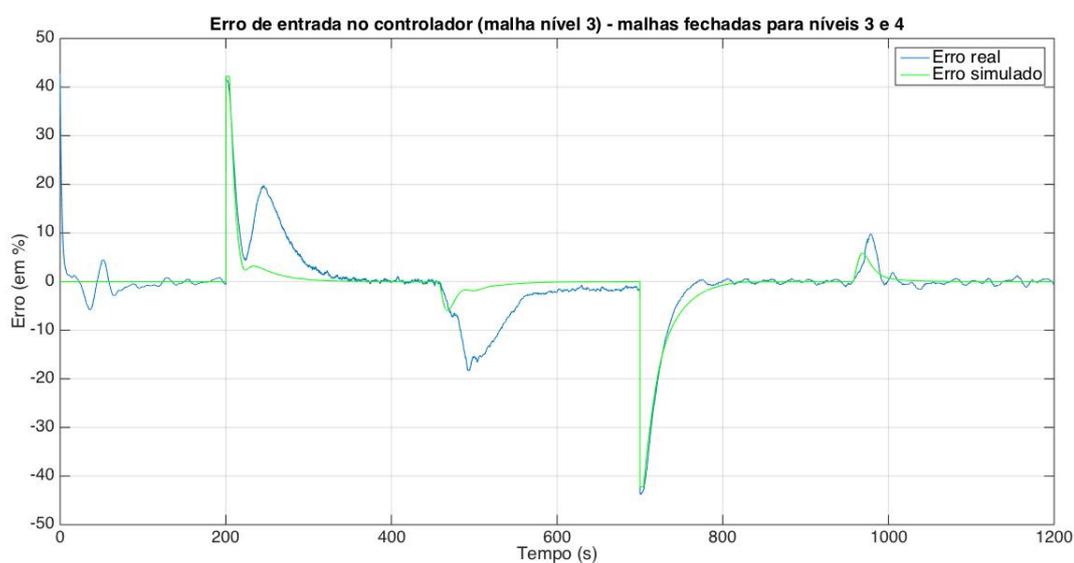


Figura 4.39: Experimento 1: erro na entrada do PI- $B_2H_3$  - Controlador PI- $H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

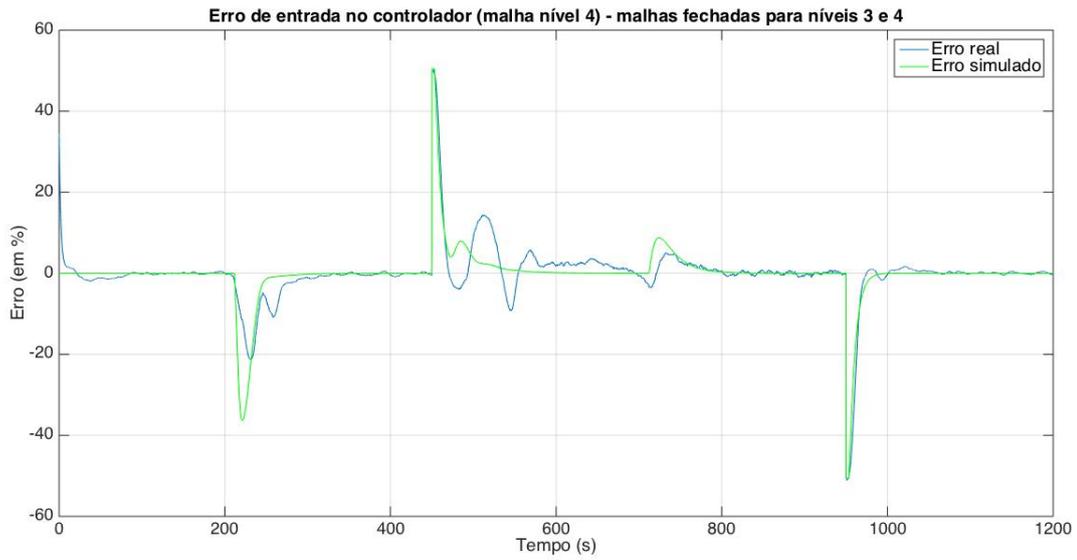


Figura 4.40: Experimento 1: erro na entrada do  $PI-B_1H_4$  - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

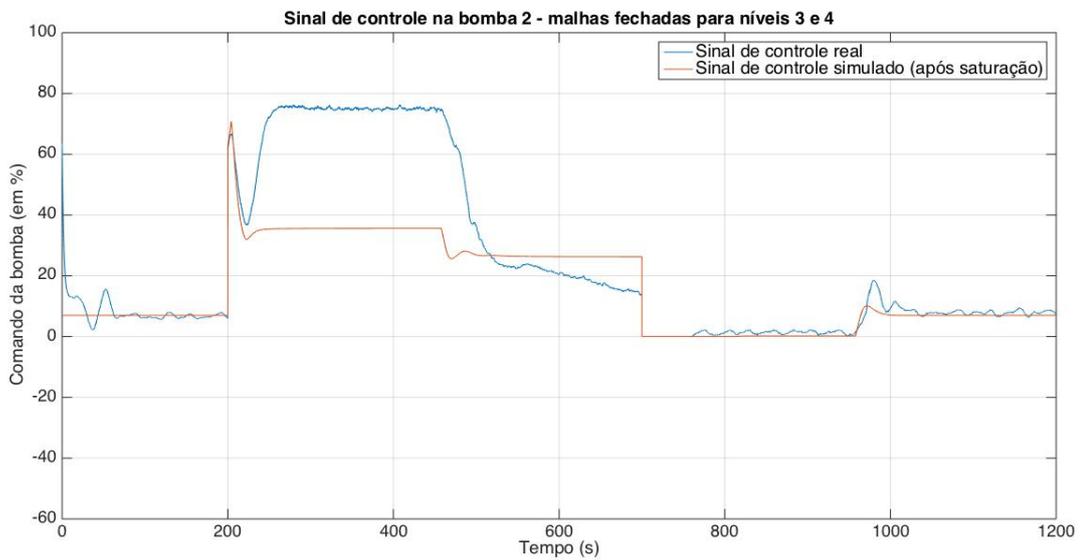


Figura 4.41: Experimento 1: sinal de entrada na bomba 2 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

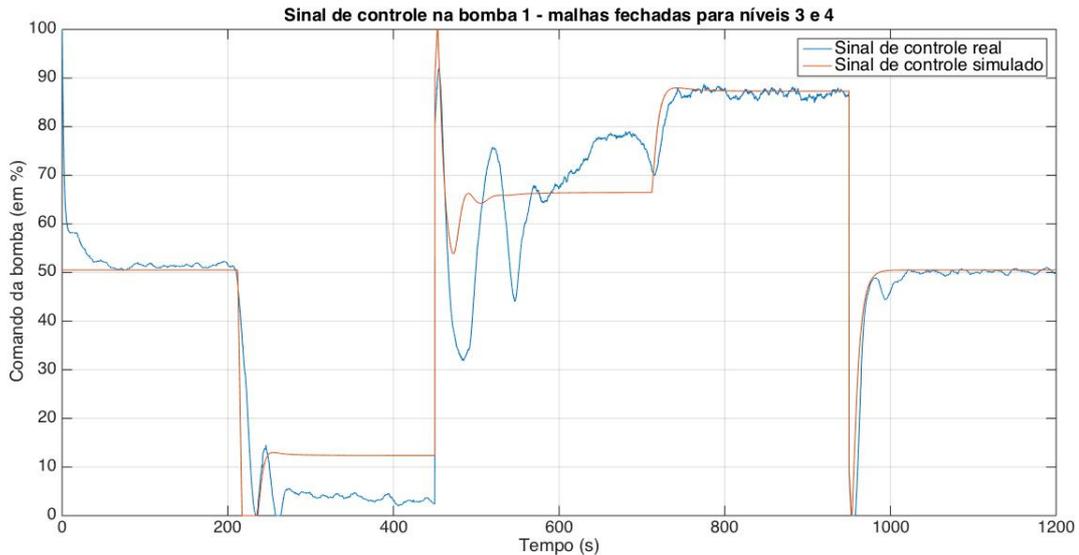


Figura 4.42: Experimento 1: sinal de entrada na bomba 1 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

Pela análise das Figuras 4.39 a 4.42, nota-se que o modelo simulado se comportou como o sistema real pelo menos durante o tempo de subida (como se vê nos instantes de degrau na referência). No entanto, a simulação falhou em prever a interferência real que haveria entre as duas malhas de controle. Este problema foi causado pela modelagem dos sistemas sub-atuados, isto é,  $B_1H_3$  e  $B_2H_4$ . Estes se comportam de forma variante (alterando o ganho e a constante de tempo) dependendo do ponto de operação das bombas, além de haver outras não linearidades nesses sistemas sub-atuados, o que dificulta a previsão correta a partir de um modelo linear. A forma mais imediata de se verificar a não linearidade no ganho dos atuadores é observar as Figuras 4.9, 4.10, 4.11 e 4.12, que mostram as curvas de vazão das bombas.

Os sinais de controle estão entre os aspectos que foram discrepantes entre a simulação e a aplicação real. A Figura 4.42 mostra que o sinal para manter o nível 3 alto e o nível 4 baixo ( $200 < t < 425$ ) utilizou mais de 75% da potência da bomba 2 e algo próximo de 5% da bomba 1. O modelo teórico previa que a bomba 2 conseguisse se manter próximo de 40% e a bomba 1 em 12%. A resposta transitória entre  $t = 450s$  e  $t = 700s$  também não ficou bem delineada pela simulação. Somente a partir de  $t = 700s$  o modelo retorna a acompanhar o sistema real.

Com esse primeiro experimento, foi vista a capacidade de cada malha de controle rejeitar a perturbação causada pela outra malha. Apenas o nível 3 não conseguiu rejeitar totalmente a perturbação causada pelo degrau na referência do nível 4 em  $t \approx 425s$ , permanecendo um erro de aproximadamente 2%.

Depois disso, foi feito o segundo experimento com esses mesmos controladores implementados, cuja resposta dos níveis se encontram nas Figuras 4.43 e 4.44.

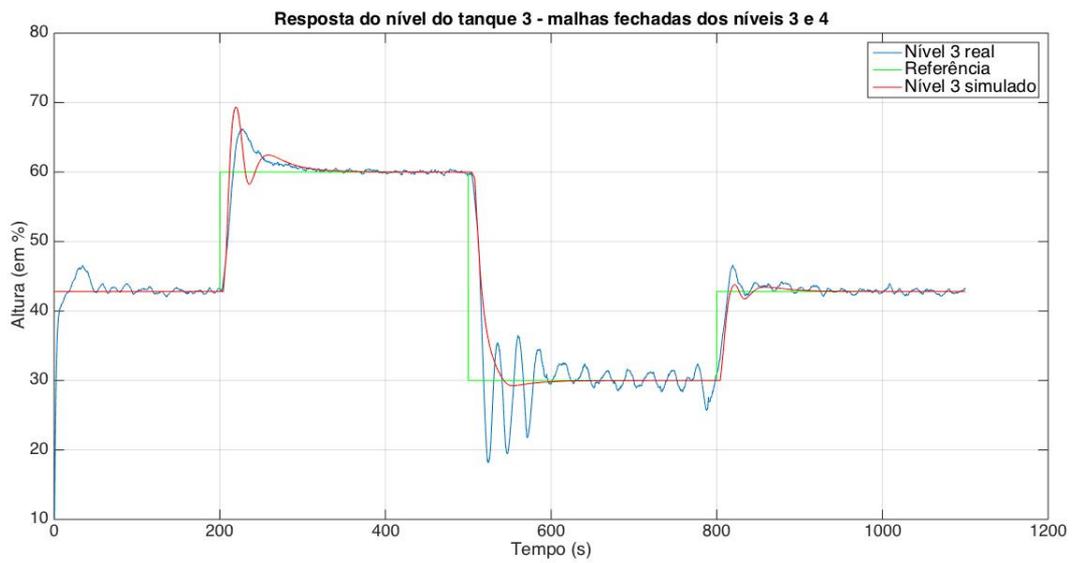


Figura 4.43: Experimento 2: nível tanque 3 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

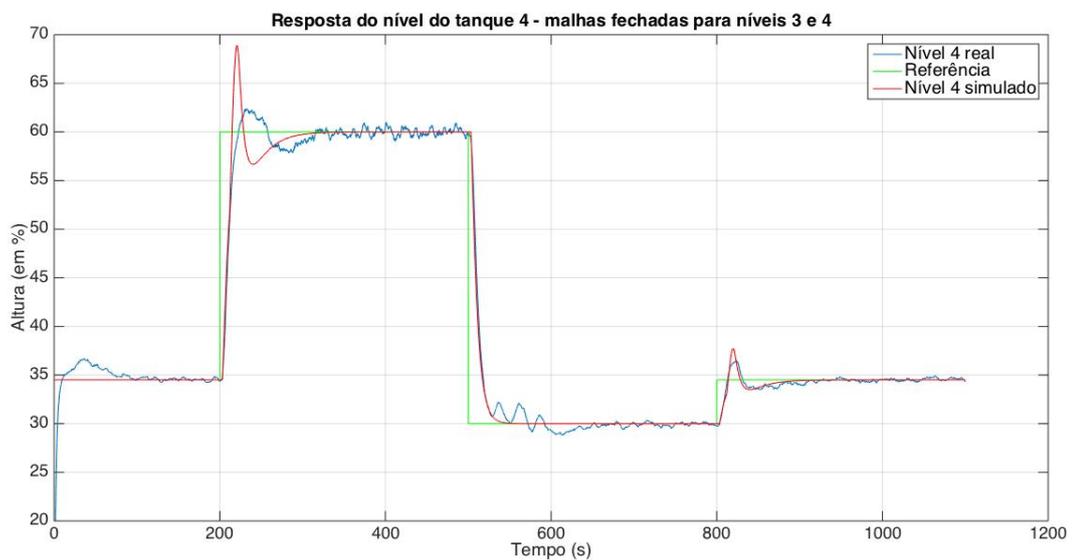


Figura 4.44: Experimento 2: nível tanque 4 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

Os tempos de assentamento para o segundo experimento estão na Tabela 4.17.

Tabela 4.17: Tempos de assentamento experimento 2 - níveis  $H_3$  e  $H_4$

	Tempo de assentamento (s)	
	Nível $H_3$	Nível $H_4$
Degrau 1 ( $t = 200s$ , $\Delta H_3 = 17,2\%$ e $\Delta H_4 = 25,5\%$ )	63,5	93,4
Degrau 2 ( $t = 500s$ , $\Delta H_3 = \Delta H_4 = -30\%$ )	$\infty$	28
Degrau 3 ( $t = 800s$ , $\Delta H_3 = 12,8\%$ e $\Delta H_4 = 4,5\%$ )	50,5	65,8

O nível 3, quando a referência foi para  $H_3 = 30\%$ , ficou oscilando em torno dela com uma amplitude tal que o erro não chegou a 2% de 30%, mostrando-se uma posição de maior dificuldade para se controlar. Foi depois de  $t = 111s$  que nível começou a oscilar em torno do erro 0. Seria possível assumir este como sendo o tempo de assentamento.

Como as referências foram iguais para os dois níveis, o esperado era que uma malha causasse uma perturbação menos acentuada na outra. Isso foi observado: ao se analisar os sobrepastos que houve no nível do tanque 4 no primeiro e no segundo experimento, comparando a Figura 4.38 com a Figura 4.44, nota-se que no primeiro experimento houve um sobrepasto de 47,2% (causado por perturbação) e outro de -17% quando feito o degrau de amplitude 50,5. Os sobrepastos que ocorreram no segundo experimento tiveram módulo inferior a 10% no nível 4.

Nos momentos em que houve sobressinal no nível 3 no primeiro experimento, seu módulo foi sempre próximo de 23,3%, como se pode tirar da Figura 4.37. Durante o segundo experimento, o degrau 1 e o degrau 3 ocasionaram sobressinal de 16% e 7% no nível 3. Somente a região de controle instável do segundo experimento, isto é em  $t = 500s$  até  $t = 800s$ , ocorreu que o valor de  $H_3$  ultrapassasse em 52% a referência.

Por fim, os sinais de erro nas malhas de  $H_3$  e  $H_4$  são mostrados nas Figuras 4.45 e 4.46; e os sinais de controle de entrada nas bombas 1 e 2 se encontram respectivamente nas Figuras 4.48 e 4.47.

Como se vê, a simulação do sinal de erro e de controle está condizente com a aproximação do sistema em um modelo linear, acompanhando a saída real grande parte do tempo.

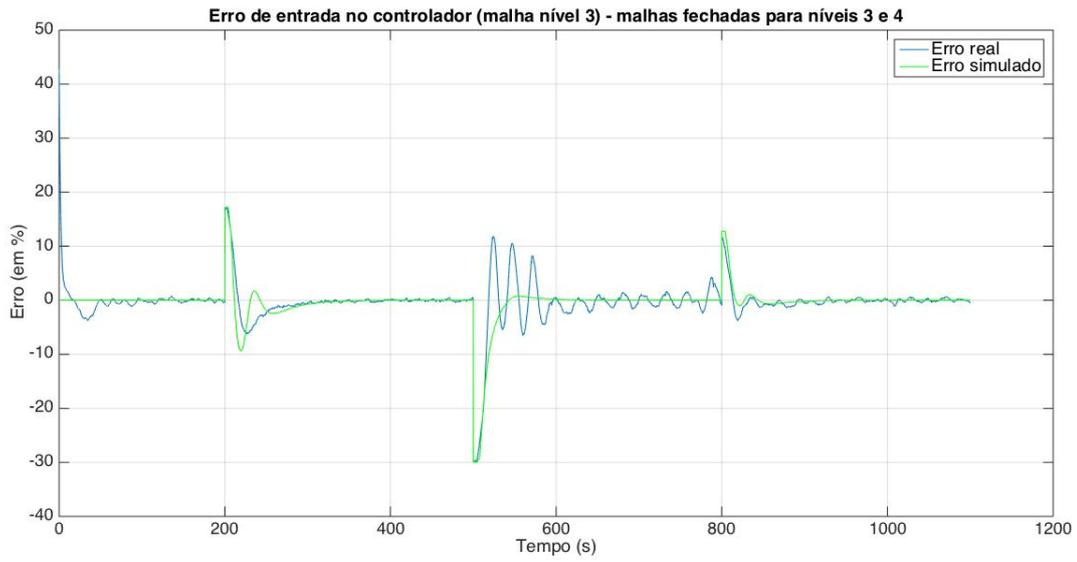


Figura 4.45: Experimento 2: erro na entrada do  $PI-B_2H_3$  - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

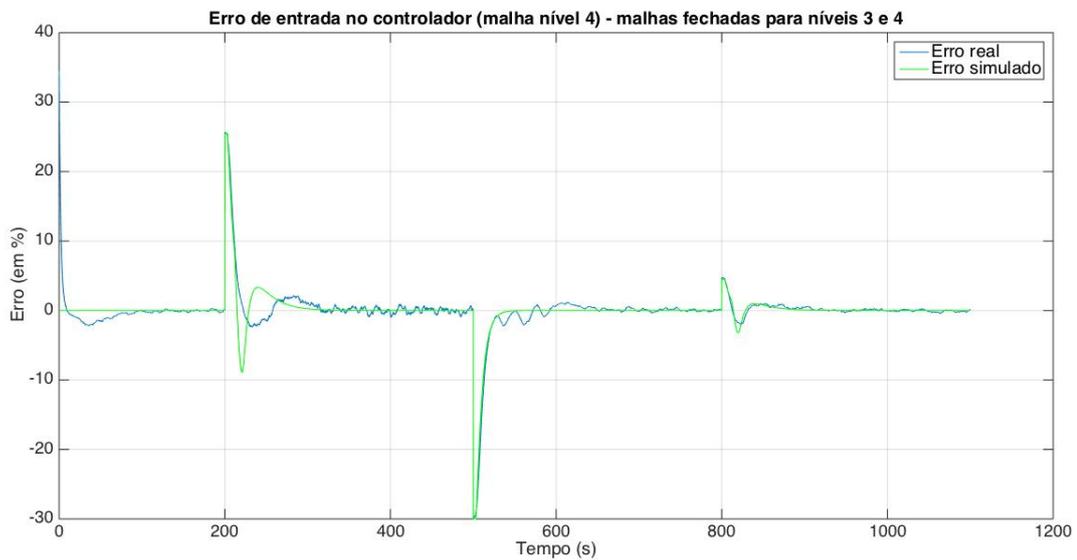


Figura 4.46: Experimento 2: erro na entrada do  $PI-B_1H_4$  - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

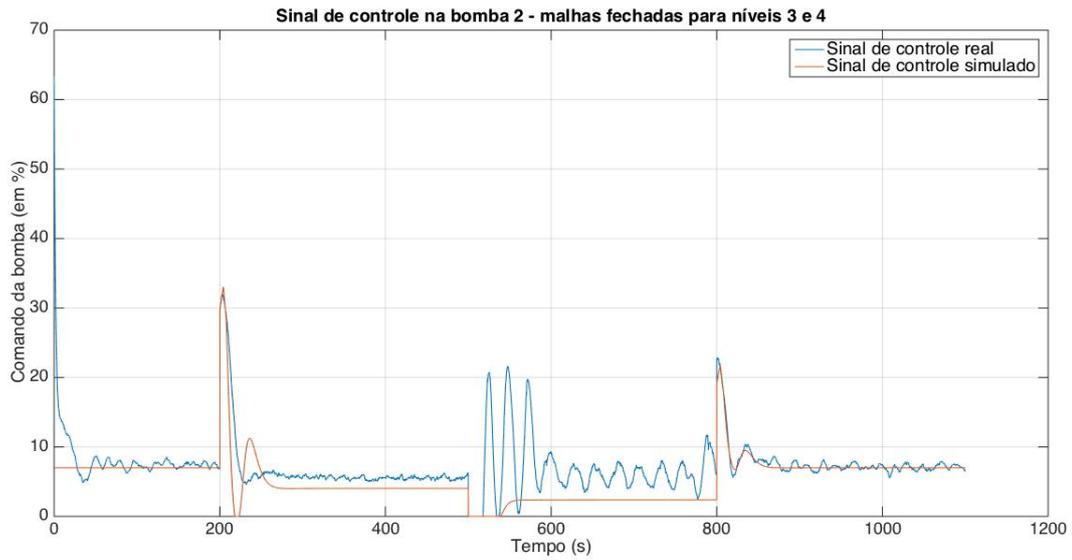


Figura 4.47: Experimento 2: sinal de entrada na bomba 2 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

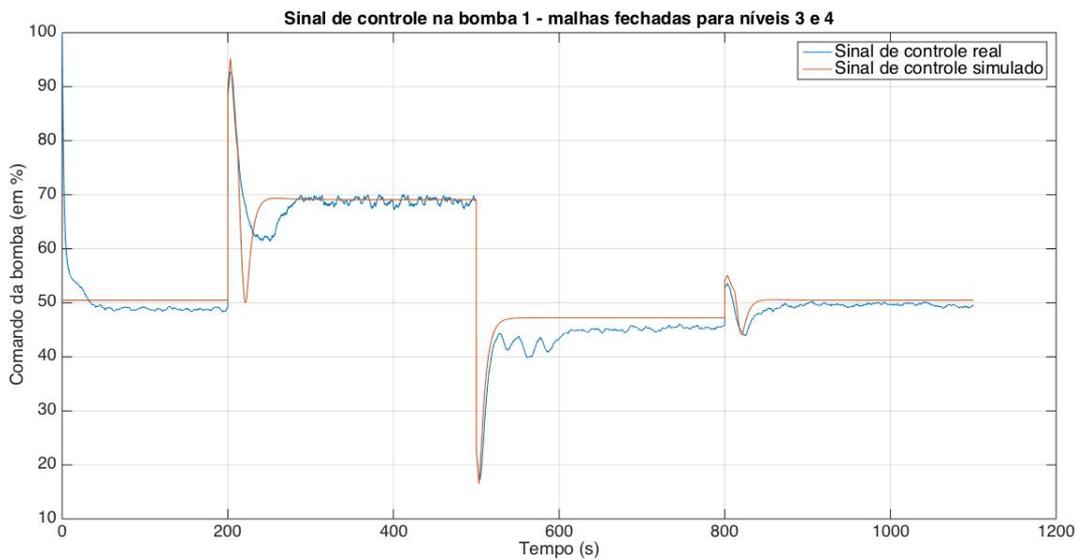


Figura 4.48: Experimento 2: sinal de entrada na bomba 1 - Controlador  $PI-H_3H_4$  com novo valor inicial de bombas e anti-windup

## 5 CONCLUSÕES

Quando se lida com uma planta didática com equipamentos industriais, especialmente uma recém adquirida tal como aquela que foi utilizada neste trabalho, são necessários muitos ajustes. Ajustes pequenos foram feitos do início ao fim do projeto, tais como re-calibração e testes de sensores e atuadores, conserto de vazamentos nos tanques ou ainda a aplicação de medidas para reduzir ruídos, buscando as causas. Os próprios inversores de frequência eram geradores de ruídos muito significativos.

Alguns outros ajustes, desta vez maiores, como, por exemplo, a substituição de sensores, a mudança na configuração dos inversores de frequência e a colocação de tubos estendidos nas entradas dos tanques inferiores, também tiveram de ser feitos. Muitas pessoas estavam envolvidas para tornar a planta melhor utilizável.

Todas essas alterações dificultaram a realização de um trabalho continuado na bancada até este momento, pois ela estava sendo submetida a mudanças constantemente. Já foram corrigidos alguns defeitos que havia e espera-se que em pouco tempo não haja mais mudanças significativas nos sensores e atuadores, mudando o foco dos trabalhos para a aplicação prática das teorias de controle.

Na etapa de levantamento das curvas dos atuadores, um fato conclusivo é que o transmissor de vazão 2 mostrou-se de pouca qualidade, com sinais muito ruidosos e com faixa de operação menor quando comparado aos outros transmissores. Isso prejudicou a análise das curvas da válvula 2, especialmente. Foi exatamente a má qualidade desse transmissor - e de outros que se tornaram problemáticos depois - que levou à remoção de todos eles para substituição.

As funções de duas variáveis  $Q_i(a, b)$  que caracterizam os atuadores são, sem dúvida, uma maneira enxuta e eficiente de se trabalhar com eles. Foi preciso somente de uma equação desse tipo para cada válvula, enquanto que o número de equações por cada ponto de operação da abertura da válvula ou da rotação da bomba foram 36, tornando a análise mais complexa.

No mais, o levantamento das curvas características dos atuadores não é, em si, um objetivo primário do uso da planta didática de quatro tanques, mas deve possibilitar a implementação de controle de nível nos mais variados cenários de conexão de tanques e abertura de válvulas. Como houve diversas modificações após a obtenção dos dados para se chegar a essas curvas características, os experimentos deverão ser refeitos.

Como não se visava a aplicação de um tipo de controle de complexidade muito elevada, uma análise qualitativa dos atuadores foi suficiente para tal. A identificação feita do processo foi simples, direta e objetiva, do mesmo modo que se espera em uma atuação industrial. Com ela, foram obtidos os quatro modelos de função de transferência de primeira ordem com atraso, possibilitando escolher a melhor sintonia de dois controladores PI para o controle dos níveis dos tanques inferiores, realizando um projeto descentralizado via modelo interno (IMC).

Evidente que foram encontradas discrepâncias entre o sistema real e o modelo linear. Os próprios sensores de nível estavam medindo efeitos mecânicos fluidicos causados pela turbulência na coluna de água.

Isso figura dentre as coisas que não se poderia supor em um modelo linear, além de outras características mecânicas do processo que levavam o sistema, por exemplo, a apresentar um nível oscilante ainda que as bombas fornecessem uma vazão constante.

Quando implementadas uma de cada vez, as malhas de controle de nível dos tanques inferiores funcionaram próximo ao que havia sido projetado. A aproximação entre o modelo simulado e os dados reais mostrou uma correta identificação dos sistemas atuados. Os modelos tirados para os tanques sub-atuados, no entanto, não se estenderam para outros pontos de operação.

Quando as duas malhas de controle foram acopladas e testadas simultaneamente, o sistema agiu de forma consideravelmente mais lenta. Ainda assim, ele apresentou a característica de conseguir manter o erro próximo de zero. O canal integral se mostrou eficaz nessa aplicação real, mesmo havendo discrepâncias entre o sistema real e o modelo linear.

De maneira sucinta, percebe-se que o objetivo geral deste projeto foi alcançado, dado que foi possível tomar diversos dados sobre a característica dos atuadores e avaliar qualitativamente suas tendências. Conjuntamente, foi também visto o comportamento de ruídos elétricos pela influência dos inversores de frequência, assim como as características mecânicas que causam prejuízo nas medições e efeitos inesperados no processo controlado. Ao longo de todo o projeto, foram identificadas pequenas e grandes falhas que foram sendo corrigidas, corroborando para uma bancada mais apta para receber experimentos.

Quanto aos objetivos específicos deste trabalho, em primeiro lugar, a calibração dos sensores foi feita com sucesso, ainda que os transmissores de vazão tenham apresentado pequenas não linearidades. A metodologia proposta para o levantamento das curvas de vazão dos atuadores também teve sucesso, pelo que se vê nos resultados.

Quanto ao objetivo de se chegar à caracterização da vazão em relação ao sinal de atuação, os resultados não se podem considerar válidos para as curvas da válvula 2, visto que o mal funcionamento do transmissor de vazão 2 prejudicou qualquer tomada de dados e sua análise. Apesar de os outros transmissores estarem em melhor estado, também as curvas das válvulas 1 e 4 não servem mais como valores quantitativos desta bancada, visto que a bomba 1 foi reajustada para um correto funcionamento, alterando sua curva de vazão. A curva da válvula 3 é a única que permanece como resultado satisfatório.

Por fim, o controle de nível dos tanques 3 e 4 foi feito com ótimos resultados, excetuando algumas faixas de operação em que o nível permanecia em oscilação; efeito este que é causado pela configuração utilizada para a bancada neste trabalho.

Indubitavelmente, um dos melhores aprendizados que se teve foi a assimilação prática de como lidar com o controle de um processo industrial, criando uma consciência analítica própria para identificar causas e soluções para problemas que surgem nesse contexto. O aluno sai, sem dúvida alguma, mais familiarizado com aplicações industriais, pronto para o enfrentamento de situações inesperadas das mais diversas que há nesse meio, sendo objetivo e eficaz ao lidar com elas.

## 5.1 TRABALHOS FUTUROS

A efeito de trabalhos futuros, seria interessante adicionar mais dois pontos de operação da bomba no experimento do levantamento das curvas dos atuadores. Isso traria mais base para a análise e regressão dos dados.

Mais importante ainda, futuramente, é evitar o efeito do nível oscilante que foi observado no processo. Para tal, basta aumentar a obstrução da válvula manual que conecta cada tanque superior ao inferior. Fazendo isso, será forçada uma situação em que os tanques superiores irão operar em um nível mais alto, evitando o problema da formação de bolhas e de turbulência gerada pela cascata de água. Deve-se lembrar que o problema de oscilação ocorria especialmente quando os níveis superiores operavam em valores menores do que 30%.

Neste trabalho, foi aplicado apenas o controle PI descentralizado para um sistema de fase mínima. Fica, portanto, a sugestão de se aplicar estratégias de desacoplamento das variáveis controladas, seja por uma técnica mais convencional tal como o *Feedforward*, ou outra mais avançada (controle preditivo, adaptativo, etc.) em sistemas de fase mínima e não-mínima. Pode-se tentar realizar algumas tentativas de controle diferentes, utilizando, por exemplo, as válvulas para o controle do nível, ou aplicando um controle em cascata com a variável vazão. Por fim, sugere-se estudar a possibilidade de se controlar o nível dos quatro tanques simultaneamente, utilizando todos atuadores que forem necessários.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [CHIEN, HRONES e RESWICK 1952]CHIEN, K. L.; HRONES, J. A.; RESWICK, J. B. On the automatic control of generalized passive systems. *Transactions of ASME*, v. 74, p. 175–185, 1952.
- [COELHO 2000]COELHO, L. dos S. *Identificação e Controle de Processos Multivariáveis Via Metodologias Avançadas e Inteligência Computacional*. Tese (Doutorado) — Universidade Federal de Santa Catarina, Fevereiro 2000.
- [JOHANSSON 2000]JOHANSSON, K. H. The quadruple-tank process: a multivariable laboratory process with an adjustable zero. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, v. 8 (3), p. 456–465, 2000.
- [MARLIN 2014]MARLIN, T. E. *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*. Second edition. New York, NY: McGraw-Hill, 2014.
- [MERCANGÖZ e DOYLE III 2006]MERCANGÖZ, M.; DOYLE III, F. J. Distributed model predictive control of a four-tank system. *IFAC Proceedings*, v. 39 (2), p. 965–970, 2006.
- [NEMA 2005]NEMA. NATIONAL ELECTRICAL MANUFACTURERS ASSOCIATION. **Programmable Controllers (PLC)**: ICS 61131-1-2005. Rosslyn, VA, 2005.
- [OGATA 2010]OGATA, K. *Engenharia de Controle Moderno*. Quarta edição. Tradução de Paulo Álvaro Maya. São Paulo, SP: Pearson Prentice Hall, 2010.
- [OKPANACHI 2010]OKPANACHI, A. V. *Developing Advanced Control strategies for a 4-Tank Laboratory process*. Dissertação (Mestrado) — Faculty of Technology - Telemark University College, 2010.
- [OLIVEIRA e TAVARES 2015]OLIVEIRA, G. A. D.; TAVARES, A. R. *Automação de Planta Piloto Industrial de Tanques Acoplados Quádruplos*. Trabalho de Graduação, Publicação FT. TG-nº21/2015. Faculdade de Tecnologia, Universidade de Brasília. Brasília, DF, 76p. 2015.
- [RIVERA, SKOGESTAD e MORARI 1986]RIVERA, D. E.; SKOGESTAD, S.; MORARI, M. Internal model control 4: Pid controller design. *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, v. 25, p. 252, 1986.
- [SEBORG et al. 2011]SEBORG, D. E. et al. *Process dynamics and control*. Third edition. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, Inc, 2011.
- [SKOGESTAD 2003]SKOGESTAD, S. Simple analytic rules for model reduction and pid controller tuning. *Journal of Process Control*, v. 13, p. 291–309, 2003.
- [SMITH e CORRIPIO 1997]SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. *Principles and Practice of Automatic Process Control*. Second edition. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, Inc, 1997.
- [ÅSTRÖM e MURRAY 2008]ÅSTRÖM, K. J.; MURRAY, R. M. *Feedback Systems: An Introduction for Scientists and Engineers*. Second edition. Princeton, NJ: Princeton University Press, 2008.

[THE MATHWORKS 2014]THE MATHWORKS. System identification toolbox. *MATLAB User Guide (R2014b)*, 2014.

[ZIEGLER e NICHOLS 1942]ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. Optimum settings for automatic controllers. *Transactions of ASME*, Rochester, NY, p. 759–768, November 1942.



# I. EQUAÇÕES DE GANHO DAS BOMBAS EM CADA PONTO DE OPERAÇÃO

## I.1 FUNÇÃO DE GANHO DA BOMBA 1

### I.1.1 Válvula 1 em 100%, Válvula 4 em 0%

$$K_{B_{1,1}}(b) = -0,0003178b + 0,03681;$$

$$K_{B_{1,2}}(b) = -0,0007602b + 0,07845;$$

$$K_{B_{1,3}}(b) = -0,0006224b + 0,07419;$$

$$K_{B_{1,4}}(b) = -0,0006893b + 0,08132;$$

$$K_{B_{1,5}}(b) = -0,0009211b + 0,09853;$$

$$K_{B_{1,6}}(b) = -0,0010330b + 0,10780.$$

### I.1.2 Válvula 1 em 0%, Válvula 4 em 100%

$$K_{B_{4,1}}(b) = -0,0008745b + 0,08049;$$

$$K_{B_{4,2}}(b) = -0,0008745b + 0,05186;$$

$$K_{B_{4,3}}(b) = -0,0005241b + 0,06106;$$

$$K_{B_{4,4}}(b) = -0,0005258b + 0,06293;$$

$$K_{B_{4,5}}(b) = -0,0005455b + 0,06392;$$

$$K_{B_{4,6}}(b) = -0,0005201b + 0,06241.$$

## I.2 FUNÇÃO DE GANHO DA BOMBA 2

### I.2.1 Válvula 2 em 100%, Válvula 3 em 0%

$$K_{B_{2,1}}(b) = -0.002252b + 0.2064;$$

$$K_{B_{2,2}}(b) = -0.002248b + 0.1992;$$

$$K_{B_{2,3}}(b) = -0.001286b + 0.1245;$$

$$K_{B_{2,4}}(b) = -0.001555b + 0.1509;$$

$$K_{B_{2,5}}(b) = -0.001605b + 0.1587;$$

$$K_{B_{2,6}}(b) = -0.000725b + 0.1092.$$

### I.2.2 Válvula 2 em 0%, Válvula 3 em 100%

$$K_{B_{3,1}}(b) = -0.0003433b + 0.04222;$$

$$K_{B_{3,2}}(b) = -0.0005792b + 0.06777;$$

$$K_{B_{3,3}}(b) = -0.0007583b + 0.08626;$$

$$K_{B_{3,4}}(b) = -0.0008472b + 0.09534;$$

$$K_{B_{3,5}}(b) = -0.0008205b + 0.09473;$$

$$K_{B_{3,6}}(b) = -0.0008060b + 0.09446.$$

## II. DIAGRAMAS SIMULINK

### II.1 SIMULAÇÃO

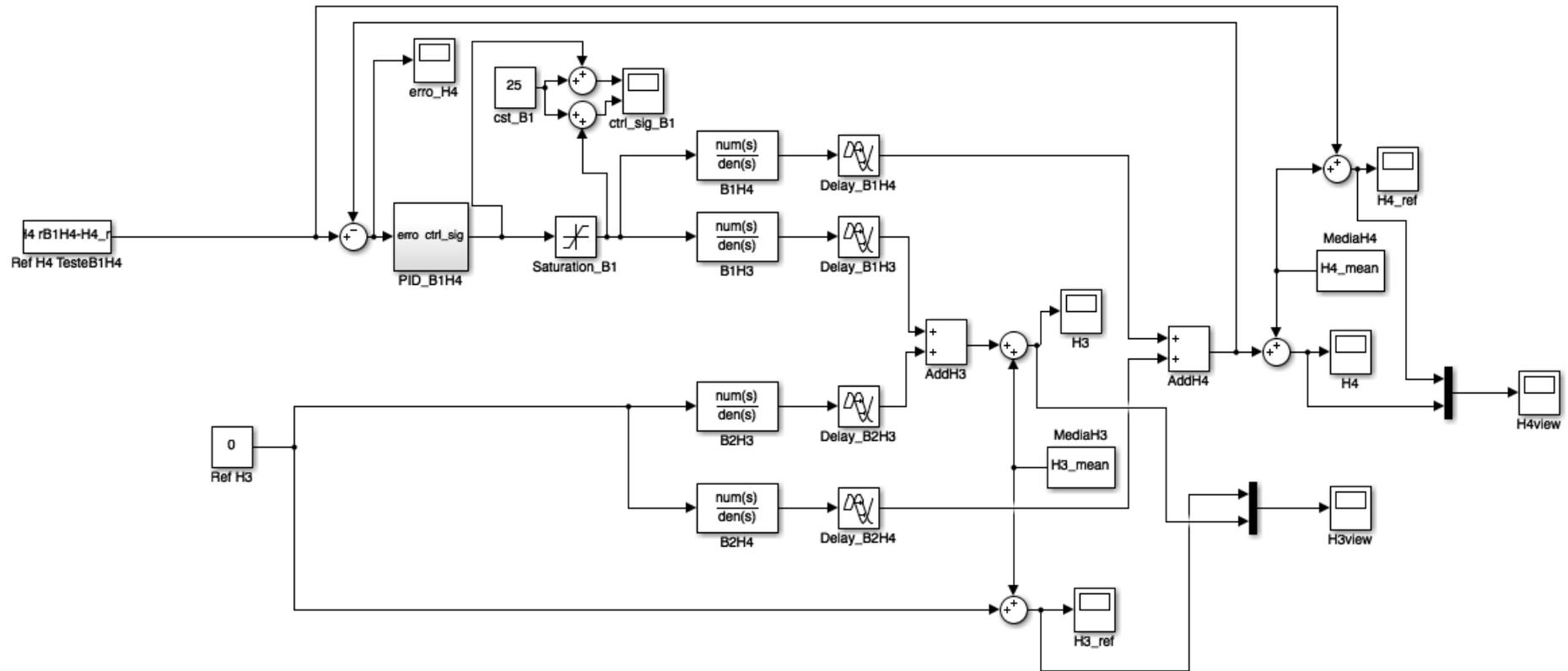


Figura II.1: Diagrama de simulação para o PI  $B_1H_4$

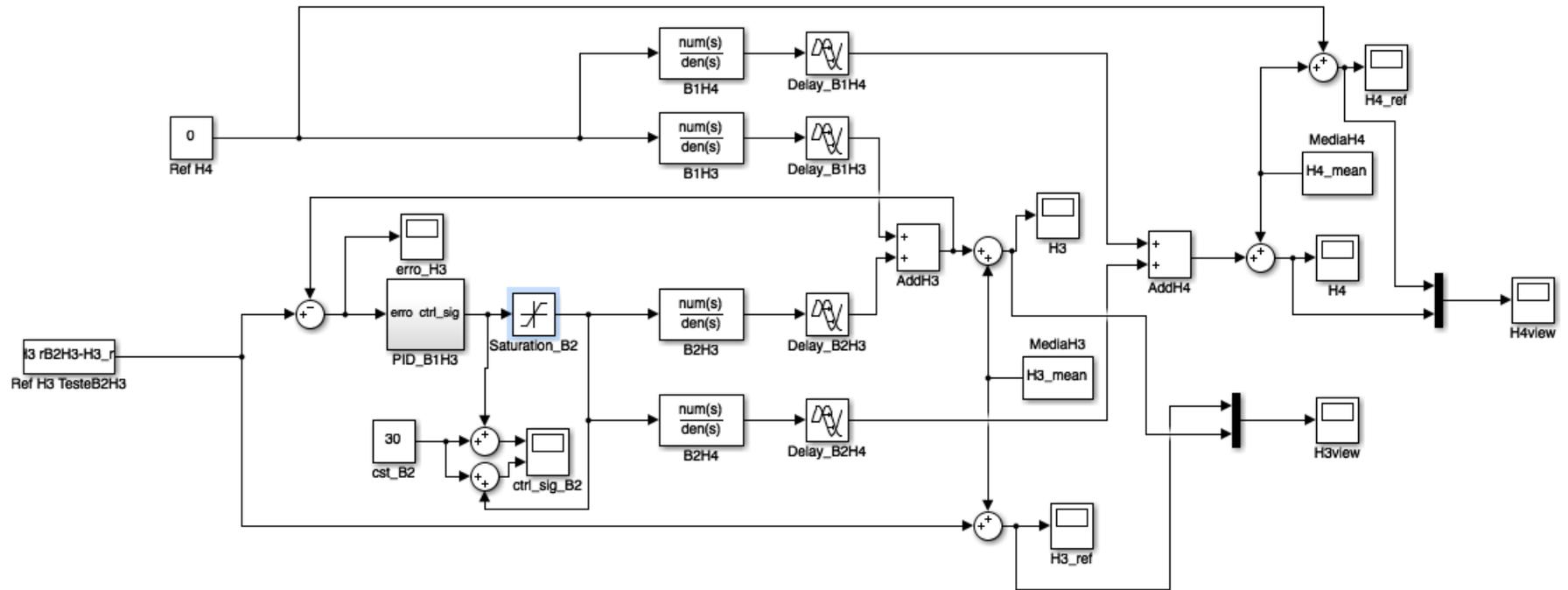


Figura II.2: Diagrama de simulação para o PI  $B_2H_3$

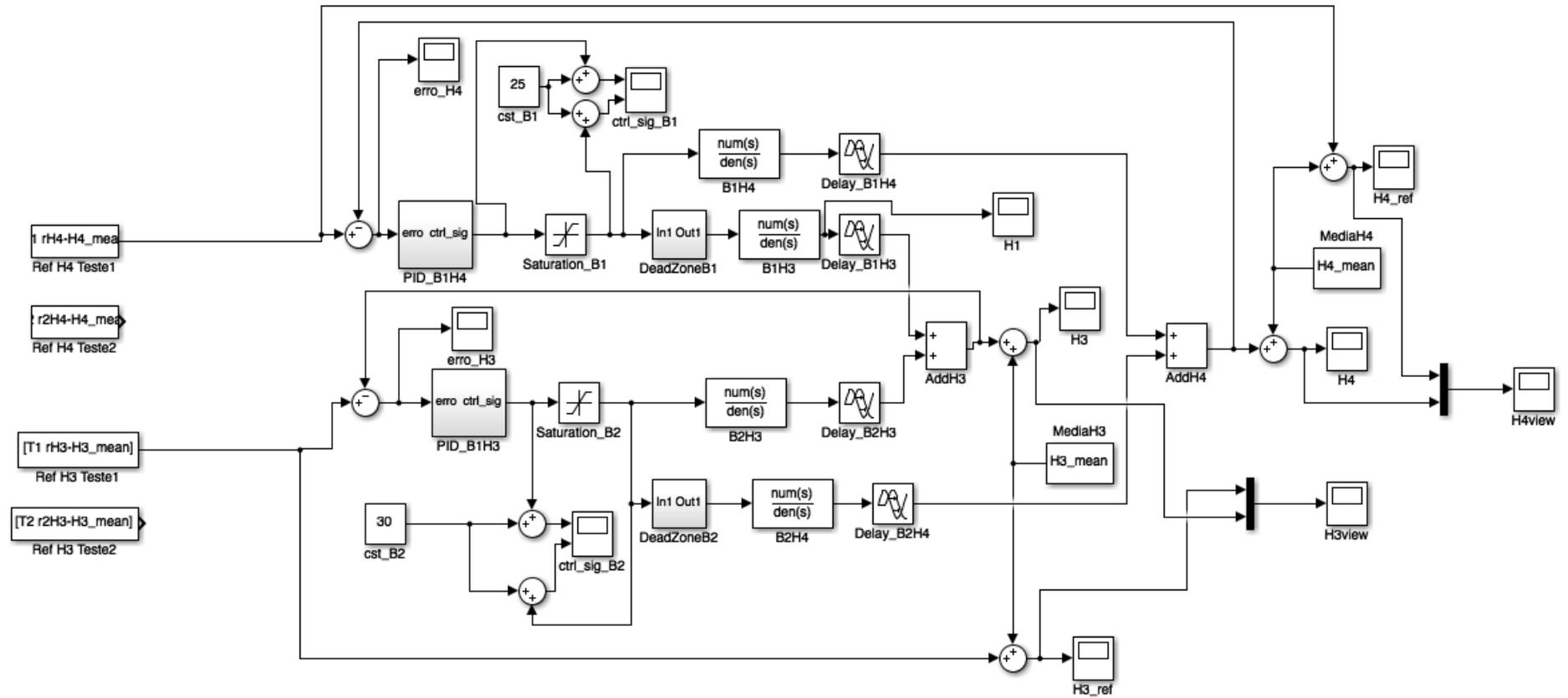


Figura II.3: Diagrama de simulação para o PI  $H_3H_4$

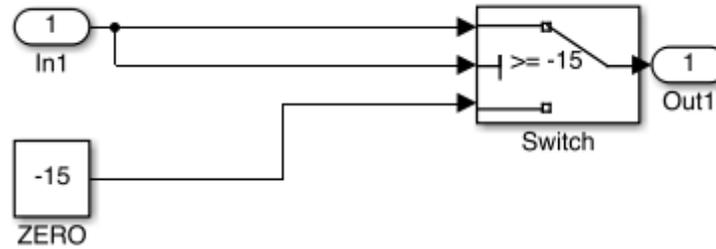


Figura II.4: Detalhe do bloco DeadZone

O bloco de deadzone da Figura II.4 foi implementado para simular a faixa de valores das bombas 1 e 2 em que não havia fluido entrando nos tanques superiores. Mesmo com a nova escala da bomba, foi verificado que essa zona morta existia. O valor do *switch* remete à variação necessária na bomba para se alcançar essa saturação do sistema. Quando se chega à saturação, a saída do bloco de zona morta permanece constante. Essa não linearidade do sistema foi difícil de se encontrar uma forma de simular.

## II.2 DIAGRAMA PARA APLICAÇÃO REAL

92

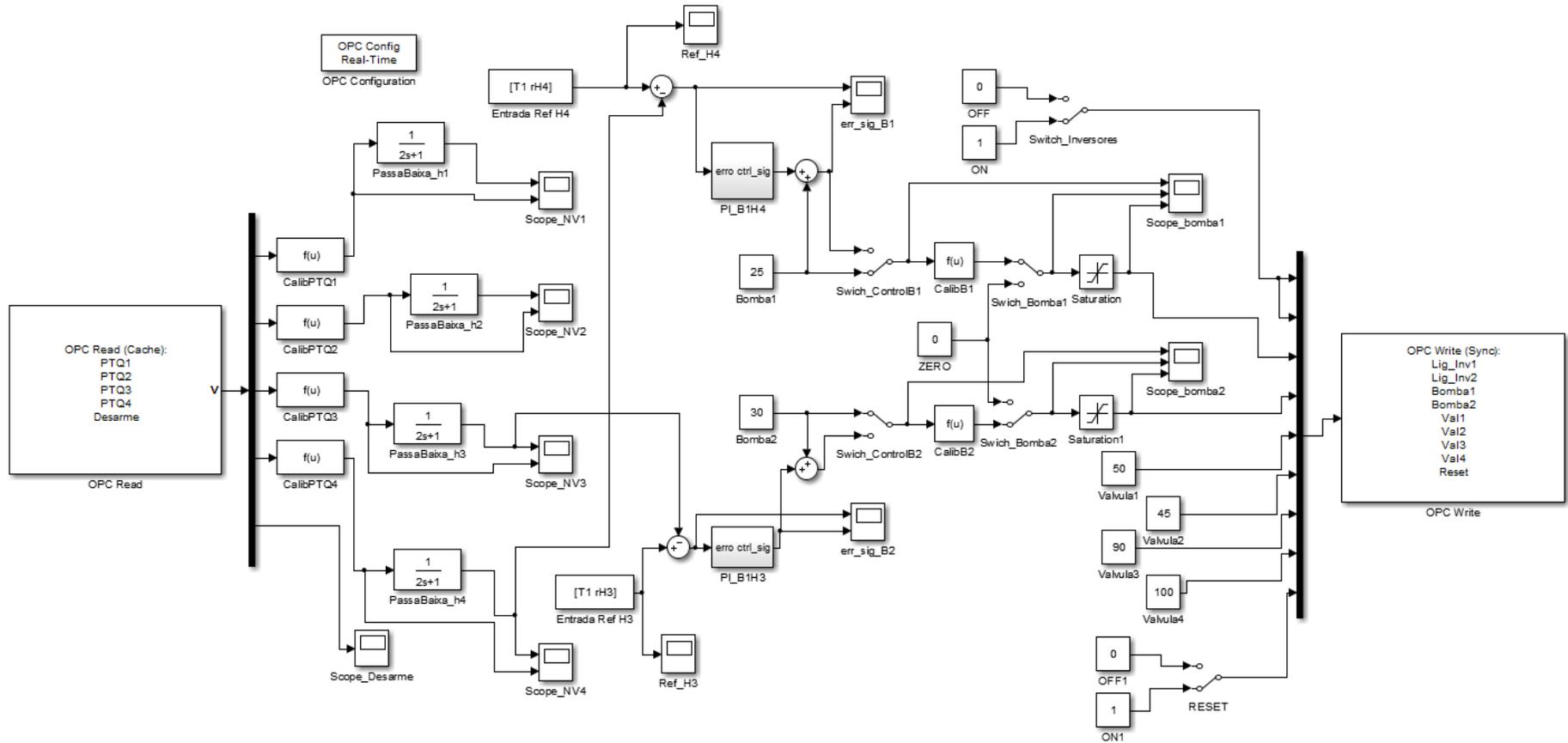


Figura II.5: Diagrama para aplicação de controle na bancada e testes em malha aberta