

MARCOS SALAZAR FRANCISCO

**SIMULADOR DE PROCESSOS INDUSTRIAIS APLICADO AO ENSINO DA
TEORIA DE CONTROLE DE PROCESSOS INDUSTRIAIS**

Dissertação apresentada ao programa de Pós-Graduação Stricto Sensu em Automação e Controle de Processos do Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de São Paulo como requisito para obtenção do título de Mestre.

Orientador: Professor Dr. Alexandre Brincalepe Campo

SÃO PAULO

2017

F818s Francisco, Marcos Salazar
Simulador de processos industriais aplicado ao
ensino da teoria de controle de processos /
Marcos Salazar Francisco. São Paulo: [s.n.], 2017.
116 f. il.

Orientador: Prof. Dr. Alexandre Brincalepe
Campo

Dissertação (Mestrado Profissional em Automação
e Controle de Processos) - Instituto Federal de
Educação, Ciência e Tecnologia de São Paulo, IFSP,
2017.

1. Teoria de Controle. 2. Simulação de Processo
Industrial. 3. Modelagem de Processo. 4. Arduino.
5. Clp. I. Instituto Federal de Educação, Ciência
e Tecnologia de São Paulo II. Título.

CDD 629.8



ATA DE EXAME DE DEFESA DE DISSERTAÇÃO

Nome do Programa: **Mestrado Profissional em Automação e Controle de Processos**

Nome do(a) Aluno(a): Marcos Salazar Francisco

Nome do(a) Orientador(a): Prof. Dr. Alexandre Brincalepe Campo

Nome do(a) Coorientador(a):

Título do Trabalho: "Simulador de processos industriais aplicado ao ensino da teoria de controle de processos industriais"

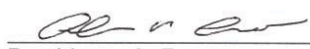
Abaixo o resultado de cada participante da Banca Examinadora

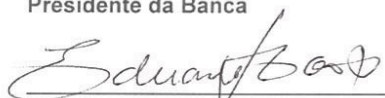
Nome completo dos Participantes Titulares da Banca	Sigla da Instituição	Aprovado / Não Aprovado
Prof. Dr. Alexandre Brincalepe Campo – Orientador	IFSP – SPO	APROVADO
Prof. Dr. Eduardo Alves da Costa – Membro Interno	IFSP – SPO	APROVADO
Prof. Dr. Diego Colón - Membro Externo	USP	APROVADO
Nome completo dos Participantes Suplentes da Banca	Sigla da Instituição	Aprovado / Não Aprovado
Prof. Dr. Alexandre Simião Caporali – Membro Interno	IFSP – SPO	
Prof. Dr. Claudio Garcia – Membro Externo	USP	

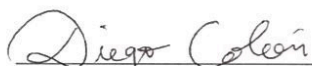
Considerando-o: ☒ APROVADO
☐ NÃO APROVADO

Assinaturas

São Paulo, 18 de setembro de 2017


Presidente da Banca


Membro Interno


Membro Externo

Observações:

Dedico esta conquista
a minha amada esposa Danielle
e ao meus amados filhos Lucas e Clarice,
pessoas com quem amo partilhar a vida.
Obrigado pela paciência, apoio,
incentivo e carinho.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por ter me dado saúde e força para superar as dificuldades.

Ao Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de São Paulo, por disponibilizar a Planta Didática para realização desse trabalho.

Ao Prof. Dr. Alexandre Brincalepe Campo, pela orientação, apoio e confiança.

Ao Prof. Dr. Diego Colón e ao Prof. Dr. Eduardo Alves da Costa, pela participação na banca, pelos comentários positivos e pelas sugestões para melhoria do trabalho.

Aos meus pais e minha família, pelo amor, incentivo e apoio incondicional.

A todos que, direta ou indiretamente, contribuíram para esse trabalho, o meu muito obrigado.

O ensino deve ser de modo a fazer
sentir aos alunos que aquilo que se
lhes ensina é uma dádiva preciosa
e não uma amarga obrigação.

Albert Einstein
in “Como Vejo o Mundo”

RESUMO

Este projeto consiste na elaboração de um simulador de processos embarcado em um hardware, que recebe os sinais de um controlador lógico programável (CLP). Ele tem a finalidade de simular uma resposta dinâmica de um processo e enviar os sinais para as entradas do CLP, fechando a malha de controle. O simulador é implementado num Arduino Due e interligado num CLP Stardom da Yokogawa, através de sinais analógicos. Esse trabalho também apresenta a modelagem de uma planta didática de processo industrial e a sua implementação no Arduino, incluindo as principais não-linearidades presentes no processo real. Isso possibilita utilizar um equipamento de baixo custo para execução das principais experiências que são realizadas durante o ensino da teoria básica de controle de processos industriais. Esse simulador também permite a elaboração de estratégias especiais de controle, tais como: controle em cascata, controle com restrições (*override*), controle de razão e controle antecipatório. Além disso, a execução das malhas de controle é realizada num CLP real, permitindo o uso do mesmo software, utilizado na indústria. Alguns exemplos de malhas de controle são implementados na planta didática original e no simulador, de forma que os resultados possam ser comparados. Isso colabora para a comprovação da similaridade entre as respostas da planta original e do simulador. Por fim, esse sistema deve permitir o projeto de laboratórios para o ensino dos conceitos básicos da teoria de controle, sem a necessidade de compra de pequenas plantas didáticas para simular os processos industriais.

Palavras-chave: Teoria de controle, simulação de processo industrial, modelagem de processo, Arduino, CLP.

ABSTRACT

This work describes the development of a process simulator embedded in a hardware, which is connected with a Programmable Logic Controller (PLC). It is intended to simulate a dynamic response of a process and to send signals to the PLC inputs, closing the control loops. The simulator is implemented in Arduino Due and it is connected in PLC Stardom from Yokogawa, using analog signals. This project also presents the modeling of a didactic plant of an industrial process and its implementation in Arduino, including the nonlinearities present in the industrial process. Thus, low cost equipment can be used to execute the main experiences needed to teach the basic theory of industrial process control. This simulation also allows the development of special control strategies, such as cascade, override, ratio and feedforward control. Moreover, the implementation of the control loops is performed in a real PLC, using the same software used in Industry. Some examples of control loops are implemented in the original didactic plant and in the simulator, so that the results can be compared, proving the similarity between the responses of the original plant and the simulator. Finally, this system should improve laboratory classes for teaching basic concepts of control theory, with no need to purchase small didactic plants to simulate industrial processes.

Keywords: Control theory, industrial process simulation, process modeling, Arduino, PLC.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1- Sistema de controle em malha fechada.	25
Figura 2- Exemplo de Controle em Cascata.	30
Figura 3- Exemplo de Controle com Restrição (<i>Override</i>).	31
Figura 4- Exemplo de Controle de Razão.	32
Figura 5- Exemplo de Controle Antecipatório.	33
Figura 6- Processo de controle de nível.	39
Figura 7- Malha de controle de nível linearizada por realimentação não-linear.	40
Figura 8- Arquitetura do sistema com o Simulador de Processos Industriais.	41
Figura 9- Arduino Due.	43
Figura 10- Stardom FCJ da empresa Yokogawa.	46
Figura 11- Exemplo de tela de supervisão elaborada com o Indusoft.	47
Figura 12- Foto da Planta didática da Yokogawa, existente no IFSP-Cubatão.	49
Figura 13- Fluxograma de processo da planta didática da Yokogawa.	50
Figura 14- Dois tanques interligados por uma bomba centrífuga.	51
Figura 15- Curva característica da Bomba 4.	54
Figura 16- Curva característica da bomba BC-30 em função da rotação.	55
Figura 17- Curva do sistema para a Bomba 4.	56
Figura 18- Ponto de operação da Bomba 4.	56
Figura 19- Vazão de descarga da Bomba 4 em função da sua Rotação.	57
Figura 20- Modelo da Bomba 4.	58
Figura 21- Resposta do modelo da Bomba 4 ao degrau de zero até o máximo de rotação.	58
Figura 22- Lógica de intertravamento da planta.	59
Figura 23- Modelo do medidor de vazão do tipo Vortex.	60
Figura 24- Divisão de vazão entre os tanques.	60
Figura 25- Modelagem da divisão de vazão entre os tanques.	61
Figura 26- Modelo do Tanque 1.	62
Figura 27- Modelo do Tanque 2.	63
Figura 28- Modelo do Tanque 3.	63
Figura 29- Modelo do Tanque 4.	63
Figura 30- Modelo da transferência do Tanque 1 para o Tanque 3.	64
Figura 31- Modelo da transferência do Tanque 2 para o Tanque 3.	64
Figura 32- Processo de escoamento do Tanque 1.	65
Figura 33- Modelo do escoamento do Tanque 1.	67
Figura 34- Modelo do escoamento do Tanque 2.	67
Figura 35- Processo de escoamento do Tanque 3.	68
Figura 36- Modelo do escoamento do Tanque 3.	69
Figura 37- Modelo completo da planta didática.	70
Figura 38- Biblioteca do Simulink para o Arduino.	71
Figura 39- Implementação do modelo no Arduino com a biblioteca do Simulink.	73
Figura 40- Fluxograma de processo da planta configurada no simulador.	74
Figura 41- Vazão da Bomba 4.	75
Figura 42- Curva da Bomba 4 teórica e do simulador.	75

Figura 43- Resposta dinâmica da Bomba 4 para degraus de rotação.....	76
Figura 44- Enchimento manual dos tanques.	77
Figura 45- Vazão total para os Tanques.	77
Figura 46- Vazão para os Tanques com solenóides V1 e V2 abertas.....	78
Figura 47- Vazão para os Tanques com solenóides V1 e V3 abertas.....	78
Figura 48- Vazão para os Tanques com solenóides V2 e V3 abertas.....	79
Figura 49- Vazão para os Tanques com todas as solenóides abertas.....	79
Figura 50- Escoamento manual dos tanques.	80
Figura 51- Escoamento dos Tanques 1, 2 e 3, individualmente.....	80
Figura 52- Escoamento dos Tanques 1, 2 e 3, simultaneamente.	81
Figura 53- Transferência manual entre tanques.	81
Figura 54- Transferência entre os tanques 1, 2 e 3.....	82
Figura 55- Transferência entre os tanques para a Planta e para o Simulador.	83
Figura 56- Resposta do Nível do Tanque 1 a variações de rotação da Bomba 4.....	84
Figura 57- Resposta do Nível do Tanque 2 a variações de rotação da Bomba 4.....	84
Figura 58- Resposta do Nível do Tanque 3 a variações de rotação da Bomba 4.....	85
Figura 59- Controle de Vazão.	86
Figura 60- Diagrama em blocos do Controle de Vazão.	86
Figura 61- Resposta do Controle de Vazão.....	87
Figura 62- Controle de Nível de Tanque com escoamento livre.....	88
Figura 63- Diagrama em blocos do Controle de Nível do Tanque 1.	88
Figura 64- Resposta do Controle de Nível de Tanque com escoamento livre.	89
Figura 65- Controle de Nível de Tanque com Bomba de drenagem.....	90
Figura 66- Resposta em malha aberta para o Tanque 1 com Bomba de drenagem.....	91
Figura 67- Resposta do Controle de Nível de Tanque 1 com Bomba de drenagem.	91
Figura 68- Controle de Nível do Tanque 4.....	92
Figura 69- Diagrama em blocos do Controle de Nível. do Tanque 4	92
Figura 70- Resposta do Controle de Nível do Tanque 4.....	93
Figura 71- Controle de Nível em Cascata com Vazão.	94
Figura 72- Diagrama em blocos do Controle de Nível em Cascata com Vazão.	95
Figura 73- Resposta do Controle de Nível em Cascata com Vazão.....	95
Figura 74- Controle de Razão entre as vazões de entrada do Tanque 3.	96
Figura 75- Diagrama em blocos do Controle de Razão.	97
Figura 76- Resposta do Controle de Razão.....	97
Figura 77- Controle Antecipatório.....	98
Figura 78- Diagrama em blocos do Controle Antecipatório.....	99
Figura 79- Resposta do Controle Antecipatório.	99

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Sintonia do PID pelo método IMC.	29
Tabela 2- Especificações do Arduino Due.	43
Tabela 3- Pontos da curva característica da bomba BC-30.	53

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Arduino IDE	<i>Arduino Integrated Development Environment</i>
CLP	Controlador Lógico Programável
D	Derivativo
DAC	<i>Digital to Analog Converter</i> (Conversor Digital para Analógico)
E	Erro ou desvio na variável de processo
EDO	Equação Diferencial Ordinária
FBD	<i>Function Block Diagrams</i> (Blocos de Função)
I	Integral
IEC	<i>International Electrotechnical Commission</i>
IHM	Interface Homem-Máquina
IL	<i>Instruction List</i> (Lista de instruções)
IMC	<i>Internal Model Control</i> (Controle por Modelo Interno)
ISA	<i>International Society of Automation</i>
LD	<i>Ladder</i>
LED	<i>Light Emitting Diode</i> (Diodo Emissor de Luz)
MPC	<i>Model Predictive Control</i> (Controle Preditivo baseado em modelo)
MV	<i>Manipulated Variable</i> (Variável manipulada)
OLE	<i>Object Linking and Embedding</i>
OPC	<i>OLE for Process Control</i> (OLE para Controle de Processo)
P	Proporcional
PD	Proporcional e Derivativo
PI	Proporcional e Integral
PID	Proporcional, Integral e Derivativo
PLC	<i>Programmable Logic Controller</i> (Controlador Lógico Programável)
PV	<i>Process Variable</i> (Variável de processo)
PWM	<i>Pulse Width Modulation</i> (Modulação por Largura de Pulso)
RPM	Rotações por minuto
SCADA	<i>Supervisory Control and Data Acquisition</i>
SFC	<i>Sequential Function Charts</i> (Sequenciamento gráfico de funções)
SP	<i>Setpoint</i> (Valor desejado)
ST	<i>Structured Text</i> (Texto estruturado)
USB	<i>Universal Serial Bus</i> (Barramento Serial Universal)

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	15
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	18
2.1. Teoria de controle	18
2.2. Ensino da teoria de controle	19
2.3. Laboratórios para controle de processos	20
2.4. Arduino como plataforma de ensino.....	22
3. CONTROLE DE PROCESSO	24
3.1. Conceitos básicos	24
3.2. Algoritmo de controle PID	25
3.3. Sintonia de controladores PID através do método IMC	28
3.4. Estratégias de uso do controlador PID	29
3.5. Representação de sistemas dinâmicos	33
3.6. Processos digitais	36
3.7. Sistemas não-lineares	39
4. MATERIAIS E MÉTODOS	41
4.1. Plataforma Arduino	42
4.2. Controlador Lógico Programável	44
4.3. Interface com o usuário	46
4.4. Planta didática da Yokogawa	48
5. PROJETO DO SIMULADOR	51
5.1. Modelagem da Bomba 4	51
5.2. Lógica de intertravamento da Bomba 4	59
5.3. Medição de vazão do tipo Vortex.....	60
5.4. Divisor de vazão nos tanques 1, 2 e 3.....	60
5.5. Modelagem dos tanques 1, 2, 3 e 4	61
5.6. Transferência entre tanques.....	64
5.7. Vazão de saída dos tanques 1, 2 e 3.....	65
5.8. Modelo completo	69
5.9. Implementação no Arduino	71
6. TESTES E RESULTADOS.....	74
6.1. Operação em Malha Aberta.....	74

6.2. Controle de Vazão	85
6.3. Controle de Nível.....	87
6.4. Controle em Cascata	94
6.5. Controle de Razão	96
6.6. Controle Antecipatório	98
7. CONSIDERAÇÕES FINAIS	100
REFERÊNCIAS	102
APÊNDICE A : INTERFACE ENTRE O CLP E O ARDUINO.....	105
APÊNDICE B : SIMBOLOGIA DA ISA.....	113
ANEXO A : LISTA DE ENTRADAS E SAÍDAS DO CLP	114
ANEXO B : FLUXOGRAMA DA PLANTA DIDÁTICA DA YOKOGAWA.....	116

1. INTRODUÇÃO

Os sistemas de controle estão presentes nas mais diversas áreas do conhecimento humano, desde a área tecnológica, até a medicina e a economia (BENCOMO, 2002). Como consequência, engenheiros de controle precisam estar bem preparados para atender aos requisitos da indústria.

Os cursos de controle de processo têm grande enfoque na teoria matemática, o que os tornam muito exigentes para os alunos (HAUGEN e WOLDEN, 2013). Os princípios básicos de controle envolvem conceitos teóricos abstratos. Além disso, os estudantes com experiência prática em aplicações industriais alegam que certos tópicos teóricos não são aplicáveis numa implementação prática (HAUGEN e WOLDEN, 2013).

Um curso básico de controle de processos deve habilitar os alunos a resolver problemas reais de controle. Dessa forma, deve-se enfatizar o uso de experimentos práticos, com foco na eficácia do aprendizado da teoria.

Uma forma de realizar experiências práticas é a utilização de softwares simuladores, como exemplo o MATLAB de acordo com Araujo *et al.* (2014). Porém, o aluno não tem contato com as ferramentas de hardware e software disponíveis para aplicações industriais.

Outra opção para se realizar experiências práticas sobre a teoria de controle é a criação de um laboratório com plantas industriais compactas de pequeno porte, como descrito em Oliveira *et al.* (2012). Isso permite aos alunos ingressarem no mercado de trabalho com uma experiência prática, utilizando equipamentos similares aos empregados em plantas industriais. Porém, para as experiências abrangerem o maior número de tópicos de teoria de controle, são necessárias várias plantas diferentes. Além disso, segundo Haugen e Wolden (2013), os alunos devem ser organizados em grupos com dois indivíduos para melhorar o resultado da aprendizagem. Dessa forma, cada planta precisa ter uma grande quantidade de cópias idênticas, uma para cada grupo de alunos. Esses requisitos elevam o custo de criação de laboratórios de controle e necessitam de um grande espaço físico na instituição de ensino.

Uma terceira opção é utilizar todo o hardware e software de um Controlador Lógico Programável (CLP) industrial para controlar uma planta virtual, executando um processo simulado por software, como apresentado em Seschini e Galvez (2007). Assim, o custo de implementação do laboratório é reduzido e o aluno pode executar atividades nos mesmos equipamentos e softwares que são utilizados na indústria. Além disso, como o processo é simulado por software, ele pode ser modificado facilmente para implementar plantas diferentes. Isso permite aplicar várias técnicas de controle diferentes com o mesmo equipamento. Este trabalho pretende elaborar uma plataforma para execução de experimentos práticos de laboratório, utilizando esta última opção.

O objetivo principal deste trabalho é elaborar um simulador de processo que possa ser interligado a um CLP de uso industrial, a fim de permitir a implementação de uma planta adequada ao ensino das teorias básicas de controle. Dessa forma, o simulador recebe os sinais de um CLP, simula uma resposta dinâmica e envia os sinais de resposta para o CLP. Esse trabalho também pretende modelar uma planta didática de processo industrial para implementá-la no simulador, incluindo suas principais não-linearidades.

O processo simulado permite a elaboração de algoritmos de controle, tipicamente utilizados pela indústria química e petroquímica, tais como: controle em cascata, controle com restrições (*override*), razão e antecipatório. Algumas dessas estratégias de controle devem ser implementadas na planta didática original e no simulador, de forma que os resultados possam ser comparados entre si.

O capítulo 2 apresenta uma análise sucinta das referências bibliográficas, usadas nesse trabalho, e divide-se em seções, onde as referências são agrupadas em tópicos.

O capítulo 3 mostra a teoria de controle, normalmente estudada num curso básico. Os principais tipos de processo também são apresentados, bem como suas implementações digitais.

O capítulo 4 descreve os principais componentes, que compõem o simulador, bem como o CLP, a interface com o usuário e o processo que será modelado no simulador.

No capítulo 5, apresenta-se o projeto do simulador, incluindo a modelagem da planta didática e sua implementação no Arduino.

No capítulo 6, o modelo da planta didática é introduzido no simulador e realizam-se várias experiências, tanto no simulador quanto na planta original. Dessa forma, os resultados podem ser comparados entre si.

O capítulo 7 apresenta os principais pontos abordados no trabalho, as conclusões e os possíveis trabalhos futuros que podem surgir a partir desta pesquisa.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta uma revisão da bibliografia sobre os principais tópicos abordados nessa dissertação. O texto está organizado em subseções, dissertando sobre a teoria de controle, o ensino da teoria de controle, alguns exemplos de laboratórios de controle de processo e o uso do Arduino como plataforma de ensino.

2.1. Teoria de controle

Esta seção apresenta uma descrição sucinta das referências sobre teoria de controle que são utilizadas ao longo desse trabalho.

Esse trabalho deve realizar a modelagem e simulação de um pequeno processo de controle de nível e transferência de produto. Sobre isso, Garcia (2005) aborda a teoria de modelagem e simulação de processos industriais, incluindo os procedimentos necessários à obtenção do modelo. Também serão utilizados os conceitos de mecânica dos fluídos de Fox, McDonald e Pritchard (2006) e de Bistafa (2010) para obtenção das equações matemáticas que regem o sistema. Dentre os conceitos necessários estão a equação de Bernoulli, as equações de perda de carga em tubulações e as curvas características de bombas centrífugas industriais.

Para encontrar o modelo da planta, é necessário um conhecimento sobre os equipamentos dela. Em Macintyre (1997), são apresentados diversos equipamentos industriais, incluindo as bombas centrífugas industriais. Os principais conceitos sobre instrumentação podem ser vistos em Bega *et al.* (2003) e o conhecimento sobre bombas é apresentado em Mattos e Falco (1998).

Graves (2010) e Graves *et al.* (2010) podem ser utilizados como base para encontrar o modelo da planta, pois são projetos elaborados em plantas didáticas da Yokogawa, semelhantes à planta que será usada nesse trabalho.

O modelo encontrado deve apresentar constantes proporcionais às dimensões do tanque e das tubulações. Todas as constantes do modelo matemático serão encontradas através de procedimentos de identificação de sistemas, utilizando as técnicas mencionadas em Aguirre (2007) e Coelho & Coelho (2004).

Em Campos e Teixeira (2006), Liptak (2006) e Marlin (2000), são abordadas as técnicas de controle de processos industriais, que utilizam o algoritmo PID. Nesses livros, também podem ser vistos os métodos típicos de controle de alguns equipamentos industriais. Esses métodos serão utilizados na programação das malhas de controle PID, de forma a testar os processos que foram modelados.

2.2. Ensino da teoria de controle

Os cursos de teoria de controle costumam seguir uma abordagem matemática (HAUGEN e WOLDEN, 2013), iniciando com o estudo das ferramentas matemáticas, seguindo com a utilização dessas ferramentas na análise e no projeto de malhas de controle. Além disso, a análise experimental costuma ser realizada com a utilização de softwares simuladores, tipicamente MATLAB.

Haugen e Wolden (2013) propõem uma mudança geral na estrutura do curso de controle, aumentando as atividades práticas e diminuindo a teoria. Além disso, eles propõem que a prática seja apresentada aos alunos antes da teoria. Na sua proposta, sugerem atividades interativas com simuladores em tempo real, aulas em vídeo sobre tópicos suplementares e plantas didáticas para experiências práticas, com dois alunos por grupo.

Bencomo (2002) apresenta algumas reflexões sobre como a tecnologia está evoluindo e como ela pode ser aplicada no aprendizado de controle de processo. O autor propõe a alteração do método tradicional de prática de laboratório com a implementação de laboratórios virtuais, listando suas vantagens e desvantagens. De acordo com o autor, o método tradicional foca essencialmente nos aspectos matemáticos da teoria de controle. Por outro lado, a modelagem de processo e a sua identificação são fatores principais para se conseguir um bom projeto de sistema de controle. O autor também reconhece a importância da execução de experimentos práticos de laboratório de controle.

2.3. Laboratórios para controle de processos

Esta seção apresenta os trabalhos realizados por pesquisadores em laboratórios de controle de processo, visando a melhoria da qualidade dos cursos de teoria.

Em Duarte *et al.* (2004), é realizada uma modelagem de processo industrial, constituído de uma esteira transportadora, sobre a qual recipientes são preenchidos com um líquido proveniente de um silo. Simulam-se tanto o processo quanto o CLP, utilizando uma linguagem de programação Java. Essa simulação visa motivar os alunos, permitindo mostrar o funcionamento de um processo industrial, o uso de um CLP e as técnicas de modelagem e simulação de sistemas. Porém, os alunos não têm acesso ao processo, nem podem realizar quaisquer modificações nele.

Bernuy *et al.* (2006) propõem o uso de plantas industriais em bancadas didáticas no ensino de automação discreta com CLP. Para isso, desenvolveu-se uma bancada de baixo custo, implementando um processo de fermentação automatizado. Este processo permite que o aluno realize a programação do sequenciamento das ações no CLP e a elaboração de telas gráficas num sistema supervisão. Porém, não é possível estudar as técnicas de controle regulatório com essa bancada.

Seschini e Galvez (2007) implementaram um laboratório virtual para aplicações de ensino de automação. Esse laboratório consiste de uma interface entre a porta paralela de um computador e as entradas e saídas digitais de um CLP. Assim, qualquer processo discreto pode ser implementado no computador, utilizando uma linguagem de programação que permita o acesso à porta paralela. Além disso, o aluno pode realizar a programação do sequenciamento do processo no CLP e a elaboração de telas gráficas num supervisão, de forma a utilizar as ferramentas normais de programação do CLP e do supervisão. Apesar da semelhança com a proposta do trabalho desta dissertação, esse laboratório está limitado à implementação de processos discretos, impossibilitando o uso de algoritmos de controle regulatório.

Dormido *et al.* (2008) descrevem uma experiência piloto do uso de três laboratórios virtuais via Web num curso de controle de processo. Os autores citam que, apesar dos esforços no desenvolvimento de laboratórios virtuais, não é habitual a execução de experiências piloto com o uso desses laboratórios. O laboratório

proposto consiste de um sistema cliente-servidor, onde o servidor monitora uma planta real de processo e interage com o cliente remotamente via protocolo TCP/IP. O servidor foi elaborado em LabVIEW, enquanto o cliente é uma aplicação Java que é executada num Navegador Web no computador do aluno. Elaborou-se um questionário para os alunos avaliarem o sistema, onde o resultado se mostrou promissor. Diferente da proposta destes autores, esta dissertação propõe um ambiente local para execução das experiências.

Marti *et al.* (2010) apresentam um protótipo para experimentos de laboratório, aplicado ao ensino de sistemas de controle embarcado, integrando as disciplinas de Sistemas em Tempo Real e de Sistemas de Controle. Além disso, descrevem como esses experimentos podem ser adaptados às necessidades de um curso de graduação ou de pós-graduação. Os autores citam que os cursos de Sistemas em Tempo Real e de Sistemas de Controle tradicionalmente possuem uma abordagem matemática muito aprofundada, falhando em mostrar a implementação de sistemas de controle embarcado. Também a integração entre essas disciplinas é normalmente negligenciada, devido ao tradicional ensino compartimentalizado. Apesar de não ser a proposta atual dessa dissertação, este trabalho também permite que no futuro as disciplinas de programação e microcontroladores sejam integradas com a disciplina de Controle de Processo.

Uma planta didática comercial da Smar é utilizada por Oliveira *et al.* (2012) para a prática de programação de CLP e de elaboração de telas de supervisório. Essa planta permite a implementação de malhas de controle analógico e o estudo da teoria básica de controle de processo, sendo bem similar à planta proposta nesta dissertação. Porém, como se trata de um produto comercial, o custo de aquisição dessa planta didática é elevado. Neste trabalho, é proposto um simulador de processo que permita executar as mesmas práticas de controle regulatório com um custo bem menor do que a planta didática da Smar.

Um simulador de processos discretos é a proposta de Batista *et al.* (2012) de um ambiente para práticas de programação de CLP e para elaboração de telas de supervisão. Esse simulador é implementado num computador com a utilização da linguagem Visual C#. Para compatibilizar a transmissão entre computador e CLP, é utilizado um microcontrolador PIC18F4550 que recebe os sinais do computador via *Universal Serial Bus* (USB) e transmite para o CLP através da serial RS232. Essa plataforma é utilizada para simular três processos discretos distintos: uma esteira de

seleção de materiais, uma transferência de produto entre quatro tanques e um semáforo em um cruzamento rodoviário. No entanto, da mesma forma que os trabalhos de Bernuy *et al.* (2006) e Seschini e Galvez (2007), não é possível implementar um controle regulatório com essa plataforma.

Melo *et al.* (2012) apresentam um laboratório de automação, formado por um conjunto de softwares para Windows da empresa Rockwell, que simulam um CLP Micrologix 1100. Com isso, o aluno pode desenvolver a programação do CLP e a elaboração de telas de supervisão, sem a necessidade de aquisição de um hardware de CLP. Para validar a proposta, o autor desenvolveu a automação de dois processos discretos: um dispositivo de termoformagem e um dispositivo de furação de peças. Esse ambiente virtual permite que toda a prática de laboratório seja realizada com o uso de apenas um computador. Porém, o sequenciamento do processo precisa ser validado passo a passo de forma manual.

Araujo *et al.* (2014) apresentam um ambiente computacional, desenvolvido em MATLAB, para o ensino de processos de primeira ordem com tempo morto e para sintonia de um controlador PI, através da técnica de Controle por Modelo Interno (IMC). Porém, está restrito a apenas um tipo de processo e de controlador.

2.4. Arduino como plataforma de ensino

Após o início do projeto Arduino¹ em 2005, ele se tornou uma das plataformas de prototipagem mais populares entre pessoas que não são da área técnica, devido à facilidade para se aprender conceitos básicos e criar os próprios projetos (MCROBERTS, 2011). Além disso, ela é flexível o bastante para ser usada por usuários avançados.

Muita literatura foi desenvolvida, visando à rápida criação de projetos com a plataforma Arduino. Monk (2015) e McRoberts (2011) mostram exemplos da utilização dos recursos do Arduino, servindo como exemplo para elaboração do hardware e software deste trabalho.

Em Casara, Zamparette e Beloli (2014), a plataforma Arduino é utilizada como ferramenta de apoio didático para o ensino de linguagem de programação,

¹ www.arduino.cc

facilitando o aprendizado e motivando o estudo de sistemas embarcados. Estes autores realizaram pesquisas de opinião com os alunos, comprovando que a utilização do Arduino nas atividades práticas teve um resultado positivo, melhorando o aprendizado e a motivação deles.

Oliveira *et al.* (2014) apresentam uma proposta de uso do Arduino como ferramenta de baixo custo para melhoria no aprendizado dos conceitos de lógica de programação. Segundo esses autores, o Arduino possui uma grande variedade de recursos que podem ser utilizados pelos alunos em aulas práticas de programação. É proposto que o professor desenvolva atividades em forma de projetos e listas de exercícios para que os alunos utilizem o Ambiente de Desenvolvimento do Arduino na solução dos problemas.

Este trabalho irá utilizar o Arduino com uma programação fixa, simulando uma planta industrial, e os alunos irão desenvolver as atividades com as ferramentas de programação do CLP.

3. CONTROLE DE PROCESSO

Esse capítulo aborda a teoria básica para controle de processo. Inicialmente, são vistos os conceitos básicos de uma malha de controle, seguidos por uma descrição do algoritmo PID e de seus procedimentos para sintonia. Algumas estratégias do uso do controlador PID também são apresentadas. Por fim, são mostradas formas de representação de sistemas dinâmicos, de discretização das funções de transferência e de controle de processos não-lineares.

3.1. Conceitos básicos

Controlar um processo significa manter uma determinada variável desse processo o mais próximo possível de um determinado valor, dentro de limites desejáveis ou seguindo uma referência (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Um processo industrial possui uma ou mais saídas que podem ser monitoradas para garantir a produção da planta. A saída que estiver sendo monitorada é chamada de variável de processo (PV) ou variável controlada. Também existem várias entradas, que afetam a variável de processo, desde condições ambientais até características do produto. A entrada que estiver sendo utilizada para ajustar a variável de processo é chamada de variável manipulada (MV). As demais entradas são consideradas perturbações ou distúrbios do processo (MARLIN, 2000).

A forma mais simples de controlar um processo é através do controle em malha aberta, que consiste em aplicar um sinal predeterminado, diretamente na variável manipulada. Essa forma apresenta um desempenho muito bom para processos com apenas uma entrada, ou seja, processos com uma variável manipulada e nenhuma perturbação ou incerteza na planta. Caso contrário, como o controle em malha aberta não monitora a variável de processo, não é possível detectar quando alguma perturbação a está afetando.

A outra forma de controlar um processo é através do controle em malha fechada, conforme mostrado na Figura 1. Nessa forma, a variável de processo é

medida através de um sensor e comparada com um valor desejado, também chamado de *Setpoint* (SP). Caso exista desvio ou erro (E) entre PV e SP, um algoritmo de controle envia um sinal de correção para a variável manipulada. Toda a malha de controle fechada também é chamada de controle por realimentação negativa simples e permite rejeitar o efeito das perturbações sobre a variável do processo (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

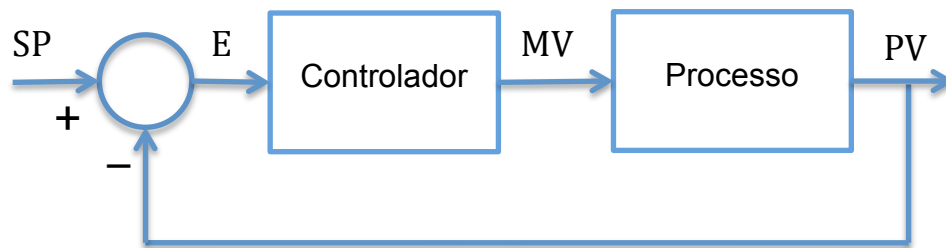


Figura 1- Sistema de controle em malha fechada².

3.2. Algoritmo de controle PID

O algoritmo de controle PID é certamente o mais utilizado na indústria (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). Essa popularidade se deve à sua simplicidade de construção e facilidade de ajuste, para se obter o desempenho desejado. Assim, esse algoritmo se tornou disponível em quase a totalidade dos equipamentos de controle industrial.

O algoritmo consiste de ações básicas de controle, que são aplicadas ao sinal de erro entre o valor desejado e a variável de processo. Essas ações são denominadas como: Proporcional (P), Integral (I) e Derivativo (D), podendo ser combinadas na prática em controladores: Proporcional (P); Proporcional e Integral (PI); Proporcional e Derivativo (PD); Proporcional, Integral e Derivativo (PID).

Na ação proporcional, o sinal de controle ($P(t)$) é proporcional ao valor do sinal de erro ($E(t)$), conforme visto na Equação 1. O parâmetro K_p é o Ganho do Proporcional e deve ser ajustado adequadamente para se obter um controle satisfatório.

$$P(t) = K_p E(t) \quad (1)$$

² Fonte: Elaborado pelo autor.

Na grande maioria dos processos, utilizando apenas a ação proporcional, a malha de controle fechada não consegue eliminar completamente o efeito da perturbação, ficando uma pequena diferença entre o valor desejado e a variável de processo (BAZANELLA e SILVA, 2005). Essa pequena diferença é chamada de erro de regime permanente.

A ação integral permite eliminar esse erro de regime permanente. Ela corresponde a um sinal de controle ($I(t)$) proporcional à integral do sinal do erro, ou seja, proporcional à duração do sinal de erro, conforme visto na Equação 2. Essa ação possui uma função acumulativa que se mantém até que o sinal de erro se iguale a zero (BAZANELLA e SILVA, 2005). O parâmetro T_i é o Tempo Integral dado em segundos e se trata de outro valor que precisa ser ajustado adequadamente.

$$I(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t E(\tau) d\tau \quad (2)$$

A ação derivativa consiste em aplicar um sinal de controle ($D(t)$) proporcional à derivada do sinal de erro, ou seja, proporcional à tendência de evolução do sinal de erro, conforme visto na Equação 3. Dessa forma, essa ação costuma ser chamada de ação antecipatória ou preditiva, melhorando o comportamento da resposta transitória do controle (BAZANELLA e SILVA, 2005). O parâmetro T_d é o Tempo Derivativo dado em segundos e é o parâmetro de ajuste dessa ação de controle.

$$D(t) = T_d \frac{d E(t)}{dt} \quad (3)$$

O sinal de controle do controlador PID é obtido pela simples combinação das ações Proporcional, Integral e Derivativo, vistas nas Equações 1, 2 e 3. Caso se queira um controlador PI ou PD, deve-se remover da equação a parcela correspondente à ação que não está sendo utilizada.

A estrutura do PID mais utilizada na prática é denominada de PID Clássico (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006) e é apresentada na Equação 4.

$$MV(t) = K_p \left(E(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t E(\tau) d\tau + T_d \frac{d E(t)}{dt} \right) \quad (4)$$

A Equação 4 pode ser implementada por um controlador analógico, composto de circuitos com amplificadores operacionais. Porém, nesse trabalho, ela será implementada por um CLP. Portanto, ela precisa ser convertida para uma equação compatível com um controlador digital.

O controle digital de uma planta necessita de um processo de amostragem. O CLP executa suas ações em ciclos (LIPTAK, 2006, p. 945) que começam com a amostragem dos valores de todas as suas entradas. Depois, ele realiza a execução de todos os algoritmos programados de forma a obter os sinais de controle necessários para a planta. Por fim, o CLP atualiza todas as suas saídas. O tempo que ele demora em executar essas três ações (ler entradas, executar algoritmos, gerar saídas) é denominado de Tempo de Ciclo (T_c) e é equivalente ao tempo de amostragem do controle digital.

A Equação 4 pode ser convertida num controle digital, com um determinado Tempo de Ciclo, através da técnica de Mapeamento de Diferenciais (HEMERLY, 1996), onde o cálculo da derivada é realizado pela Equação 5.

$$\frac{de}{dt} \approx \frac{e[n] - e[n - 1]}{T_c} \quad (5)$$

Diversos controladores industriais, incluindo o CLP escolhido neste trabalho, implementam o controlador PID mostrado na Equação 6 (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), que é obtido ao aplicar a Equação 5 na Equação 4.

$$MV[n] = MV[n - 1] + K_p \left(\Delta E[n] + \frac{T_c}{T_i} E[n] + \frac{T_d}{T_c} \Delta(\Delta E)[n] \right) \quad (6)$$

$$\text{Onde: } \begin{cases} \Delta E[n] = E[n] - E[n - 1] \\ \Delta(\Delta E)[n] = \Delta E[n] - \Delta E[n - 1] \end{cases}$$

3.3. Sintonia de controladores PID através do método IMC³

Para que um controlador PID funcione de forma satisfatória, é necessário realizar a sintonia desse controlador, o que significa ajustar o Ganho do Proporcional, o Tempo Integral e o Tempo Derivativo, em valores adequados. O objetivo da sintonia é fazer a malha fechada de controle operar de acordo com algumas especificações de desempenho, garantindo a estabilidade da malha.

A malha de controle fechada será considerada estável se e somente se, para uma entrada limitada, a saída for limitada. A malha pode se tornar instável com um ajuste muito grande para o Ganho do proporcional ou para o Tempo Derivativo ou com um ajuste muito pequeno para o Tempo Integral.

A sintonia pode ser realizada através de um método de tentativa e erro até que seja encontrada uma resposta satisfatória. Porém, esse método requer a realização de muitos testes na planta. Dessa forma, o tempo total para terminar o ajuste da sintonia se torna impraticável.

Muitos métodos de sintonia foram elaborados ao longo das últimas décadas. Esse trabalho vai utilizar o método IMC (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), pois os tempos mortos são extremamente pequenos em uma planta didática de pequena dimensão.

Esse método visa obter um controlador PID, que torne a resposta em malha fechada idêntica a um sistema de primeira ordem com ganho unitário e tempo característico λ . A escolha de λ define o quão rápido se deseja que a saída acompanhe o valor desejado. A Equação 7 mostra a função de transferência necessária para o controlador (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), para que o sistema em malha fechada atenda às condições impostas pela especificação. Esse controlador depende da função de transferência do processo ($G_p(s)$) e do valor de λ .

$$C(s) = \frac{1}{G_p(s) \lambda s} \quad (7)$$

Campos e Teixeira (2006) apresentam a Tabela 1 para a sintonia do PID, onde o controlador foi calculado pela Equação 7, de forma que a resposta ao degrau unitário possua as características mencionadas anteriormente. Essa tabela mostra

³ Acrônimo de *Internal Model Control* (Controle por Modelo Interno)

como calcular os parâmetros do PID para processos de Primeira Ordem, Segunda Ordem e Integrador. Nessa tabela, a variável λ é um valor escolhido pelo usuário que corresponde à constante de tempo da malha fechada, K é o ganho do processo, τ é a constante de tempo de um processo de primeira ordem, ξ e ω_n são o coeficiente de amortecimento e a frequência natural de um processo de segunda ordem.

Tabela 1- Sintonia do PID pelo método IMC.⁴

Processo	K_p	T_i	T_d
Primeira Ordem	$\frac{\tau}{K\lambda}$	τ	
Segunda Ordem	$\frac{2\xi}{K\lambda\omega_n}$	$\frac{2\xi}{\omega_n}$	$\frac{1}{2\xi\omega_n}$
Integrador	$\frac{1}{K\lambda}$		

3.4. Estratégias de uso do controlador PID

Para atender algumas condições de desempenho, podem-se utilizar estratégias diferentes com o controlador PID. As estratégias utilizadas nesse trabalho são o Controle em Cascata, Controle com Restrições (*Override*), Controle de Razão e Controle Antecipatório.

O Controle em Cascata possui uma malha primária com a variável de processo que se deseja controlar. Essa malha primária gera o valor desejado (SP) da malha secundária com uma variável de processo auxiliar. Os distúrbios que afetam a variável de processo auxiliar são corrigidos mais rapidamente pela malha secundária, antes de perturbar a malha primária (MARLIN, 2000). Assim, essa estratégia acelera a resposta da malha primária às perturbações que afetam a malha secundária. Para isso, a malha secundária precisa ser pelo menos três vezes mais rápida que a malha primária.

⁴ Fonte: (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006)

A Figura 2 mostra um exemplo de um Controle em Cascata para controlar o nível do tanque, que é a malha primária, através do ajuste da vazão de saída do tanque, que é a malha secundária. Nesse exemplo, quaisquer perturbações que afetam a vazão de saída do tanque são corrigidas pela malha de vazão, que é mais rápida, antes de perturbar o nível do tanque.

A desvantagem do Controle em Cascata é o aumento de custo, devido à inclusão dos instrumentos da malha secundária.

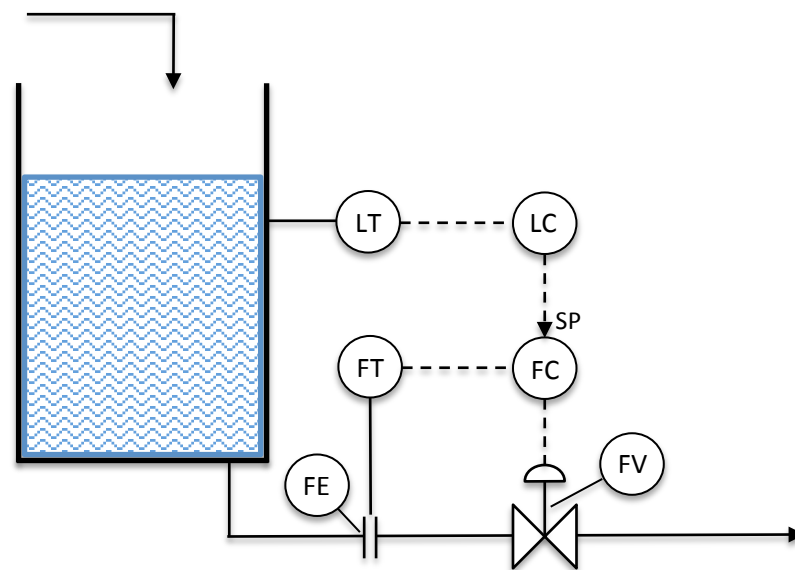


Figura 2- Exemplo de Controle em Cascata⁵.

Num Controle com Restrições, também chamado de Controle *Override*, existem dois ou mais controladores PID para um único elemento final de controle (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), sendo um desses o controlador principal que atua a maior parte do tempo. Os demais controladores operam com variáveis de processo associadas a restrições. Quando uma dessas variáveis de processo atinge um valor próximo a uma restrição, o controlador associado a essa variável entra em operação, assumindo o controle da malha. Quando essa variável retorna a um valor aceitável, o controle da malha é devolvido ao controlador principal. Esse procedimento acontece devido à seleção automática do sinal de controle para a válvula, através de um seletor de maior (“>”) ou menor (“<”).

A Figura 3 mostra um exemplo de Controle com Restrição. A malha de vazão opera a maior parte do tempo, mas a malha de nível do tanque assume o controle

⁵ Fonte: Elaborado pelo autor.

quando ela envia um sinal maior do que a malha de vazão. Isso acontece quando o nível sobe e a sua malha solicita uma abertura maior da válvula, ou seja, a malha de nível é selecionada para evitar o transbordamento do tanque.

A vantagem do Controle por Restrições é evitar uma Parada de Emergência na Planta (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), pois uma operação um pouco degradada é melhor economicamente do que uma Parada. Como desvantagem, pode-se citar o aumento do custo de implantação, devido à inclusão de mais instrumentos.

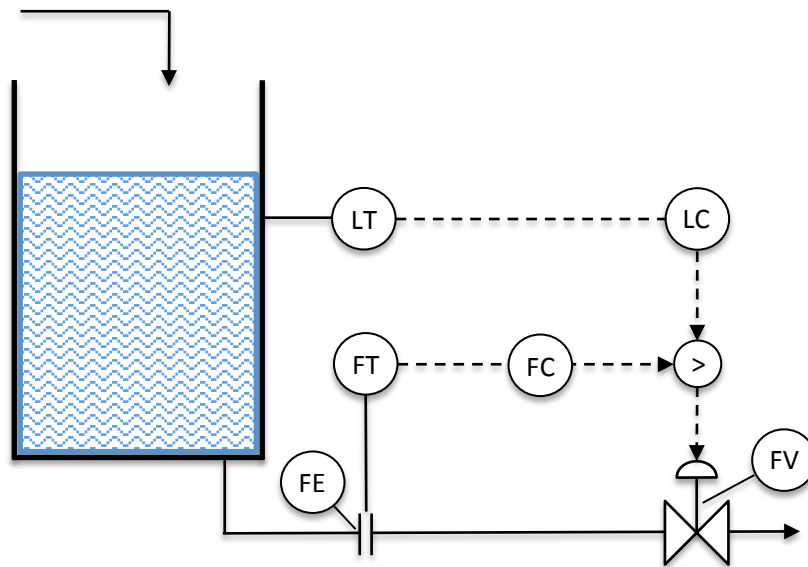


Figura 3- Exemplo de Controle com Restrição (Override)⁶.

O Controle de Razão é aplicado quase que exclusivamente ao controle de vazões. Nesse tipo de malha, deseja-se manter uma razão entre duas variáveis de processo, como exemplo, num sistema de dosagem de produto químico (Figura 4), onde a vazão deve ser proporcional à quantidade de produto.

A melhor forma de implementar este controle é usar uma estação de razão (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006) que permite ajustar o valor desejado de uma malha de vazão de acordo com a outra vazão, mantendo a relação entre as duas.

⁶ Fonte: Elaborado pelo autor.

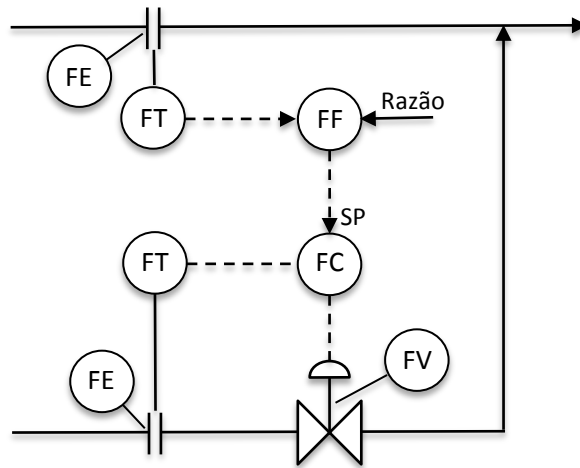


Figura 4- Exemplo de Controle de Razão⁷.

O Controle Antecipatório consiste de um controle em malha aberta, também chamado de *feedforward*, adicionado ao controle em malha fechada principal. O objetivo desse segundo controlador é medir uma perturbação e determinar uma correção na variável manipulada, de forma a compensar os efeitos desta perturbação na variável de processo (MARLIN, 2000). Essa compensação ocorre antes dos efeitos da perturbação aparecerem, sendo esta a principal vantagem do controle antecipatório. Porém, para o correto ajuste do controlador, é necessário o modelo explícito do processo, sendo muitas vezes difícil de consegui-lo.

O Controle de Razão pode ser visto como um tipo de Controle Antecipatório (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), onde não existe necessidade de compensação dinâmica, sendo realizada apenas a compensação estática dos ganhos.

Em processos de primeira ordem, o controle antecipatório é implementado por um controlador atraso-avanço (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), também chamado de *lead-lag*. Este controlador permite uma compensação estática, através do ganho, e uma compensação dinâmica das constantes de tempo e do tempo morto, diminuindo o efeito de perturbação que está sendo medida.

A Figura 5 mostra um exemplo de Controle Antecipatório que mede a perturbação na vazão de entrada do tanque, para atuar na válvula de saída do tanque, em conjunto com a malha de controle de nível.

⁷ Fonte: Elaborado pelo autor.

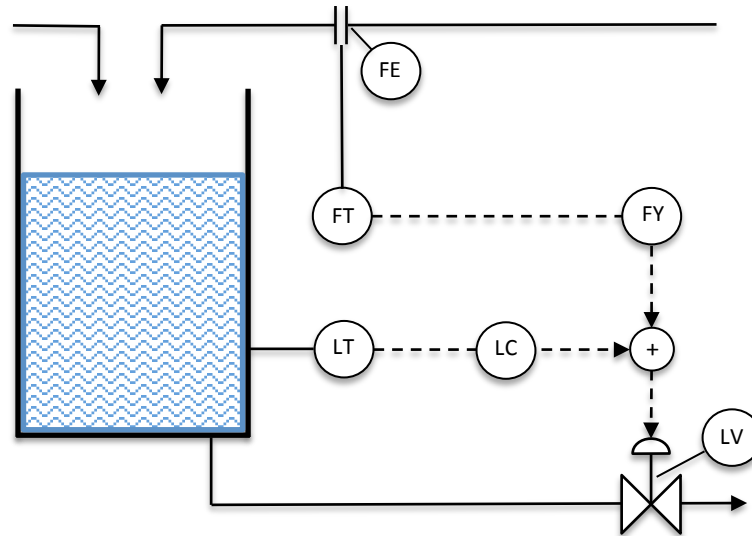


Figura 5- Exemplo de Controle Antecipatório⁸.

3.5. Representação de sistemas dinâmicos

A maioria das plantas industriais são sistemas dinâmicos, onde suas variáveis de processo dependem de suas entradas e de seus valores passados (LATHI, 2007). Quando um sistema dinâmico tem uma alteração em uma de suas entradas, ele passa por um regime transitório, onde todas as suas saídas evoluem até atingir um regime permanente.

Um sistema dinâmico linear contínuo invariante no tempo é representado por Equações Diferenciais Ordinárias (EDO), conforme Equação 8 (OPPENHEIM e WILLSKY, 2010).

$$\frac{d^N y}{dx^N} + a_{N-1} \frac{d^{N-1} y}{dx^{N-1}} + \dots + a_0 y = b_M \frac{d^M x}{dx^M} + b_{M-1} \frac{d^{M-1} x}{dx^{M-1}} + \dots + b_0 x \quad (8)$$

Onde:

y é a saída do sistema.

x é o sinal de entrada do sistema.

a_i e b_i são coeficientes constantes.

⁸ Fonte: Elaborado pelo autor.

Aplicando a Transformada de Laplace na Equação 8, pode-se obter a função de transferência do sistema, mostrada na Equação 9, supondo condições iniciais nulas.

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{b_M s^M + b_{M-1} s^{M-1} + \dots + b_0}{a_N s^N + a_{N-1} s^{N-1} + \dots + a_0} \quad (9)$$

Nessa equação, sabe-se que as raízes do polinômio do numerador são os zeros do sistema, enquanto que as raízes do polinômio do denominador são os polos. Caso todos os polos do sistema possuam parte real negativa, o sistema é dito estável (OPPENHEIM e WILLSKY, 2010). Além disso, como os sistemas físicos são causais, o valor de N é obrigatoriamente maior ou igual ao valor de M .

Conhecendo a função de transferência de um sistema, é possível encontrar a saída desse sistema a partir de uma determinada entrada. Para isso, calcula-se a transformada inversa de Laplace de $Y(s)$, conforme Equação 10 (OGATA, 2003). O cálculo da transformada inversa de Laplace pode ser realizado pelo Método das Frações Parciais.

$$y(t) = \mathcal{L}^{-1}[Y(s)] = \mathcal{L}^{-1}[G(s)X(s)] \quad (10)$$

A ordem de um sistema é dada pelo grau do polinômio do denominador de sua função de transferência. A maioria das plantas industriais pode ser classificada como um sistema de primeira ordem (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), cuja função de transferência é dada pela Equação 11.

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (11)$$

Um processo de primeira ordem possui três parâmetros que são o ganho do processo (K), o tempo morto (θ) e a constante de tempo (τ). O ganho pode ser determinado após o processo entrar em regime permanente como a relação entre a variação da amplitude de saída para uma dada variação de entrada. O tempo morto é definido como o tempo para uma saída começar a variar após uma entrada ser

aplicada no sistema. A constante de tempo é determinada pelo tempo necessário para a resposta a um degrau unitário atingir 63% de sua variação total (KUO e GOLNARAGHI, 2003).

Considera-se que um sistema de primeira ordem demora cinco vezes a sua constante de tempo para atingir o valor final de uma resposta ao degrau unitário.

Os parâmetros de um processo de primeira ordem podem ser determinados de forma experimental (COELHO e COELHO, 2004), através do gráfico da resposta ao degrau. De posse desses parâmetros, é possível realizar a sintonia de um controlador PID, conforme visto na seção 3.3.

Um caso especial de processo de primeira ordem são os processos integradores, que possuem o polo na origem. A Equação 12 mostra a função de transferência desse tipo de processo.

$$G(s) = \frac{K}{s} e^{-\theta s} \quad (12)$$

Num processo integrador, pode-se utilizar o controlador proporcional sem que haja erro de regime permanente e sua sintonia pode ser encontrada pelo Método IMC, visto na seção 3.3 (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Um processo de segunda ordem normalmente é descrito pela função de transferência mostrada na Equação 13.

$$G(s) = K \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2} e^{-\theta s} \quad (13)$$

Esse processo possui quatro parâmetros que são: o ganho do processo (K), o tempo morto (θ), a frequência natural (ω_n) e o coeficiente de amortecimento (ξ). As definições de ganho e tempo morto são as mesmas vistas para processos de primeira ordem. A frequência natural mostra a tendência de oscilação do sistema e o coeficiente de amortecimento é o parâmetro que determina a persistência desta oscilação (KUO e GOLNARAGHI, 2003). Um sistema não amortecido oscila continuamente, pois possui um coeficiente de amortecimento igual a zero. Um sistema subamortecido possui uma resposta oscilatória, diminuindo de amplitude, devido ao coeficiente de amortecimento estar entre zero e um. Num sistema

superamortecido, o coeficiente de amortecimento é maior do que um, e a sua resposta se encaminha lentamente para o valor final. Um sistema criticamente amortecido possui um coeficiente de amortecimento igual a um e apresenta a resposta mais rápida sem que haja oscilação.

Sistemas de ordem superior normalmente possuem um polo real dominante ou um par de polos conjugados dominantes com parte real bem menor que os demais polos (BAZANELLA e SILVA, 2005). Dessa forma, podem ser aproximados a processos de primeira ou de segunda ordem.

3.6. Processos digitais

Diferente dos processos analógicos, que geram sinais de saída continuamente, os processos digitais alteram suas saídas apenas uma vez a cada ciclo. Um sinal de entrada precisa ser amostrado e quantizado, para ser processado pelo sistema digital. Uma vez que todos os cálculos tenham terminado, o resultado precisa ser convertido novamente em um sinal analógico para ser enviado para seu destino, finalizando um ciclo de trabalho do processo digital.

Uma forma de implementar um controlador digital é através do equivalente discreto (FRANKLIN, POWELL e EMAMI-NAEINI, 2013). Inicialmente, projeta-se um controlador analógico que atenda todos os requisitos necessários. Depois, realiza-se a discretização da sua função de transferência, convertendo numa Equação a Diferenças que pode ser facilmente implementada num sistema digital. Por fim, pode-se verificar o resultado através de uma simulação ou experimentação da malha de controle. Esse método pode ser visto de forma simplificada na seção 3.2 deste trabalho.

Sistemas dinâmicos discretos podem ser descritos por Equações a Diferenças (HEMERLY, 1996). Nesse trabalho, os processos analógicos precisam ser simulados num sistema digital. Portanto, precisam ser encontradas funções de transferência discretas, equivalentes às funções de transferências dos processos mostradas na seção 3.5. O mesmo método de discretização, normalmente usado para projeto de controladores digitais, pode ser utilizado para encontrar as equações a diferenças equivalentes às suas versões analógicas.

Existem diversas técnicas de discretização na literatura. Este trabalho pretende utilizar a técnica de mapeamento de polos e zeros modificada (FRANKLIN, POWELL e EMAMI-NAEINI, 2013, p. 499), onde cada polo e zero é mapeado do domínio s para o domínio z através da Equação 14, onde T é o período da amostragem e precisa ser pelo menos dez vezes menor do que a menor constante de tempo do sistema.

$$z = e^{sT} \quad (14)$$

Além disso, o ganho da função de transferência discreta precisa ser ajustado para preservar o ganho em alguma frequência de interesse (HEMERLY, 1996), tipicamente preserva-se o ganho DC.

Nesse método, zeros no infinito são mapeados no ponto onde z é igual a -1 . Porém, um dos zeros no infinito não deve ser mapeado, para que a ordem do numerador da função de transferência discreta permaneça menor do que a ordem do denominador.

Com relação ao tempo morto, como ele se trata de um deslocamento no tempo da resposta do sistema, ele pode ser modelado como um atraso de tempo discreto dado por z^{-m} , onde m é o número inteiro de amostras correspondente ao tempo morto (θ), dado por $m = \theta/T$.

Esta técnica pode ser aplicada no processo de primeira ordem (Equação 11), obtendo a função de transferência discreta vista na Equação 15.

$$G(z) = \frac{Y(z)}{X(z)} = \frac{K(1 - e^{-T/\tau})z^{-1}}{1 - e^{-T/\tau}z^{-1}} z^{-m} \quad (15)$$

Aplicando a inversão da transformada Z na Equação 15, obtém-se a Equação 16 que permite o cálculo da próxima saída, a partir de uma entrada e saída passadas.

$$y[n] = e^{-T/\tau}y[n-1] + K(1 - e^{-T/\tau})x[n-1-m] \quad (16)$$

De forma análoga, aplicando o método de discretização em um processo integrador (Equação 12), obtém-se a função de transferência discreta vista na Equação 17, e o cálculo da próxima saída, mostrada na Equação 18.

$$G(z) = \frac{Y(z)}{X(z)} = \frac{Kz^{-1}}{1 - z^{-1}} z^{-m} \quad (17)$$

$$y[n] = y[n - 1] + Kx[n - 1 - m] \quad (18)$$

Para processos de segunda ordem (Equação 13), existem duas possibilidades: polos reais (para $\xi \geq 1$) e polos complexos conjugados (para $\xi < 1$). A Equação 19 mostra a função de transferência discretizada do processo de segunda ordem com polos reais (p_1 e p_2). Para esse caso, o cálculo da próxima saída pode ser visto na Equação 20.

$$G(z) = K_d \frac{(z^{-1} + z^{-2})}{[1 - (A + B)z^{-1} + ABz^{-2}]} z^{-m} \quad (19)$$

$$\text{Onde: } \begin{cases} K_d = \frac{K(1-e^{-Tp_1})(1-e^{-Tp_2})\omega_n^2}{2p_1p_2} \\ A = e^{-Tp_1} \\ B = e^{-Tp_2} \end{cases}$$

$$y[n] = (A + B)y[n - 1] + (AB)y[n - 2] + K_d x[n - 1 - m] + K_d x[n - 2 - m] \quad (20)$$

Para polos complexos conjugados ($-a \pm bj$), o processo de segunda ordem possui a função de transferência discretizada, mostrada na Equação 21. Para esse caso, o cálculo da próxima saída pode ser visto na Equação 22.

$$G(z) = K_d \frac{(z^{-1} + z^{-2})}{[1 - (e^{-aT} \cos bT)z^{-1} + e^{-2aT}z^{-2}]} z^{-m} \quad (21)$$

$$\text{Onde: } K_d = K \frac{1 - e^{-aT} \cos bT + e^{-2aT}}{2}$$

$$y[n] = (e^{-aT} \cos bT)y[n - 1] + e^{-2aT}y[n - 2] + K_d x[n - 1 - m] + K_d x[n - 2 - m] \quad (22)$$

3.7. Sistemas não-lineares

Qualquer sistema físico é não-linear para alguma intensidade de sinal de entrada (FRANKLIN, POWELL e EMAMI-NAEINI, 2013). Entretanto, alguns processos são não-lineares para qualquer sinal de entrada. A Figura 6 mostra um exemplo de processo que é não-linear sempre que o escoamento na tubulação se torna turbulento (OGATA, 2003), independente do sinal de controle para a válvula.

Este exemplo de processo pode ser modelado através do balanço de massa (GARCIA, 2005) entre a vazão que entra (q_i), a vazão que sai (q_o) e o volume do tanque, obtendo a Equação 23.

$$A \frac{dh}{dt} + q_o = q_i \quad (23)$$

Onde: A é a área transversal do tanque; h é o nível do tanque.

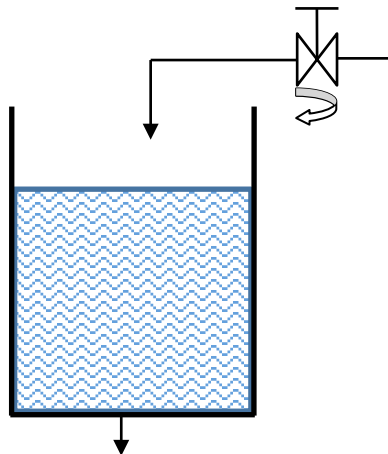


Figura 6- Processo de controle de nível⁹.

Nesse processo, a vazão de saída tem uma relação não-linear com o nível do tanque e pode ser obtida pela Equação 24.

$$q_o = K\sqrt{h} \quad (24)$$

Onde: K normalmente é constante e depende de várias características da tubulação. Porém, se a linha de saída tiver uma perda de carga considerável, “ K ” se torna uma função da própria vazão “ q_o ” (BISTAFA, 2010).

⁹ Fonte: Elaborado pelo autor.

Unindo as Equações 23 e 24, obtém-se a equação diferencial do processo (Equação 25) e percebe-se que ela é não-linear. Portanto, para poder utilizar as técnicas de Transformada de Laplace e função de transferência na resolução desse processo, é necessário realizar a linearização dessa equação (FRANKLIN, POWELL e EMAMI-NAEINI, 2013).

$$A \frac{dh}{dt} + K\sqrt{h} = q_i \quad (25)$$

Nesse processo, aplicamos a linearização por realimentação não-linear (FRANKLIN, POWELL e EMAMI-NAEINI, 2013). Esse método consiste em remover os termos não lineares da equação diferencial e adicioná-los no controle, obtendo como resultado um sistema linear, através do cancelamento destes termos. Para isso, os termos não-lineares precisam ser calculados de forma rápida no sistema de controle de forma que não haja saturação do sinal do atuador.

Se calcularmos a vazão de entrada (q_i) através de Equação 26, então a equação diferencial se torna linear, conforme mostrado na Equação 27. A Figura 7 mostra como fica a malha de controle utilizando essa linearização.

$$q_i = K\sqrt{h} + v \quad (26)$$

$$A \frac{dh}{dt} = v \quad (27)$$

Onde:

v é o novo sinal de controle do processo linearizado.

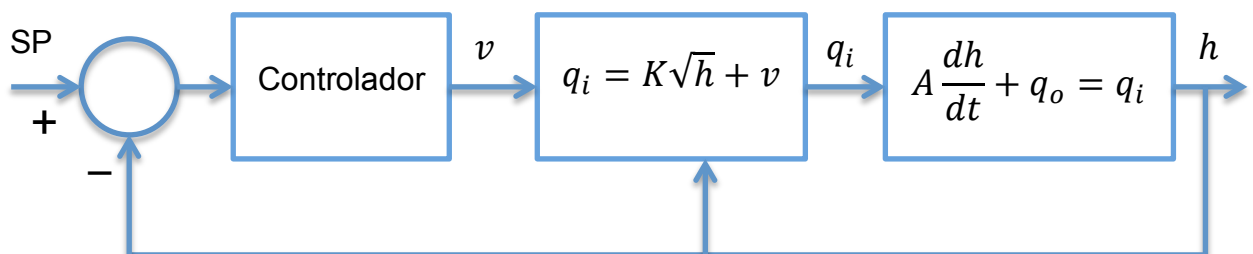


Figura 7- Malha de controle de nível linearizada por realimentação não-linear¹⁰.

¹⁰ Fonte: Elaborado pelo autor.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo apresenta os componentes utilizados no Simulador de Processos Industriais. A Figura 8 mostra a arquitetura do sistema proposto. A simulação será executada num Arduino Due que foi escolhido por ser popular, barato e ter uma interface amigável (MONK, 2015). O Arduino precisa ser interligado num CLP Stardom da empresa Yokogawa, através de sinais 4 a 20 mA. Como o Arduino Due trabalha com tensões de 3,3V, existe a necessidade de uma Interface para compatibilizar eletricamente suas entradas e saídas com as do CLP. A aplicação de controle será desenvolvida nesse CLP, utilizando as ferramentas de programação para o Stardom. O acompanhamento do operador será realizado por um sistema SCADA (*Supervisory Control and Data Aquisition*) da Indusoft. O monitoramento do simulador pode ser realizado pelo Simulink.

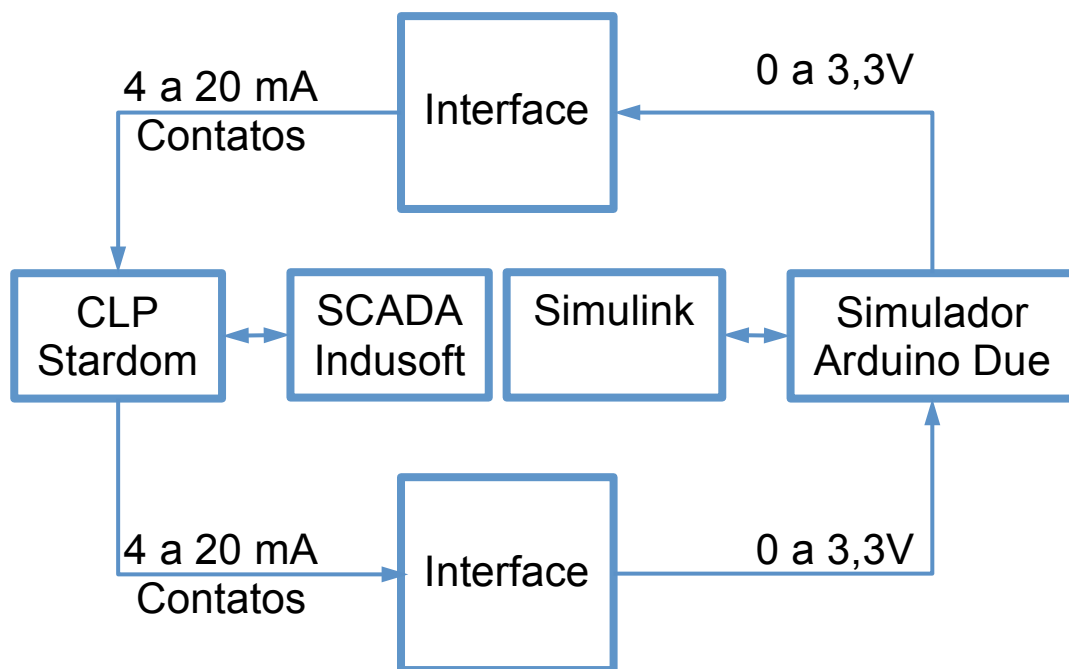


Figura 8- Arquitetura do sistema com o Simulador de Processos Industriais¹¹.

¹¹ Fonte: Elaborado pelo autor.

4.1. Plataforma Arduino

Arduino é o nome dado a uma família de placas de projeto padronizado, contendo um microcontrolador com um conjunto de periféricos embarcados. Dessa forma, ele é considerado como uma plataforma de código aberto de fácil uso para prototipagem rápida de aplicações de automação, envolvendo microcontroladores. Essa plataforma consiste em uma placa de circuitos principal com o microcontrolador e um ambiente de programação em linguagem C para desenvolvimento de aplicações (MCROBERTS, 2011).

A plataforma Arduino também inclui a possibilidade de conexão de placas de extensão, contendo o hardware necessário para conexão com mais periféricos, como o acionamento de motores, a expansão de I/O e a conexão com alguns padrões de redes de comunicação digital, tais como: Ethernet, Wireless, Zigbee, dentre outros. Essas placas de Extensão são chamadas de *Shields*.

O Arduino foi desenvolvido como uma ferramenta de hardware e software de baixo custo, flexível e de fácil uso. Ele permite a conexão com o computador através de sua interface USB, também usada para programá-lo.

O propósito principal do Arduino é monitorar sensores e acionar atuadores de forma a realizar a automação de um processo. O fato de ser um hardware com entradas e saídas, e possuir um ambiente de programação em linguagem de alto nível, facilita a prototipagem e a implementação de sistemas de controle interativo de pequeno porte para uso doméstico e comercial.

A plataforma Arduino possui diversos modelos de placas com recursos distintos e com os mais variados custos de fabricação. A placa escolhida para esse trabalho é o Arduino Due, visto na Figura 9. A Tabela 2 mostra as suas especificações básicas. Ele possui um microcontrolador Atmel SAM3X8E ARM Cortex-M3. Essa placa tem a vantagem de possuir um tempo de processamento bem menor que os demais modelos, por ter um processador de 32 bits e devido à sua frequência de 84 MHz, bem maior que os outros modelos de Arduino. Porém, a tensão de alimentação dessa placa é de 3.3 V, menor que a voltagem dos demais modelos que é 5 V. Isso limita a compatibilidade com placas de expansão existentes no mercado (MONK, 2015).

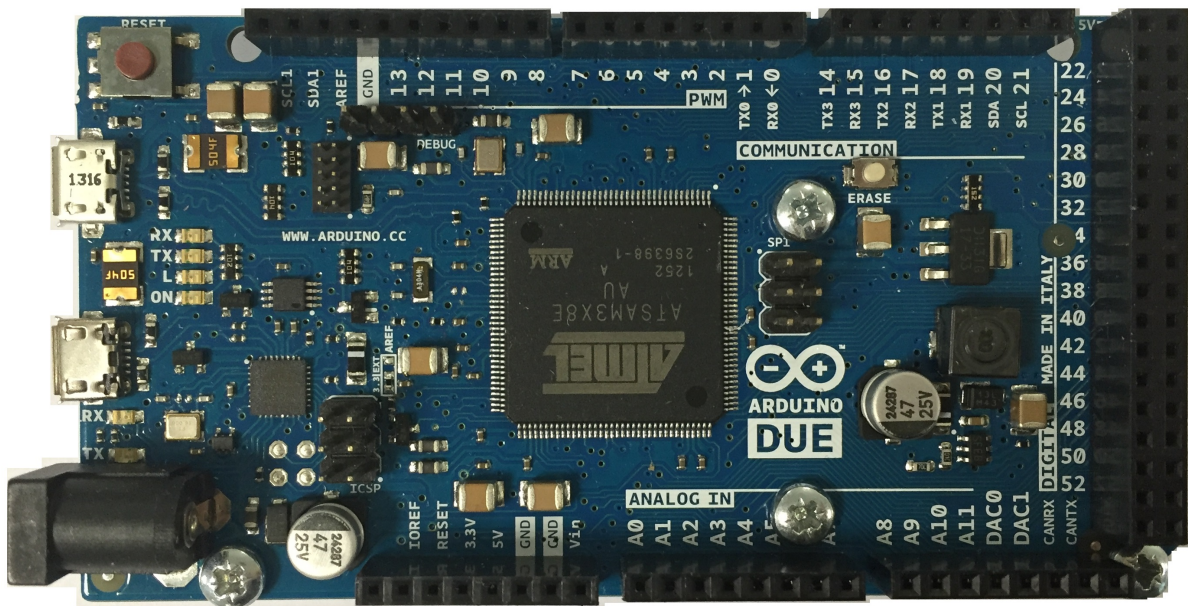


Figura 9- Arduino Due.¹²

Tabela 2- Especificações do Arduino Due.¹³

Microcontrolador	AT91SAM3X8E
Voltagem de operação	3.3V
Voltagem recomendada	7-12V
Limites de voltagem	6-16V
Pinos de entrada e saída digital (I/O)	54 (onde 12 possuem saída PWM)
Pinos de entrada analógica	12
Pinos de saída analógica	2 (DAC)
Corrente de saída total para as linhas de I/O	130 mA
Corrente de saída para o pino 3.3V	800 mA
Corrente de saída para o pino 5V	800 mA
Memória Flash	512 KB (Disponível para aplicações)
SRAM	96 KB (2 bancos: 64KB e 32KB)
Clock	84 MHz
Comprimento da placa	101.52 mm
Largura da placa	53.3 mm
Peso da placa	36 g

O Arduino Due possui um total de 54 pinos para conexões de sinais digitais, que podem ser configurados como entradas para sensores digitais ou saídas para ligar ou desligar algum equipamento. Doze desses pinos podem ser configurados como saídas com Modulação por Largura de Pulso (PWM – *Pulse Width Modulation*)

¹² Fonte: do autor.

¹³ Fonte: www.arduino.cc/en/Main/ArduinoBoardDue

para o controle de motores, de cargas resistivas ou similares. Além disso, o Due também possui doze pinos de entrada para a medição de sinais analógicos de tensão aplicados neles e possui dois pinos de saída para sinais analógicos que podem ser usados para geração de áudio ou atuação de elementos finais de controle. A comunicação com uma Interface Homem-Máquina (IHM) pode ser realizada através de uma das quatro interfaces seriais disponíveis (MONK, 2015).

Para programar o Arduino, deve-se utilizar um software denominado *Arduino Integrated Development Environment* (Arduino IDE), que é o ambiente integrado de desenvolvimento para o Arduino. O Arduino IDE é um ambiente de programação simplificado que foi desenvolvido especificamente para programação das placas Arduino (MONK, 2015). Esse ambiente é uma aplicação em Java, derivada do ambiente de programação *Processing*. Ele possui versões para os sistemas operacionais Windows, Linux e Mac OS X. Esse ambiente permite a programação em linguagem C e possui uma biblioteca de funções para acessar os mais diversos recursos das placas Arduino. Além disso, inclui um editor de texto embutido com recursos de realce de sintaxe, verificação de parênteses e indentação automática, que facilitam a execução e análise de códigos elaborados para Arduino.

Uma vez concluída a programação, o Arduino IDE possui comandos para a compilação e para o carregamento do software na placa Arduino via porta serial USB. Todas as placas Arduino possuem um software de carregamento, chamado *bootloader*, que se comunica com o Arduino IDE. O *bootloader* realiza o carregamento da aplicação programada e inicia a sua execução.

4.2. Controlador Lógico Programável

O controlador lógico programável (CLP) é um computador dedicado, cuja interface com usuário é feita através de uma rede digital de comunicação, ao invés de teclado, mouse e monitor. O objetivo principal de um CLP é monitorar sinais analógicos ou digitais recebidos em suas entradas e atuar em saídas analógicas ou digitais de forma a executar a sequência de ações necessárias para o controle automático de um processo industrial (LIPTAK, 2006, p. 907).

Atualmente, o CLP é amplamente utilizado na indústria para o controle de processos, pois permite tanto a programação de sequenciamentos de eventos

discretos quanto a programação de malhas de controle regulatório de processos contínuos. Além disso, possui capacidade de comunicação de dados com a interface de operação (IHM), outro CLP e demais equipamentos microprocessados de uma planta industrial.

O CLP é um equipamento sequencial, que executa suas tarefas, uma após a outra (LIPTAK, 2006, p. 945). As três principais tarefas que ele precisa realizar é a leitura de todas as entradas, a execução do programa de controle e a escrita de todas as suas saídas. O tempo total para realizar essas três tarefas é chamado de Tempo de Ciclo que depende da velocidade de processamento, do tamanho do programa e do número de entradas e saídas. A complexidade de um CLP é dada pela capacidade de processamento e pelo seu número de entradas e saídas disponíveis.

A norma IEC 61131 é o padrão que trata sobre CLP. A primeira parte define as informações gerais sobre CLP e descreve suas principais propriedades e características. A segunda parte estabelece os requisitos funcionais do CLP. A terceira parte trata das linguagens de programação disponíveis para CLP. Basicamente, pode-se programar um CLP de forma textual ou gráfica. As linguagens de programação textuais são Texto Estruturado (ST) e Lista de Instruções (IL), e as linguagens gráficas são *Ladder* (LD), Blocos de Função (FBD) e Sequenciamento Gráfico de Funções (SFC).

Neste trabalho, escolheu-se o modelo Stardom FCJ da empresa Yokogawa, mostrado na Figura 10. Esse é um modelo compacto com dimensões de 214 mm de largura, 156 mm de altura e 95 mm de profundidade. Ele deve ser alimentado por uma tensão de 24Vcc e tem um consumo de 1000 mA. Por não ser modular, ele possui um número limitado de entradas e saídas, 6 entradas analógicas, 2 saídas analógicas, 16 entradas digitais e 16 saídas digitais. Ele também possui 2 portas para comunicação Ethernet 100Mbps, 2 portas seriais RS-232 e 2 portas Foundation Fieldbus.

O software de configuração do Stardom FCJ é o *Logic Designer* que é um ambiente totalmente compatível com as linguagens de programação da IEC 61131 parte 3, permitindo a escolha de uma dentre as linguagens disponíveis, de acordo com a finalidade do projeto. A aplicação pode ser estruturada de forma hierárquica, permitindo o aumento da eficiência e a reutilização do software. Além disso, a lógica de controle pode ser encapsulada em blocos, possibilitando a utilização de mais de

uma linguagem de programação na mesma aplicação, uma em cada bloco de programa.

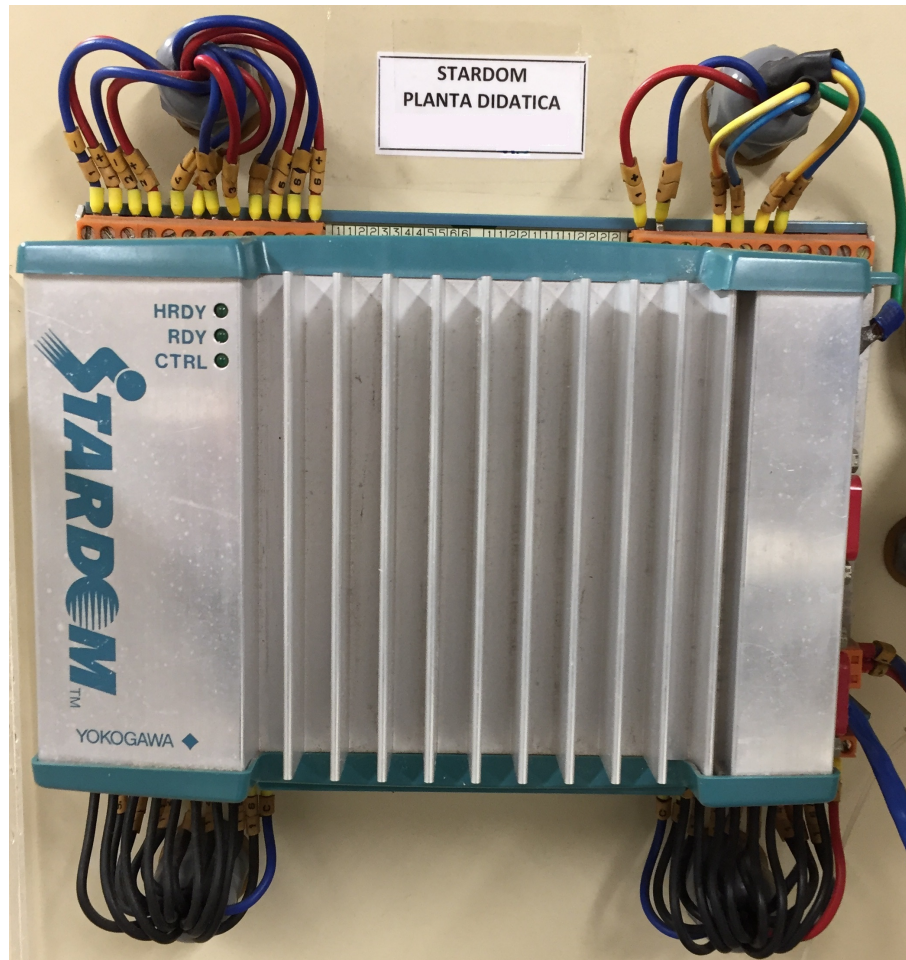


Figura 10- Stardom FCJ da empresa Yokogawa.¹⁴

4.3. Interface com o usuário

A interface com o usuário é realizada através de um sistema de supervisão comumente chamado de SCADA (*Supervisory Control and Data Aquisition*), o que significa “Controle supervisorio e aquisição de dados”. Trata-se do sistema que coleta os dados de todos os controladores da planta. Ele apresenta esses dados para os operadores do processo através de telas de operação, gráficos de tendência, históricos, mensagens e alarmes.

¹⁴ Fonte: do autor.

O principal objetivo de um sistema SCADA é apresentar uma interface do processo de alto nível para informar o operador sobre todos os eventos de importância da planta, em tempo real.

O sistema supervisorio, escolhido para esse trabalho, foi o software Indusoft Web Studio para computador pessoal com plataforma Windows. Ele permite elaborar telas de supervisão do processo com todas as informações importantes para operação. Além disso, ele também permite criar telas com os gráficos de tendência das variáveis de processo das malhas de controle regulatório para observar as suas respostas às entradas pré-estabelecidas. A Figura 11 mostra um exemplo de tela de operação, elaborada com o Indusoft.

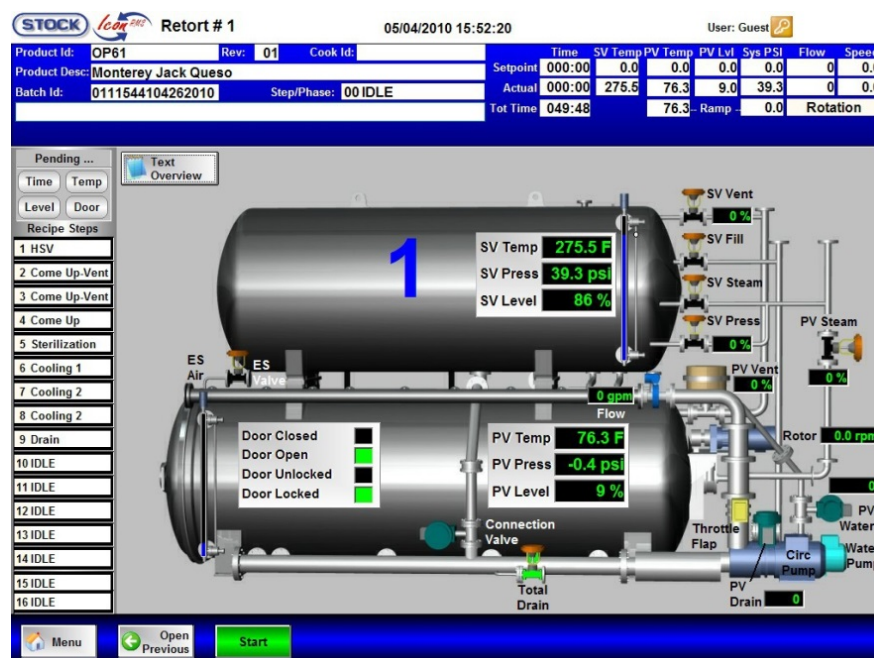


Figura 11- Exemplo de tela de supervisão elaborada com o Indusoft.¹⁵

Para executar a transmissão de dados entre o CLP e o supervisorio, o software Indusoft deve se comunicar com o CLP através de uma rede Ethernet, utilizando o protocolo OPC (*OLE for Process Control*).

¹⁵ Fonte: <http://www.indusoft.com/Products-Downloads/HMI-Software/InduSoft-Web-Studio>

4.4. Planta didática da Yokogawa

A Figura 12 mostra a planta didática da Yokogawa, escolhida para ser modelada e depois simulada no Arduino. Ela foi adquirida em 2004 pelo IFSP, campus Cubatão. O fluxograma completo dessa planta é mostrado no ANEXO B. Ela foi projetada para permitir experimentos com controle das variáveis de processo Vazão e Nível, tanto com o fluxo contínuo de água quanto em circuito fechado. Nesse trabalho, ela opera em circuito fechado, devido à indisponibilidade da água necessária para operar em fluxo contínuo.

A planta é composta por quatro tanques, quatro bombas, um CLP Stardom e diversos instrumentos para monitorar e atuar no processo. A aplicação de controle é determinada através do alinhamento das válvulas manuais e solenoides. Essa planta didática permite estudar processos de Primeira Ordem e Integradores. As estratégias de controle, que podem ser implementadas com essa planta, incluem o Controle PID Simples, o Controle em Cascata e o Controle com Restrição.

O ANEXO A apresenta a lista de entradas e saídas do CLP, com todos os instrumentos da planta e seus respectivos Tags.

A Figura 13 apresenta um fluxograma simplificado, omitindo os equipamentos que não estão presentes na simulação, pois não apresentam comportamento mensurável pelos instrumentos existentes na planta. Esses equipamentos são os dosadores (V9, V10 e V11), o transmissor de temperatura (TT 1), a bomba 3 e a válvula solenoide 8 (V8).

O Tanque 4 é o reservatório principal de água. Ele tem 500 mm de largura, 250 mm de altura e 400 mm de profundidade, totalizando 50 litros. A saída para sucção da Bomba 4 está a 35 mm acima do fundo do tanque. Para não danificar a Bomba por falta d'água, existe uma chave de nível baixo (LSL) numa altura de 45 mm acima do fundo do tanque, o que equivale a um nível de 18%. Um intertravamento elétrico desliga a Bomba 4, caso LSL seja acionado. Portanto, apenas um máximo de 41 litros de água está disponível para envio aos demais tanques.

A Bomba 4 possui um inversor de frequência que é o único atuador analógico da planta (SC 1). Ele permite regular a vazão que é enviada a um dos outros tanques. Essa vazão é medida por um transmissor do tipo Vortex (FT 1), modelo DY025 da empresa Yokogawa. Bega *et al.* (2003) comenta que esse princípio de

medição requer uma velocidade mínima para que haja a formação de vórtices no fluxo de produto. Esses vórtices são gerados a cada intervalo de tempo fixo, inversamente proporcional à vazão. Verificou-se experimentalmente que a vazão mínima é de $0,2 \text{ m}^3/\text{h}$, a partir da qual ele começa a realizar a medição.

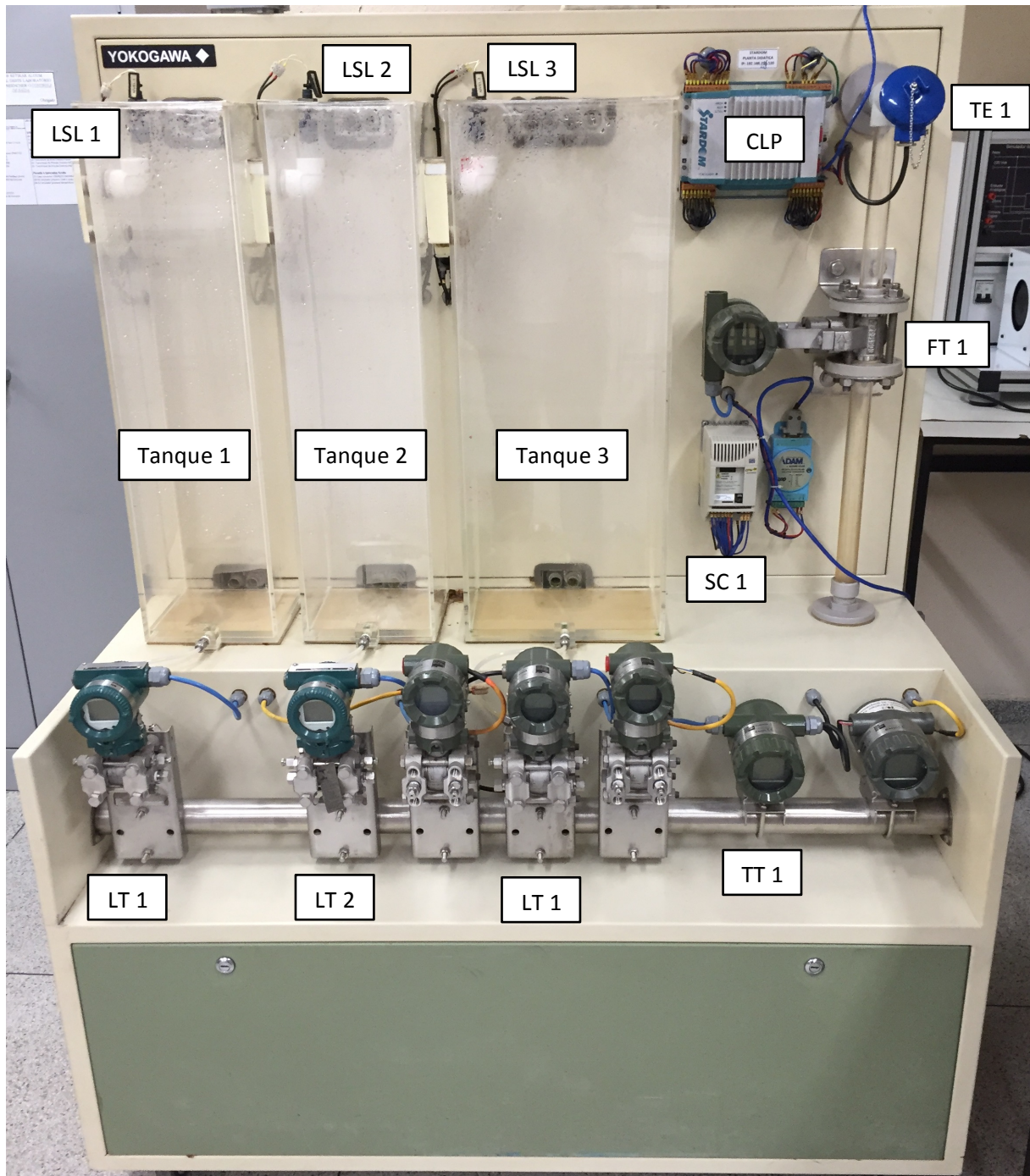


Figura 12- Foto da Planta didática da Yokogawa, existente no IFSP-Cubatão.¹⁶

¹⁶ Fonte: do autor.

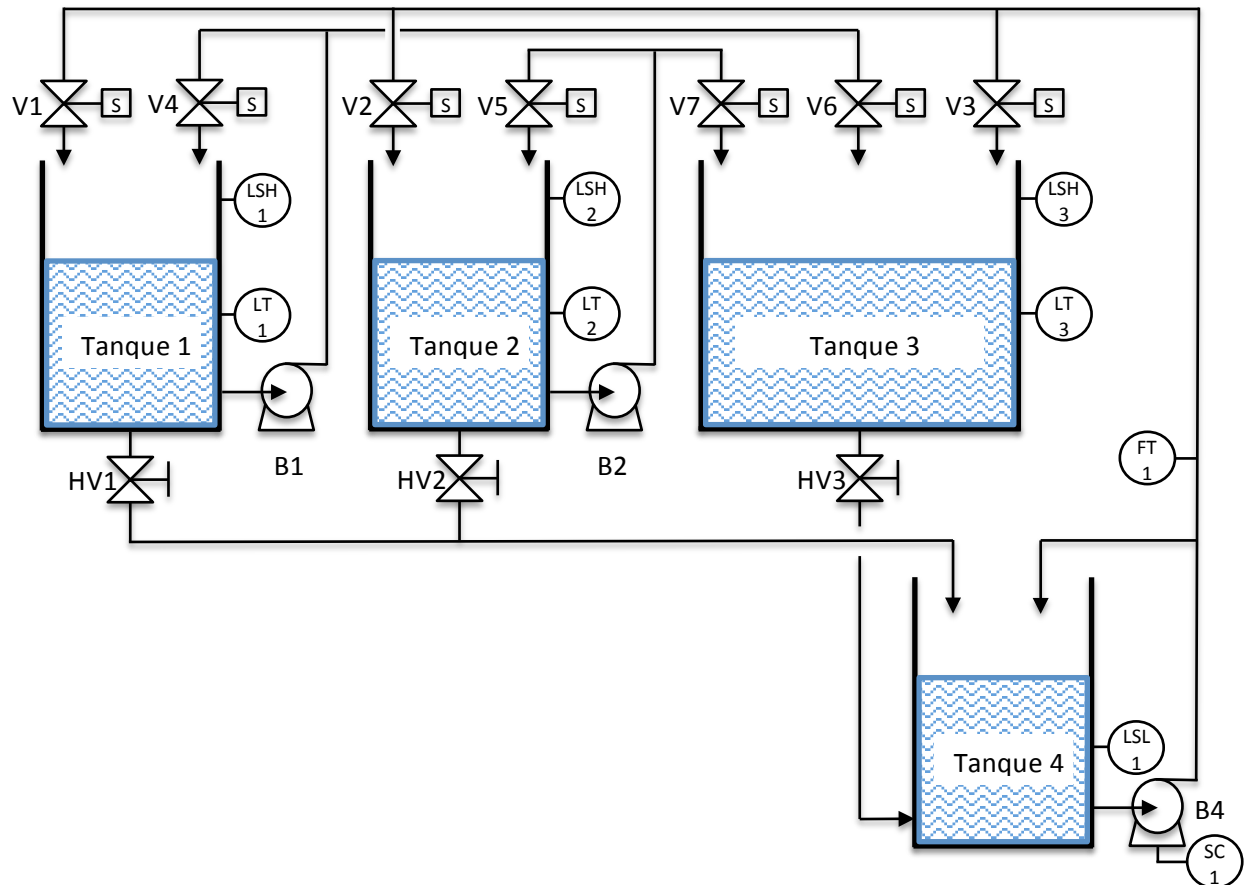


Figura 13- Fluxograma de processo da planta didática da Yokogawa¹⁷.

Os tanques 1, 2 e 3 possuem uma medição de nível por pressão diferencial (LT 1, LT 2 e LT 3). De acordo com Bega *et al.* (2003), nesse princípio de medição, o nível é determinado através da coluna hidrostática. Os tanques 1 e 2 possuem 185 mm de largura, 730 mm de altura e 185 mm de profundidade, totalizando 25 litros cada um. O tanque 3 possui 285 mm de largura, 730 mm de altura e 185 mm de profundidade, totalizando 38,5 litros. Os três tanques juntos totalizam mais do que os 41 litros disponíveis no tanque 4. Portanto, deve-se monitorar o volume em cada tanque continuamente.

Cada um desses tanques também possui uma chave de nível alto (LSH), que desliga eletricamente a Bomba 4, para evitar o transbordamento. Essas chaves estão a 35 mm do teto dos tanques, o que equivale a um nível de 95%, sendo esta a altura máxima permitida.

¹⁷ Fonte: Elaborado pelo autor.

5. PROJETO DO SIMULADOR

Nesse capítulo, cada subprocesso da planta didática da Yokogawa é modelado para encontrar as equações que o regem. Em seguida, mostra-se a implementação destes modelos no Arduino.

5.1. Modelagem da Bomba 4

A modelagem da planta inicia-se com a Bomba 4, que recebe o sinal de controle através de um inversor de frequência. Essa bomba faz parte de um processo formado por dois tanques interligados, como mostrado na Figura 14. Ela é do tipo centrífuga, onde o líquido entra no rotor paralelamente ao eixo. Conforme o rotor gira, o líquido é dirigido por pás para a periferia, seguindo uma trajetória num plano normal ao eixo (MACINTYRE, 1997). Quanto maior a rotação do rotor, maior será a vazão através da bomba e a sua pressão de descarga.

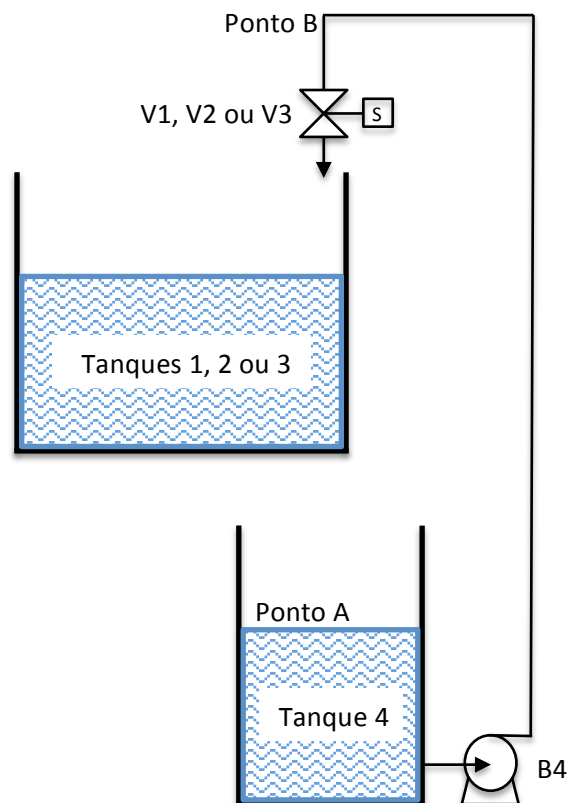


Figura 14- Dois tanques interligados por uma bomba centrífuga.

Para obter a curva que rege o processo, mostrado na Figura 14, aplica-se a equação da Bernoulli (Equação 28) entre os pontos A e B do processo, conforme realizado em Graves *et al.* (2010). O ponto A corresponde à superfície do nível do Tanque 4, enquanto o ponto B está no ponto mais alto do duto de saída da Bomba 4.

$$h_A + \frac{V_A^2}{2g} + \frac{P_A}{\rho g} + h_{bomba} = h_B + \frac{V_B^2}{2g} + \frac{P_B}{\rho g} + h_p \quad (28)$$

Onde:

h_p é a perda de carga no duto de saída da Bomba 4.

h_{bomba} é o *head* da Bomba 4, dado em função da vazão no ponto B (Q_B).

V_A e V_B são as velocidades do fluido nos pontos A e B , respectivamente.

P_A e P_B são as pressões nos pontos A e B , respectivamente.

h_A e h_B são as alturas estáticas dos pontos A e B , respectivamente.

g é a aceleração da gravidade

ρ é a densidade do fluido

Considerando que os dois tanques são abertos para a atmosfera, as pressões no ponto A e B são iguais à pressão atmosférica. Além disso, como a área transversal do Tanque 4 é muito maior do que a área transversal do duto de escoamento, a velocidade no ponto A é muito menor do que a velocidade no ponto B . Assim, V_A é considerado igual a zero. A Equação 29 mostra os resultados dessas simplificações.

$$(h_B - h_A) + \frac{V_B^2}{2g} + h_p = h_{bomba} \quad (29)$$

Sabe-se que a vazão do ponto B é dada pela velocidade (V_B) e pela área transversal do duto (A_d), conforme Equação 30.

$$Q_B = V_B A_d \quad (30)$$

Segundo Fox, McDonald e Pritchard (2006), a perda de carga na tubulação de saída da Bomba 4 pode ser calculada pela Equação 31.

$$h_p = \zeta \frac{Q_B^2}{2gA_d^2} \quad (31)$$

O coeficiente de perda de carga (ζ) depende do trecho de tubulação e pode ser calculado pela Equação 32 (BISTAFA, 2010).

$$\zeta = f \frac{L_{eq}}{D} \quad (32)$$

Onde:

f é o fator de perda de carga.

L_{eq} é o trecho de tubulação equivalente.

D é o diâmetro do duto.

Substituindo as Equações 30 e 31 na Equação 29, é obtida a Equação 33, que rege o processo. O lado esquerdo da Equação 33 é considerado como a Equação do Sistema, enquanto o lado direito é a Equação da Bomba.

$$(h_B - h_A) + (1 + \zeta) \frac{Q_B^2}{2gA_d^2} = h_{bomba} \quad (33)$$

A Equação da Bomba possui apenas o termo h_{bomba} que é considerado como a curva característica da bomba que relaciona a altura manométrica produzida (h), em função da vazão de descarga (Q_B) (MATTOS e FALCO, 1998). A Bomba 4 é o modelo BC-30 da Schneider, cujos pontos da curva característica estão mostrados na Tabela 3.

Tabela 3- Pontos da curva característica da bomba BC-30.¹⁸

Pressão (h) em m.c.a	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Vazão (Q) em m ³ /h	6,5	6,4	6,3	6,2	6,2	6,0	5,9	5,7	5,4	5,1	4,7	4,3	3,9	3,4	2,8	2,2

¹⁸ Fonte: Dados retirados do Catálogo da bomba BC-30 da Schneider, para densidade de 1g/cm³ e temperatura de 25°C. Esses valores possuem uma tolerância de $\pm 7\%$.

Esses pontos podem ser interpolados para obter a Equação 34, que corresponde à curva característica da bomba, mostrada na Figura 15.

$$h_{Nominal} = 0,00017506Q_B^7 - 0,010618Q_B^6 + 0,15176Q_B^5 - 0,92761Q_B^4 + 2,7073Q_B^3 - 3,6504Q_B^2 + 0,37547Q_B + 20,017 \quad (34)$$

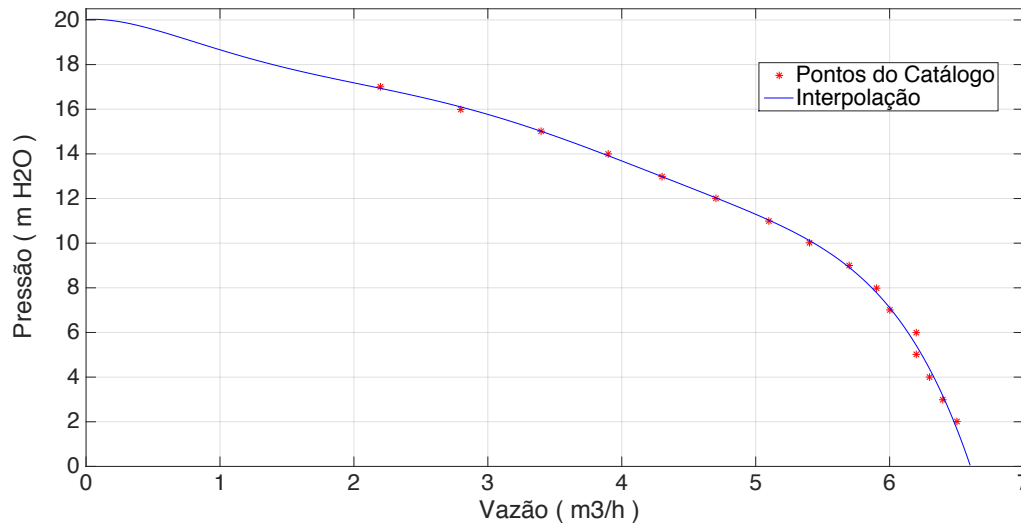


Figura 15- Curva característica da Bomba 4.

A curva característica da bomba foi encontrada para a rotação nominal da bomba (3600 RPM). Como ela opera com um inversor de frequência, a pressão e vazão de saída variam de acordo com a rotação, conforme Equação 35.

$$\begin{cases} h_{Novo} = \left(\frac{\omega}{3600}\right)^2 h_{Nominal} \\ Q_{Novo} = \frac{\omega}{3600} Q_{Nominal} \end{cases} \quad (35)$$

Onde:

ω é a rotação atual da bomba.

Aplicando a Equação 35 para as rotações 500, 1050, 1550, 2100, 2600, 3100, 3300 e 3600 RPM, obtém-se a variação na curva, observada na Figura 16.

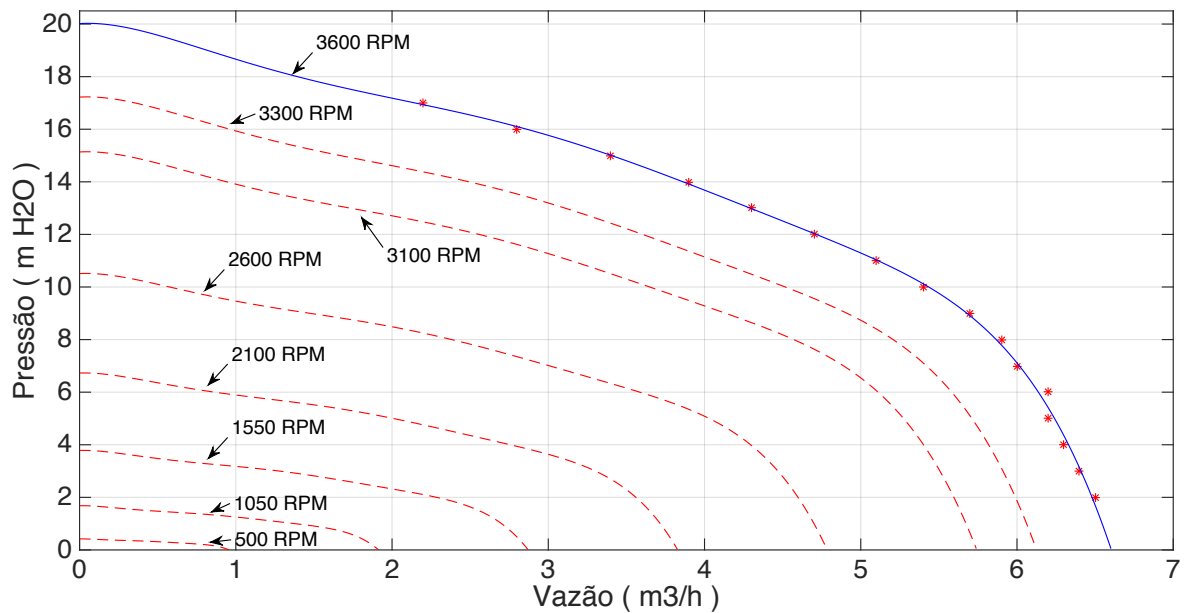


Figura 16- Curva característica da bomba BC-30 em função da rotação.

O termo à esquerda da Equação 33 também é chamado de curva do sistema e determina a sua altura manométrica total ($h_{sistema}$). A diferença de altura ($h_B - h_A$) varia de 1,8 a 2 metros, dependendo do nível do Tanque 4. Considerando a aceleração da gravidade de $9,81 \text{ m/s}^2$ e o diâmetro interno da tubulação de aproximadamente $\frac{3}{4}$ polegadas, pode-se escrever a Equação 36.

$$h_{sistema} = (h_B - h_A) + (1 + \zeta) \frac{Q_B^2}{21.6} \quad (36)$$

Onde:

Q_B é a vazão de descarga da bomba 4 em m^3/h .

$h_{sistema}$ é a altura manométrica total do sistema em metros.

ζ é o coeficiente de perda de carga dado pela Equação 32.

O percurso da tubulação de descarga da Bomba 4 determina o coeficiente de perda de carga (ζ), que pode ser determinado de forma experimental, através da análise dos gráficos de resposta do processo real (AGUIRRE, 2007). Assim, o coeficiente de perda de carga encontrado é 26. A curva do sistema resultante pode ser vista na Figura 17. Percebe-se que a variação no nível do Tanque 4 provoca muito pouca diferença na curva do sistema, sendo, portanto, desprezada.

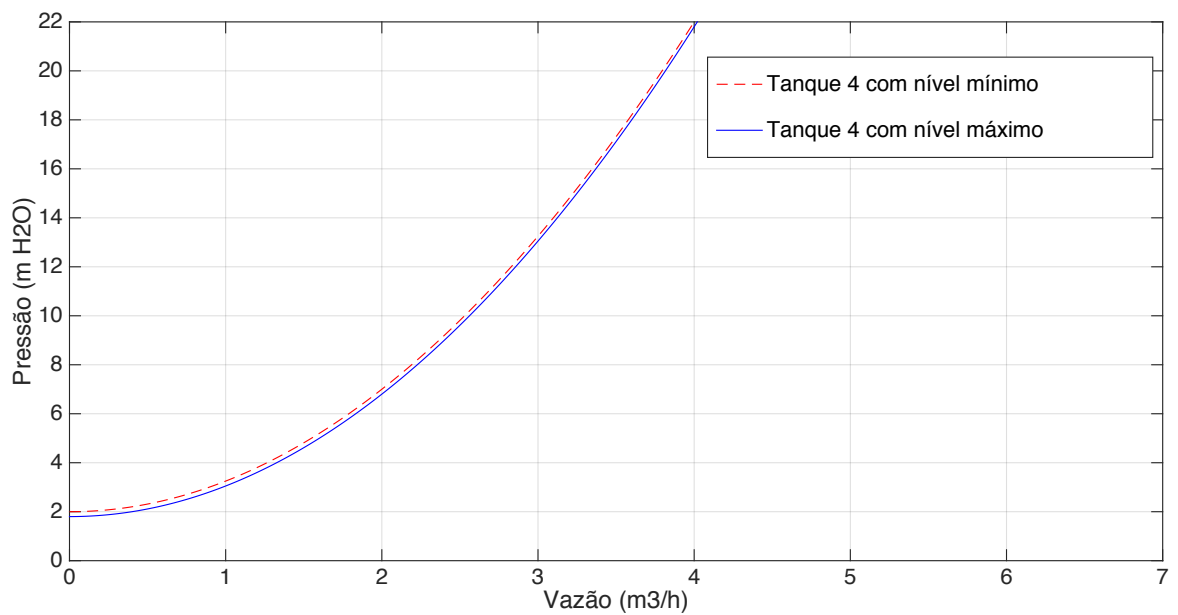


Figura 17- Curva do sistema para a Bomba 4.

A partir da curva da bomba (Figura 16) e da curva do sistema (Figura 17), pode-se obter o ponto de operação da Bomba 4 através do cruzamento entre as duas curvas (Figura 18). Dessa forma, obtêm-se sua pressão e vazão de descarga.

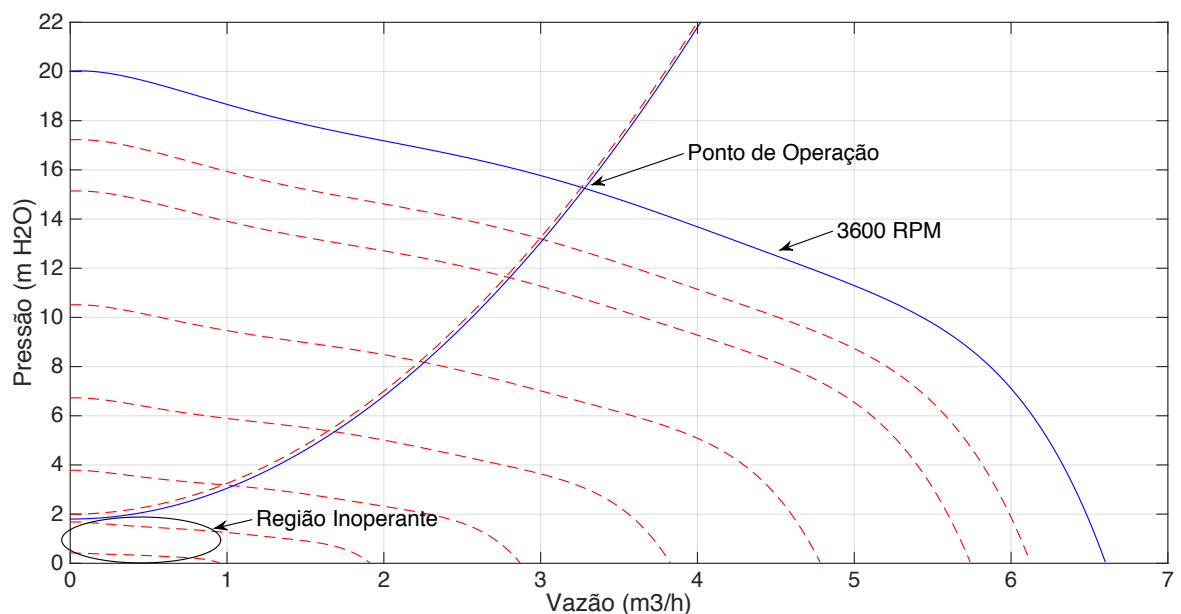


Figura 18- Ponto de operação da Bomba 4.

A partir da Figura 18, observa-se que o ponto de operação da bomba depende da sua rotação. A Figura 19 mostra como varia a vazão de descarga da

Bomba 4 em função de sua rotação. Percebe-se que existe uma zona morta até a rotação de 1137 RPM, devido à curva da bomba em baixas rotações não atingir a curva do sistema.

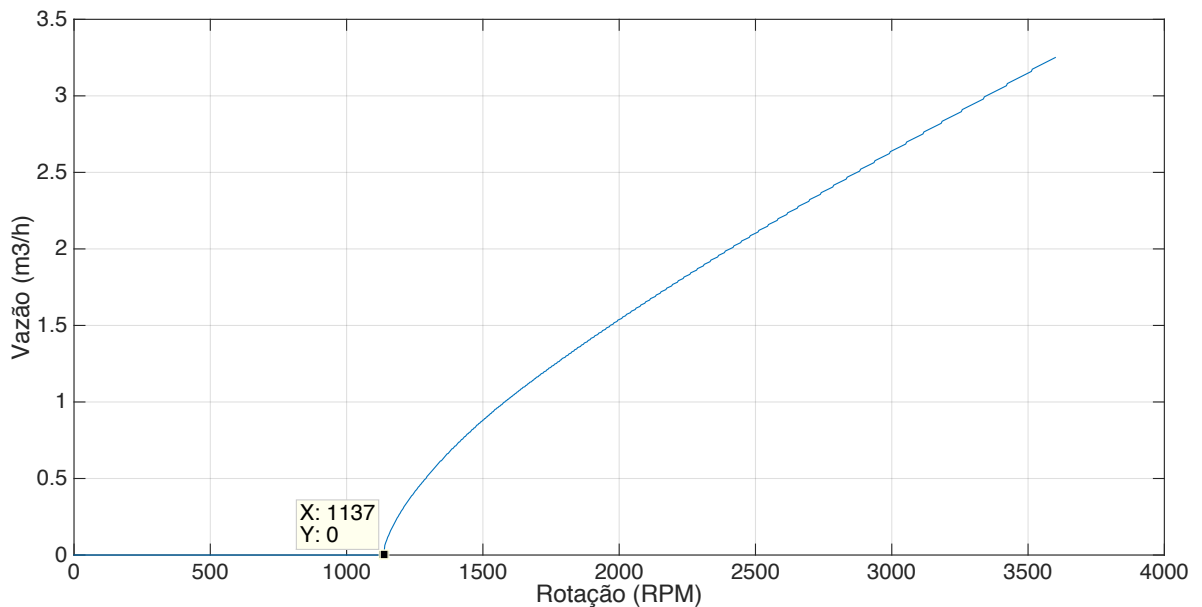


Figura 19- Vazão de descarga da Bomba 4 em função da sua Rotação.

Essa curva representa a relação estática entre a vazão e a rotação. Além desta, existe uma relação dinâmica, dada por uma função de transferência de primeira ordem. O tempo morto é considerado nulo, devido ao inversor de frequência responder, quase que imediatamente, às variações de sinal analógico. A constante de tempo pode ser obtida com um procedimento experimental (COELHO e COELHO, 2004), através da curva de resposta ao degrau do processo real. A Equação 37 mostra a dinâmica encontrada por esse experimento.

$$G(s) = \frac{1}{2s + 1} \quad (37)$$

Como essa função de transferência deve ser simulada num sistema digital, ela precisa ser convertida para uma função de transferência discreta, conforme foi visto anteriormente na seção 3.6. A Equação 38 mostra o resultado dessa conversão, para um período de amostragem de 0,1 segundos.

$$G(z) = \frac{0,05z^{-1}}{1 - 0,95z^{-1}} \quad (38)$$

A Figura 20 apresenta o modelo da Bomba 4, incluindo a relação estática e dinâmica entre a vazão e rotação da bomba. A relação estática, por ser não-linear, pode ser implementada através de uma tabela (*lookup table*). A entrada “MV” representa o sinal do controlador, que é recebido pelo inversor de frequência. A “B4” é o sinal digital, que o CLP envia para ligar e desligar a bomba. Por fim, a entrada “Habilita Bomba” é utilizada para desligar automaticamente a bomba, devido à lógica de intertravamento da planta. A Figura 21 mostra a resposta ao degrau de zero até o valor máximo de rotação da bomba (3600 RPM).

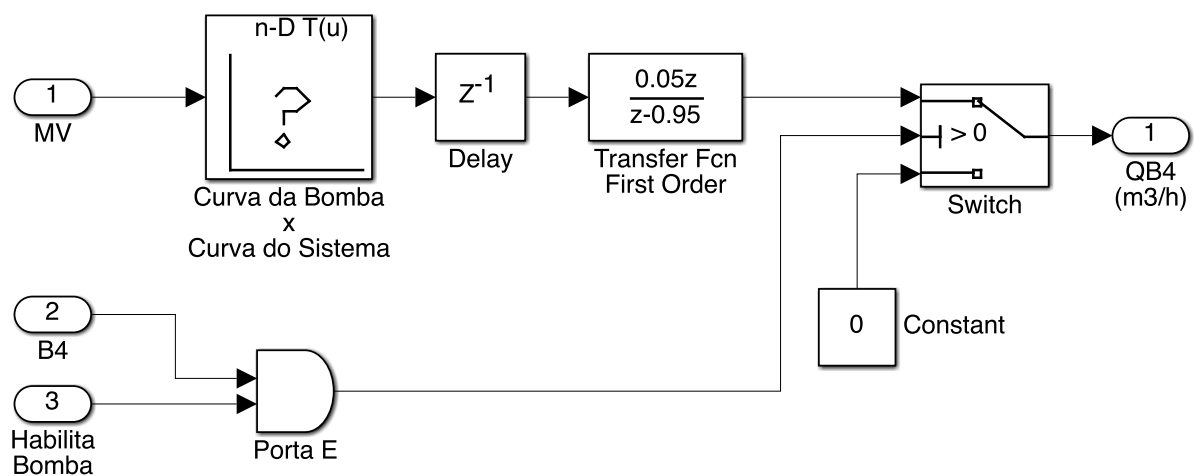


Figura 20- Modelo da Bomba 4.

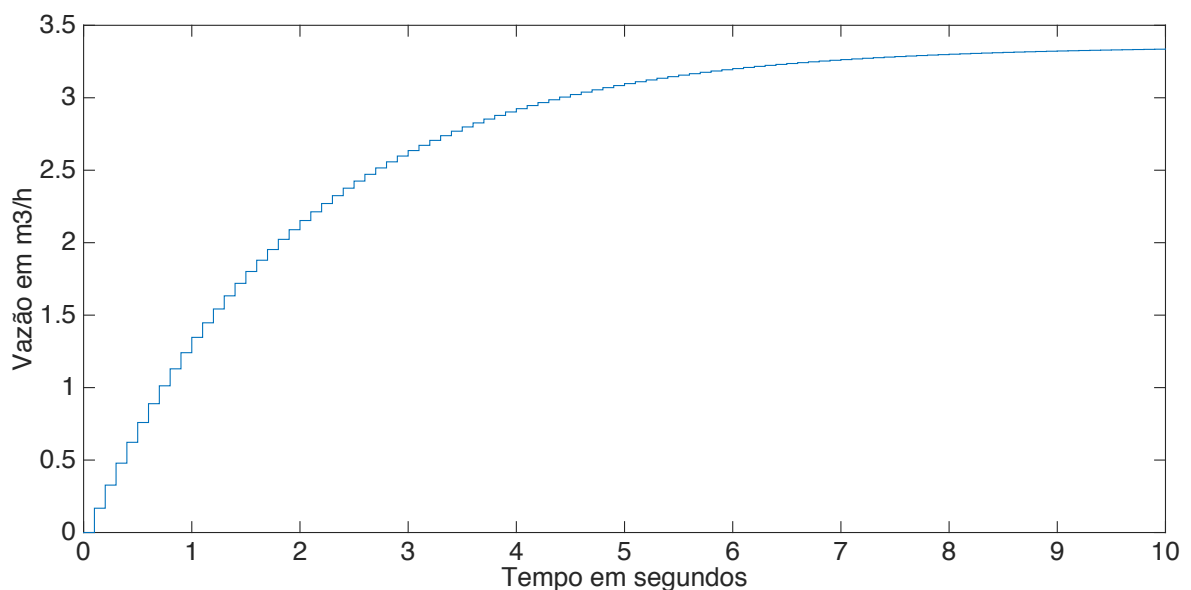


Figura 21- Resposta do modelo da Bomba 4 ao degrau de zero até o máximo de rotação.

5.2. Lógica de intertravamento da Bomba 4

O Tanque 4 possui uma chave de nível baixo (LSL), que aciona quando o nível está com 18% do total do tanque ou menos. O sinal dessa chave é enviado a uma entrada digital do CLP. Além disso, esse sinal também desabilita o inversor de frequência, desligando a Bomba 4, para evitar que ela trabalhe em vazio e seja danificada.

Os tanques 1, 2 e 3 possuem chaves de nível alto, que acionam quando o nível de um dos tanques está em pelo menos 95% do total. Os contatos dessas chaves são colocados em série para desligar um Relé, gerando um único sinal, que é enviado a uma entrada digital do CLP. Esse sinal também desabilita o inversor de frequência, para evitar o transbordamento de um dos tanques.

A Figura 22 mostra a lógica de intertravamento da planta didática, que habilita o inversor de frequência, apenas quando não existe nível baixo no tanque 4 nem nível alto nos tanques 1, 2 ou 3.

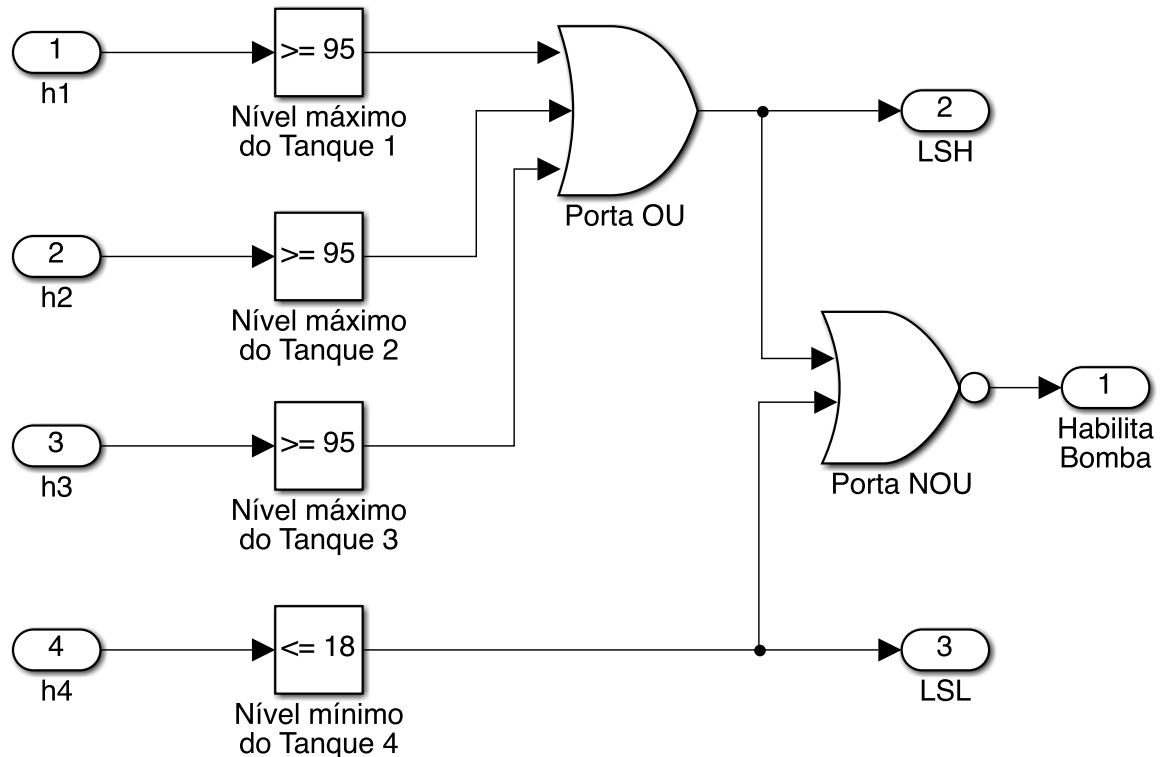


Figura 22- Lógica de intertravamento da planta.

5.3. Medição de vazão do tipo Vortex

A vazão da Bomba 4 (Q_{B4}) é medida por um instrumento do tipo Vortex, que possui um limite mínimo de velocidade de fluxo, ou seja, somente mede a vazão quando ela está acima de um determinado valor. A Figura 23 mostra o modelo, utilizado para o medidor do tipo Vortex. A vazão, que passa pelo medidor, é a soma das vazões das válvulas V1, V2 e V3. Além disso, o bloco “Escolha” zera o valor da vazão quando ela é menor do que a mínima.

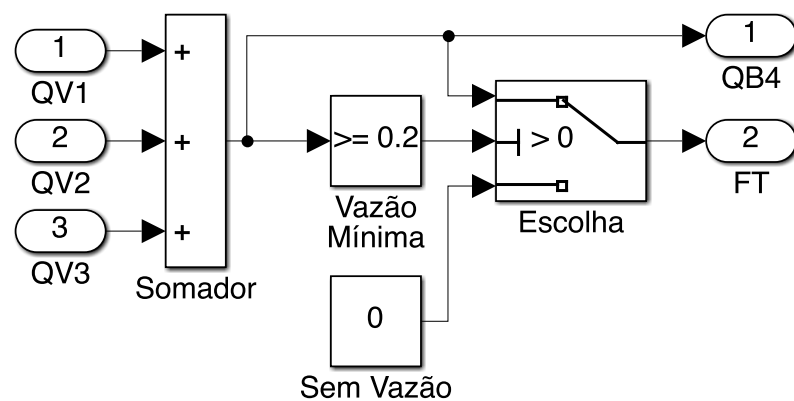


Figura 23- Modelo do medidor de vazão do tipo Vortex.

5.4. Divisor de vazão nos tanques 1, 2 e 3

A vazão da Bomba 4 (Q_{B4}) é direcionada para tanques 1, 2 ou 3, através das válvulas solenóides (V1, V2 e V3), conforme mostrado na Figura 24.

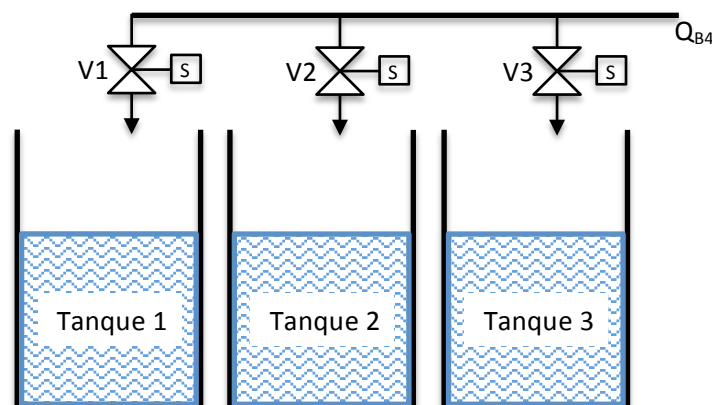


Figura 24- Divisão de vazão entre os tanques.

A Figura 25 apresenta o modelo desse divisor de vazão entre os tanques. Os sinais das solenóides 1, 2 e 3 são convertidos num número inteiro de 0 a 7, que seleciona valores nas Tabelas 1, 2 e 3 para ponderar as vazões para cada tanque, de acordo com o valor do sinal de controle (MV). Os valores nas Tabelas 1, 2 e 3 foram determinados experimentalmente, através de uma das experiências relatadas no próximo capítulo na seção 6.1.

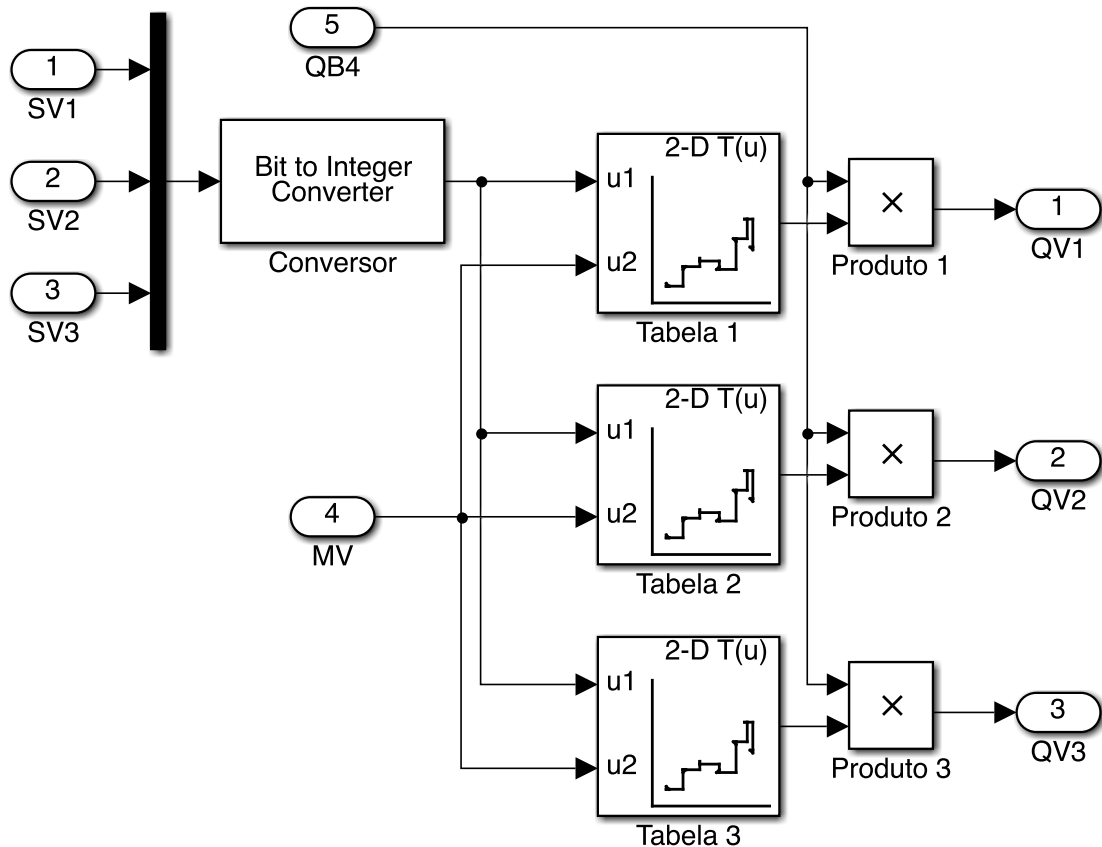


Figura 25- Modelagem da divisão de vazão entre os tanques.

5.5. Modelagem dos tanques 1, 2, 3 e 4

Os modelos dos tanques são construídos, a partir do Balanço de Massa de cada tanque (GARCIA, 2005). A variação do volume de líquido, num determinado tanque, é dada pela soma das vazões que entram, menos as vazões que saem do tanque. A Equação 39 representa a variação de volume no Tanque 1, que é dada pela diferença entre a vazão que entra na válvula V1 e a vazão que sai nas válvulas V6 e HV1.

$$A1 \frac{dh_1}{dx} = Q_{V1} - Q_{V6} - Q_{HV1} \quad (39)$$

A Figura 26 apresenta o modelo do Tanque 1, representado pela Equação 39. A integral é implementada por um integrador discreto, conforme visto na seção 3.6. Um bloco de saturação foi acrescentado para limitar o valor do nível ao volume mínimo e máximo disponível no tanque.

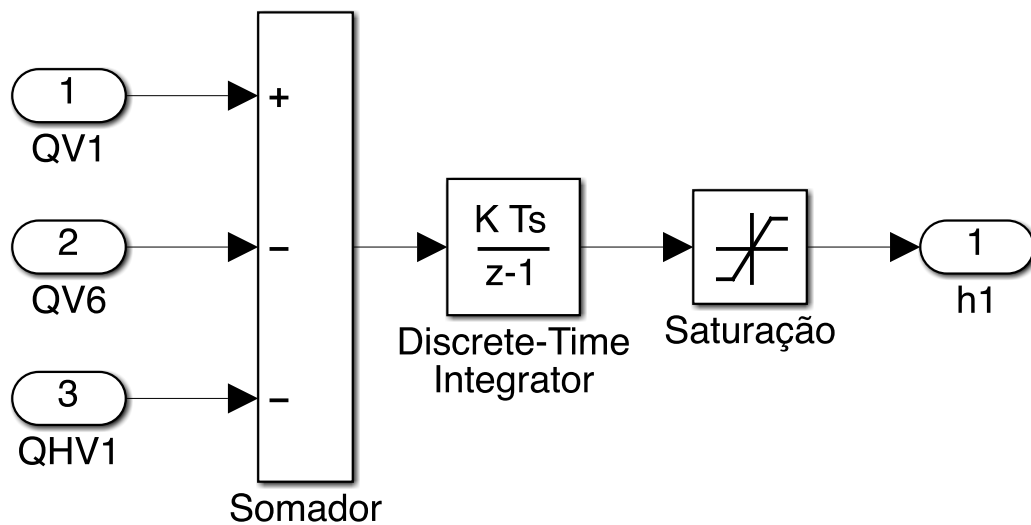


Figura 26- Modelo do Tanque 1.

Repetindo o mesmo processo para os tanques 2, 3 e 4, obtêm-se as Equações 40, 41 e 42, que representam a variação de volume em seus respectivos tanques. A Figura 27, a Figura 28 e a Figura 29 mostram o modelo, referente a cada uma dessas equações.

$$A2 \frac{dh_2}{dx} = Q_{V2} - Q_{V7} - Q_{HV2} \quad (40)$$

$$A3 \frac{dh_3}{dx} = Q_{V3} + Q_{V6} + Q_{V7} - Q_{HV3} \quad (41)$$

$$A4 \frac{dh_4}{dx} = Q_{HV1} + Q_{HV2} + Q_{HV3} - Q_{B4} \quad (42)$$

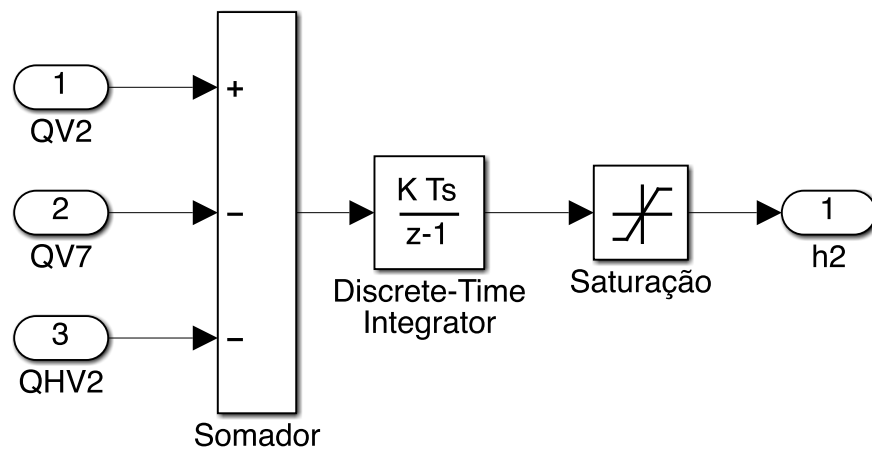


Figura 27- Modelo do Tanque 2.

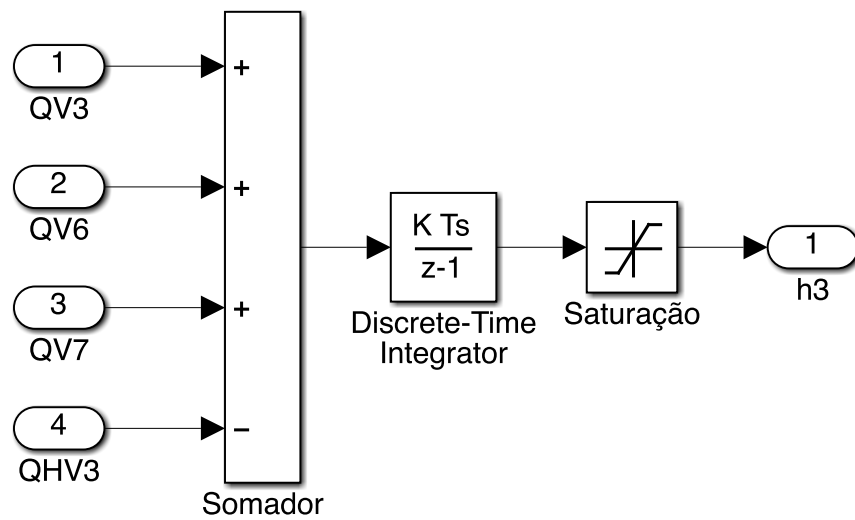


Figura 28- Modelo do Tanque 3.

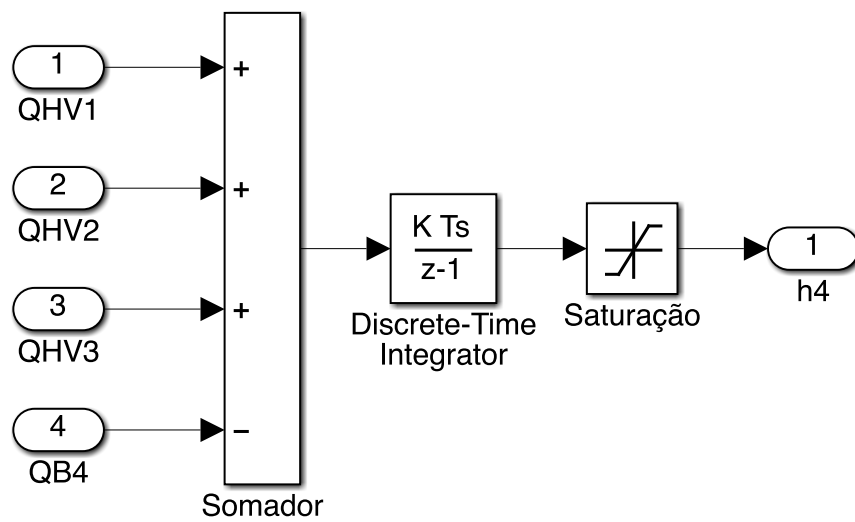


Figura 29- Modelo do Tanque 4.

5.6. Transferência entre tanques

A Figura 30 apresenta o modelo para a transferência de produto entre o Tanque 1 e o Tanque 3. A Bomba 1 opera com rotação constante, enviando uma vazão fixa entre os tanques. Quando a válvula de reciclo (V4) é acionada, parte da vazão da bomba retorna para o Tanque 1, diminuindo pela metade a transferência para o Tanque 3. De forma similar, a Figura 31 mostra o modelo da transferência do Tanque 2 para o Tanque 3.

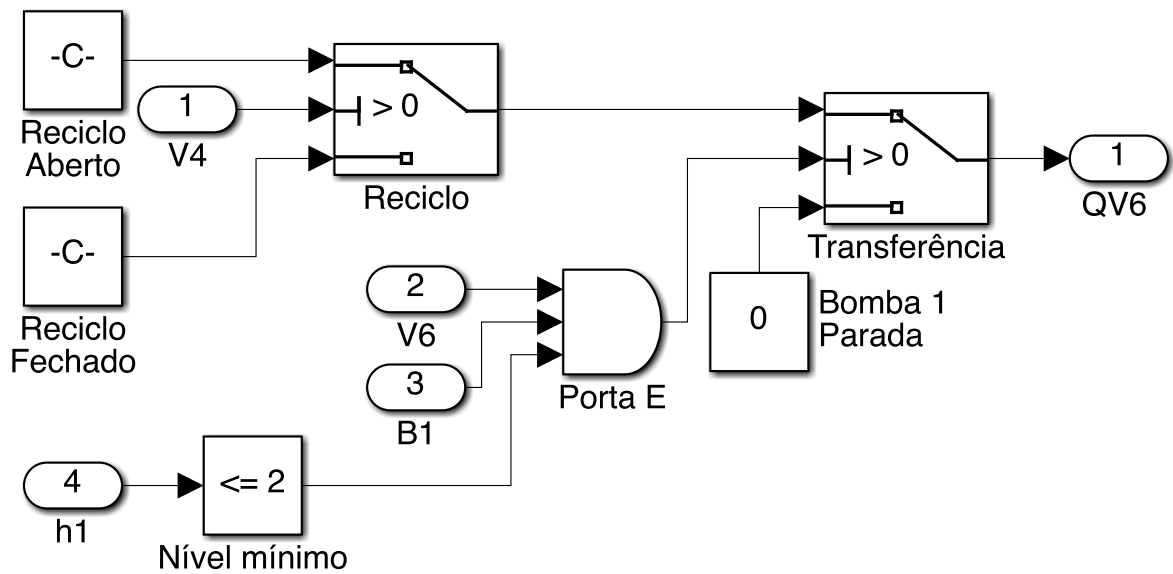


Figura 30- Modelo da transferência do Tanque 1 para o Tanque 3.

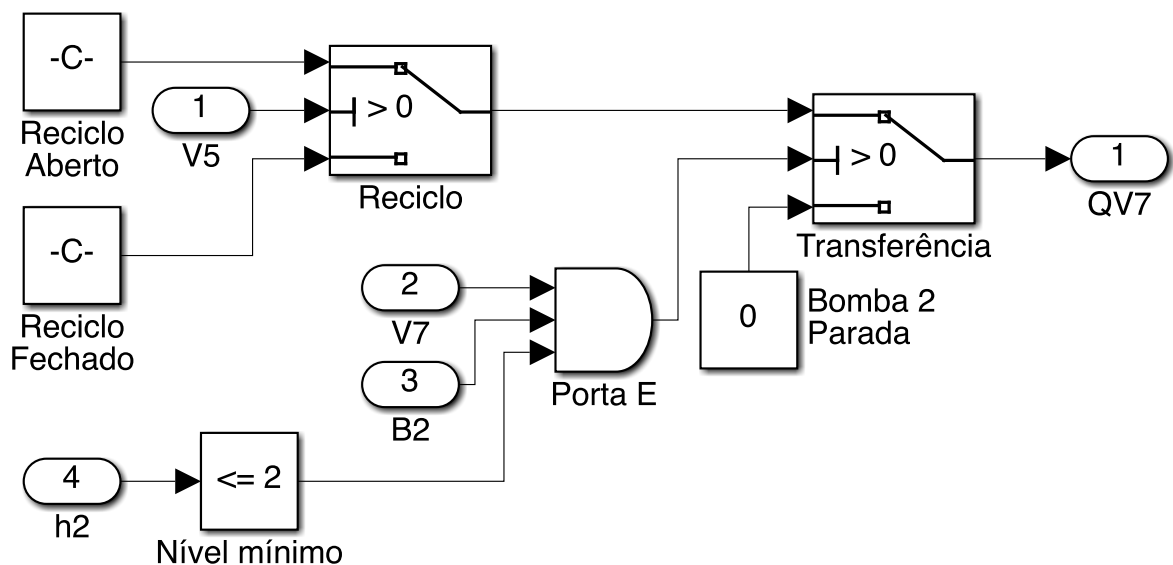


Figura 31- Modelo da transferência do Tanque 2 para o Tanque 3.

5.7. Vazão de saída dos tanques 1, 2 e 3

A Figura 32 ilustra o processo de escoamento do Tanque 1 para o Tanque 3. Ao abrir a válvula HV1, o escoamento se inicia. Devido ao comprimento da tubulação, existe uma perda de carga, que limita a vazão de escoamento.

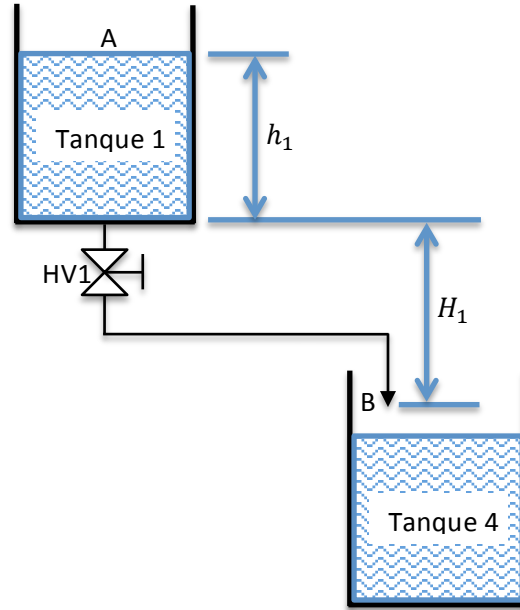


Figura 32- Processo de escoamento do Tanque 1.

Para obter a vazão de escoamento, aplica-se a equação da Bernoulli entre os pontos *A* e *B* do processo, obtendo a Equação 43 (GRAVES, 2010). O ponto *A* corresponde à superfície do nível do Tanque 1, enquanto que o ponto *B* está no final do duto de saída do Tanque 1.

$$h_A + \frac{V_A^2}{2g} + \frac{P_A}{\rho g} = h_B + \frac{V_B^2}{2g} + \frac{P_B}{\rho g} + h_p \quad (43)$$

Onde:

h_p é a perda de carga no duto de saída da Bomba 4.

V_A e V_B são as velocidades do fluido nos pontos *A* e *B*, respectivamente.

P_A e P_B são as pressões nos pontos *A* e *B*, respectivamente.

h_A e h_B são as alturas estáticas dos pontos *A* e *B*, respectivamente.

g é a aceleração da gravidade.

ρ é a densidade do fluido.

As pressões nos pontos A e B são iguais à pressão atmosférica, pois são dois tanques abertos. Além disso, considera-se V_A igual a zero, pois a velocidade no ponto A é muito menor do que a velocidade no ponto B , devido às diferenças nas áreas transversais do Tanque 1 e do duto de escoamento. A Equação 44 mostra os resultados dessas simplificações.

$$(h_A - h_B) = \frac{V_B^2}{2g} + h_p \quad (44)$$

Sabe-se que $(h_A - h_B)$ é a diferença de altura entre os pontos A e B , dada por $(h_1 + H_1)$, mostrado na Figura 32. A partir das Equações 30, 31 e 44, pode ser obtida a vazão de saída do tanque (Equação 45). Essa equação considera que a válvula HV1 permanecerá totalmente aberta ou completamente fechada.

$$Q_{HV1} = \left(A_d \sqrt{\frac{2g}{(1 + \zeta)}} \right) \sqrt{(h_1 + H_1)} \quad (45)$$

Onde:

Q_{HV1} é a vazão de saída do Tanque 1.

A_d é a área do duto de saída do Tanque 1.

g é a aceleração da gravidade.

ζ é o coeficiente de perda de carga.

h_1 é o nível do Tanque 1.

H_1 é a distância entre o fundo do Tanque 1 e o Ponto B .

A Equação 45 pode ser escrita de forma simplificada, conforme Equação 46.

$$Q_{HV1} = K_1 \sqrt{(h_1 + H_1)} \quad (46)$$

Onde:

$$K_1 = \left(A_d \sqrt{\frac{2g}{(1 + \zeta)}} \right)$$

Os parâmetros K_1 e H_1 podem ser encontrados através de um procedimento experimental, analisando os gráficos de resposta, obtidos a partir do processo real (AGUIRRE, 2007). O modelo do escoamento do Tanque 1 (Equação 46) é implementado por um bloco de função, como visto na Figura 33.

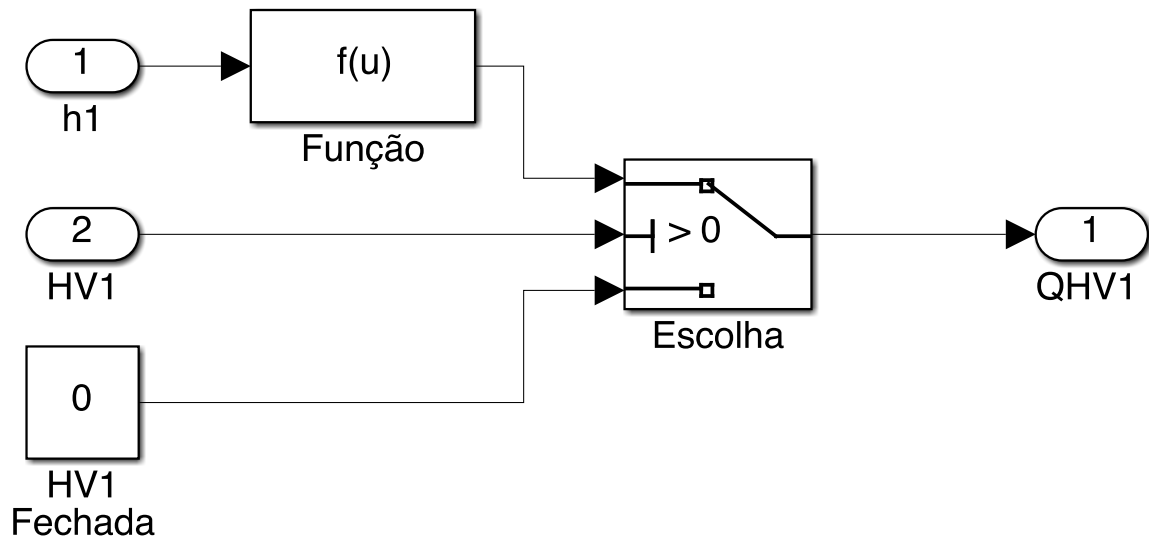


Figura 33- Modelo do escoamento do Tanque 1.

O cálculo do modelo de escoamento do Tanque 2 pode ser realizado de forma similar ao do Tanque 1, encontrando a Equação 47 e modelo visto na Figura 34.

$$Q_{HV2} = K_2 \sqrt{(h_2 + H_2)} \quad (47)$$

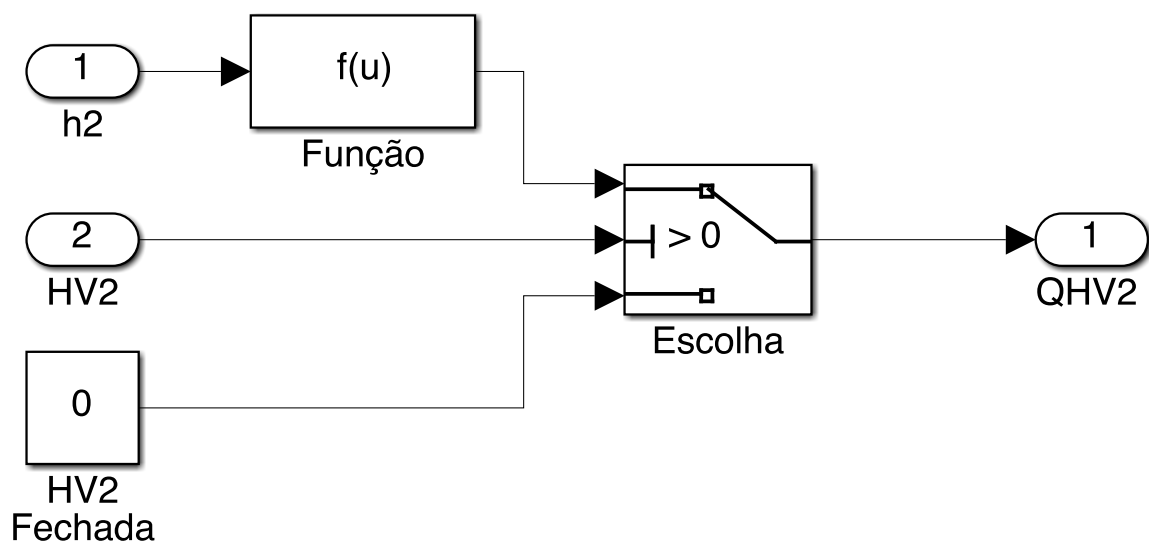


Figura 34- Modelo do escoamento do Tanque 2.

Diferente dos Tanques 1 e 2, o escoamento do Tanque 3 entra na parte inferior do Tanque 4, conforme mostrado na Figura 35.

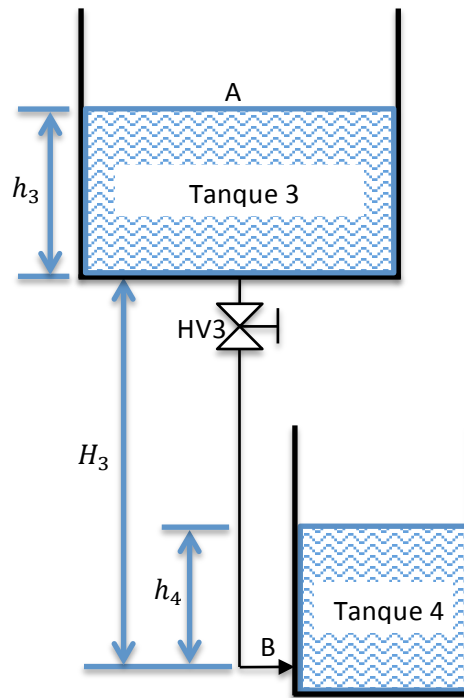


Figura 35- Processo de escoamento do Tanque 3.

A equação de Bernoulli deve ser aplicada entre os pontos *A* e *B* do processo, onde o ponto *A* corresponde à superfície do nível do Tanque 1, enquanto que o ponto *B* está na entrada do Tanque 4. Nesse arranjo, a pressão no ponto *B* é dada pela coluna de líquido no Tanque 4 ($P_B = \rho g h_4$). No ponto *A*, a pressão é atmosférica e a velocidade é desprezível. Assim, a equação de Bernoulli é simplificada, como mostra a Equação 48.

$$(h_A - h_B) = \frac{V_B^2}{2g} + h_4 + h_p \quad (48)$$

O termo $(h_A - h_B)$ é a diferença de altura entre os pontos *A* e *B*, dada por $(h_3 + H_3)$, visto na Figura 35. Da mesma forma que no Tanque 1, a partir das Equações 30, 31 e 48, obtém-se a vazão de saída do tanque (Equação 49).

$$Q_{HV3} = K_3 \sqrt{(h_3 + H_3 - h_4)} \quad (49)$$

Onde:

$$K_3 = \left(A_d \sqrt{\frac{2g}{(1 + \zeta)}} \right)$$

Da mesma forma que os parâmetros do Tanque 1, os parâmetros K_3 e H_3 também são encontrados através de um procedimento experimental, analisando os gráficos de resposta, obtidos do processo real (AGUIRRE, 2007). A Figura 36 apresenta o modelo do escoamento do Tanque 3, onde a Equação 49 é implementada pelo bloco de função.

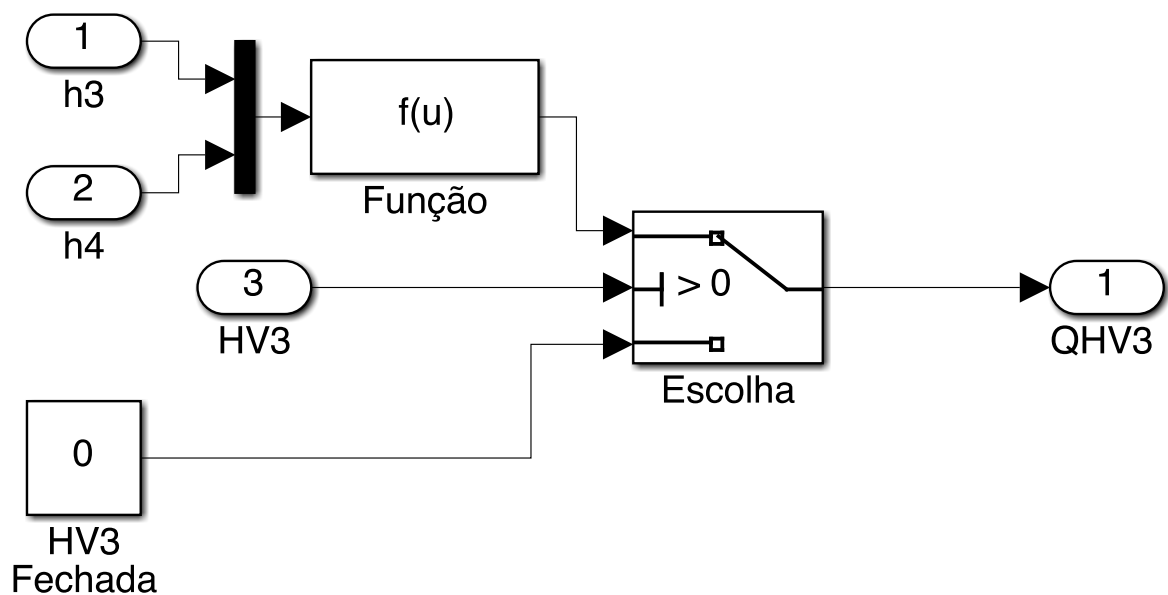


Figura 36- Modelo do escoamento do Tanque 3.

5.8. Modelo completo

A Figura 37 representa o modelo completo da Planta Didática, incluindo todos os modelos anteriormente descritos nesse capítulo.

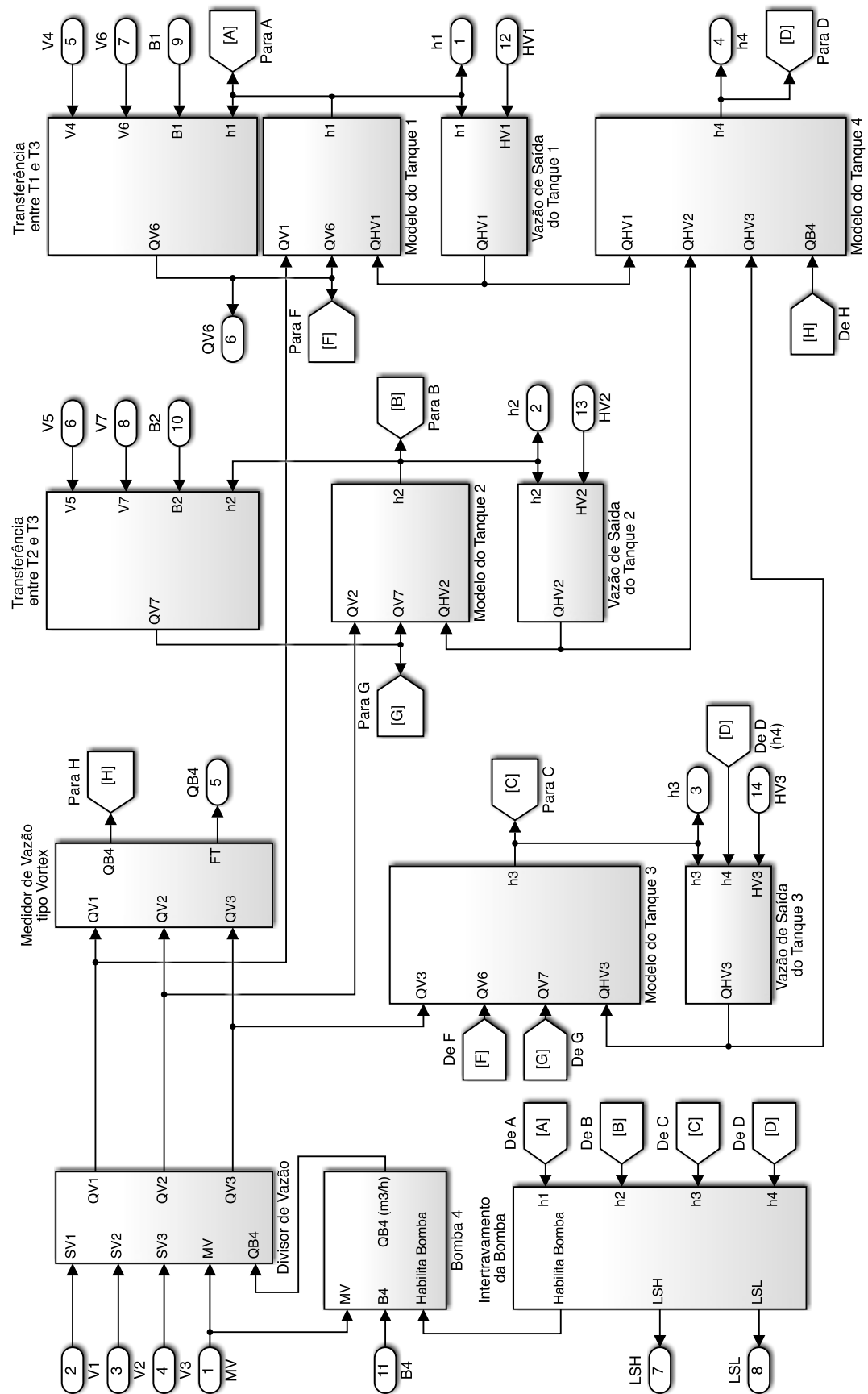


Figura 37- Modelo completo da planta didática.

5.9. Implementação no Arduino

Para implementar o simulador de processo, é necessário programar o modelo da Planta Didática (Figura 37), dentro do Arduino Due. Essa programação pode ser implementada pela Arduino IDE, conforme visto na seção 4.1. Para isso, todos os modelos, apresentados nesse capítulo, precisam ser programados em linguagem C, compatível com o Arduino.

Porém, nessa dissertação, optou-se pela utilização da biblioteca “*Simulink Support Package for Arduino Hardware*”¹⁹ (Figura 38). Essa biblioteca permite desenvolver, simular, compilar e enviar algoritmos do Simulink para executar diretamente no Arduino.

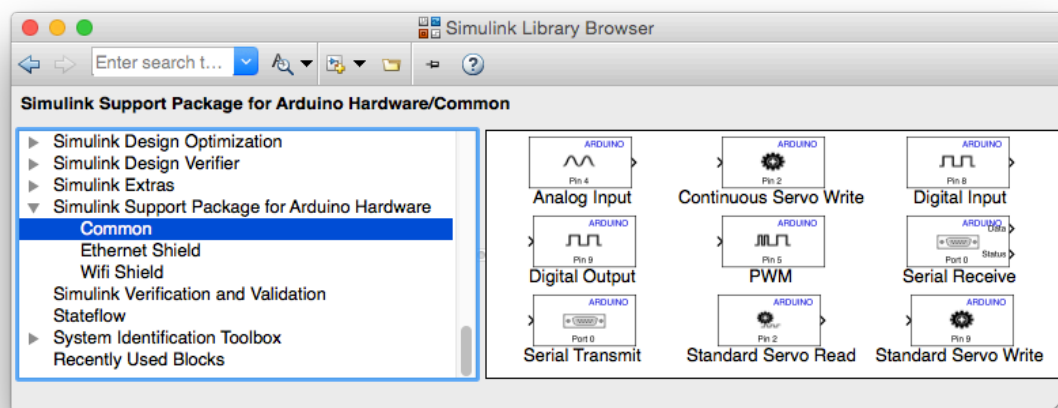


Figura 38- Biblioteca do Simulink para o Arduino.²⁰

Essa biblioteca inclui blocos para configurar e acessar os sensores e atuadores ligados no Arduino, além de blocos para implementação de comunicação serial entre o Arduino e outros dispositivos. Também é possível acompanhar a execução da aplicação em tempo real, para ajuste de parâmetros e monitoração de sinais.

A utilização dessa biblioteca começa com sua instalação, seguindo as instruções da empresa Mathworks²¹, fabricante do MATLAB e Simulink. Depois, um modelo do Simulink precisa ser preparado, incluindo os blocos mostrados na Figura

¹⁹ Fonte: <https://www.mathworks.com/hardware-support/arduino-simulink.html>

²⁰ Fonte: Print screen do MATLAB 2014 for Mac.

²¹ Fonte: <https://www.mathworks.com/help/supportpkg/arduino/>

38 para interface com as entradas e saídas do Arduino. Por fim, o programa precisa ser transferido e executado no hardware do Arduino através do comando “*Deploy to Hardware*”. Além disso, escolhendo o modo de simulação “*External*”, é possível executar a simulação, acompanhando o que acontece com o Arduino em tempo real. Todos esses passos estão descritos nas instruções da empresa Mathworks, mencionado anteriormente.

Apesar do Simulink permitir a utilização de blocos analógicos e digitais na mesma simulação, a biblioteca do Arduino não envia para o hardware os blocos analógicos, tais como: blocos de funções de transferência e integradores no domínio de Laplace. Sendo necessário realizar a discretização de todos os blocos para funções de transferência no domínio da transformada Z, da forma vista na seção 3.6.

A Figura 39 mostra o diagrama que foi enviado para o Arduino. Nesse diagrama, o bloco “Modelo da Planta Didática” representa o modelo completo da planta, visto na Figura 37. Os pinos 30 a 42 do Arduino são configurados como entradas digitais, enquanto que os pinos 43 e 44 são as saídas digitais. A primeira entrada analógica (pino 0) recebe o sinal de controle, cuja faixa de trabalho é ajustada na tabela (*Lookup Table*), vista na seção 5.1.

Os blocos de entrada analógica e digital do Arduino determinam a frequência de amostragem do processo discreto simulado no Arduino. Todos eles foram ajustados para um período de amostragem de 0,1 segundo. Considerando que o CLP, escolhido para esse trabalho, possui tempo de ciclo de 1 segundo, que é 10 vezes mais lento do que o período de amostragem no Arduino, o processo simulado no Arduino será considerado como contínuo para os testes que serão realizados nesse trabalho.

Um total de seis saídas analógicas são associadas com as saídas PWM do Arduino (pinos 2 a 7). Para compatibilizar a unidade de medida interna do Arduino com a faixa de trabalho da saída PWM, usam-se blocos de função (Fcn1 até Fcn7).

Apesar da Planta Didática possuir apenas quatro transmissores, para os sinais h_1 , h_2 , h_3 e Q_{B4} , o simulador também envia para o CLP os sinais h_4 e Q_{V6} . Esses sinais extras permitem que também sejam estudadas as estratégias de Controle Antecipatório e Controle de Razão.

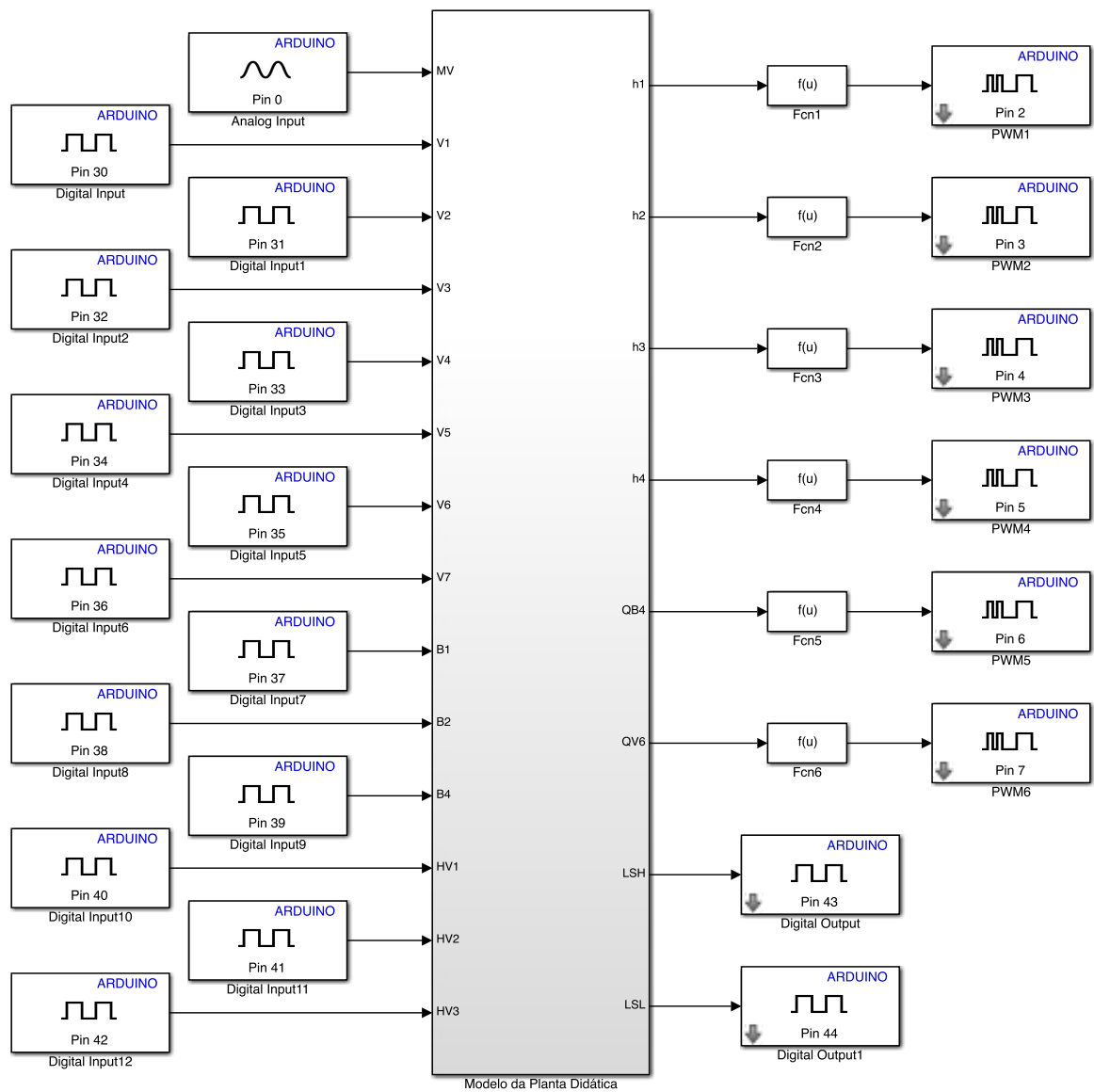


Figura 39- Implementação do modelo no Arduino com a biblioteca do Simulink.

6. TESTES E RESULTADOS

Neste capítulo, o modelo da planta didática é introduzido no simulador e várias experiências são realizadas, tanto no simulador quanto na planta original, comparando os resultados entre eles.

Inicialmente, os testes são realizados, operando a planta em malha aberta. Depois, realizam-se experiências de controle de vazão e nível, bem como controle em cascata, com restrições, de razão e antecipatório.

6.1. Operação em Malha Aberta

A Figura 40 mostra o fluxograma de processo da planta que foi configurado no simulador com Arduino. Em relação a planta didática da Yokogawa, percebe-se que foram acrescentados os instrumentos de nível (LT 4) do Tanque 4 e de vazão (FT 2) entre o Tanque 1 e 3. Estes dois instrumentos são estimados pelo modelo da planta e não possuem correspondência na planta real.

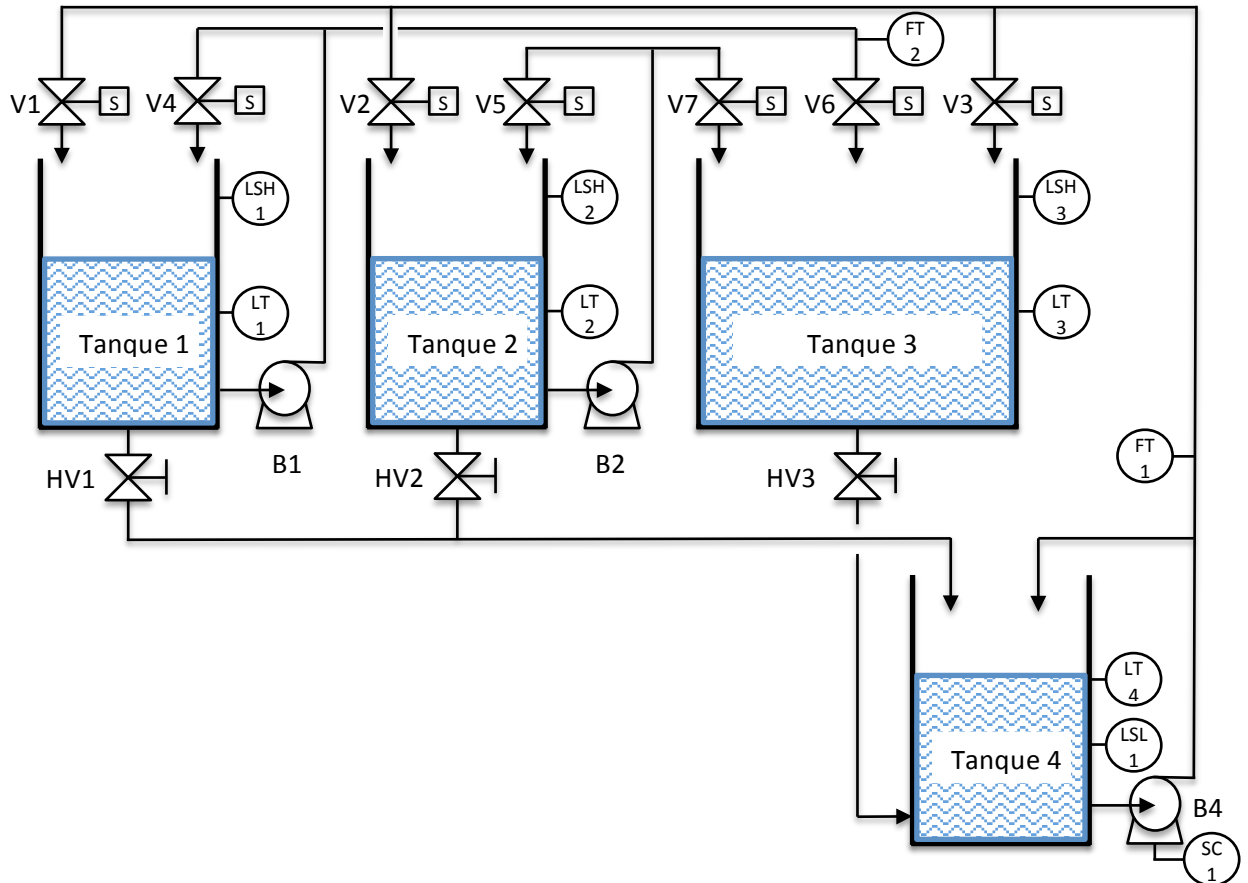


Figura 40- Fluxograma de processo da planta configurada no simulador.

O primeiro teste realizado se refere ao modelo da Bomba 4, utilizando a configuração mostrada na Figura 41. Nesse teste, a vazão da Bomba 4 é determinada em função de sua rotação. A Figura 42 mostra a curva obtida experimentalmente na Planta Didática, juntamente com a curva teórica, vista na seção 5.1. De acordo com o catalogo da bomba, a curva teórica é encontrada para uma densidade de 1g/cm^3 e uma temperatura de 25°C , diferentes da densidade e da temperatura reais. Além disso, os valores de pressão e vazão da curva teórica da bomba possuem uma tolerância de $\pm 7\%$. Esses fatores influenciam na discrepância entre a curva teórica e real. A curva real da bomba é utilizada no modelo para os demais testes deste trabalho.

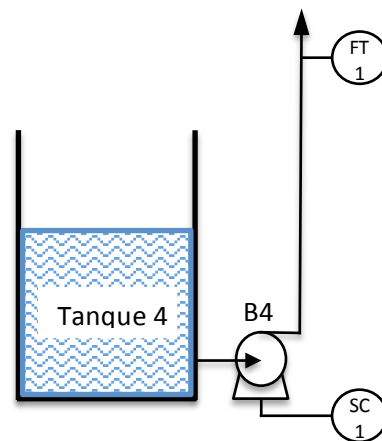


Figura 41- Vazão da Bomba 4.

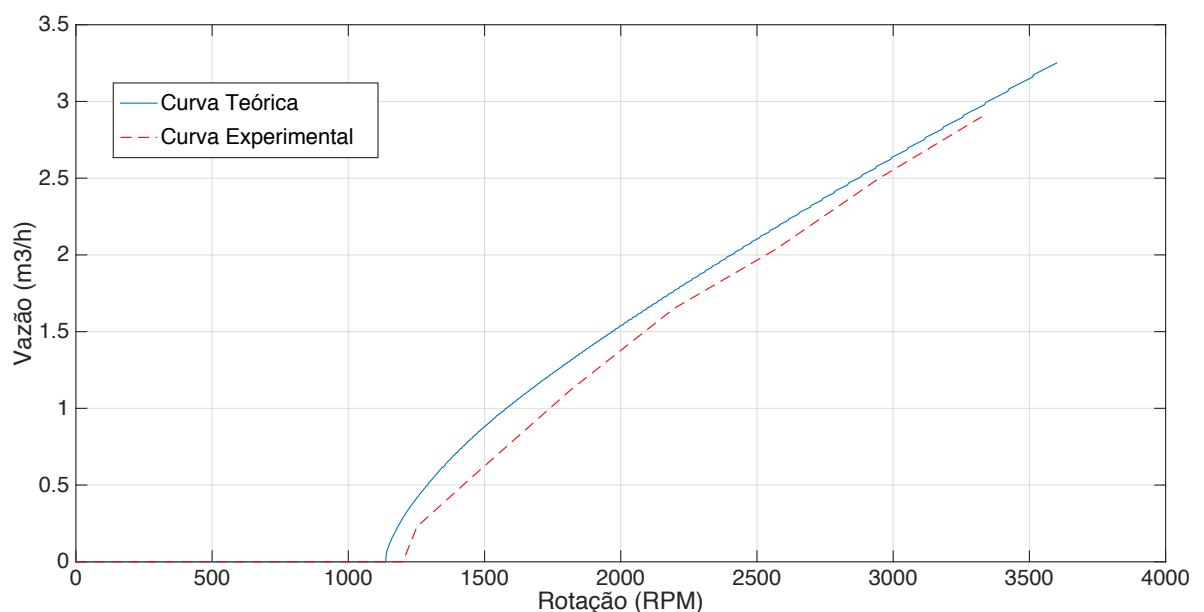


Figura 42- Curva da Bomba 4 teórica e do simulador.

Na sequência, observou-se a resposta dinâmica da bomba para degraus no valor de sua rotação. A Figura 43 mostra os degraus aplicados, a resposta obtida pelo simulador e a vazão medida para FT1. A curva da medição do FT1 foi obtida através do sistema de supervisão descrito na seção 4.3, com uma taxa de amostragem de 1 segundo. Percebe-se que o medidor começa a apresentar valores, apenas quando a vazão atinge 0,2 m³/h. Observa-se o simulador e o valor medidor no FT1 apresentam respostas similares.

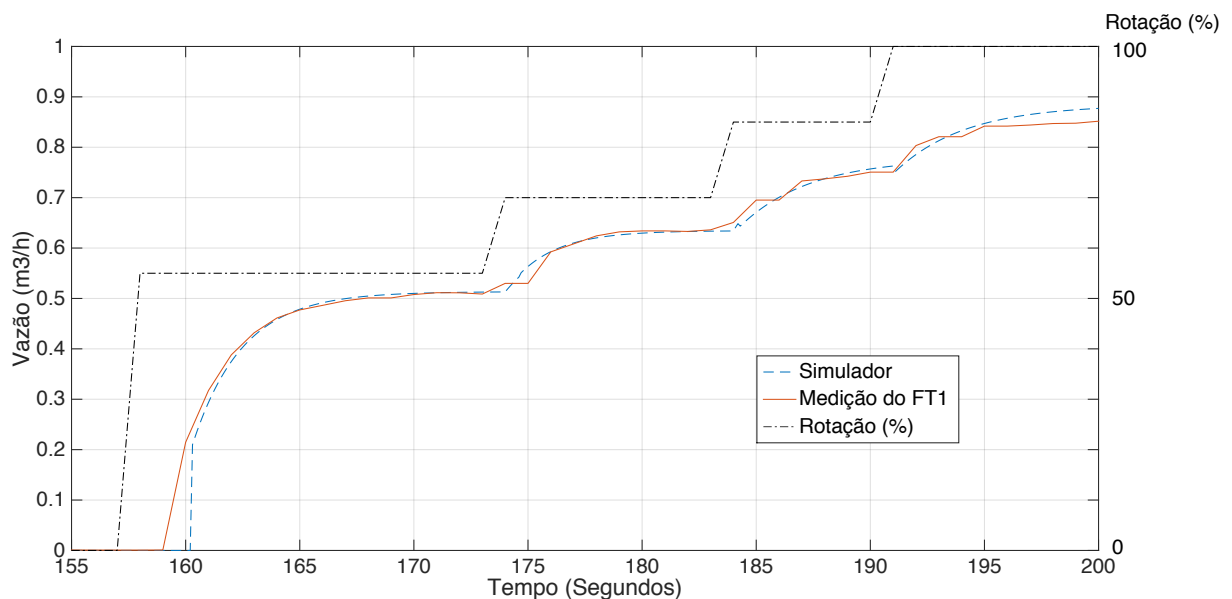


Figura 43- Resposta dinâmica da Bomba 4 para degraus de rotação.

O próximo teste realizado é o enchimento dos Tanques 1, 2 ou 3 na Planta Didática, utilizando a configuração mostrada na Figura 44. Esse teste considera que as válvulas manuais HV1, HV2 e HV3 estão fechadas e os tanques estão inicialmente vazios. Existe uma recirculação constante de parte da vazão da Bomba 4, retornando para o Tanque 4. A vazão individual de cada tanque é obtida pela taxa de subida dos seus respectivos níveis. A Figura 45 mostra o gráfico da vazão total da Bomba 4, ou seja, a vazão que passa pelo FT01. Essa vazão é obtida experimentalmente na Planta Didática, para cada aumento de rotação, desconsiderando a vazão que recircula no Tanque 4. A diferença nas curvas individuais dos Tanques 1, 2 e 3 se deve a diferentes perdas de carga nas válvulas V1, V2 e V3. Abrir duas válvulas assemelha-se a uma válvula de menor perda de

carga, aumentando a vazão. Da mesma forma, ao abrir as três válvulas, tem-se a curva de maior vazão para os tanques.

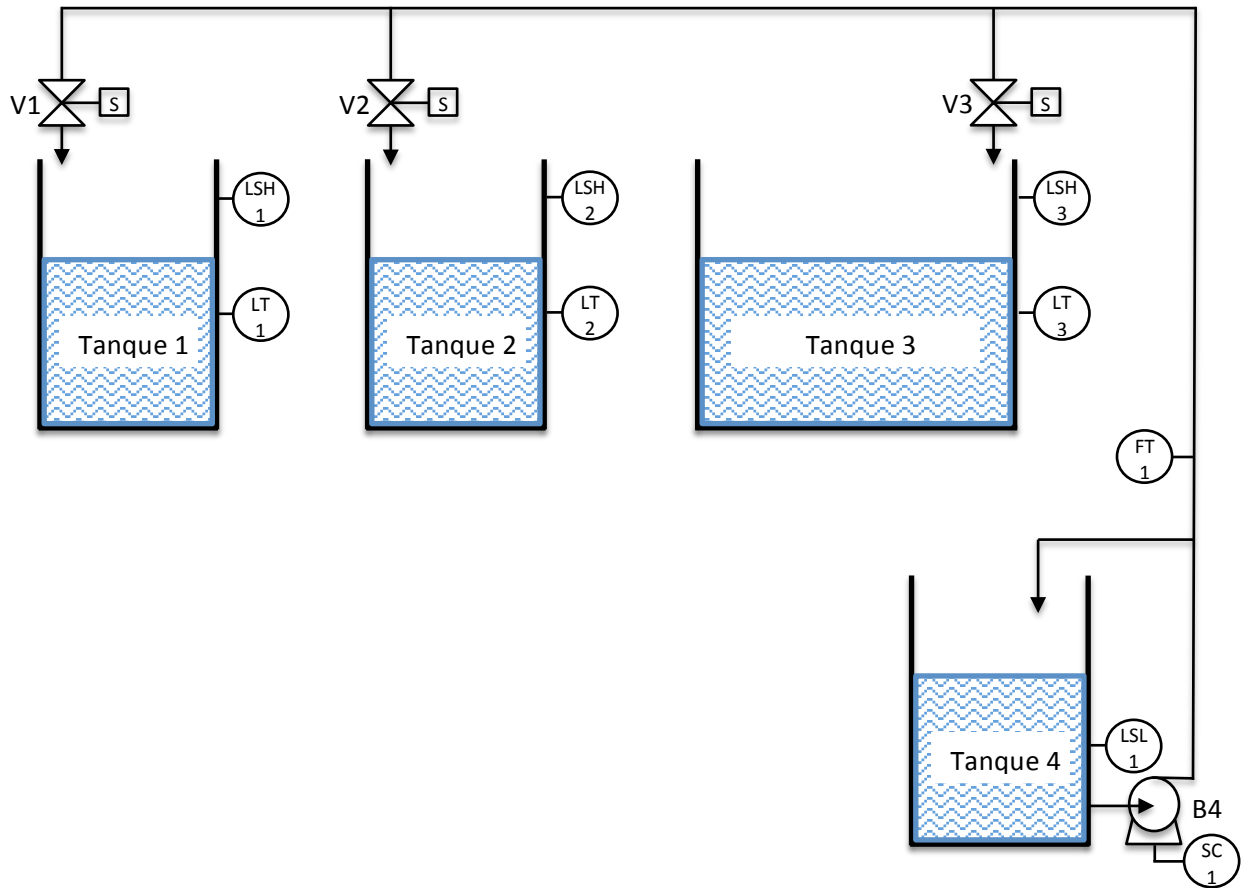


Figura 44- Enchimento manual dos tanques.

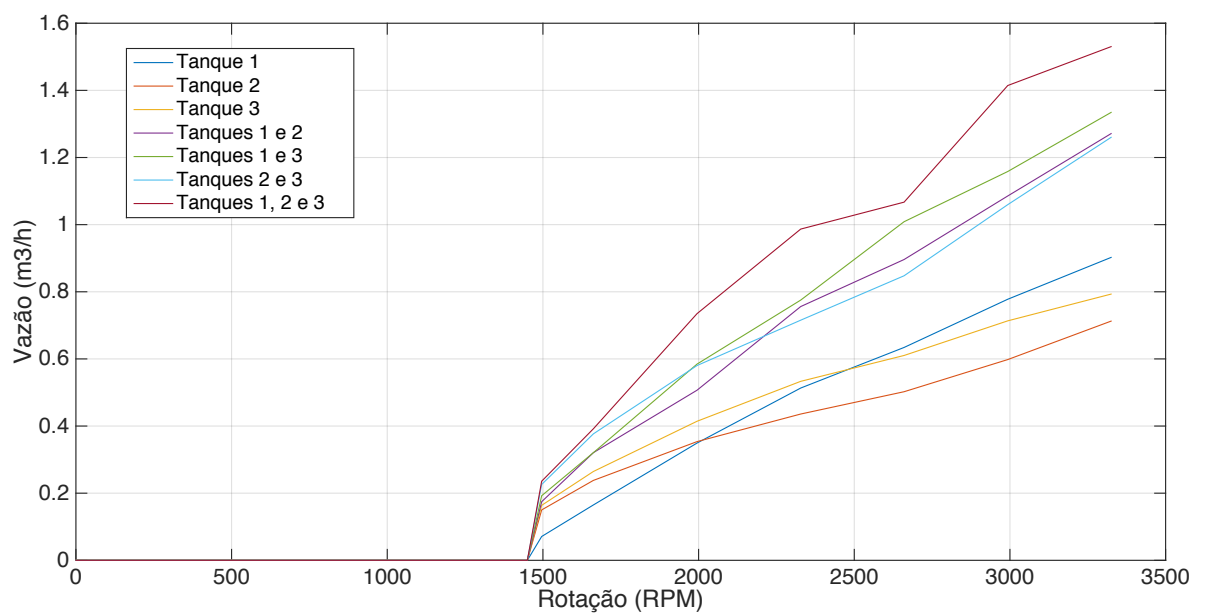


Figura 45- Vazão total para os Tanques.

Para a situação com as válvulas V1 e V2 simultaneamente abertas, a Figura 46 mostra a vazão que passa em cada válvula em função da rotação da Bomba 4. Nota-se que as vazões não se dividem igualmente entre os tanques. Abrindo simultaneamente as válvulas V1 e V3, percebe-se uma vazão diferente em cada válvula, conforme visto na Figura 47. Situação equivalente ocorre com as válvulas V2 e V3 ao serem simultaneamente abertas, como mostra a Figura 48, onde também percebe-se uma vazão diferente em cada válvula. Por fim, a Figura 49 mostra as curvas das vazões em cada válvula em função da rotação da Bomba 4, para o caso de todas as válvulas estarem simultaneamente abertas. Nesse caso, nota-se vazões diferentes em cada válvula. Assim, as curvas, mostradas na Figura 45, Figura 46, Figura 47, Figura 48 e Figura 49, são utilizadas para gerar as tabelas do divisor de vazões, vistas na seção 5.4.

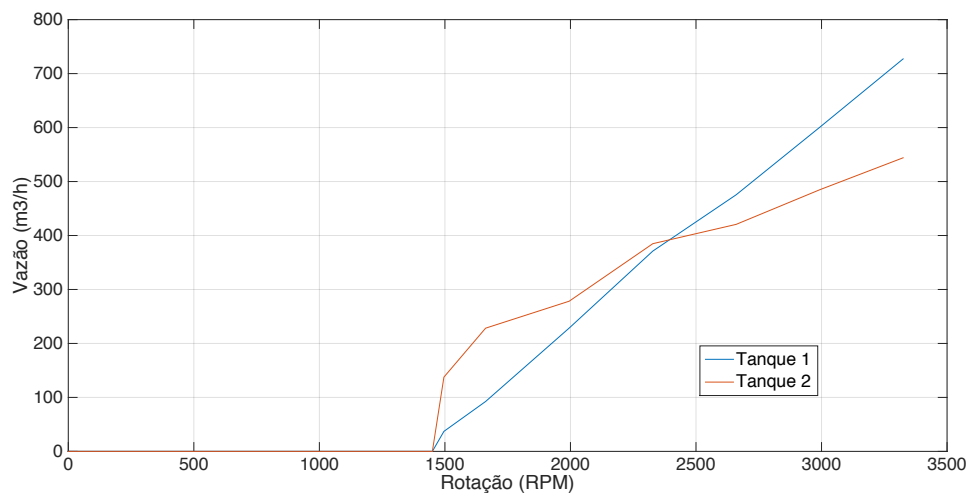


Figura 46- Vazão para os Tanques com solenóides V1 e V2 abertas.

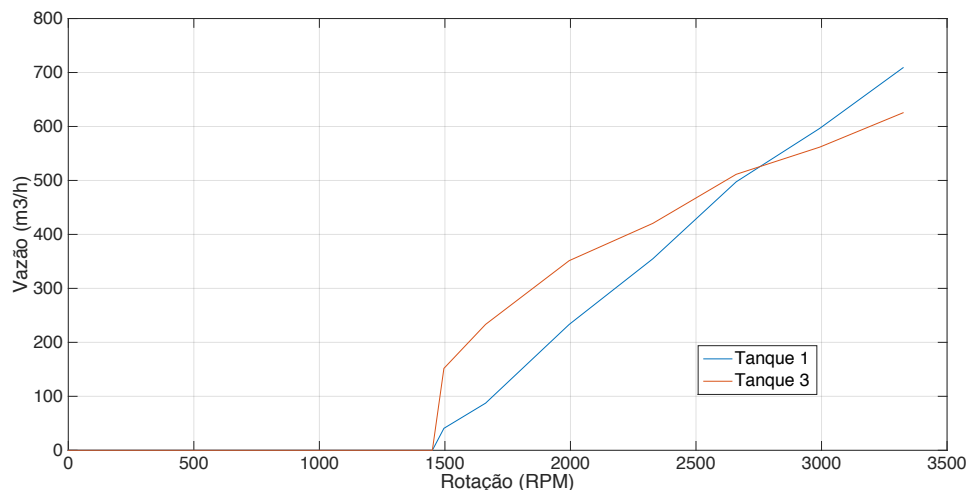


Figura 47- Vazão para os Tanques com solenóides V1 e V3 abertas.

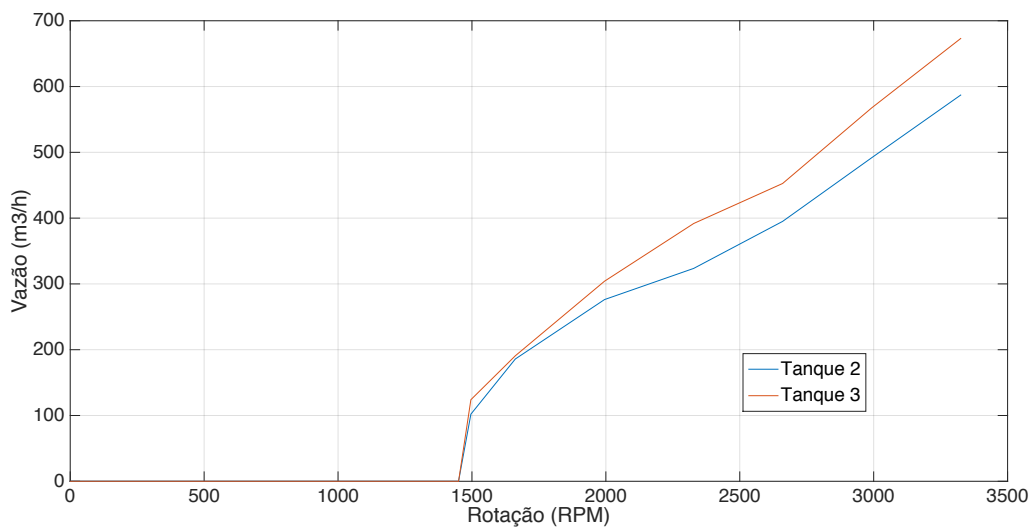


Figura 48- Vazão para os Tanques com solenóides V2 e V3 abertas.

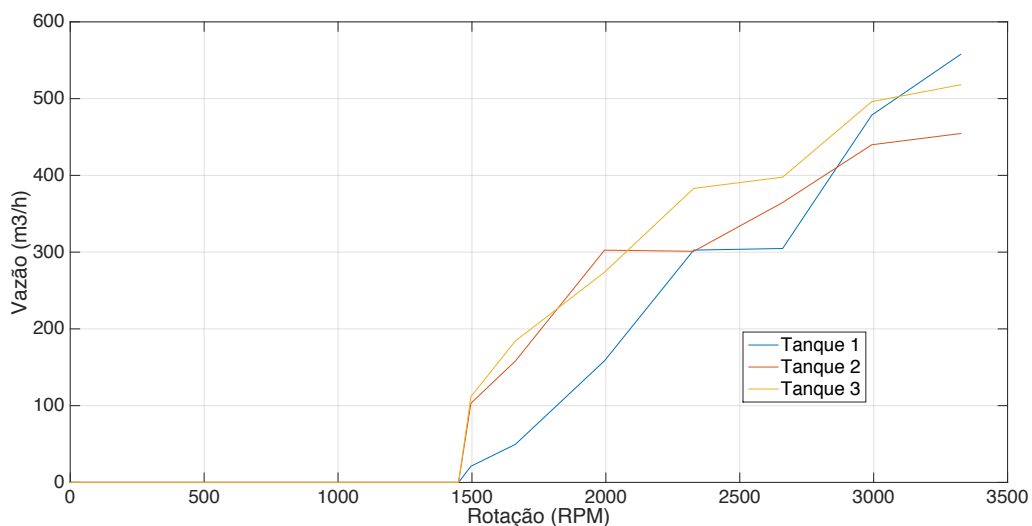


Figura 49- Vazão para os Tanques com todas as solenóides abertas.

Outro teste realizado é o escoamento dos tanques 1, 2 e 3, tanto na Planta Didática quanto no Simulador, utilizando a configuração mostrada na Figura 50. Este teste considera que os tanques estão inicialmente cheios de água. Primeiramente, abre-se a válvula HV1, esperando o Tanque 1 esvaziar. Depois, repete-se o procedimento para os Tanques 2 e 3, obtendo os gráficos mostrados na Figura 51. Percebe-se uma diferença entre as respostas real e simulada para níveis menores do que 3% do máximo. Dessa forma, as experiências no Simulador devem estar limitadas a valores de nível acima de 3%.

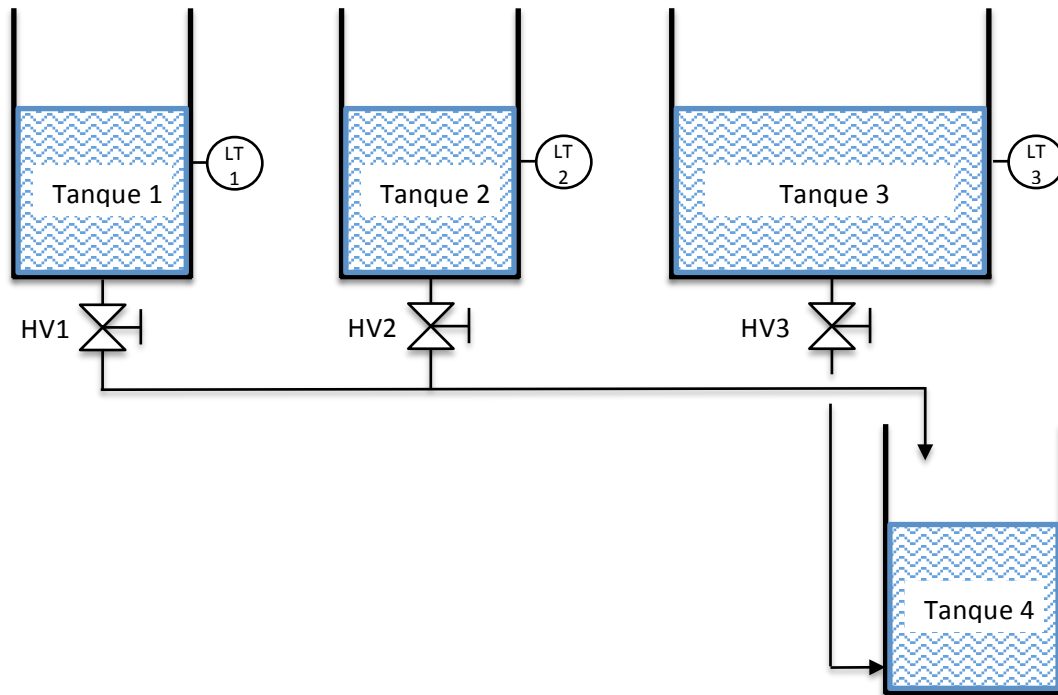


Figura 50- Escoamento manual dos tanques.

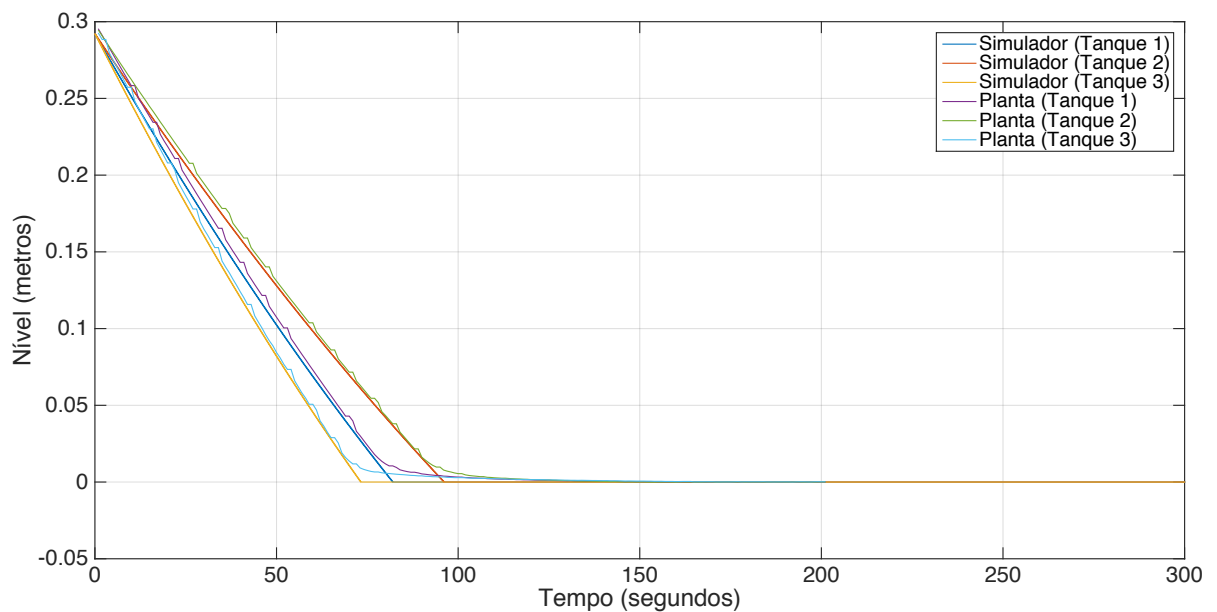


Figura 51- Escoamento dos Tanques 1, 2 e 3, individualmente.

Após encher novamente os tanques, é realizado o escoamento dos três tanques simultaneamente, abrindo as válvulas HV1, HV2 e HV3 ao mesmo tempo, resultando nos gráficos vistos na Figura 52. O Tanque 3 escoa de forma idêntica ao gráfico da Figura 51. Porém, o escoamento nos tanques 1 e 2 diferem do observado anteriormente, devido a uma interação entre os escoamentos. Isso se deve ao fato

de parte da tubulação de descarga ser comum entre os tanques 1 e 2. Esse fenômeno não foi modelado no Simulador. Dessa forma, não devem ser realizadas experiências no Simulador, que requeiram escoamento dos Tanques 1 e 2, simultaneamente.

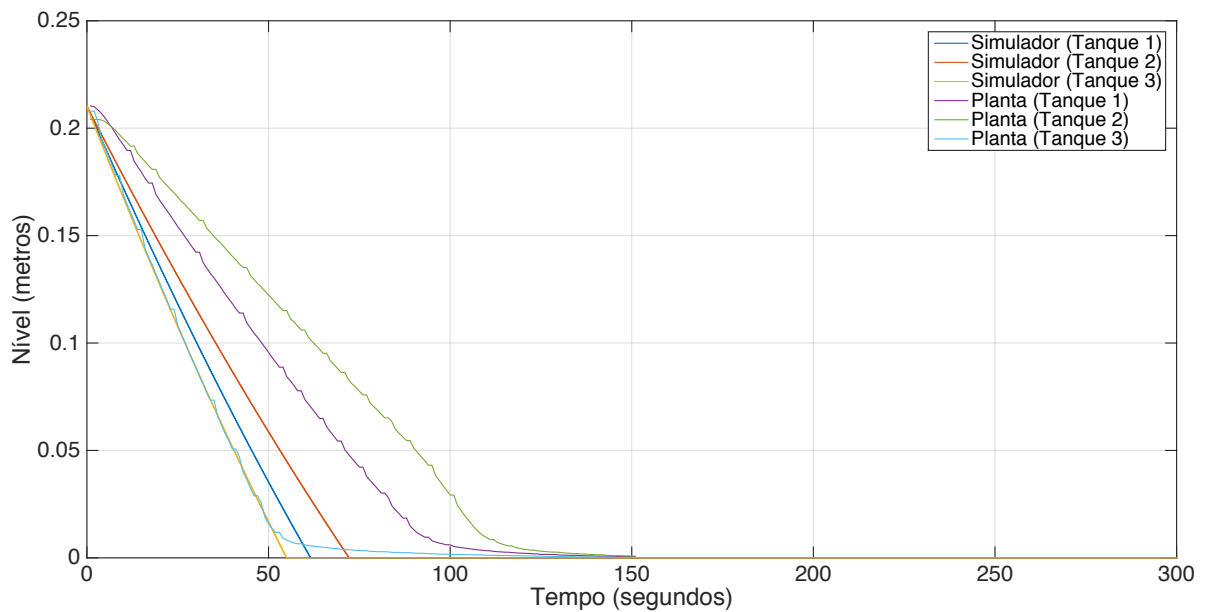


Figura 52- Escoamento dos Tanques 1, 2 e 3, simultaneamente.

Outro teste em malha aberta é a transferência entre tanques, utilizando a configuração mostrada na Figura 53. Esse teste considera que os tanques 1 e 2 estão inicialmente cheios e as válvulas HV1, HV2 e HV3 estão fechadas. A Figura 54 mostra as variações de nível durante as transferências entre os tanques.

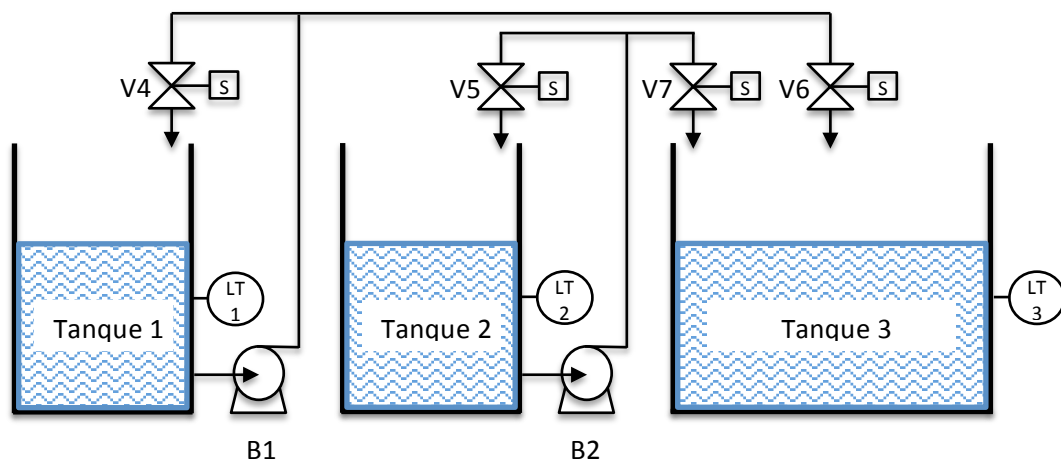


Figura 53- Transferência manual entre tanques.

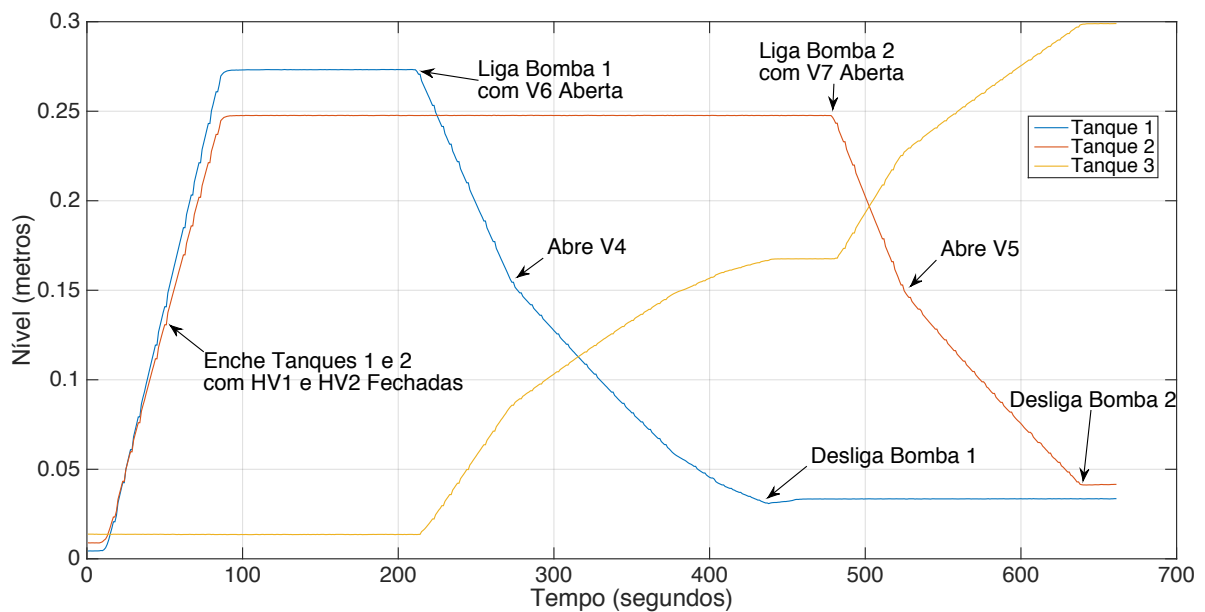


Figura 54- Transferência entre os tanques 1, 2 e 3.

Esse teste começa ligando a Bomba 1, com a válvula V6 aberta. Nessa situação, tem-se uma transferência do Tanque 1 para o 3 com vazão constante de $0,24 \text{ m}^3/\text{h}$. Ao abrir a válvula V4, a vazão diminui para $0,114 \text{ m}^3/\text{h}$. Depois, desliga-se a Bomba 1 e liga-se a Bomba 2 com a válvula V7 aberta, obtendo uma transferência do Tanque 2 para o 3 com vazão constante de $0,268 \text{ m}^3/\text{h}$. Ao abrir a válvula V5, a vazão diminui para $0,1185 \text{ m}^3/\text{h}$. A Figura 55 mostra o gráfico deste teste na Planta e no Simulador, onde pode ser vista uma similaridade.

Apesar das Bombas 1 e 2 serem do mesmo modelo e fabricante, as curvas do nível Tanque 1 divergem quando estão abaixo de 6 cm, o que equivale a aproximadamente 8% do máximo. Portanto, deve-se evitar a utilização do Simulador na realização de experiências de laboratório com o nível do Tanque 1 abaixo de 8%.

Além disso, comparando as curvas do nível do Tanque 3 no Simulador e na Planta Real, percebe-se um atraso, quando as Bombas 1 ou 2 são ligadas na Planta Real. Isso deve-se à demora de dois segundos, para enchimento do trecho de tubulação entre os tanques. Esse atraso pode ser minimizado, ligando previamente as Bombas 1 e 2 com os recirclos abertos (V4 e V5).

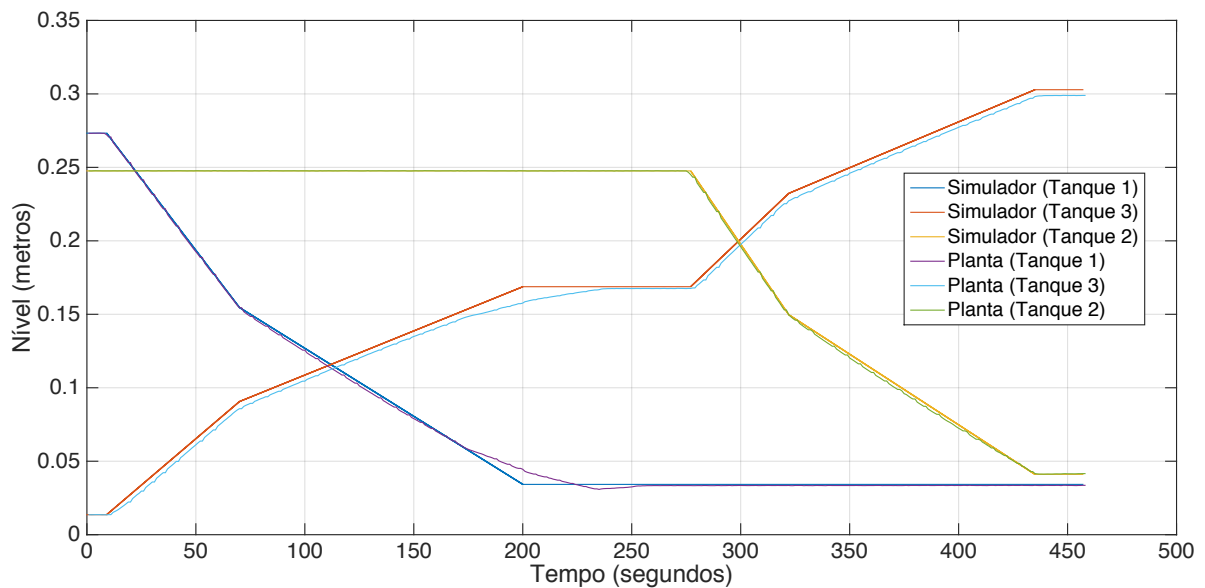


Figura 55- Transferência entre os tanques para a Planta e para o Simulador.

O próximo teste em malha aberta utiliza a configuração completa da planta, vista na Figura 40. Inicialmente, mantêm-se as válvulas V1 e HV1 abertas, para obter a resposta do nível do Tanque para variações da vazão da Bomba 4. Depois, repete-se o teste para os tanques 2 e 3, mudando as válvulas que são mantidas abertas. Foram obtidos gráficos de resposta do nível dos tanques na Planta Didática e no Simulador.

A Figura 56 mostra a resposta do nível do Tanque 1, obtendo a curva de um processo de primeira ordem. Nesse teste, a rotação da Bomba 4 variou de 0 a 45% da rotação máxima. Depois, foi de 45% para 50%, retornando a 45% depois de um tempo. Para a variação de 0% a 45%, o ganho do processo foi de 0,2 e a constante de tempo foi de 217 segundos. Na variação de 40% para 50%, o ganho do processo foi 6,6 e a constante de tempo foi de 270 segundos. Como os parâmetros do processo variam, comprova-se a não-linearidade desse processo. Nessas respostas, o tempo morto foi imperceptível no gráfico, sendo desconsiderado. Percebe-se uma pequena diferença entre a curva real e simulada para níveis menores do que 8%. Além disso, na redução de rotação de 50% para 45%, o ganho do processo foi 4% menor do que durante o aumento de 45% para 50% de rotação. Essa pequena diferença não foi considerada no modelo e é desconsiderada nesse trabalho.

As mesmas variações de rotação da Bomba 4 foram aplicadas para enchimento do Tanque 2, obtendo a Figura 57. As curvas obtidas são semelhantes a

processos de primeira ordem. Para a variação de 0% a 45%, o processo apresenta um ganho de 0,436 e constante de tempo de 215 segundos. Na variação de 45% para 50% e de 50% para 45%, o ganho foi de 4,46 e a constante de tempo foi de 300 segundos. Como os parâmetros do processo variam, comprova-se a sua não-linearidade. Percebe-se uma pequena diferença entre a curva real e simulada para níveis menores do que 8%. Nesse caso, o tempo morto também foi imperceptível, sendo desconsiderado.

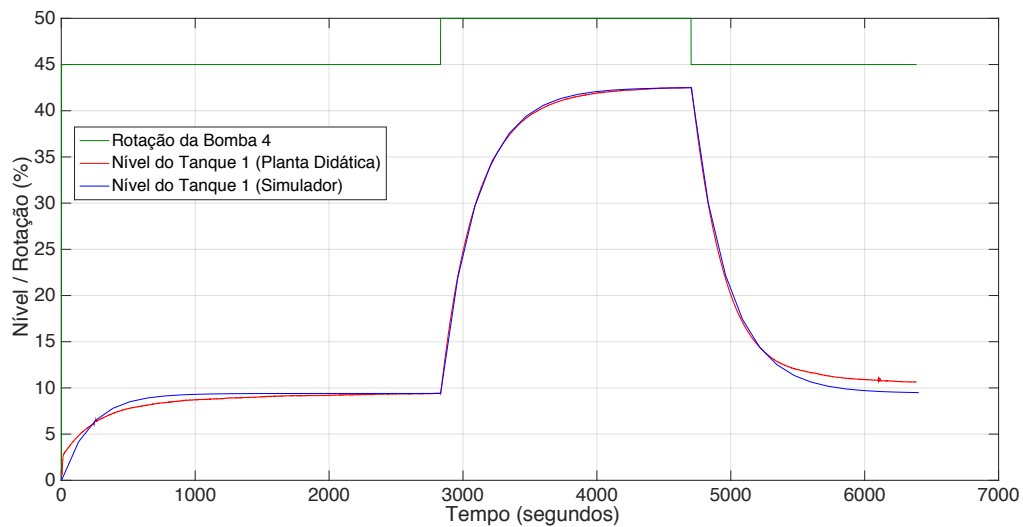


Figura 56- Resposta do Nível do Tanque 1 a variações de rotação da Bomba 4.

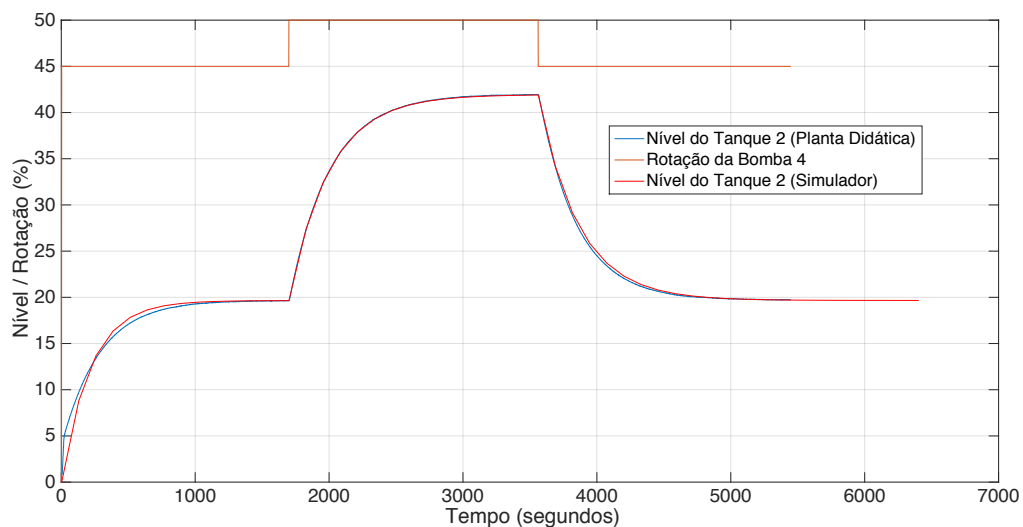


Figura 57- Resposta do Nível do Tanque 2 a variações de rotação da Bomba 4.

Repetindo o mesmo teste para o Tanque 3, foi gerada a Figura 58. Essas curvas também são semelhantes a processos de primeira ordem. A rotação da Bomba 4 foi de 45% até 80% da rotação máxima, em 7 incrementos de 5%. Até 55% da rotação máxima, não houve aumentos perceptíveis no nível do tanque. Ao variar para 60%, o processo respondeu com um ganho de 0,44 e constante de tempo de 142 segundos. Os aumentos de rotação para 65% e 70% obtiveram uma resposta do processo com ganho de 2 e constante de tempo de 195. Nos aumentos para 75% e 80%, foi observado um ganho de 2,3 e constante de tempo de 240.

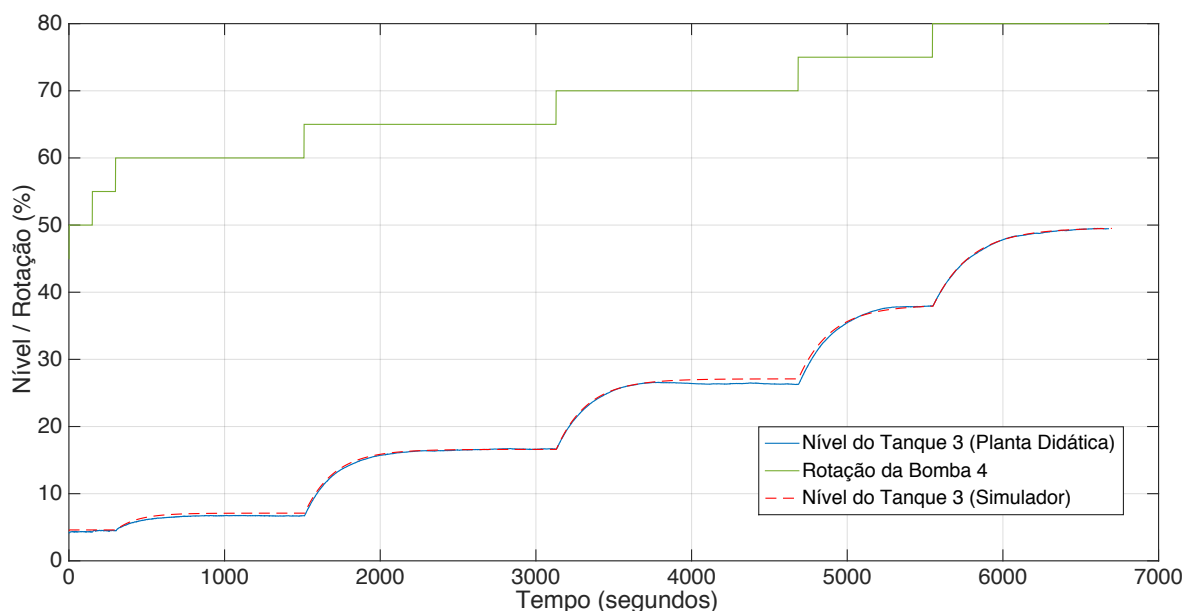


Figura 58- Resposta do Nível do Tanque 3 a variações de rotação da Bomba 4.

6.2. Controle de Vazão

A Figura 59 mostra a configuração utilizada para a experiência de controle de vazão. As válvulas V1 e HV1 precisam estar abertas para garantir a recirculação de água, evitando esvaziar o Tanque 4. A vazão é medida pelo FT01 e a atuação é realizada no inversor de frequência da Bomba 4 (SC01). Esse processo é de primeira ordem com constante de tempo de 2 segundos. O tempo morto foi imperceptível no gráfico, sendo desconsiderado. A Figura 60 mostra o diagrama em blocos do controle de vazão.

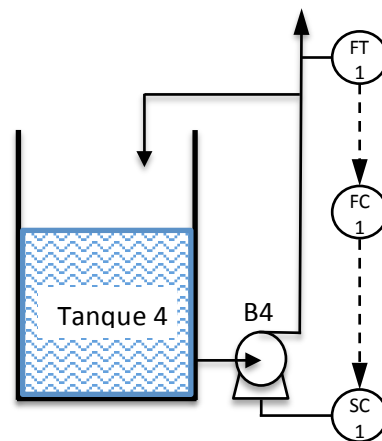


Figura 59- Controle de Vazão.

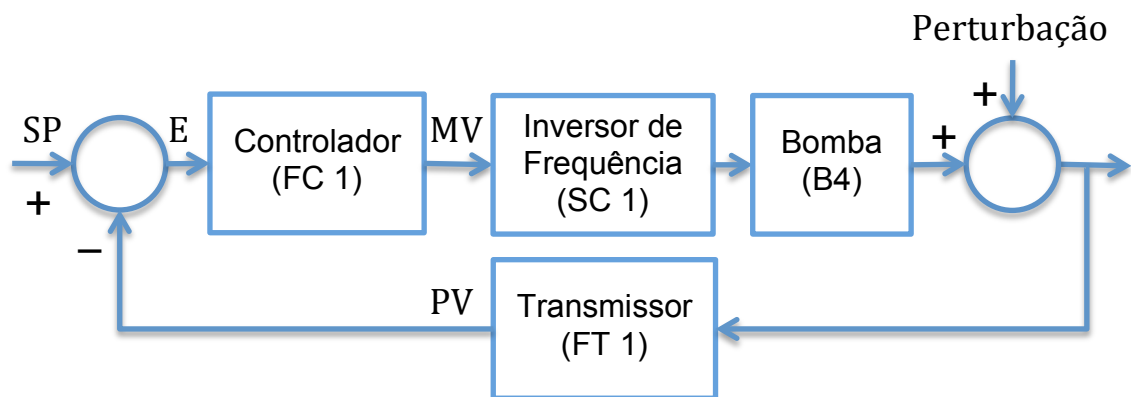


Figura 60- Diagrama em blocos do Controle de Vazão.

O ganho depende do ponto de operação escolhido, devido à característica não-linear da curva da Bomba 4. Foi escolhido um ponto de operação de $0,631 \text{ m}^3/\text{h}$ para uma rotação de aproximadamente 70% da rotação máxima da Bomba 4. De acordo com o gráfico obtido na Figura 43, o ganho vale 1, considerando as variações de vazão e de rotação em porcentagem.

A sintonia do controlador foi encontrada pelo método visto na seção 3.3. Para os parâmetros de ganho e constante de tempo encontrados, considerando um λ de 5 segundos, obtém-se uma sintonia para um controlador PI com K_p igual a 0,4 e T_i igual a 2.

A partir do ponto de operação escolhido, foram aplicados dois degraus em sequencia no *Setpoint*, para $0,721 \text{ m}^3/\text{h}$ e para $0,812$, que correspondem a 80% e 90% da rotação da Bomba 3, conforme visto na Figura 61. Depois, foram aplicados dois degraus, retornando para 80% e, na sequencia, para 70%. Após a

estabilização, foi aplicada uma perturbação, modificando a calibração do inversor de frequência, para propiciar uma redução de 10% na vazão, sendo corrigida pela malha de controle. Por fim, a perturbação foi retirada, provocando uma nova variação na vazão e levando a malha de controle a retornar as condições iniciais do teste. As variações de vazão provocadas pela perturbação e pelas mudanças de *Setpoint* foram corrigidas pela malha de controle.

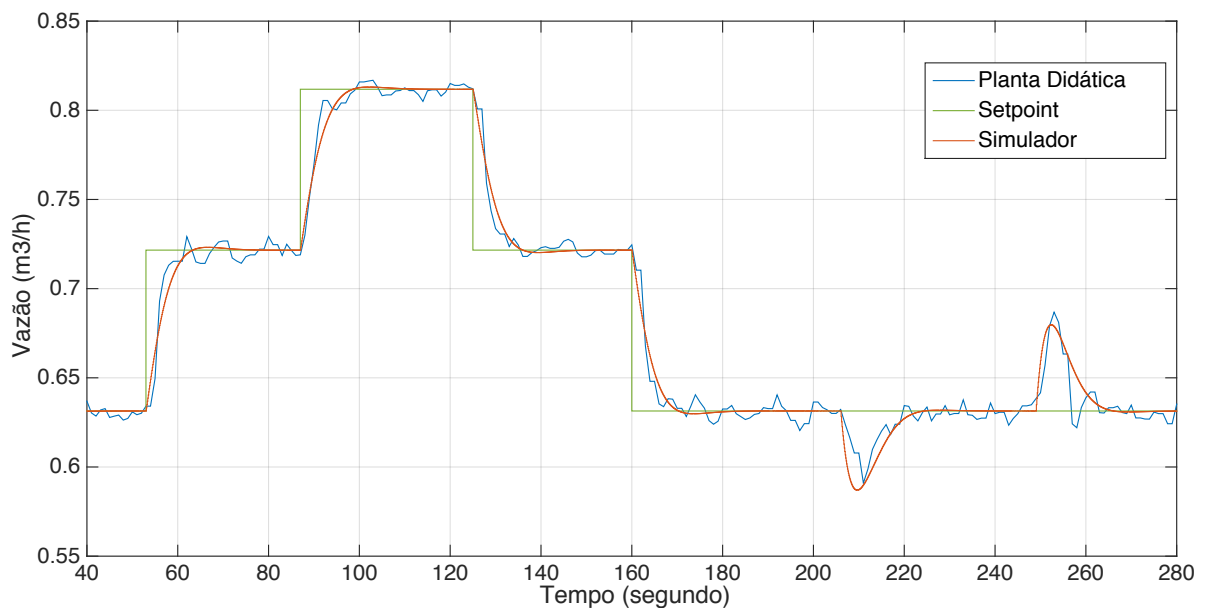


Figura 61- Resposta do Controle de Vazão.

6.3. Controle de Nível

A Figura 62 mostra a configuração utilizada para a experiência de controle de nível com escoamento livre. As válvulas V1 e HV1 precisam estar abertas para garantir o fluxo contínuo de água pelo Tanque 1. O nível é medido pelo LT01 e a atuação é realizada no inversor de frequência da Bomba 4 (SC01). A Figura 63 mostra o diagrama em blocos do controle de nível.

Esse processo é de primeira ordem com características não-lineares. Portanto, os seus parâmetros dependem do ponto de operação. Foi escolhido um ponto de operação de 35% do nível máximo. De acordo com o gráfico da Figura 56,

o ganho vale 6,6 e a constante de tempo vale 270 segundos. O tempo morto foi imperceptível no gráfico, sendo desconsiderado.

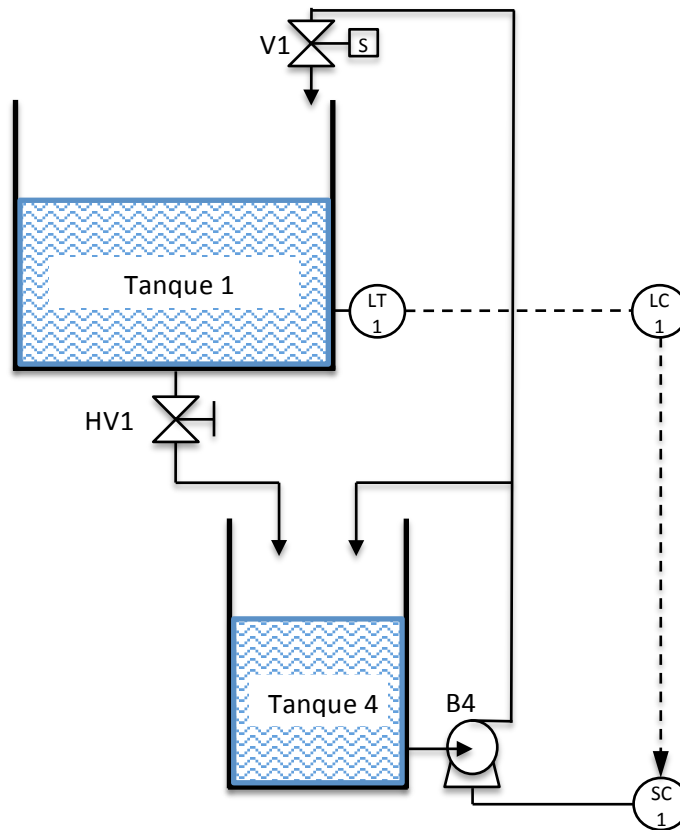


Figura 62- Controle de Nível de Tanque com escoamento livre.

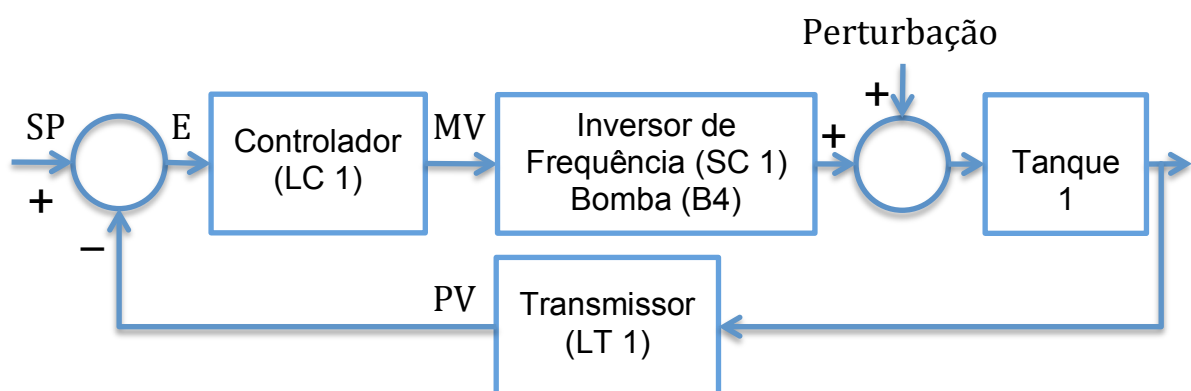


Figura 63- Diagrama em blocos do Controle de Nível do Tanque 1.

A sintonia do controlador foi encontrada pelo método visto na seção 3.3. Para os parâmetros de ganho e constante de tempo desse processo de nível, considerando um λ de 90 segundos, obtém-se uma sintonia para um controlador PI com K_p igual a 0,4545 e T_i igual a 270.

A partir do ponto de operação escolhido, foram aplicados dois degraus de 5% no *Setpoint*, um até 40% e outro até 45% do nível máximo, conforme visto na Figura 64. Após a estabilização, foi aplicada uma perturbação, modificando a calibração do inversor de frequência, para propiciar uma redução de 10% na vazão da Bomba 4. Isso ocasionou uma redução no nível, sendo corrigido pela malha de controle. Por fim, a perturbação foi retirada, provocando uma nova variação na vazão e levando a um aumento no nível, sendo novamente corrigido pela malha de controle. Outra perturbação foi aplicada, ligando a Bomba 1 e abrindo a válvula V6. O aumento de vazão de saída provoca uma diminuição no nível do Tanque 1 que é corrigida pela malha de controle. Ao remover a perturbação, desligando a Bomba 1, o nível sobre sendo novamente corrigido pela malha de controle.

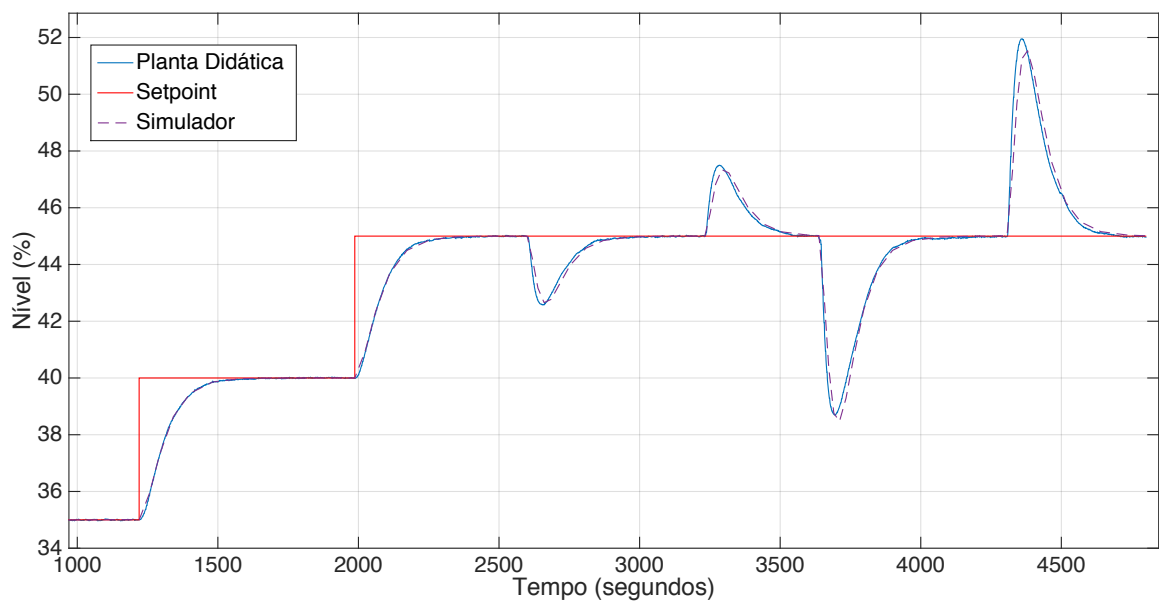


Figura 64- Resposta do Controle de Nível de Tanque com escoamento livre.

A Figura 65 mostra a configuração utilizada para a experiência de controle de nível com bomba de drenagem de vazão constante. As válvulas V1, V6 e HV3 precisam estar abertas e a Bomba 1 deve estar ligada, para garantir o fluxo contínuo de água pelo Tanque 1. O nível é medido pelo LT01 e a atuação é realizada no inversor de frequência da Bomba 4 (SC01). O diagrama em blocos desse controle de nível é o mesmo que foi mostrado na Figura 63.

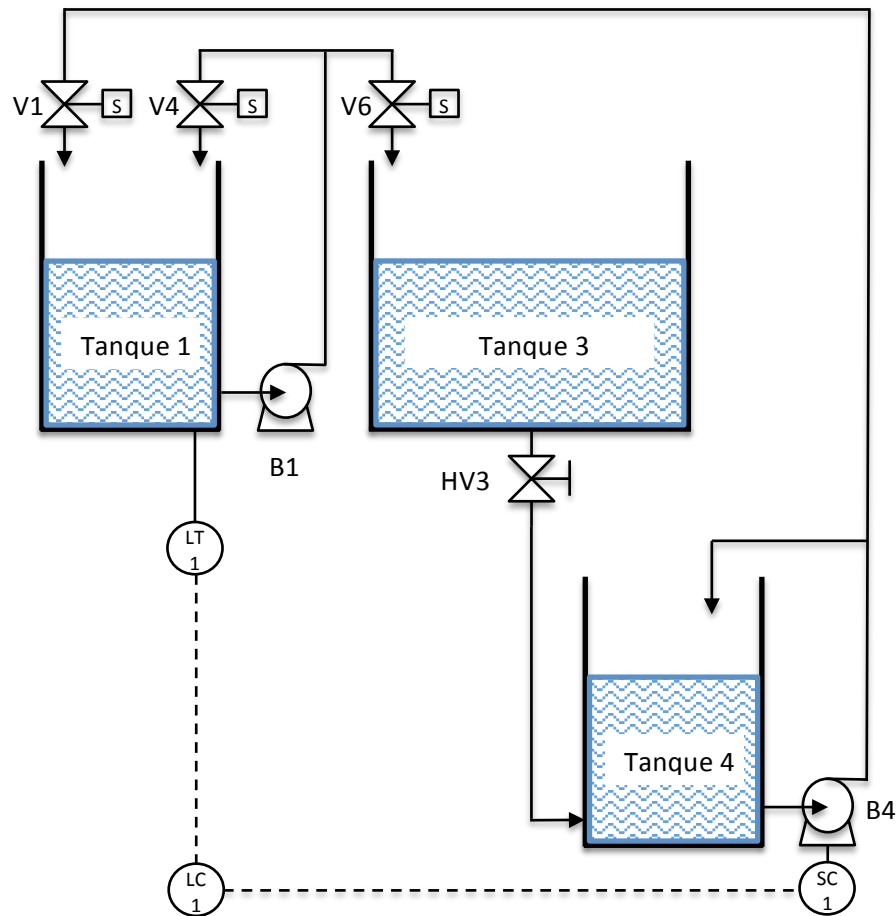


Figura 65- Controle de Nível de Tanque com Bomba de drenagem.

Esse processo é tipicamente um processo integrador. A Figura 66 mostra a resposta em malha aberta, onde pode-se verificar que o tempo morto foi imperceptível no gráfico, sendo desconsiderado. O outro parâmetro desse processo é o ganho que vale 0,026, obtido da taxa de subida da rampa em função do degrau de rotação da Bomba 4 aplicado.

A sintonia do controlador foi encontrada pelo método visto na seção 3.3, utilizando a fórmula para processo integrador. O valor de K_p encontrado foi de 1,28, considerando um valor de λ (30 segundos).

O ponto de operação escolhido para essa experiência é o nível de 55% do valor máximo. A partir dele, foram aplicados dois degraus de 5% no *Setpoint*, um até 60% e outro até 65% do nível máximo, conforme visto na Figura 67. A Planta e o Simulador tiveram respostas similares nessa malha de controle.

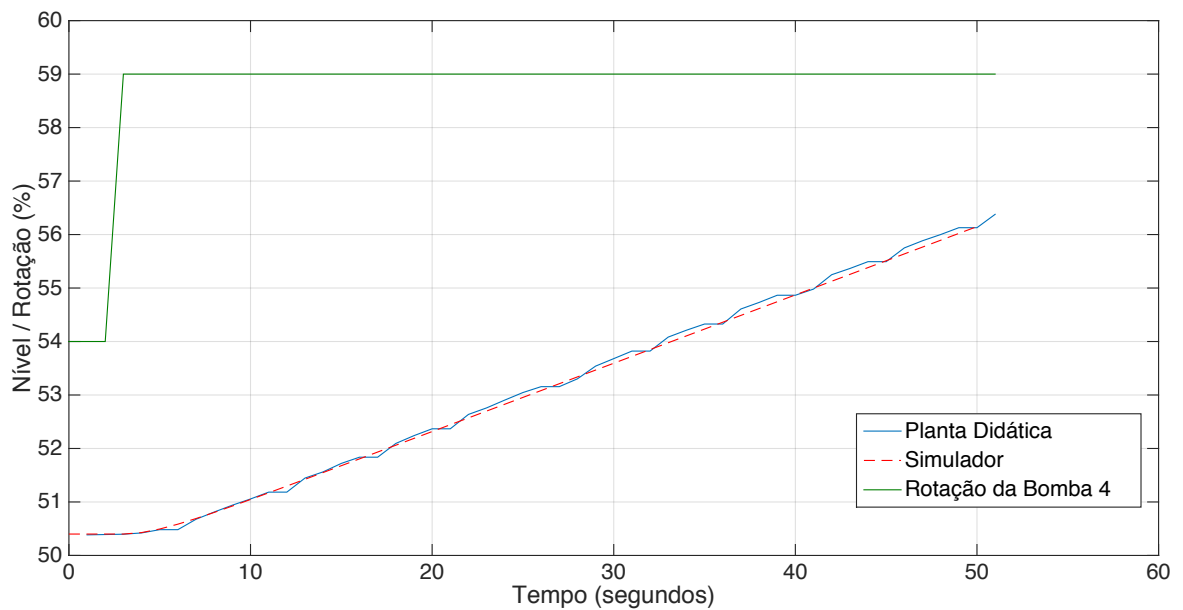


Figura 66- Resposta em malha aberta para o Tanque 1 com Bomba de drenagem.

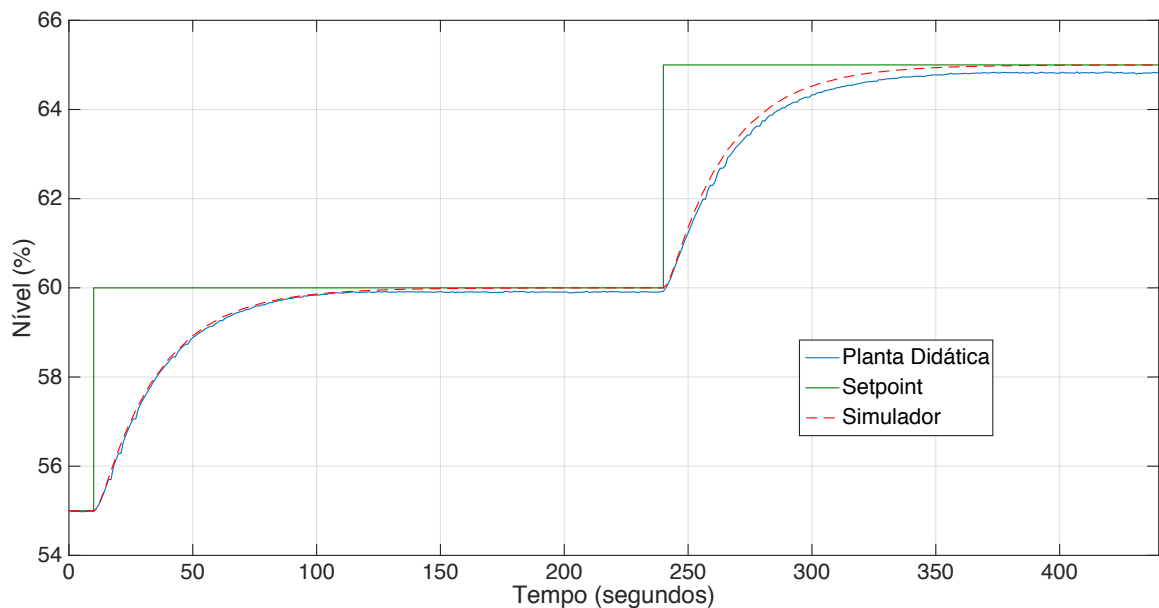


Figura 67- Resposta do Controle de Nível de Tanque 1 com Bomba de drenagem.

A Figura 68 mostra a configuração utilizada para a experiência de controle de nível do Tanque 4. As válvulas V1 e HV1 precisam estar abertas, para garantir o fluxo contínuo de água. O nível é medido pelo LT04 e a atuação é realizada no inversor de frequência da Bomba 4 (SC01). Como o LT04 não existe na Planta

Didática, essa experiência é realizada apenas no Simulador. A Figura 69 mostra o diagrama em blocos do controle de nível do Tanque 4.

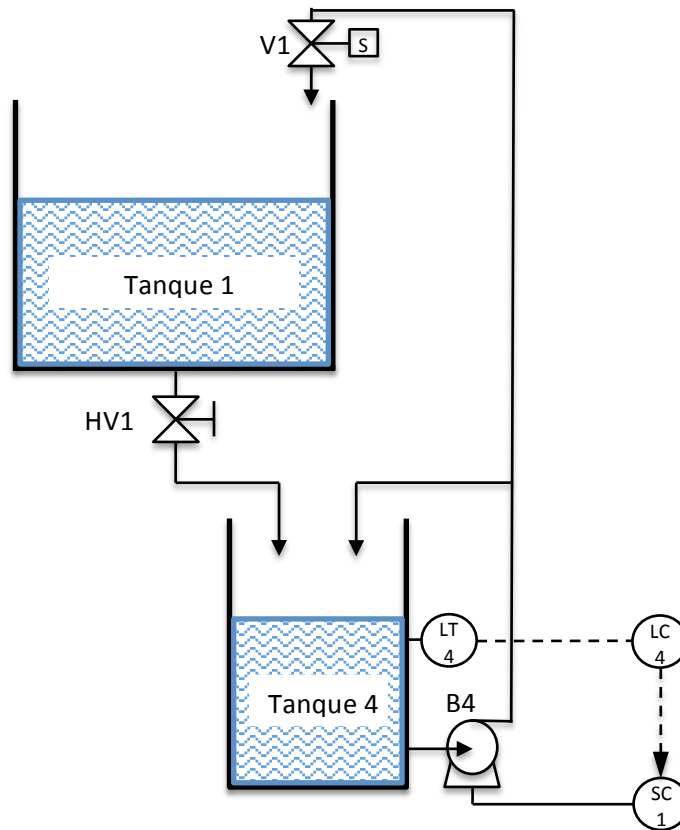


Figura 68- Controle de Nível do Tanque 4.

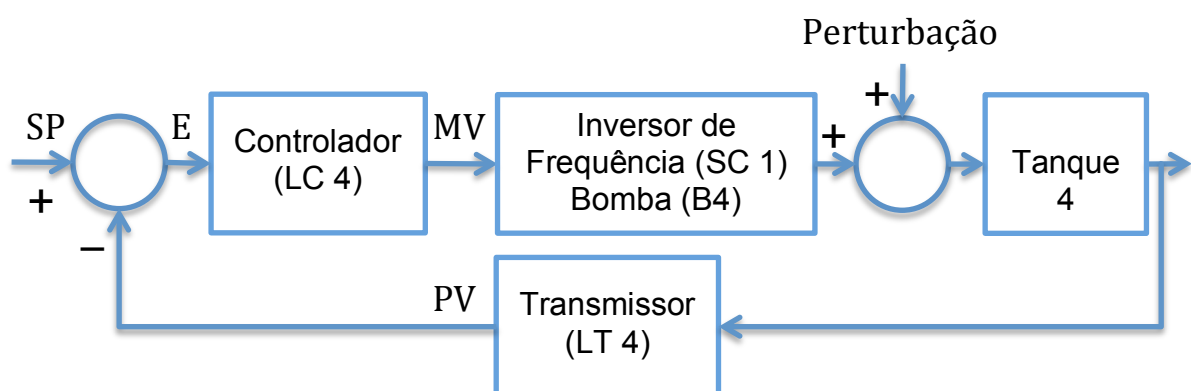


Figura 69- Diagrama em blocos do Controle de Nível. do Tanque 4

Esse processo possui a ação inversa, diferente do processo anterior para o Tanque 1. Nesse caso, o controle precisa ser ajustado com ação inversa também, para compensar a ação do processo.

Esse processo é de primeira ordem com características não-lineares. Portanto, os seus parâmetros dependem do ponto de operação. Foi escolhido um ponto de operação de 30% do nível máximo. A sintonia do controlador foi encontrada pelo método visto na seção 3.3, através da resposta em malha aberta. Para os parâmetros de ganho e constante de tempo desse processo de nível, considerando um λ de 90 segundos, obtém-se uma sintonia para um controlador PI com K_p igual a 2,65 e T_i igual a 270.

A partir do ponto de operação escolhido, foram aplicados dois degraus de 5% no *Setpoint*, um até 35% e outro até 40% do nível máximo, conforme visto na Figura 70. Após a estabilização, foi aplicada uma perturbação, modificando a calibração do inversor de frequência, para propiciar um aumento de 10% na vazão da Bomba 4. Isso ocasionou uma redução no nível, sendo corrigido pela malha de controle. Por fim, a perturbação foi retirada, provocando uma nova variação na vazão e levando a um aumento no nível, sendo novamente corrigido pela malha de controle.

A Figura 70 também mostra a rotação da Bomba 4 para cada uma das variações de *Setpoint* e para cada uma das perturbações. Pode-se perceber que uma diminuição no valor da rotação provoca um aumento no nível do Tanque 4, caracterizando a ação inversa do processo.

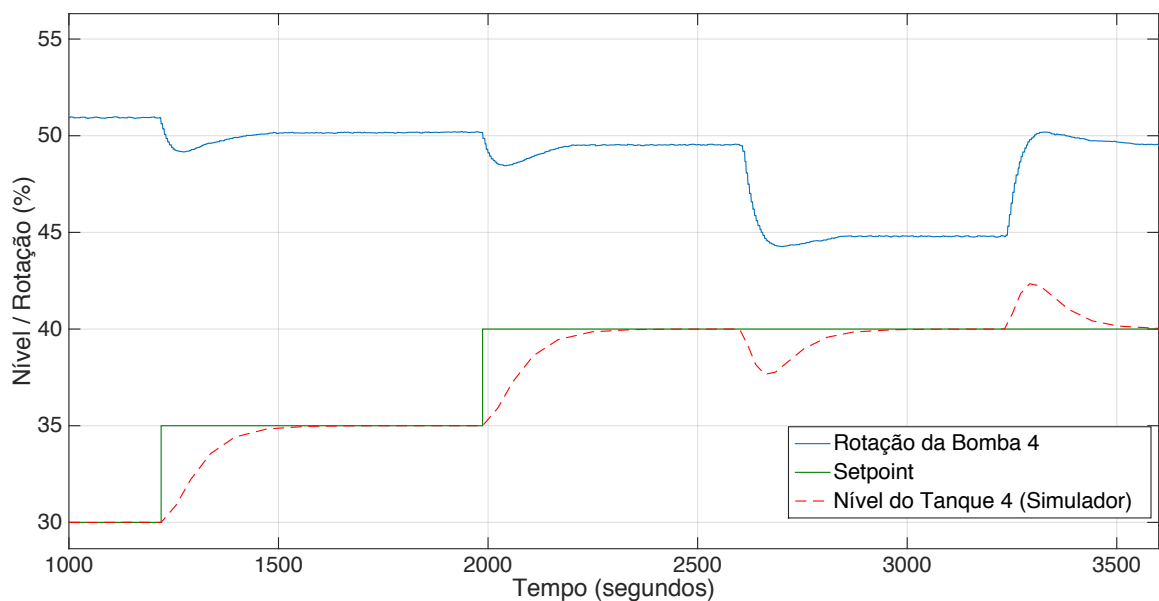


Figura 70- Resposta do Controle de Nível do Tanque 4.

6.4. Controle em Cascata

O controle em cascata acontece quando se tem dois controladores, onde o controlador primário gera o *Setpoint* para o secundário, conforme visto na seção 3.4. Essa estratégia é implementada na Planta e no Simulador, utilizando a arquitetura mostrada na Figura 71. As válvulas V1 e HV1 precisa estar abertas para garantir a circulação de água pelo Tanque 1. Além disso, mantém-se a Bomba 1 ligada, transferindo uma vazão constante para o Tanque 3, para que a Bomba 4 possa trabalhar num ponto de operação com vazão mais elevada, onde o medidor FT01 possa ter mais precisão na medição.

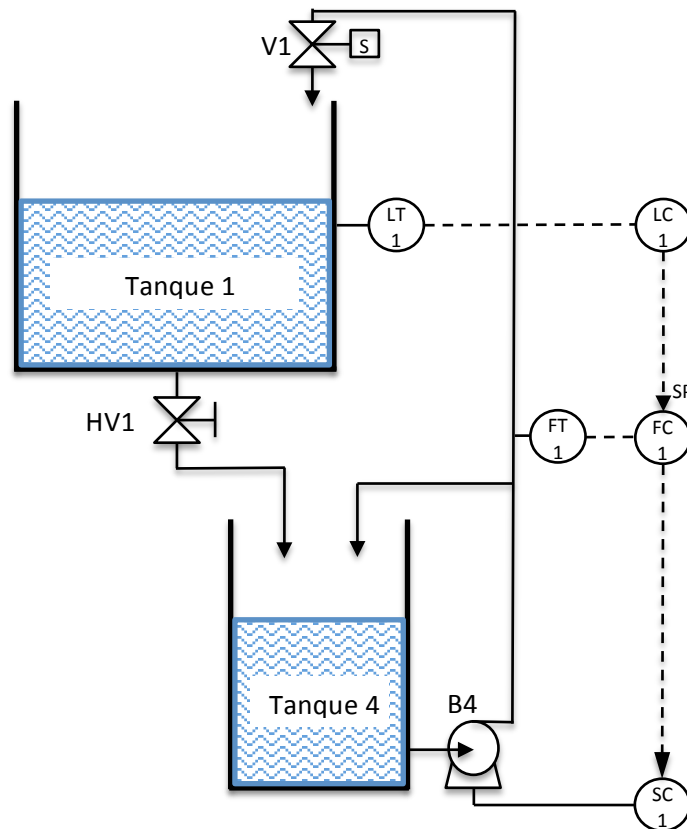


Figura 71- Controle de Nível em Cascata com Vazão.

O nível do Tanque 1 é medido pelo LT01 e é usado pelo controlador principal LC01 para gerar o *Setpoint* da malha do FC01, que controla a vazão medida pelo FT01, atuando no inversor de frequência (SC01), conforme mostra a Figura 72. As sintonias utilizadas pelos controladores LC01 e FC01 são as mesmas que foram usadas nos experimentos anteriores. Para o FC01, K_p igual a 0,4 e T_i igual a 2. Para o LC01, K_p igual a 0,4545 e T_i igual a 270.

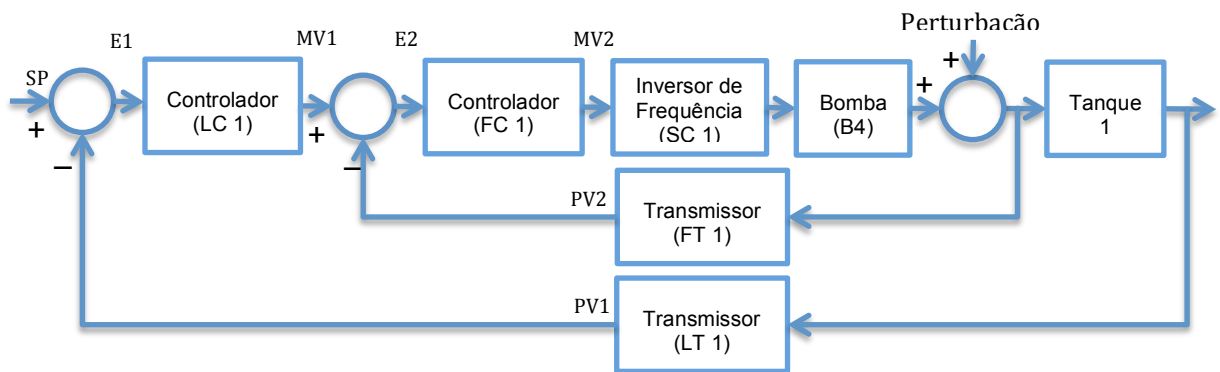


Figura 72- Diagrama em blocos do Controle de Nível em Cascata com Vazão.

A Figura 73 mostra a resposta do controle a perturbações, para a Planta e para o Simulador, comparando a malha de realimentação simples com a malha em cascata. A partir do ponto de operação com nível em 30%, utilizando a malha com realimentação simples, foi aplicada uma perturbação, modificando a calibração do inversor de frequência, para propiciar uma redução de 10% na vazão da Bomba 4. Depois da estabilização do nível, essa perturbação foi removida, retornando a calibração do inversor para a valor anterior. Dessa forma, foram observados os picos negativo e positivo no gráfico da Figura 73. Após o nível retornar a 30%, a mesma perturbação foi aplicada na malha em cascata. Percebe-se que a perturbação é corrigida muito mais rapidamente com a malha em cascata.

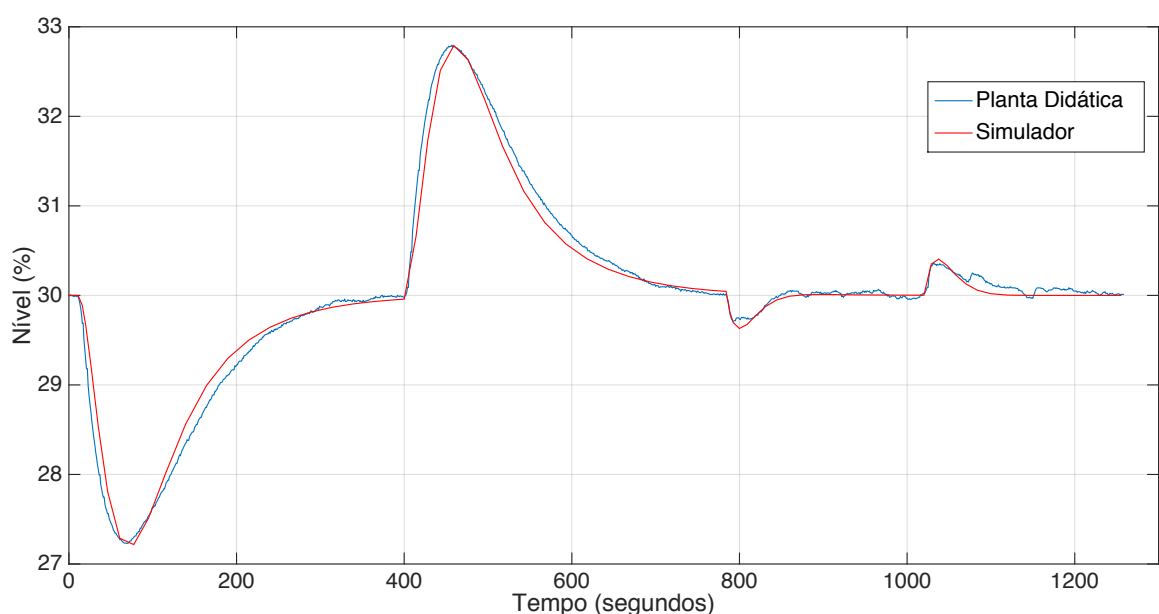


Figura 73- Resposta do Controle de Nível em Cascata com Vazão.

6.5. Controle de Razão

A Figura 74 mostra a configuração utilizada para esse teste. Essa experiência não pode ser realizada na Planta Didática, pois ela possui apenas um medidor de vazão. As válvulas V3, V6 e HV3 precisam permanecer abertas. A Bomba 1 precisa estar ligada, transferindo para o Tanque 3.

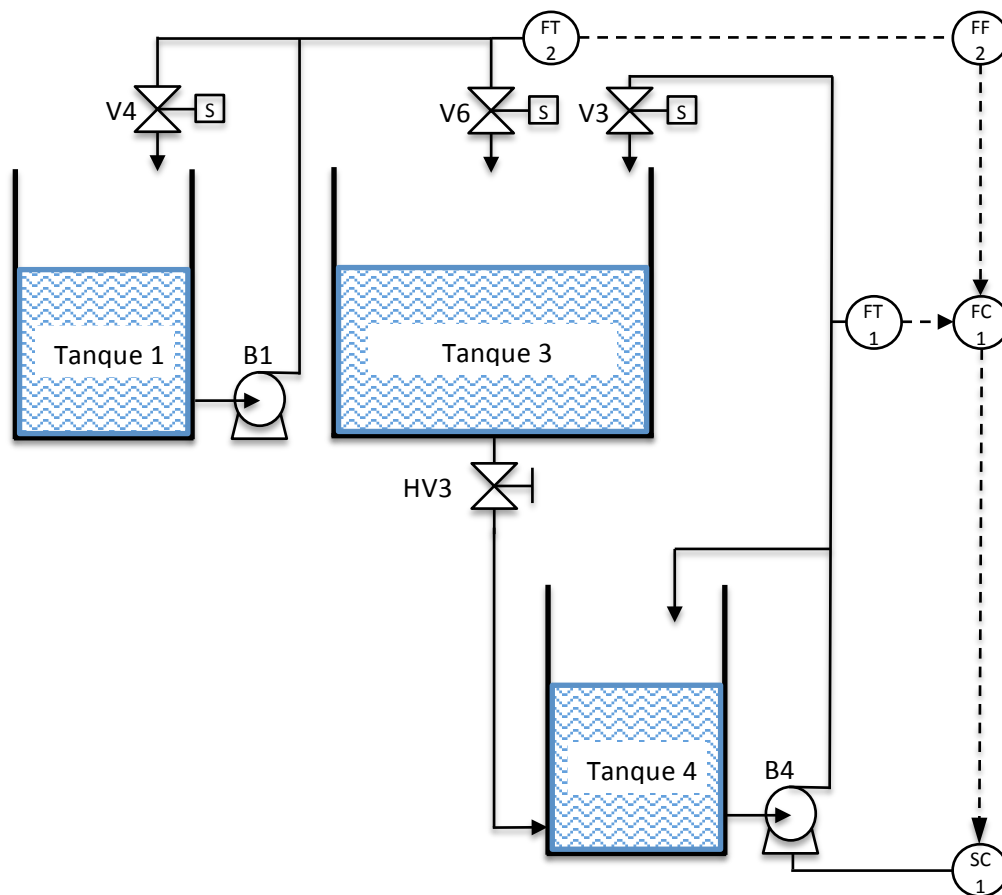


Figura 74- Controle de Razão entre as vazões de entrada do Tanque 3.

O objetivo desse controle é manter uma razão entre as vazões de entrada do Tanque 3. Para isso, mede-se a vazão que o Tanque 1 envia para o Tanque 3 e controla-se a vazão fornecida pela Bomba 4. O controlador FC01 envia o sinal de controle para o inversor da Bomba 4, recebendo o *Setpoint* da medição FT02, ajustada pelo FF02, de acordo com a razão desejada. A sintonia do controlador FC01 é a mesma utilizada na seção 6.2. A Figura 75 mostra o diagrama em blocos do controle de razão.

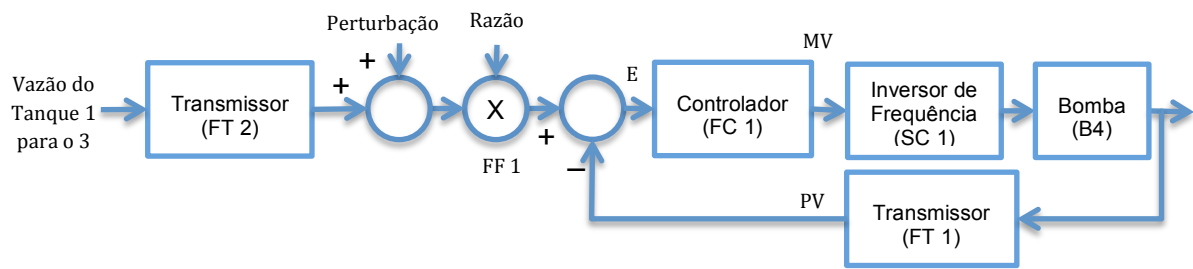


Figura 75- Diagrama em blocos do Controle de Razão.

A Figura 76 mostra a resposta do controle de razão. Para uma transferência do Tanque 1 para o 3, com apenas a válvula V6 aberta, observa-se uma vazão de $0,24 \text{ m}^3/\text{h}$, conforme visto na seção 6.1. Inicialmente, a razão está ajustada para que a vazão FT01 seja 2,5 vezes o valor de FT02, obtendo um ponto de operação de $0,6 \text{ m}^3/\text{h}$ para o controle da vazão FT01. Depois, altera-se essa razão de 2,5 para 3, obtendo uma resposta de primeira ordem, que aumenta a vazão FT01 para $0,72 \text{ m}^3/\text{h}$. Uma perturbação também é simulada, abrindo a válvula V4. Essa perturbação modifica a vazão em FT02, reduzindo para $0,114 \text{ m}^3/\text{h}$. O controle de razão apresenta uma resposta, modificando a vazão até o valor de $0,342 \text{ m}^3/\text{h}$. Ao fechar a válvula V4, a vazão em FT02 retorna para $0,24 \text{ m}^3/\text{h}$ e o controle aumenta a vazão FT01 até $0,72 \text{ m}^3/\text{h}$, mantendo a razão entre as vazões.

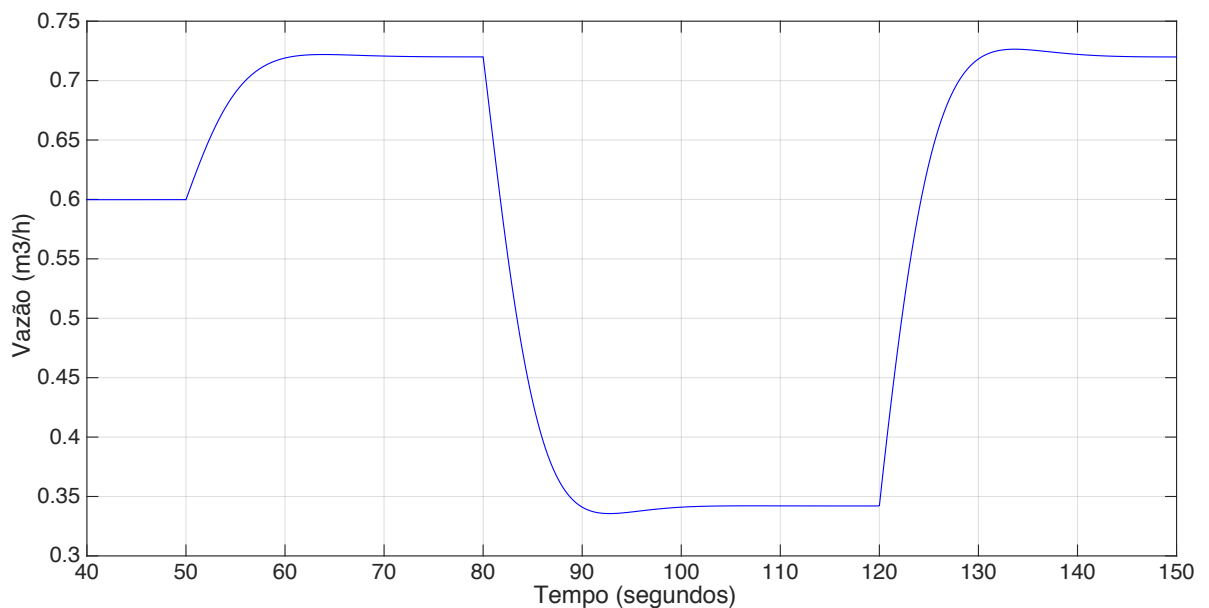


Figura 76- Resposta do Controle de Razão.

6.6. Controle Antecipatório

A Figura 77 mostra a configuração utilizada para o teste do controle antecipatório. Essa experiência não pode ser realizada na Planta Didática devido a ausência do medidor FT02. As válvulas V1, V6, HV1 e HV3 precisam estar abertas. O LC01 representa o controle PID para o nível do Tanque 1 e o FC01 representa o controle antecipatório para corrigir a perturbação medida pelo FT02. A Figura 78 mostra o diagrama em blocos do controle antecipatório.

Repete-se o mesmo teste realizado na seção 6.3, com o mesmo ajuste para o controlador LC01, obtendo a resposta apresentada na Figura 79. Comparando com a Figura 64, obtida na seção 6.3, observa-se que a resposta dessa malha de controle é a mesma, para mudança de *Setpoint* e para a perturbação na vazão da Bomba 4. Porém, quando a Bomba 1 transfere água do Tanque 1 para o Tanque 3, aparece uma perturbação no nível do Tanque 1 que é corrigida mais rapidamente pelo controle antecipatório.

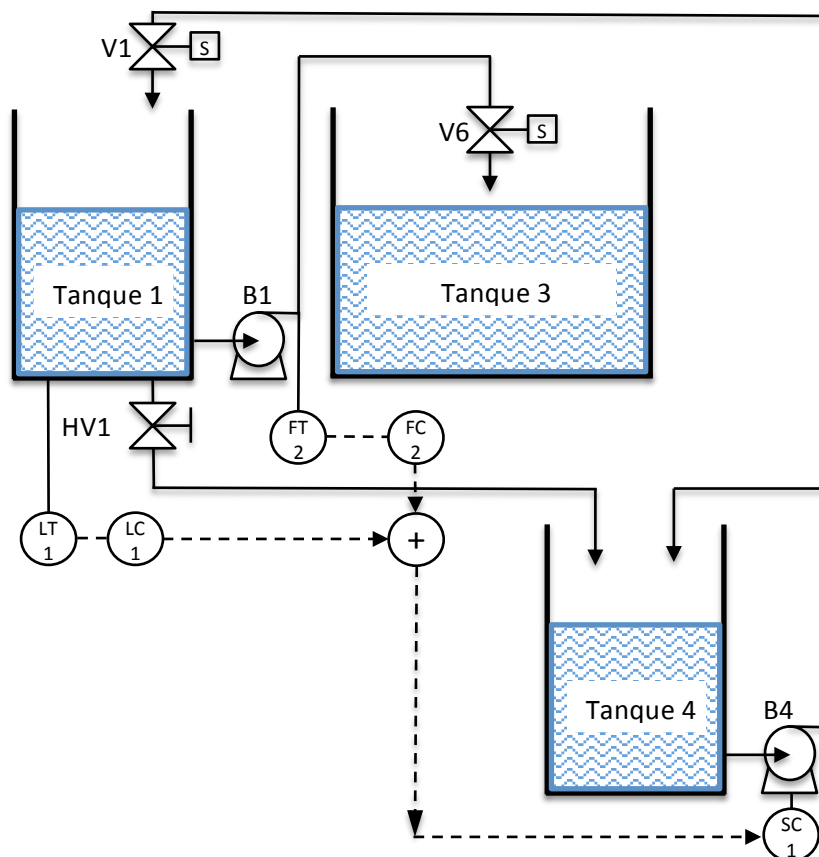


Figura 77- Controle Antecipatório.

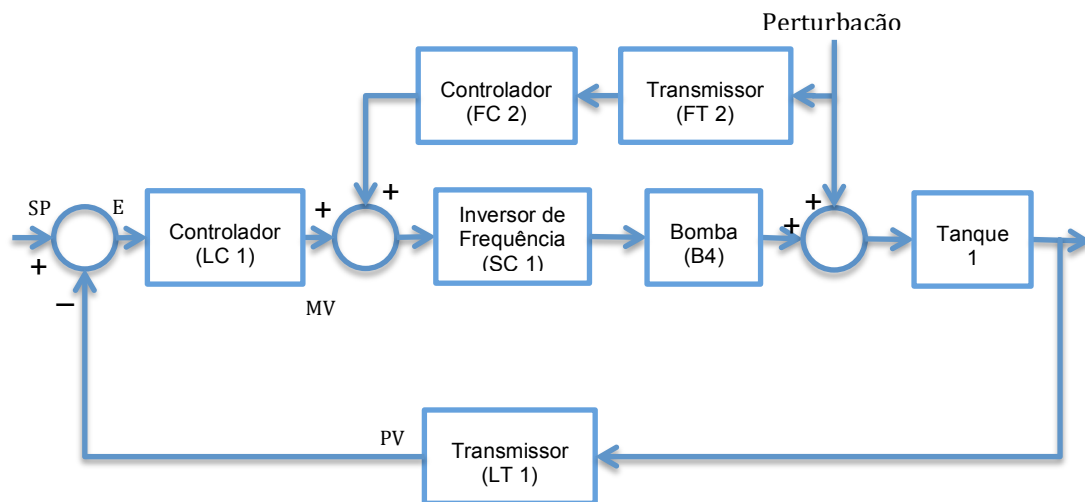


Figura 78- Diagrama em blocos do Controle Antecipatório.

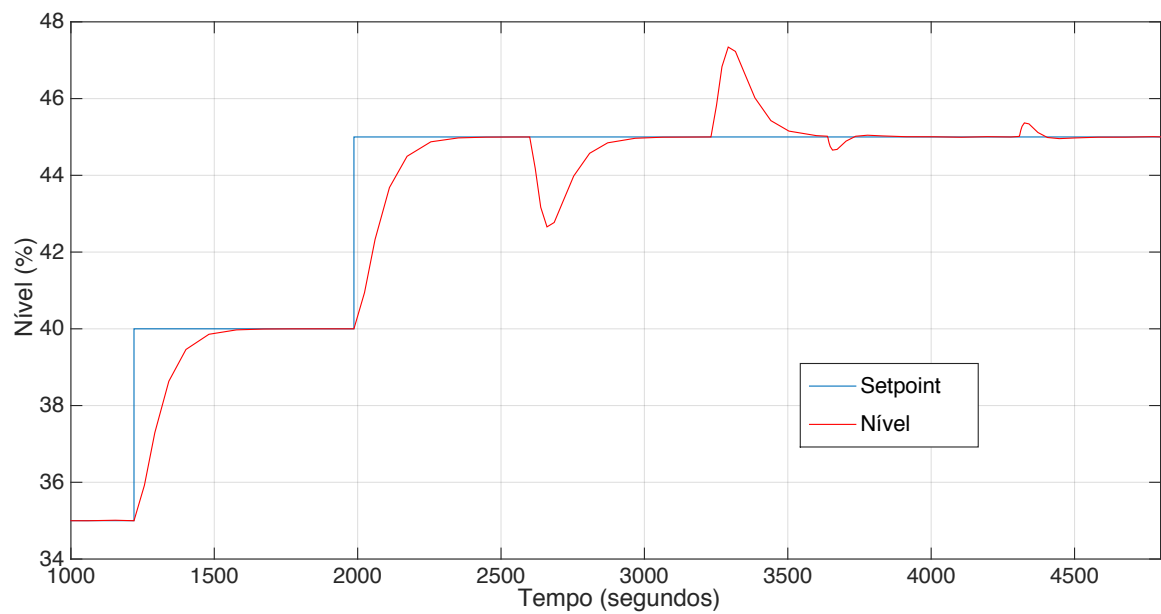


Figura 79- Resposta do Controle Antecipatório.

7. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Este projeto implementou um simulador, que recebe os sinais de um CLP, simula uma resposta dinâmica de um processo e envia os sinais para as entradas do CLP. Esse simulador permite a criação de laboratórios para o ensino dos conceitos básicos da teoria de controle. Dessa forma, os alunos podem executar experiências nos mesmos equipamentos e softwares que são usados no controle de plantas industriais, sem a necessidade de comprar plantas didáticas de alto custo.

Esse trabalho também apresentou a modelagem de uma planta didática e a sua implementação no Arduino, incluindo as principais não-linearidades presentes no processo real. Foi escolhida uma Planta Didática da Yokogawa, adquirida em 2004 pelo IFSP. Essa planta permitiu a execução de experiências de controle das variáveis de processo Nível e Vazão, executando estratégias de controle por realimentação simples, controle em cascata e controle por restrições.

Foi realizada a determinação dos parâmetros do modelo, bem como a elaboração de experiências na planta real e no simulador. Alguns exemplos de malhas de controle foram implementados na planta didática original e no simulador, de forma a comparar os resultados.

Nas experiências em malha aberta, foram encontradas as curvas da Bomba 4 para as diversas combinações das válvulas V1, V2 e V3. Com essas curvas, pode-se realizar uma ponderação mais acurada na divisão de vazões entre os tanques. Também percebeu-se que, na Planta Didática, existe interferência nos escoamentos dos Tanques 1 e 2, o que não foi previsto no modelo configurado no Simulador. Dessa forma, para manter a similaridade entre o Simulador e a Planta Didática, deve-se evitar a execução de experiências com as válvulas HV1 e HV2 abertas, simultaneamente. Trabalhos futuros deverão incorporar essas características do sistema real ao modelo.

Para níveis menores que 8%, percebeu-se que uma pequena discrepância entre o simulado e o real. Essa diferença apareceu no modelo dos Tanques 1, 2, 3 e 4, bem como na transferência entre os Tanques 1 e 3. Assim, para manter a similaridade entre o real e o simulador, deve-se manter sempre os níveis dos Tanques acima de 8% durante as experiências.

Nas experiências com o medidor de vazão da Planta Didática, nota-se uma oscilação na medição do FT01, similar a um ruído de sinal. Essa oscilação ocorre por causa da baixa precisão desse modelo de medidor do tipo Vortex para as vazões que a Bomba 4 pode fornecer. Para corrigir esse problema, deve-se substituir esse tipo de medidor por outro com maior precisão. Essa oscilação foi desconsiderada no modelo configurado no Simulador.

Os controles de Vazão e de Nível funcionaram de forma similar, no Simulador e na Planta Didática, tanto para mudanças de *Setpoint* quanto para perturbações. O controle em cascata corrigiu mais rapidamente a perturbação na vazão da Bomba 4.

O Simulador permitiu a realização de experiência de controle de razão e de controle antecipatório, que não é possível na Planta Didática. Essas duas experiências apresentaram o comportamento esperado, conforme o funcionamento teórico dessas estratégias de controle.

Apesar das diferenças entre o Simulador e a Planta Didática, todas as experiências de controle realizadas apresentaram o comportamento previsto na teoria de controle.

Como trabalho futuro, precisa-se descrever um conjunto de experiências necessárias para um curso de teoria de controle, utilizando o Simulador proposto nesse trabalho. Outra possibilidade de desenvolvimento futuro é a modelagem de outras Plantas Didáticas para uso no Simulador.

Esse Simulador também poderia ser adaptado para utilização em aulas de outras disciplinas, tais como: microcontroladores e sistemas supervisórios. Além disso, pode ser adaptado para aulas de programação de CLP, bastando apenas alterar a Planta configurada no Simulador.

A utilização de um modelo para a planta implementada num dispositivo de baixo custo viabiliza ainda a implementação de outras técnicas de controle em futuros trabalhos, tais como controle preditivo baseado em modelo (*Model Predictive Control* - MPC) ou controle adaptativo por modelo de referência.

REFERÊNCIAS

- AGUIRRE, L. A. **Introdução à identificação de sistemas: técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais**. 3. ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2007.
- ARAUJO, R. D. B. et al. **Projeto assistido por computador no ensino de controle em modelagem de processos FOPDT e na sintonia do controlador PI-IMC**. COBENGE. Juiz de Fora: ABENGE. 2014.
- BATISTA, C. E. R. et al. **Software educacional de emulação de plantas de processos industriais discretos controladas por CLP via microcontrolador**. COBENGE. Belém: ABENGE. 2012.
- BAZANELLA, A. S.; SILVA, J. M. G. D. **Sistemas de Controle: Princípios e Métodos de Projeto**. Porto Alegre: Editora da UFRGS, 2005.
- BEGA, E. A. et al. **Instrumentação Industrial**. Rio de Janeiro: Interciência, 2003.
- BENCOMO, S. D. **Control learning: present and future**. 15th Triennial World Congress. Barcelona: IFAC. 2002.
- BERNUY, M. A. C. et al. **Proposta de ensino de controle lógico programável em turmas de graduação de nível de engenharia e tecnológico**. COBENGE. Passo Fundo: ABENGE. 2006. p. 1825-1836.
- BISTAFA, S. **Mecânica dos Fluidos: Noções e Aplicações**. São Paulo: Editora Blucher, 2010.
- CAMPOS, M. C. M. M. D.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 1. ed. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 2006.
- CASARA, V. P.; ZAMPARETTE, R. L. B.; BELOLI, A. S. R. **Utilização da plataforma Arduino como forma de contribuição para a melhoria da qualidade da formação acadêmica dos alunos e introdução e novas práticas pedagógicas no curso de engenharia elétrica**. COBENGE. Juiz de Fora: ABENGE. 2014.
- COELHO, A. A. R.; COELHO, L. D. S. **Identificação de sistemas dinâmicos lineares**. Florianópolis: EDUFSC, 2004.
- DORMIDO, S. et al. **Developing and Implementing Virtual and Remote Labs for Control Education: The UNED pilot experience**. Proceedings of the 17th World Congress. Seoul: IFAC. 2008. p. 8159-8164.
- DUARTE, A. O. S. M. et al. **Modelagem e simulação de um processo industrial**. COBENGE. Brasília: ABENGE. 2004.

FOX, R. W.; MCDONALD, A. T.; PRITCHARD, P. J. **Introdução à mecânica dos fluidos**. Tradução de Ricardo Nicolau Nassar Koury e Geraldo A. C. França. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2006.

FRANKLIN, G. F.; POWELL, J. D.; EMAMI-NAEINI, A. **Sistemas de controle para engenharia**. Tradução de Fernando de Oliveira Souza. 6. ed. Porto Alegre: Bookman, 2013.

GARCIA, C. **Modelagem e simulação de processos industriais e de sistemas eletromecânicos**. 2. ed. São Paulo: EDUSP, 2005.

GRAVES, J. C. **Deteção de falhas em sistemas de rede industrial com atuadores cooperativos em malha fechada**. Dissertação. ITA. São José dos Campos. 2010.

GRAVES, J. C. et al. **Estimação do coeficiente de perda de carga para processos com transporte ativo de fluidos em malha fechada – Aplicação para Deteção de falhas**. CBA. Bonito: SBA. 2010. p. 3743-3749.

HAUGEN, F.; WOLDEN, K. E. **A Revised View on Teaching Basic Process Control**. 10th IFAC Symposium Advances in Control Education. Sheffield: IFAC. 2013. p. 108-113.

HEMERLY, E. M. **Controle por Computador de Sistemas Dinâmicos**. São Paulo: Editora Edgard Blücher, 1996.

KUO, B. C.; GOLNARAGHI, F. **Automatic control systems**. 8. ed. Danvers: John Wiley & Sons, 2003.

LATHI, B. P. **Sinais e sistemas lineares**. Tradução de Gustavo Guimarães Parma. 2. ed. Porto Alegre: Bookman, 2007.

LIPTAK, B. G. (Ed.). **Instrument Engineers' Handbook: Process Control and Optimization**. 4. ed. Boca Raton: Taylor & Francis, ISA, v. 2, 2006.

MACINTYRE, A. J. **Equipamentos Industriais e de Processo**. Rio de Janeiro: LTC, 1997.

MARLIN, T. E. **Process control: Designing processes and control systems for dynamic performance**. 2. ed. Boston: McGraw Hill, 2000.

MARTI, P. et al. Design of an Embedded Control System Laboratory Experiment. **IEEE Transactions on Industrial Electronics**, 57, n. 10, 08 October 2010. 3297 - 3307.

MATTOS, E. E. D.; FALCO, R. D. **Bombas Industriais**. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

MCROBERTS, M. **Arduino Básico**. Tradução de Rafael Zanolli. São Paulo: Novatec, 2011.

MELO, W. J. R. D. et al. Laboratório de automação, uma solução virtual utilizando o micrologix 1100. **Revista de Controle e Automação**, 2012.

MONK, S. **Programação com Arduino: Passos avançados com Sketches**. Tradução de Anatólio Laschuk. Porto Alegre: Bookman, v. 2, 2015.

OGATA, K. **Engenharia de Controle Moderno**. Tradução de Paulo Alvaro Maya. 4. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2003.

OLIVEIRA, A. L. D. et al. **Arduino: Uma proposta para o ensino introdutório de programação**. COBENGE. Juiz de Fora: ABENGE. 2014.

OLIVEIRA, L. M. D. et al. **Utilização de uma planta didática SMAR para complementação do ensino de engenharia de controle de automação**. COBENGE. Belém: ABENGE. 2012.

OPPENHEIM, A. V.; WILLSKY, A. S. **Sinais e Sistemas**. 2. ed. São Paulo: Pearson, 2010.

SESCHINI, I.; GALVEZ, J. M. **Um laboratório virtual para aplicações em ensino de automação e controle**. COBENGE. Curitiba: ABENGE. 2007.

APÊNDICE A : INTERFACE ENTRE O CLP E O ARDUINO

Esse Apêndice apresenta os circuitos eletrônicos de interface entre o Arduino e o CLP, para garantir a compatibilidade elétrica entre esses dois equipamentos.

A.1. Entradas e Saídas do CLP

Todas as interligações elétricas com o CLP são realizadas através de bornes. A Figura A.1 mostra a disposição dos terminais das entradas e saídas do CLP, bem como o nome dos sinais correspondentes a cada um dos bornes.

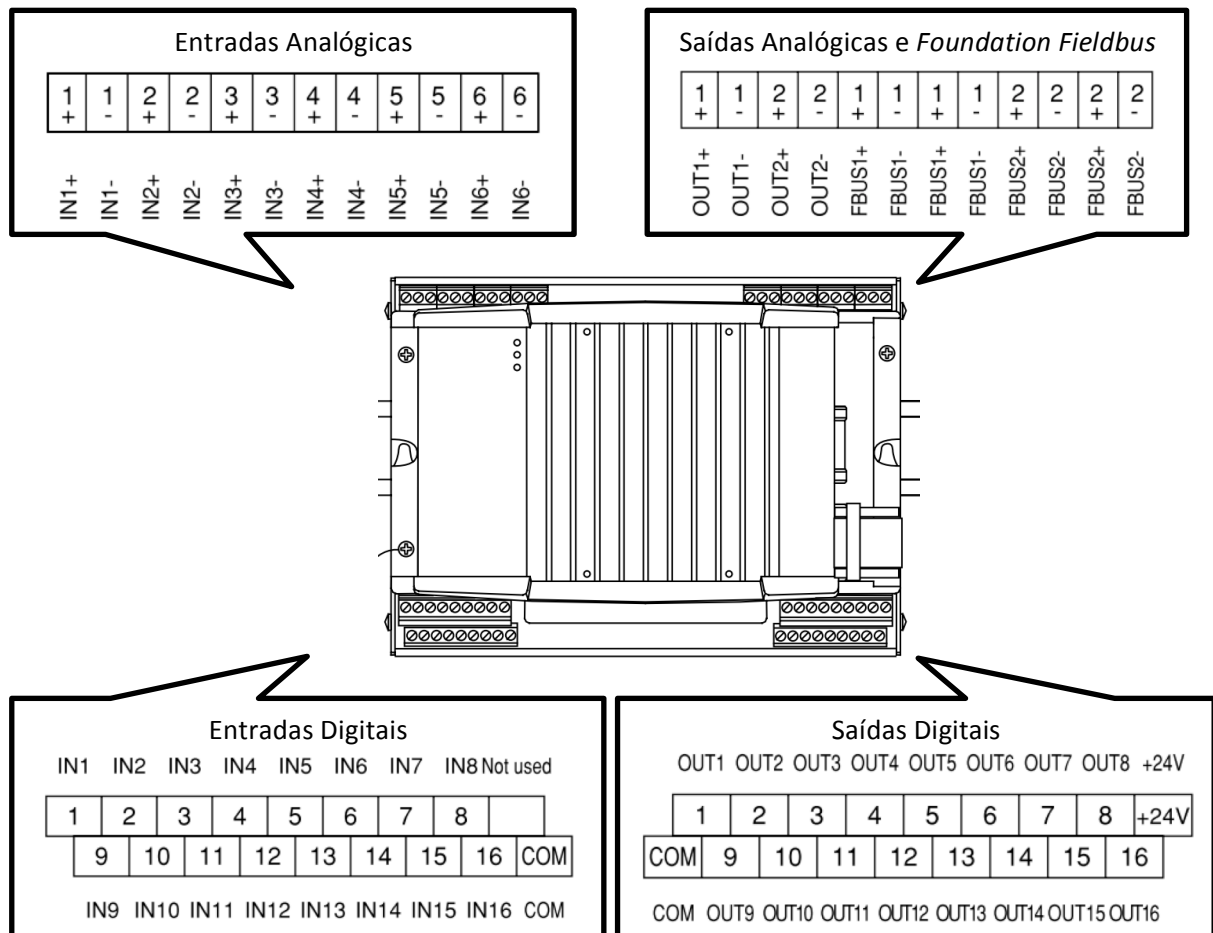


Figura A.1- Disposição dos terminais de entrada e saída do CLP²²

²² Fonte: Manual do Stardom da Yokogawa

O dispositivo acionado pelo CLP precisa ser interligado à sua saída digital, como mostrado na Figura A.2, enquanto que a Figura A.3 apresenta a forma de ligação elétrica para ativação da entrada digital do CLP. Percebe-se que, tanto as entradas quanto as saídas digitais, precisam ser alimentadas com 24 V. O dispositivo a ser acionado também precisa ser compatível com essa tensão.

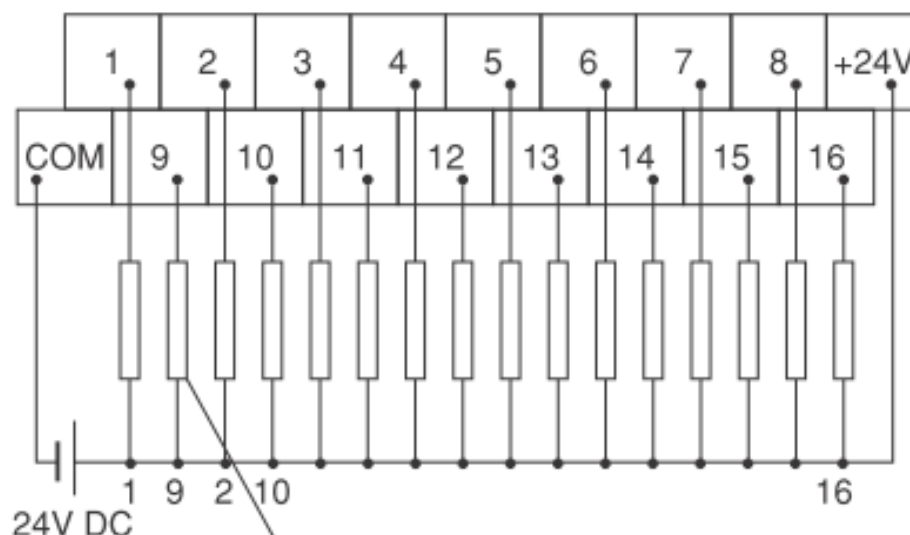


Figura A.2- Esquema de interligação das saídas digitais do CLP²³

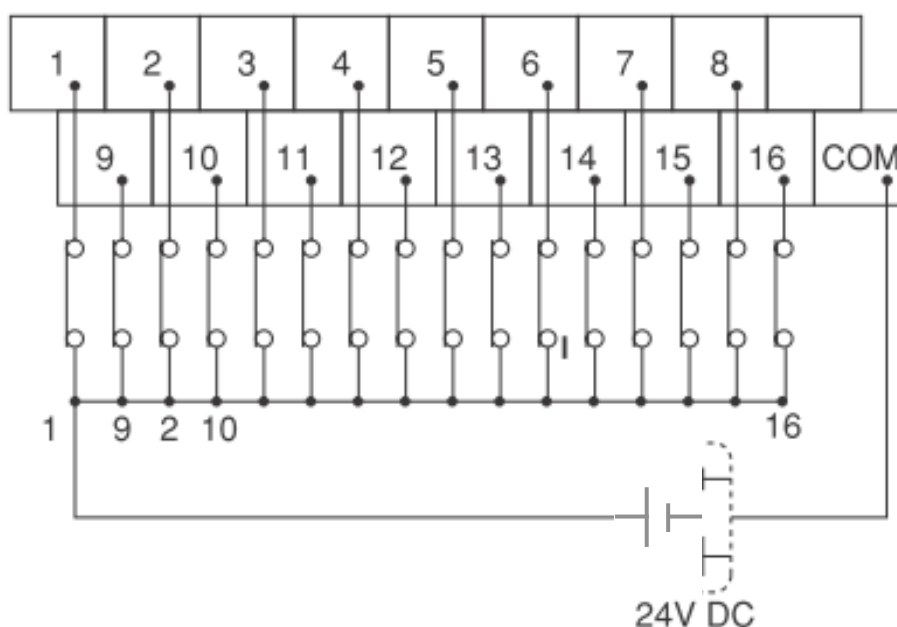


Figura A.3- Esquema de interligação das entradas digitais do CLP²⁴

²³ Fonte: Manual do Stardom da Yokogawa

²⁴ Fonte: Manual do Stardom da Yokogawa

A.2. Interface entre saída digital do CLP e entrada digital do Arduino

Conforme visto na seção anterior, a saída digital do CLP deve ser alimentada com uma tensão de 24 Vcc, enquanto que a entrada digital do Arduino suporta um máximo de 3,3 Vcc. De forma a minimizar a possibilidade de dano ao Arduino, a interface entre os dois dispositivos é realizada através do circuito optoacoplador, mostrado na Figura A.4. Como o CLP precisa enviar dez sinais digitais para o Arduino, são necessários dez circuitos com esse optoacoplador.

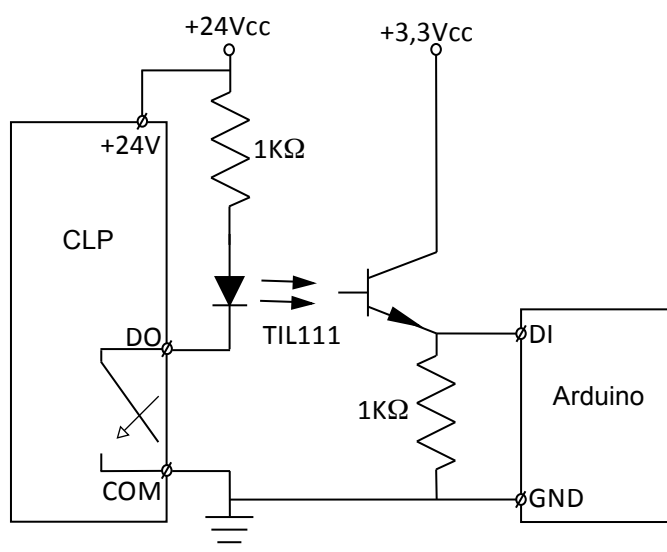


Figura A.4- Interface entre saída digital do CLP e entrada digital do Arduino

Na malha do emissor do TIL111, a corrente vale aproximadamente 24 mA. Este valor é bem menor do que o máximo de corrente, suportado pelo TIL111 (100 mA) e pela saída digital do CLP (100 mA).

Na malha do receptor do TIL111, o consumo de corrente é de aproximadamente 3,3 mA. Como existem dez circuitos idênticos, o consumo total é de 33 mA. Como o pino de 3,3 Vcc do Arduino pode fornecer uma corrente máxima de 800 mA, o Arduino pode alimentar todos os circuitos optoacopladores.

A.3. Interface entre saída digital do Arduino e entrada digital do CLP

A interface entre a saída digital do Arduino e a entrada digital do CLP é realizada pelo circuito, mostrado na Figura A.5. O optoacoplador permite que a alimentação do emissor seja uma tensão de 3,3 V, compatível com a saída digital do Arduino, enquanto que o receptor aciona um Relé de 5 V. A saída do Relé envia a tensão de 24 V necessária para a entrada digital do CLP.

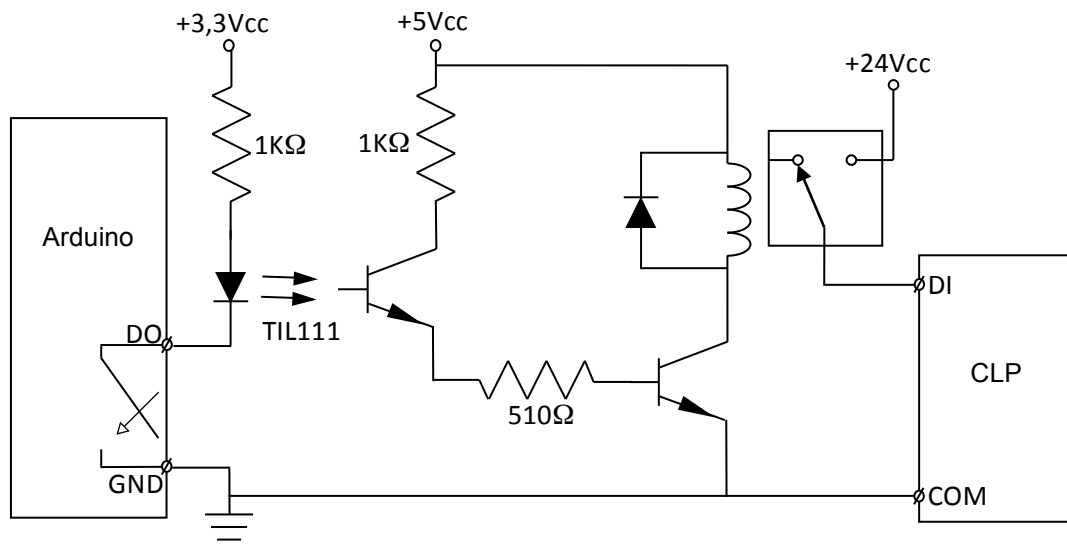


Figura A.5- Interface entre saída digital do Arduino e entrada digital do CLP

Nesta dissertação, o Arduino precisa enviar dois sinais digitais para o CLP. Para implementar esse circuito, foi comprado o módulo Relé de oito canais, mostrado na Figura A.6.



Figura A.6- Módulo relé de 8 canais para Arduino.²⁵

²⁵ Fonte: do autor.

A.4. Interface entre saída analógica do CLP e entrada do Arduino

A saída analógica do CLP envia um sinal de corrente entre 4 e 20 mA que é convertido para tensão pelo circuito conversor com o amplificador operacional LM358, mostrado na Figura A.7. O resistor de 150Ω proporciona uma faixa de tensão de saída entre 0,6 e 3 V. A tensão de alimentação de 3,3 V para o LM358 garante que não seja ultrapassada a tensão máxima permitida para a entrada analógica do Arduino.

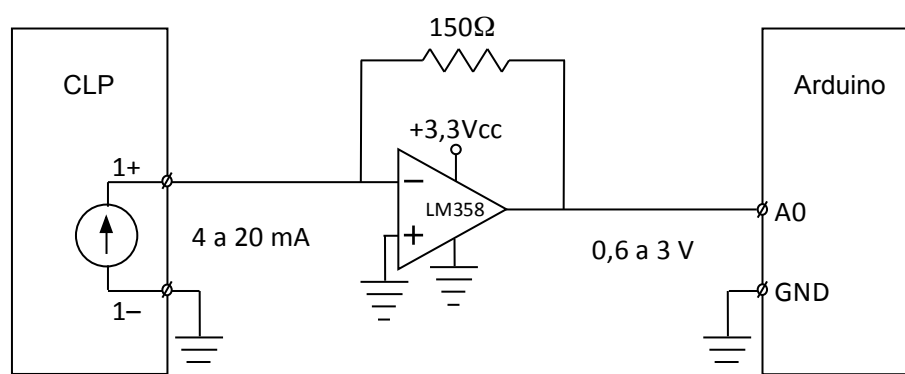


Figura A.7- Interface entre saída analógica do CLP e entrada analógica do Arduino.

A entrada analógica do Arduino possui um conversor analógico para digital (A/D) de dez bits. Com isso, a entrada de tensão de 0 a 3,3 V é convertida em um número inteiro de 0 a 1023. Como o sinal proveniente do CLP possui uma faixa de 0,6 a 3 V, a leitura do Arduino é um número inteiro na faixa de 186 a 930.

A.5. Interface entre saída PWM do Arduino e entrada analógica do CLP

O Arduino possui 2 saídas analógicas DAC. Porém, esse trabalho requer a utilização de mais saídas. Assim, foram utilizadas as 12 saídas analógicas PWM do Arduino. Cada uma delas pode receber um número inteiro de 0 a 255 e possui resolução de oito bits., onde é gerado um sinal PWM de 1 KHz, com largura de pulso proporcional ao número recebido.

O sinal PWM pode ser convertido num sinal analógico de 0 a 3,3 V, utilizando um filtro passa baixa para atenuar a frequência fundamental de 1 KHz e seus

harmônicos. A Figura A.8 apresenta um filtro passivo de 3ª ordem seguido de um amplificador não-inversor, para tornar a tensão de saída do Arduino compatível com a entrada do CLP.

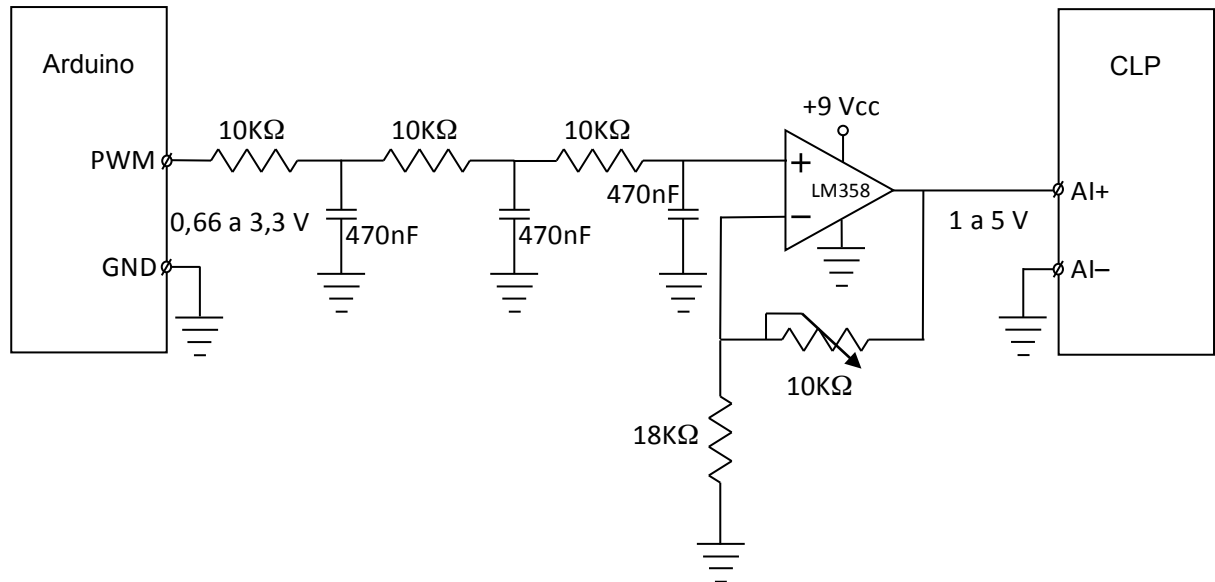


Figura A.8- Interface entre saída PWM do Arduino e entrada analógica do CLP.

A entrada do CLP requer um sinal analógico na faixa de 1 a 5 V. Portanto, o ganho do amplificador precisa ser de 1,5151 para uma entrada que varia de 0,66 a 3,3 V. Dessa forma, o potenciômetro precisa ser ajustado para um valor de resistência com aproximadamente 9,27KΩ. Para a tensão média da saída PWM variar de 0,66 a 3,3 V, o Arduino precisa enviar para sua saída analógica um número inteiro na faixa de 51 a 255.

A Figura A.9 mostra a resposta em frequência do filtro passa baixa passivo, onde se verifica que, em 1 KHz, a atenuação é de 29,44 dB.

A.6. Fontes de alimentação

A Figura A.10 mostra o circuito de alimentação para o CLP, o Arduino e os demais circuitos apresentados nesse Apêndice. Esse circuito de alimentação foi concebido para que todas as tensões tenham um terminal de Terra comum.

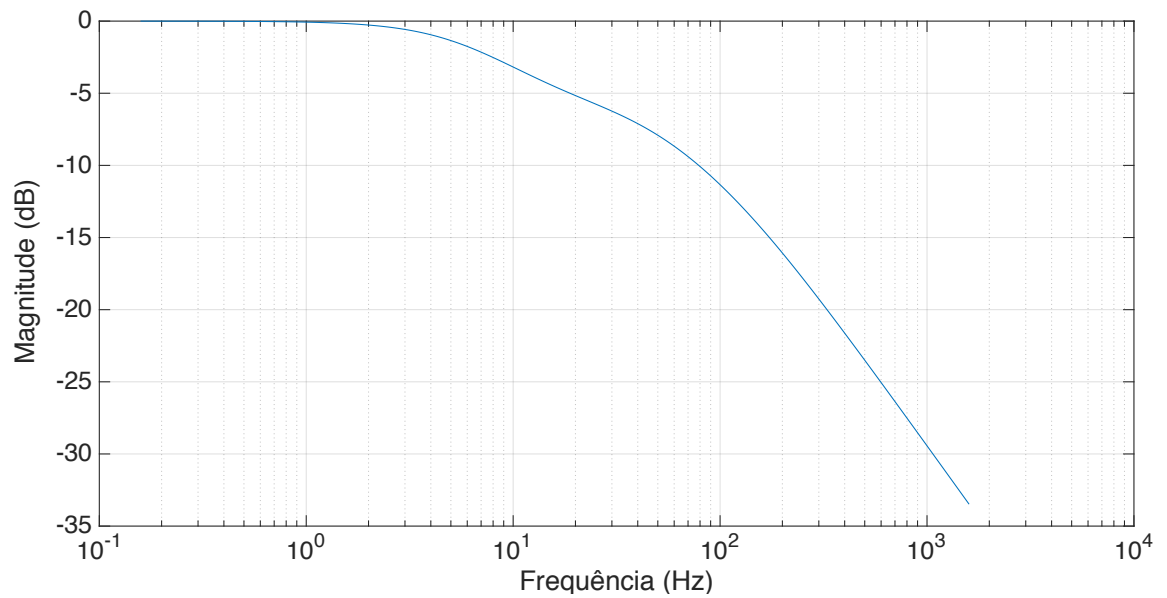


Figura A.9- Resposta em frequência do filtro passa baixa passivo.

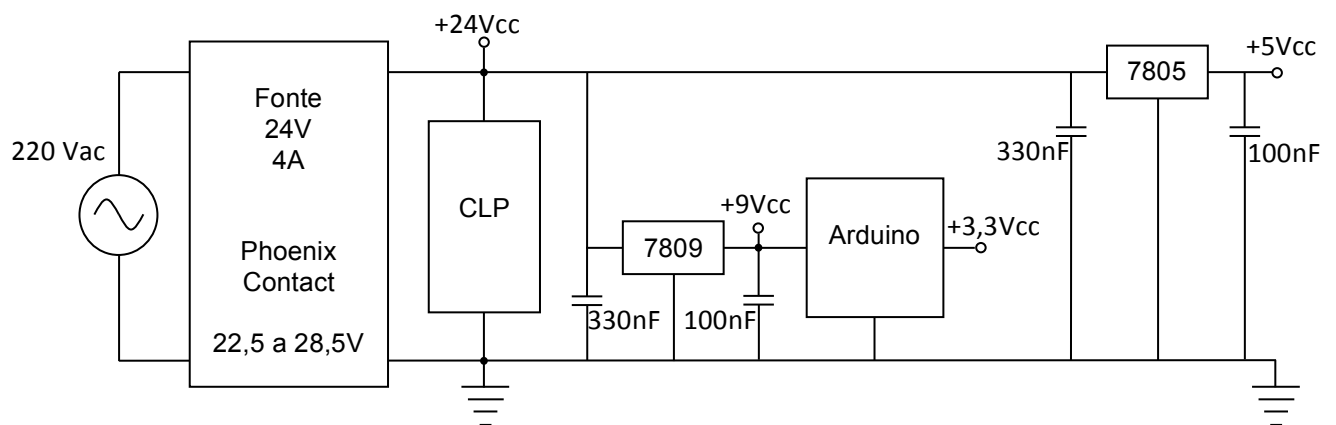


Figura A.10- Circuito de alimentação para todos os equipamentos.

Uma fonte da Phoenix Contact de 24 V garante uma tensão contínua na faixa de 22,5 a 28,5 V, compatível com o CLP Stardom. Essa fonte também alimenta um regulador de tensão 7805 e um 7809, sendo este último o responsável pela alimentação do Arduino.

As tensões de 24 V, 9 V e 5 V, juntamente com a tensão de 3,3 V fornecida pelo Arduino, são utilizadas para alimentar os circuitos mostrados neste Apêndice.

A.7. Interface completamente montada

A Figura A.11 mostra a interface completamente montada e interligada ao CLP Stardom e ao supervisor Indusoft. Todos os circuitos, exceto pelo módulo de Relés, foram montados em *protoboards*.

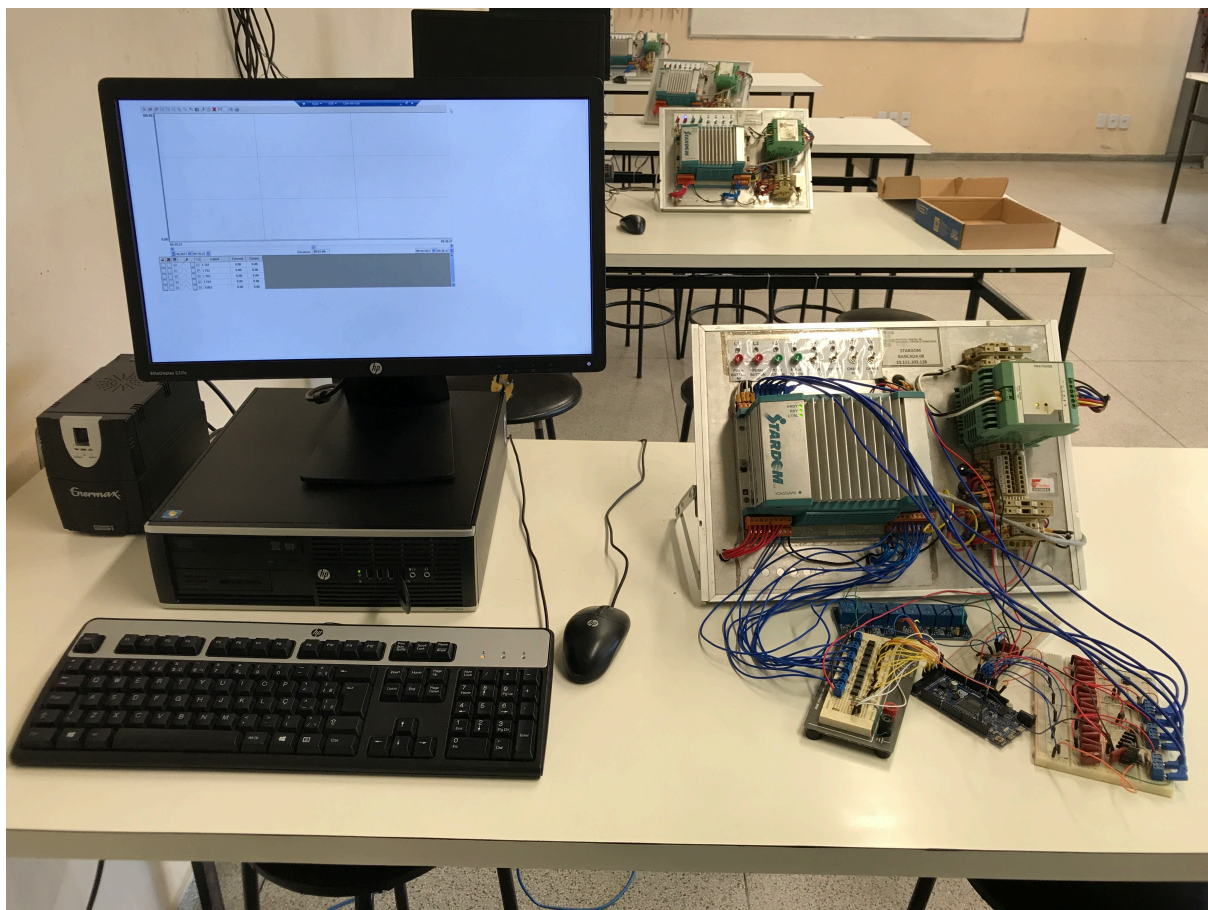


Figura A.11- Interface completamente montada.

APÊNDICE B : SIMBOLOGIA DA ISA

Em plantas industriais, a instrumentação do processo deve ser identificada para documentar cada instrumento, permitindo efetuar registros de manutenções em cada equipamento. A norma ISA 5.1 descreve em detalhes como identificar os instrumentos da planta.

A identificação dos instrumentos é formada por um conjunto de letras seguido por uma numeração. A primeira letra do conjunto indica a variável de processo associada a malha de controle. As demais letras indicam as funções do instrumento na malha. A numeração é um sequencial que permite diferenciar uma malha de controle das demais.

A Tabela B.1 lista as letras correspondentes às variáveis de processo utilizadas nesse trabalho. Enquanto a Tabela B.2 mostra as letras das várias funções utilizadas nas malhas de controle nesse trabalho.

Tabela B.1- Identificação da variável de processo da malha de controle

Letra	Descrição da variável de processo associada
L	Nível
F	Vazão
S	Velocidade

Tabela B.2- Identificação da função na malha de controle

Letra	Descrição da função associada
E	Elemento primário de medição
T	Transmissor de sinal
C	Controlador
V	Válvula de Controle
Y	Conversão de sinal ou cálculo computacional
F	Estação de ajuste de razão para controle de razão
S	Chave digital para alarme
H	Variável de processo com valor “Alto”
L	Variável de processo com valor “Baixo”

ANEXO A : LISTA DE ENTRADAS E SAÍDAS DO CLP

Entradas Digitais

Entradas	TAG	Descrição
IN01	SZ01	Alarme de falha no inversor de frequência
IN02	LSH	Nível alto em um dos Tanques 1, 2 ou 3
IN03	LSL	Nível baixo no Tanque 4
IN04	-	Reserva
IN05	-	Reserva
IN06	-	Reserva
IN07	-	Reserva
IN08	-	Reserva
IN09	-	Reserva
IN10	-	Reserva
IN11	-	Reserva
IN12	-	Reserva
IN13	-	Reserva
IN14	-	Reserva
IN15	-	Reserva
IN16	-	Reserva

Entradas Analógicas

Entradas	TAG	Descrição	Range
IN01	LT01	Nível do Tanque 1	0 a 730 mm
IN02	LT02	Nível do Tanque 2	0 a 730 mm
IN03	LT03	Nível do Tanque 3	0 a 730 mm
IN04	TT01	Temperatura na alimentação dos Tanques	0 a 50°C
IN05	FT01	Vazão de alimentação dos Tanques	0 a 2,5 m ³ /h
IN06	-	Reserva	-

Saídas Digitais

Saídas	TAG	Descrição
OUT01	V01	Liga Válvula de Enchimento do Tanque 1
OUT02	V02	Liga Válvula de Enchimento do Tanque 2
OUT03	V03	Liga Válvula de Enchimento do Tanque 3
OUT04	V04	Liga Válvula de Recirculação do Tanque 1
OUT05	V05	Liga Válvula de Recirculação do Tanque 2
OUT06	B03	Liga Bomba 3 e Válvula de Recirculação do Tanque 3 (V08)
OUT07	V06	Liga Válvula de Transporte do Tanque 1 para Tanque 3
OUT08	V07	Liga Válvula de Transporte do Tanque 2 para Tanque 3
OUT09	B01	Liga Bomba 1
OUT10	B02	Liga Bomba 2
OUT11	V09	Dosador do Tanque 1
OUT12	V10	Dosador do Tanque 2
OUT13	V11	Dosador do Tanque 3
OUT14	B04	Liga Bomba 4
OUT15	-	Reserva
OUT16	-	Reserva

Saídas Analógicas

TAG	Descrição	Terminal do CLP	Range
SC01	Inversor de frequência da Bomba 4	OUT01	0 a 3450 rpm
-	Reserva	OUT02	-

ANEXO B : FLUXOGRAMA DA PLANTA DIDÁTICA DA YOKOGAWA

