

INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA DE GOIÁS
CAMPUS ITUMBIARA
ENGENHARIA DE CONTROLE E AUTOMAÇÃO



João Victor Lima Silva

Desenvolvimento de Sintonias de Controladores PID para Controle de Vazão em Planta
Didática

ITUMBIARA/GO

2025



INSTITUTO FEDERAL
Goiás

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
SECRETARIA DE EDUCAÇÃO PROFISSIONAL E TECNOLÓGICA
INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
SISTEMA INTEGRADO DE BIBLIOTECAS

TERMO DE AUTORIZAÇÃO PARA DISPONIBILIZAÇÃO NO REPOSITÓRIO DIGITAL DO IFG - ReDi IFG

Com base no disposto na Lei Federal nº 9.610/98, AUTORIZO o Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás, a disponibilizar gratuitamente o documento no Repositório Digital (ReDi IFG), sem ressarcimento de direitos autorais, conforme permissão assinada abaixo, em formato digital para fins de leitura, download e impressão, a título de divulgação da produção técnico-científica no IFG.

Identificação da Produção Técnico-Científica

- | | |
|--|---|
| ☐ Tese | ☐ Artigo Científico |
| ☐ Dissertação | ☐ Capítulo de Livro |
| ☐ Monografia – Especialização | ☐ Livro |
| ☒ TCC - Graduação | ☐ Trabalho Apresentado em Evento |
| ☐ Produto Técnico e Educacional - Tipo: _____ | |

Nome Completo do Autor: João Victor Lima Silva

Matrícula: 20201040100170

Título do Trabalho: DESENVOLVIMENTO DE SINTONIAS DE CONTROLADORES PID PARA CONTROLE DE VAZÃO EM PLANTA DIDÁTICA

Autorização - Marque uma das opções

1. (x) Autorizo disponibilizar meu trabalho no Repositório Digital do IFG (acesso aberto);
2. () Autorizo disponibilizar meu trabalho no Repositório Digital do IFG somente após a data ____/____/____ (Embargo);
3. () Não autorizo disponibilizar meu trabalho no Repositório Digital do IFG (acesso restrito).

Ao indicar a opção **2 ou 3**, marque a justificativa:

- () O documento está sujeito a registro de patente.
() O documento pode vir a ser publicado como livro, capítulo de livro ou artigo.
() Outra justificativa: _____

DECLARAÇÃO DE DISTRIBUIÇÃO NÃO-EXCLUSIVA

O/A referido/a autor/a declara que:

- i. o documento é seu trabalho original, detém os direitos autorais da produção técnico-científica e não infringe os direitos de qualquer outra pessoa ou entidade;
- ii. obteve autorização de quaisquer materiais inclusos no documento do qual não detém os direitos de autor/a, para conceder ao Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás os direitos requeridos e que este material cujos direitos autorais são de terceiros, estão claramente identificados e reconhecidos no texto ou conteúdo do documento entregue;
- iii. cumpriu quaisquer obrigações exigidas por contrato ou acordo, caso o documento entregue seja baseado em trabalho financiado ou apoiado por outra instituição que não o Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás.

Itumbiara, 03/03/2025.

Documento assinado digitalmente



JOAO VICTOR LIMA SILVA
Data: 03/03/2025 23:36:48-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Assinatura do Autor e/ou Detentor dos Direitos Autorais

João Victor Lima Silva

**Desenvolvimento de Sintonias de Controladores PID para Controle de Vazão em Planta
Didática**

Trabalho de conclusão de curso apresentado a banca avaliadora, parte dos requisitos para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia de Controle e Automação junto ao Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás (IFG), Câmpus Itumbiara.

Orientador: Bruno Gabriel Gustavo Leonardo Zambolini
Vicente

ITUMBIARA/GO

2025

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

S586 Silva, João Victor Lima
Desenvolvimento de sintonias de controladores PID para controle de vazão em planta didática. / João Victor Lima Silva. -- Itumbiara, 2025.
104 p. : il.

Trabalho de conclusão de curso (Bacharelado em Engenharia de Controle e Automação) - Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás, Câmpus Itumbiara, 2025.

Orientador: Prof. Dr. Bruno Gabriel Gustavo Leonardo Zambolini Vicente.

1.Controladores PID 2. MATLAB (Programa de computador). 3.Programação. I. Título. II. Silva, João Victor Lima IV. Vicente, Bruno Gabriel Gustavo Leonardo. Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás.

CDD 629.8

Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás
Biblioteca Maria Gabriela Pacheco Pardey / Câmpus Itumbiara
Bibliotecário: Marla de Souza Correia CRB-1/3011



INSTITUTO FEDERAL
Goiás

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
SECRETARIA DE EDUCAÇÃO PROFISSIONAL E TECNOLÓGICA
INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA DE GOIÁS
CÂMPUS ITUMBIARA

JOÃO VICTOR LIMA SILVA

DESENVOLVIMENTO DE SINTONIAS DE CONTROLADORES PID PARA CONTROLE DE VAZÃO EM PLANTA DIDÁTICA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Coordenação do Curso de Engenharia Elétrica do Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás – Câmpus Itumbiara, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia de Controle e Automação.

Aprovado em 27 de Fevereiro de 2025.

(Assinado Eletronicamente).

Prof. Dr. Bruno Gabriel Gustavo Leonardo Zambolini Vicente
Instituto Federal de Goiás, Câmpus Itumbiara
Orientador

(Assinado Eletronicamente).

Prof. Dr. Victor Régis Bernardeli
Instituto Federal de Goiás, Câmpus Itumbiara
Avaliador

(Assinado Eletronicamente)

Prof. Me. Wellington do Prado - Avaliador
Instituto Federal de Goiás, Câmpus Itumbiara
Avaliador

Documento assinado eletronicamente por:

- **Wellington do Prado**, PROFESSOR ENS BASICO TECN TECNOLOGICO, em 28/02/2025 10:06:43.
- **Victor Regis Bernardeli**, PROFESSOR ENS BASICO TECN TECNOLOGICO, em 28/02/2025 07:57:26.
- **Bruno Gabriel Gustavo Leonardo Zambolini Vicente**, PROFESSOR ENS BASICO TECN TECNOLOGICO, em 27/02/2025 15:52:31.

Este documento foi emitido pelo SUAP em 27/02/2025. Para comprovar sua autenticidade, faça a leitura do QRCode ao lado ou acesse <https://suap.ifg.edu.br/autenticar-documento/> e forneça os dados abaixo:

Código Verificador: 623077

Código de Autenticação: a271a4613d



Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Goiás
Avenida Furnas, nº 55, None, Bairro Village Imperial, ITUMBIARA / GO, CEP 75524-010
(64) 2103-5622 (ramal: 5622)

Dedico este trabalho à minha família, que sempre esteve ao meu lado, oferecendo apoio, amor e compreensão em todos os momentos dessa jornada.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus pela saúde, pelo dom da vida e pela ajuda nos momentos difíceis e obstáculos ao longo do caminho. Sua presença constante foi fundamental para que eu pudesse seguir em frente.

Agradeço à minha família, em especial à minha mãe Gilvanete Barboza e meu pai João Batista, por compreenderem a importância deste processo e por me deixarem seguir meu caminho sem pressões, permitindo-me dar o meu melhor. O apoio de vocês foi indispensável para minha jornada.

Agradeço ao meu grande amigo de trabalho Gustavo, por compartilhar tanto os momentos alegres quanto os desafios, que marcaram toda a trajetória percorrida. Agradeço também a todos os meus colegas de trabalho, especialmente ao Francisco e Leonardo, que estiveram sempre dispostos a facilitar o caminho sempre que necessário.

Sou imensamente grato aos meus colegas de classe, em especial ao Lucas Rodrigues, Guilherme Rezende, Fabio Junio e Keldson Alves, que me acompanharam nos momentos mais difíceis da graduação, sempre dispostos a ajudar para o bem comum, sem vaidade.

Agradeço ao meu orientador, Dr. Bruno Zambolini Vicente, pelo conhecimento compartilhado e pela orientação, que foram fundamentais para o sucesso deste trabalho. Agradeço também aos professores Dr. Wellington e Dr. Victor, por aceitarem avaliar este trabalho e contribuírem com suas valiosas considerações.

Aos meus amigos de infância, agradeço por sempre me incentivarem e acreditarem em mim, mesmo nas adversidades.

Por fim, agradeço ao professor Dr. Yanglely Adriano, que me tranquilizou e me fez entender a real importância de uma graduação para toda a família. Desde então, entendi o impacto que uma primeira graduação poderia ter no futuro da nossa família, e foi com essa responsabilidade que assumi minha jornada, com garra e honra.

A todos, o meu muito obrigado.

“Erga essa cabeça, mete o pé e vai na fé. Manda essa tristeza embora. Basta acreditar que um novo dia vai raiar. Sua hora vai chegar.”

-GRUPO REVELAÇÃO

RESUMO

Este trabalho teve como objetivo principal desenvolver e analisar sintonias de controladores PID para o controle de vazão em uma planta didática, explorando técnicas de modelagem e identificação de sistemas dinâmicos. O estudo foi realizado utilizando uma planta didática que emula processos industriais, permitindo a exploração de técnicas de modelagem e controle em ambiente prático e simulado em ambiente virtual. O foco foi implementar um novo processo de controle de vazão e estudar seu comportamento dinâmico. Para isso, foi desenvolvido um algoritmo de identificação no MATLAB®, que permitiu modelar os componentes da planta, como a bomba e a válvula de controle, cujos modelos foram integrados modelos no software TDPS (*Time-Domain Process Simulator*) para simulação e análise. Foram testados diversos métodos de sintonia de controladores PID, como Ziegler e Nichols, CHR, Cohen e Coon, e métodos baseados na integral do erro, com o intuito de avaliar o desempenho do controle em diferentes condições operacionais. Os resultados evidenciaram a influência de não-linearidades, como a característica instalada da válvula e o comportamento dinâmico da bomba, além de condições de outros elementos da planta, na eficácia do controle. Concluiu-se que a escolha da sintonia adequada e as condições operacionais do sistema são essenciais para garantir a estabilidade e o desempenho, especialmente em processos com não-linearidades significativas. Este trabalho contribui com uma nova abordagem para o controle de vazão na planta didática, oferecendo uma base sólida para futuras pesquisas e aplicações práticas em controle de processos industriais.

Palavras chave: Controle PID, Modelagem de Sistemas, Identificação de Processos, Controle de Vazão, Planta Didática, Não-linearidades, Simulação de Processos.

ABSTRACT

The main objective of this work was to develop and analyze PID controller tuning for flow control in a didactic plant, exploring techniques for modeling and identification of dynamic systems. The study was conducted using a didactic plant that emulates industrial processes, enabling the exploration of modeling and control techniques in both practical and virtual simulated environments. The focus was to implement a new flow control process and study its dynamic behavior. To achieve this, an identification algorithm was developed in MATLAB®, which allowed for modeling the plant components, such as the pump and the control valve. These models were integrated into the TDPS (Time-Domain Process Simulator) software for simulation and analysis. Several PID controller tuning methods were tested, including Ziegler-Nichols, CHR, Cohen and Coon, and error integral-based methods, to evaluate the control performance under different operational conditions. The results highlighted the influence of nonlinearities, such as the valve's installed characteristic and the pump's dynamic behavior, in addition to the conditions of other plant elements, on the effectiveness of the control. It was concluded that the choice of proper tuning and the operational conditions of the system are essential for ensuring stability and performance, particularly in processes with significant nonlinearities. This work contributes a new approach to flow control in the didactic plant, providing a solid foundation for future research and practical applications in industrial process control.

Keywords: PID Control, System Modeling, Process Identification, Flow Control, Didactic Plant, Nonlinearities, Process Simulation.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1- Índices de desempenho	21
Figura 2 - Resposta de sistema de primeira ordem a um degrau unitário	24
Figura 3 - Resposta ao degrau de segunda ordem. (a) Superamortecida ($\zeta=1,5$). (b) Criticamente amortecida ($\zeta=1,0$).	26
Figura 4 - Efeito da relação de amortecimento sobre a resposta ao degrau de segunda ordem subamortecida.....	27
Figura 5 - Resposta de nível de reservatório a uma variação no sinal para a bomba.	28
Figura 6 - Resposta ao degrau de primeira ordem com atrase de tempo t_0	29
Figura 7 - Curva de reação do processo ou resposta em degrau a malha aberta.	31
Figura 8 - Resposta ao degrau de primeira ordem mais tempo morto, mostrando a definição gráfica do tempo morto t_0 e constante de tempo τ	31
Figura 9 - Resposta normalizada para sistemas de segunda ordem com excesso de amortecimento	32
Figura 10 - Curva normalizada de Harriot.....	33
Figura 11 - Identificação da inclinação na PV.....	35
Figura 12 - Identificação do ganho de um sistema integrador a partir de 1 degrau.	36
Figura 13 - Ação proporcional.....	37
Figura 14 - Ação integral.....	37
Figura 15 - Ação derivativa	38
Figura 16 - Características inerentes de válvulas lineares, igual percentagem, parabólica modificada e abertura rápida	44
Figura 17 - Vários contornos de <i>plug</i> para diferentes características de fluxo.....	45
Figura 18 - Saída do controlador (vermelha), vazão (azul) e "setpoint" (verde) ao longo do tempo para uma válvula linear com agarramento.....	47
Figura 19 - Fluxograma do processo de modelagem utilizando algoritmo de identificação....	50
Figura 20 - Exemplo identificação para sistemas de primeira e segunda ordem	51
Figura 21 - Exemplo identificação para sistemas integradores	51
Figura 22 - Exemplo classificação automática	52
Figura 23 - Modelo encontrado pelo algoritmo de identificação	52
Figura 24 - Tela inicial do TDPS	53
Figura 25 - Exemplo no TDPS com 4 dinâmicas para estudo de modelagem	54
Figura 26 - Exemplo Vazão linear simples no TDPS	55
Figura 27 - Respostas ao degrau obtidas para os testes efetuados.....	55

Figura 28 - Envelope de resposta do algoritmo	56
Figura 29 - Planta para Controle de Processo Quatro Variáveis PNVN com Redes Industriais	57
Figura 30 - Tela principal e tela do TCC no IHM.	61
Figura 31 - Bloco funcional PID <i>Compact</i>	61
Figura 32 - Programação para configurar parâmetros do controle PID	62
Figura 33 - Configuração do dispositivo no Haiwell Cloud Scada	63
Figura 34 - Lista de variáveis no Haiwell Cloud ScadaLista de variáveis no Haiwell Cloud Scada.....	64
Figura 35 - Tela inicial do supervisório	64
Figura 36 - Tela malha aberta do supervisório	65
Figura 37 - Tela de supervisão do supervisório	65
Figura 38 - Tela de controle de vazão do supervisório	66
Figura 39 - Tela de controle de nível do supervisório	67
Figura 40 - Seleção de variáveis para registro.....	68
Figura 41 - Ferramenta para visualizar dados arquivados.....	68
Figura 42 - Formato da exportação dos dados.....	69
Figura 43 - Teste de degraus para modelagem da bomba.....	71
Figura 44 - Resposta aos degraus para modelagem da bomba	71
Figura 45 - Envelopes de resposta para as modelagens da bomba	73
Figura 46 - Comparação entre os modelos identificados para a bomba.....	73
Figura 47 - Curva vazão x velocidade da bomba	74
Figura 48 - Curvas aplicáveis no TDPS	75
Figura 49 - Posicionador e filtro regulador de pressão.....	76
Figura 50 - Teste de degraus na válvula	77
Figura 51 - Resposta aos degraus na válvula.....	77
Figura 52 - Curva característica instalada da válvula.....	78
Figura 53 - Envelope de resposta para a modelagem da válvula.....	80
Figura 54 - Imagem do processo usada no TDPS	81
Figura 55 - Blocos de processo da bomba e da válvula.....	82
Figura 56 - Gerador de sinais do TDPS.....	83
Figura 57 - Blocos de cálculo da bomba e da válvula	83
Figura 58 - Blocos de cálculo de lógica da vazão e vazão final com ruído.....	84
Figura 59 - Comando liga/desliga do ruído	84

Figura 60 - Controlador PID e entrada analógica de dados.....	85
Figura 61 - Atributos de memória editados	85
Figura 62 - Tela final do modelo virtual.....	86
Figura 63 - <i>Plot</i> com modelos encontrados para 30 testes diferentes	88
Figura 64 - Envelope de resposta dos modelos encontrados para a válvula.....	89
Figura 65 - Gráfico <i>boxplot</i> dos fatores de incontrolabilidade.....	89
Figura 66 - Identificação dos componentes do posicionador	91
Figura 67 - Simulação no TDPS do controle PID fora da faixa de operação.....	94
Figura 68 - Variável manipulada no teste de controle da planta.....	95
Figura 69 - Variável de processo e <i>setpoint</i> no teste de controle da planta	95
Figura 70 - Teste do controle no TDPS com ganho 35% maior.	96
Figura 71 - Teste de controle na planta com compressor temporário.....	97
Figura 72 - Teste de controle na simulação do TDPS	97
Figura 73 - Configuração do controlador para o método de Ziegler e Nichols.....	98
Figura 74 - Configuração do controlador para o método de CHR	99
Figura 75 - Teste de desempenho dos métodos de sintonia no TDPs.....	99

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Sintonia segundo [Ziegler e Nichols, 1942]	40
Tabela 2 - Sintonia segundo [Ziegler e Nichols, 1943]	40
Tabela 3 - Sintonia pelo método CHR (Critério: sem sobrevalor - Problema servo).....	41
Tabela 4 - Sintonia pelo método CHR (Critério: sem sobrevalor - Problema regulatório)	41
Tabela 5 - Sintonia pelo método CHR (critério: 20% de sobrevalor - Problema servo)	41
Tabela 6 - Sintonia segundo o método de [Cohen e Coon, 1953]	42
Tabela 7 - Constantes para cálculo da sintonia do PID [Lopez et al., 1967]	43
Tabela 8 - Constantes para cálculo da sintonia do PID [Rovira et al., 1969]	43
Tabela 9 - Comparação entre o sistema original e o modelo identificado.....	56
Tabela 10 - Intervalo de confiança do algoritmo	56
Tabela 11 - Média dos modelos de primeira ordem da bomba.....	72
Tabela 12 - Média dos modelos de segunda ordem sobreamortecido da bomba	72
Tabela 13 - Intervalo de confiança para o modelo de primeira ordem da bomba	72
Tabela 14 - Intervalo de confiança para o modelo de segunda ordem da bomba.....	72
Tabela 15 - Dados de vazão em relação a velocidade da bomba.....	74
Tabela 16 - Dados de vazão em relação a abertura da válvula	78
Tabela 17 - Resultados modelos de primeira ordem da válvula	79
Tabela 18 - Intervalo de confiança para a modelagem da válvula.....	80
Tabela 19 - Teste de histerese da válvula.....	80
Tabela 20 - Modelo de primeira ordem do processo no ponto de operação	87
Tabela 21 - Intervalo de confiança dos modelos encontrados para a válvula.....	89
Tabela 22 - Sintonias do controle da planta didática propostas por diferentes autores	93
Tabela 23 - Sintonias do controle da simulação no TDPS propostas por diferentes autores ...	93
Tabela 24 - Comparação entre os desempenhos das sintonias	100

LISTA DE SIGLAS

SCADA	<i>Supervisory Control and Data Acquisition</i> (Sistema de Supervisão e Aquisição de Dados)
IHM	Interface Homem-Máquina
CLP	Controlador Lógico Programável
PID	Proporcional-Integral-Derivativo
PI	Proporcional-Integral
PD	Proporcional-Derivativo
PV	Process Variable (Variável de Processo)
MV	Manipulated Variable (Variável Manipulada)
IAE	<i>Integral of Absolute Error</i> (Integral do Erro Absoluto)
ISE	<i>Integral of Squared Error</i> (Integral do Erro Quadrático)
ITAE	<i>Integral of Time-weighted Absolute Error</i> (Integral do Erro Absoluto Ponderado pelo Tempo)
FOPDT	<i>First-Order Plus Dead Time</i> (Primeira Ordem com Tempo Morto)
SOPDT	<i>Second-Order Plus Dead Time</i> (Segunda Ordem com Tempo Morto)
TDPS	<i>Time-Domain Process Simulator</i> (Simulador de Processos no Domínio do Tempo)
MATLAB	<i>Matrix Laboratory</i> (Ambiente de Computação Técnica)
PSI	<i>Pounds per Square Inch</i> (Libras por Polegada Quadrada)

LISTA DE ABREVIATURAS

Ts	Settling Time (Tempo de Acomodação)
Tr	<i>Rise Time</i> (Tempo de Subida)
TP	<i>Peak Time</i> (Tempo de Pico)
%UP	Ultrapassagem Percentual
ω_n	Frequência Natural
Kp	Ganho Proporcional
Ti	Tempo Integral
Td	Tempo Derivativo
m ³ /h	Metros Cúbicos por Hora

L/min	Litros por Minuto
ms	Milissegundos

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO, JUSTIFICATIVAS E OBJETIVOS	17
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	19
2.1	CONTROLE DE PROCESSOS.....	19
2.2	TERMINOLOGIA	19
2.3	DESEMPENHO	20
2.4	ESTRATÉGIAS DE CONTROLE.....	22
2.5	FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA.....	23
2.5.1	SISTEMAS DE PRIMEIRA ORDEM	23
2.5.2	SISTEMAS DE SEGUNDA ORDEM.....	25
2.5.3	SISTEMAS INTEGRADORES	27
2.5.4	RESPOSTA COM ATRASO NO TEMPO.....	28
2.6	TÉCNICAS DE MODELAGEM	29
2.6.1	MODELAGEM DO PROCESSO.....	29
2.6.2	IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO.....	30
2.7	MÉTODOS DE IDENTIFICAÇÃO	30
2.7.1	FOPDT	30
2.7.2	SOPDT.....	32
2.7.3	SEGUNDA ORDEM SUBAMORTECIDO	34
2.7.4	INTEGRADOR	34
2.8	CONTROLE PID	36
2.8.1	PROPORCIONAL	36
2.8.2	INTEGRAL.....	37
2.8.3	DERIVATIVO	38
2.8.4	ALGORITMO PID EM EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS	38
2.9	MÉTODOS DE SINTONIA.....	39
2.9.1	MÉTODO DE ZIEGLER E NICHOLS.....	40
2.9.2	MÉTODO CHR.....	40
2.9.3	MÉTODO DE COHEN E COON	41
2.9.4	MÉTODO DA INTEGRAL DO ERRO.....	42
2.9.5	MÉTODO LAMBDA-TUNING.....	43
2.10	VÁLVULA COMO ELEMENTO DE CONTROLE	44

2.10.1	NÃO-LINEARIDADES TÍPICAS.....	46
3	METODOLOGIA / PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS	48
3.1	ALGORITMO DE IDENTIFICAÇÃO.....	48
3.1.1	MATLAB®.....	49
3.1.1.1	Fminsearch	49
3.1.2	FLUXOGRAMA DO ALGORITMO DE IDENTIFICAÇÃO.....	50
3.1.3	TDPS.....	53
3.1.4	COMPROVANDO EFICIÊNCIA.....	54
3.2	PLANTA DIDÁTICA	57
3.2.1	COMPONENTES DA PLANTA	58
3.2.2	PROGRAMAÇÃO DA PLANTA	59
3.2.2.1	TIA Portal	59
3.2.2.2	Programação Ladder.....	60
3.2.2.3	Haiwell Cloud Scada	62
3.2.2.4	Construção do supervisório	63
3.2.2.5	Arquivamento dos dados	67
3.3	MODELAGEM DA PLANTA	69
3.3.1	AQUISIÇÃO DE DADOS ATRAVÉS DO SUPERVISÓRIO.....	70
3.3.1.1	Modelagem da bomba	70
3.3.1.2	Modelagem da válvula	75
3.3.2	INTEGRAÇÃO DO MODELO NO TDPS.....	81
3.4	SINTONIA DOS CONTROLES.....	86
4	DESENVOLVIMENTO E ANÁLISE DE RESULTADOS.....	88
4.1	NÃO-LINEARIDADES CONSTATADAS	88
4.2	SINTONIAS QUE PODEM SER UTILIZADAS.....	92
4.3	ANÁLISE DA MODELAGEM DA PLANTA	94
4.4	ANÁLISE DOS DESEMPENHOS DOS CONTROLADORES.....	98
5	CONCLUSÕES	101
	REFERÊNCIAS	103
	ANEXO A.....	105

1 INTRODUÇÃO, JUSTIFICATIVAS E OBJETIVOS

O controle de processos é um campo fundamental dentro da engenharia e da automação, cujo objetivo é regular variáveis operacionais de sistemas industriais, como temperatura, pressão, fluxo e nível, garantindo que os processos funcionem conforme as especificações desejadas. No setor industrial, existem diversos componentes que compõem uma malha de controle, como sensores, transmissores, atuadores e sistemas de supervisão. Sensores e transmissores são equipamentos utilizados para detectar e medir grandezas físicas ou químicas e transformam em sinais elétricos ou digitais, comumente medem as variáveis que se quer controlar. Já atuadores são dispositivos que convertem energia elétrica em movimento mecânico, comumente utilizados como meios de alterar o valor da variável do processo. Os sistemas de supervisão monitoram e controlam processos industriais em tempo real, eles utilizam interfaces como SCADA¹ e IHMs² para exibir informações ao operador e permitem ajustes nos sistemas, integrados ao CLPs (Controladores Lógicos Programáveis), que executam o controle automático e local dos processos, com destaque para as técnicas clássicas de controle PID (Proporcional Integral Derivativo).

Nesse contexto, o Campus Itumbiara possui uma planta didática que conta com processos e elementos típicos de uma planta industrial, contendo instrumentos de medição, atuadores e dispositivos de automação comumente encontrado na prática, estabelecendo a oportunidade de se estudar e implementar dinâmicas de processo que vão além das já pré-programadas originalmente.

Isso posto, o objetivo deste trabalho é implementar e estudar o comportamento e dinâmica de um novo processo para planta, assim como explorar técnicas de modelagem em ferramentas computacionais para sistemas industriais, utilizando como base uma planta didática que simula processos reais, afim de entender na prática e em ambiente simulado, a influência que não-linearidades e limitações operacionais exercem nos métodos de sintonia de controle.

Em específico, o novo processo proposto apresenta como contribuição a aplicação de modelagem e sintonia de controlador PID para controle de vazão, ajustando para isso as válvulas direcionais e bidirecionais da planta, fazendo com que a água saia do tanque inferior, passe pela bomba e retorne novamente para o mesmo tanque. A planta conta originalmente com

¹ SCADA: *Supervisory Control and Data Acquisition* – Sistema de Supervisão e Aquisição de Dados;

² IHM: Interface Homem-Máquina;

um exercício de controle de nível através de ganho proporcional e, portanto, o presente trabalho estabelece uma nova possibilidade de uso para investigações acadêmicas e práticas de ensino.

Dessa forma, o presente trabalho está organizado da seguinte forma:

- Em Introdução, Justificativas e Objetivos, são apresentados o contexto da pesquisa, sua relevância e os objetivos a serem alcançados;
- Em Fundamentação Teórica, são explorados os conceitos fundamentais sobre controle de processos, modelagem, identificação e estratégias de sintonia;
- Em Metodologia / Procedimentos Experimentais, é detalhada a abordagem utilizada, incluindo os algoritmos, softwares e experimentos empregados para modelagem e controle da planta estudada;
- Em Desenvolvimento e Análise de Resultados, são discutidos os resultados obtidos, destacando as não-linearidades constatadas, as sintonias que podem ser aplicadas, além da análise da modelagem da planta e do desempenho dos controladores;
- Em Conclusões, são sintetizados os principais achados do estudo, discutindo suas contribuições, desafios enfrentados e possíveis direções para estudos futuros;

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 CONTROLE DE PROCESSOS

Como constatado por Campos e Teixeira (2006), na atual sociedade moderna, os sistemas de controle são parte integrante da vida de todos. No âmbito industrial, onde as grandes empresas necessitam cada vez mais de um diferencial, uma das tecnologias empregadas para se obter um processo mais rápido e refinado é através do controle, automatização e otimização dos processos, além de estar presente em diversos sistemas que precisam de um controle fino como aeronaves, carros autônomos e tecnologias militares.

Segundo Nise (2013), um sistema de controle consiste em subsistemas e processos (ou plantas) construídos com o objetivo de se obter uma saída desejada com um desempenho desejado, dada uma entrada especificada. Segundo Campos e Teixeira (2006) este termo na indústria costuma se referir a um processo do qual é necessário manter uma variável importante em níveis desejáveis.

Desse modo, um processo tem uma dinâmica que responde a partir de uma entrada gerando a saída, acionando o atuador para que aquela saída caminhe para valores desejáveis mesmo com a ação da entrada, ganhando o nome de controle automático de processos. Um exemplo bem comum é o de uma escada rolante, que não altera sua velocidade mesmo com a variação do peso exercido sobre ela, neste caso pode se entender que o sistema é a escada rolante, a entrada é o peso, e a saída é a velocidade.

2.2 TERMINOLOGIA

A partir deste ponto é necessário definir alguns termos que são utilizados com frequência em controle automático de processos, sendo os principais a Variável de Processo ou *Process Variable* (PV), que é a grandeza física que está sendo controlada, exemplos comuns são: nível de um tanque, temperatura de um forno e velocidade de um motor. A Variável Manipulada ou *Manipulated Variable* (MV) é a grandeza física manipulada pelo controle, com o intuito de

atingir o valor desejado para a variável de processo, exemplos comuns são: velocidade de uma bomba, abertura de uma válvula e torque de um motor. *Setpoint* (SP) ou ponto fixo é o valor desejado para a PV, normalmente configurado pelo usuário, mas pode também ser configurado por uma lógica matemática ou por outras malhas em sistemas mais complexos (SMITH & CORRIPIO, 2008).

O termo Controlador é usado para o elemento que aplica a lei de controle que executa os cálculos a fim de diminuir ou eliminar o erro entre o valor desejado e a variável de processo, normalmente está integrado no Controlador Lógico Programável (CLP) por meio de um bloco PID. O Atuador é o componente do processo capaz de modificar as grandezas daquele sistema, que responde a ação do controlador e possibilita que a PV chegue nos valores desejados (CORREA & PASSOS, 2024).

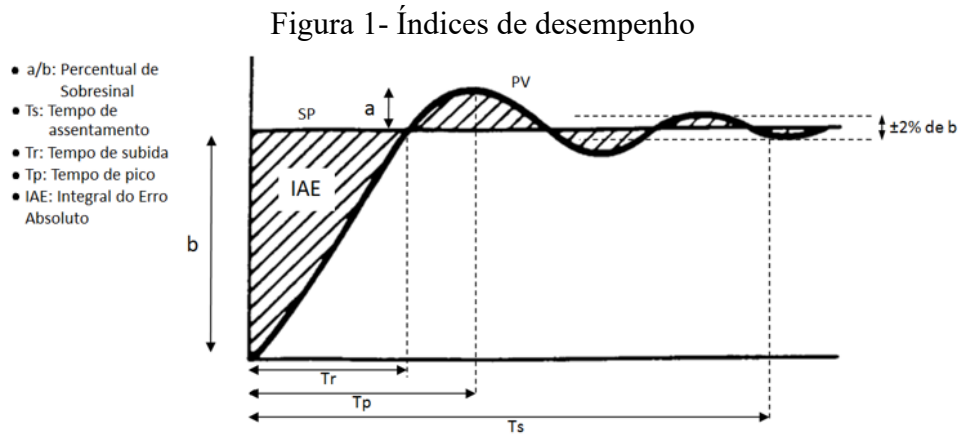
De acordo com as definições de Campos e Teixeira (2006), um sistema pode ser controlado em malha aberta ou fechada, o controle em malha aberta é quando o operador define a ação do atuador entendendo o funcionamento padrão daquele sistema, para chegar a uma vazão desejada o operador define uma abertura de uma válvula consultando as curvas características daquele componente. Portanto o controle em malha aberta não tem feedback e não corrige erros derivados de distúrbios e perturbações. Já sistemas de controle em malha fechada tem a figura do controlador, o sistema é realimentado com um *feedback* da variável de processo, de forma análoga agora o operador além conta também com um medidor de vazão, e agora ele consegue abrir ou fechar a válvula a partir de um distúrbio ou perturbação na linha.

Os sistemas de controle mencionados acima são denominados manuais, pois a tomada de decisão é desempenhada por um humano, em contrapartida um controle é denominado automático quando ele não tem interferência humana na tomada de decisão, com um controlador programado com CLP, a ação é baseada em cálculos matemáticos e enviadas por meio de sinais elétricos até o atuador, sem a necessidade de um operador no processo (CORREA & PASSOS, 2024).

2.3 DESEMPENHO

Uma forma de medir o desempenho de uma malha de controle é utilizando alguns critérios comuns na área de sistemas, analisando a resposta do controle após um degrau no

Setpoint, por meio de métricas é possível julgar a eficácia do mesmo, na Figura 1 são mostrados alguns índices de desempenho, que podem ser de natureza transitória ou em regime permanente.



Fonte: Adaptado de Correa e Passos (2024)

Entre os índices de desempenho transitórios, o percentual de sobressinal ou ultrapassagem percentual (%UP) representa a razão entre a ultrapassagem do valor da PV e o degrau do SP, indicando a porcentagem que o sinal excedeu em relação ao valor de estabilização. O tempo de assentamento ou *Settling Time* (T_s), também chamado de tempo de acomodação, corresponde ao período necessário para que a resposta permaneça dentro de uma faixa de 2% em torno de seu valor final, podendo outras faixas serem utilizadas. O tempo de subida ou *Rise Time* (T_r) é o intervalo em que a forma de onda varia de 10% a 90% de seu valor final. Já o tempo de pico (T_p) representa o instante em que a forma de onda atinge seu valor máximo. Esses conceitos são definidos por Nise (2013).

Já entre os índices de desempenho para regime permanente, a integral do erro absoluto ou *Integral of Absolute Error* (IAE), é definida com a integral do módulo do erro em relação ao tempo, conforme equação 1. Essa métrica não considera a magnitude dos erros, diferente da integral do erro quadrático ou *Integral of Squared Error* (ISE), essa métrica já tem a presença do quadrado do erro, assim levando em consideração as amplitudes dos erros, mostrada na equação 2. Existe também a integral do erro absoluto ponderado pelo tempo ou *Integral of Time-weighted Absolute Error* (ITAE), que é a integral do módulo do erro multiplicada pelo tempo, como na equação 3 (CORREA e PASSOS, 2024), (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

$$IAE = \int |e(t)|dt \quad (1)$$

$$ISE = \int e(t)^2 dt \quad (2)$$

$$ITAE = \int t |e(t)| dt \quad (3)$$

2.4 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

Quando se trata de estratégias de controle, Campos e Teixeira (2006) delineiam duas vertentes: o controle de realimentação e controle de alimentação, sendo de fundamental importância a escolha acertada entre elas, impactando no funcionamento esperado. Além disso, cada tipo de processo pode necessitar de uma ou mais estratégias específicas, conforme a análise dos objetivos a ser atingido pelo controlador.

De acordo com Maya e Leonardi (2011), no controle de realimentação, há uma comparação entre o sinal de saída e o de referência (SP), permitindo que o controlador corrija a diferença por meio do atuador. Dessa forma, a ação do controlador é baseada no erro, ou seja, qualquer correção ocorre apenas após a detecção de um desvio na saída. Essa estratégia apresenta vantagens, como a simplicidade da técnica e a capacidade de compensar qualquer distúrbio, pois atua diretamente para manter a variável de processo no *setpoint*, sem necessidade de identificar previamente os distúrbios.

O controle de realimentação é amplamente utilizado na indústria devido à sua eficiência na maioria dos processos. No entanto, em algumas situações, essa abordagem pode não proporcionar o desempenho necessário, exigindo estratégias complementares, como o controle de alimentação. Diferente do controle de realimentação, o controle de alimentação não analisa o erro, mas mede os distúrbios e, com base neles, o controlador decide a ação do atuador para ajustar a variável do processo. Assim, essa estratégia permite iniciar a rejeição do distúrbio antes que ele cause um desvio significativo no sinal de saída (BEGA, 2011).

2.5 FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA

Quando se tratam de sistemas de controle, a resposta dinâmica de muitos processos, bem como seus componentes, podem ser representados, em boa parte das vezes, por meio de equações diferenciais lineares (SMITH e CORRIPIO, 2008).

Na equação 4 encontra-se um exemplo genérico de uma equação diferencial de um sistema. Ao aplicar a transformada de Laplace considerando condições iniciais nulas, obtém-se então uma expressão puramente algébrica como na equação 5, ao formar a razão entre a transformada de saída pela transformada da entrada, tem-se então a equação 6 (NISE, 2013).

$$\begin{aligned} a_n \frac{d^n c(t)}{dt^n} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} c(t)}{dt^{n-1}} + \dots + a_0 c(t) \\ = b_m \frac{d^m r(t)}{dt^m} + b_{m-1} \frac{d^{m-1} r(t)}{dt^{m-1}} + \dots + b_0 r(t) \end{aligned} \quad (4)$$

$$(a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_0) C(s) = (b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_0) R(s) \quad (5)$$

$$\frac{C(s)}{R(s)} = G(s) = \frac{(b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_0)}{(a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_0)} \quad (6)$$

Segundo Nise (2013), esta razão de polinômios do lado direito da equação $G(s)$ é chamada de função de transferência.

A função de transferência é definida por Ogata (2010), partindo de uma equação diferencial linear invariante no tempo, como uma relação da transformada de Laplace da entrada e saída, considerando condições iniciais nulas. Dessa forma são comumente utilizadas para descrever a dinâmica de sistemas.

2.5.1 Sistemas de primeira ordem

De acordo com Smith e Corripio (2008), sistemas que são representados por equações diferenciais lineares de primeira ordem, podem ser representados com uma função de transferência de primeira ordem, equação 7.

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (7)$$

Onde:

K = Ganho de estado estacionário

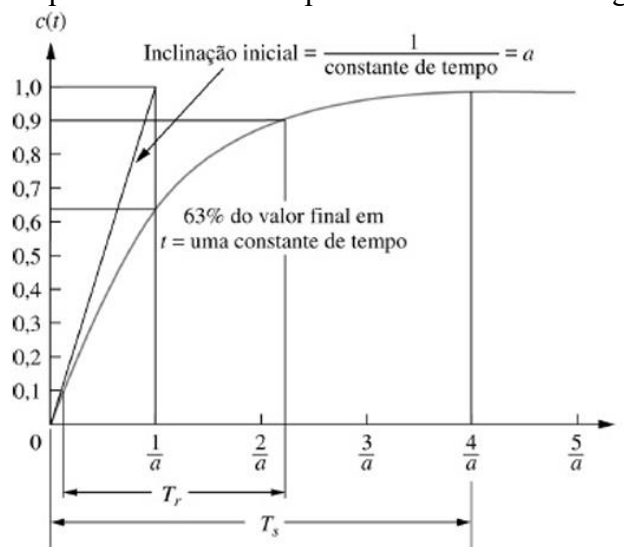
τ = Constante de tempo

Os autores Smith e Corripio (2008), definem o ganho como a variação do estado estacionário na saída dividido pela variação sustentada na entrada, representado pela equação 8. Já o autor Nise (2013), descreve a constante de tempo como o tempo necessário para a resposta ao degrau atingir 63% do seu valor final.

$$K = \frac{\Delta PV}{\Delta MV} \quad (8)$$

Como a função de transferência é a razão da saída pela entrada, quando se aplica um degrau unitário na entrada de um sistema de primeira ordem, observa-se uma saída característica desse tipo de sistema, Figura 2.

Figura 2 - Resposta de sistema de primeira ordem a um degrau unitário



Fonte: Adaptado de Nise (2013)

2.5.2 Sistemas de segunda ordem

Sistemas que são representados por equações diferenciais lineares de segunda ordem, podem ser representados com uma função de transferência de segunda ordem, porém características diferentes de cada sistema podem resultar em respostas bem diferentes, em casos onde as raízes do denominador da função de transferência são reais, obtém-se uma resposta chamada de superamortecida ou sobreamortecida, em contra partida para os casos onde as raízes são complexas, obtém-se uma resposta chamada subamortecida. A equação 9 mostra a função padrão para os sistemas de segunda ordem (SMITH e CORRIPIO, 2008).

$$Y(s) = \left[\frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1} \right] X(s) \quad (9)$$

Onde

$Y(s)$ = Saída do sistema

$X(s)$ = Entrada do sistema

K = Ganho de estado estacionário

τ = Constante de tempo

ζ = Relação de amortecimento

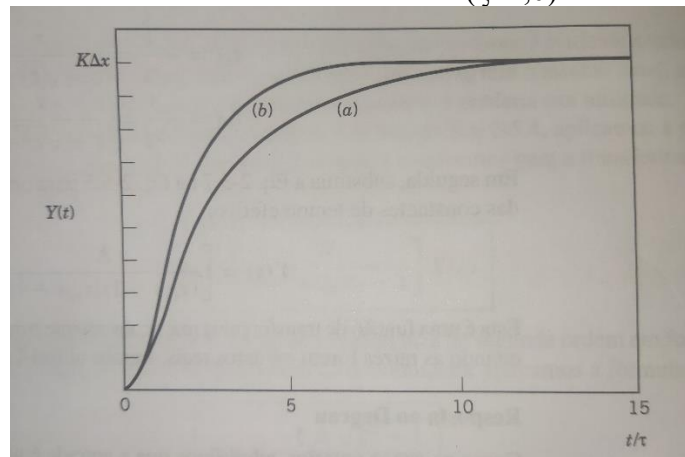
Assim, Smith e Corripio (2008) concluem, ao analisar os possíveis polos dessa função, que o termo “relação de amortecimento” diz respeito ao amortecimento das oscilações da resposta, portanto no caso de ζ ser maior que 1, então as raízes serão números reais, podendo finalmente a função de transferência ser representada como na equação 10, em termos das constantes de tempo efetivo.

$$Y(s) = \left[\frac{K}{(\tau_{e1}s + 1)(\tau_{e2}s + 1)} \right] X(s) \quad (10)$$

Quando um degrau é aplicado a essa função, podem ser observadas duas respostas típicas para sistemas de segunda ordem: uma superamortecida e outra criticamente amortecida. Ambas não apresentam oscilações e se distinguem da resposta de um sistema de primeira ordem pelo comportamento da variação da resposta. Enquanto um sistema de primeira ordem atinge

sua taxa máxima de variação logo no início e, a partir daí, reduz gradualmente até alcançar o estado estacionário, os sistemas de segunda ordem superamortecido e criticamente amortecido apresentam um comportamento diferente. Neles, a variação da resposta aumenta até um valor máximo e, em seguida, diminui até atingir a condição final de estado estacionário, como demonstrado por Smith e Corripio (2008) e ilustrado pela Figura 3.

Figura 3 - Resposta ao degrau de segunda ordem. (a) Superamortecida ($\zeta=1,5$). (b) Criticamente amortecida ($\zeta=1,0$).



Fonte: Adaptado de Smith e Corripio (2008)

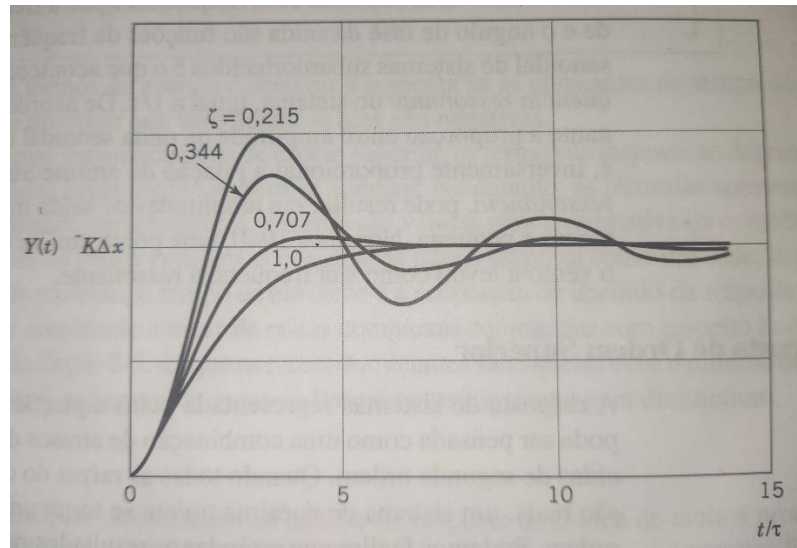
Segundo Smith e Corripio (2008), os sistemas de segunda ordem subamortecidos adquirem uma resposta oscilatória quando a relação de amortecimento está entre -1 e +1, e as respostas oscilatórias são as mais comuns em controles realimentados.

O autor Nise (2013) apresenta uma forma da função para esse tipo de sistema, incluindo a frequência natural ω_n , como mostrado na equação 11, chamada de frequência natural, que representa a frequência de oscilação do sistema sem amortecimento.

$$G(s) = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (11)$$

Ao aplicar um degrau unitário na entrada de um sistema de segunda ordem subamortecido, tem-se uma resposta oscilatória, sendo possível identificar na Figura 4 o efeito de diferentes valores para a relação de amortecimento.

Figura 4 - Efeito da relação de amortecimento sobre a resposta ao degrau de segunda ordem subamortecida



Fonte: Adaptado de Smith e Corripio (2008)

2.5.3 Sistemas integradores

Quando é considerado um processo que contém um reservatório, um fluxo de entrada e um fluxo de saída, tem-se então um sistema integrador, do qual tem-se uma resposta do tipo rampa, caso haja mais fluxo entrando, o nível do reservatório continuará aumentando, integrando, até transbordar, caso o fluxo de saída seja o maior, então a vazão constante irá resultar no escoamento total do reservatório (SMITH e CORRIPIO, 2008).

Os autores Campos e Teixeira (2006), expressam um formato para a função de transferência desse tipo de sistema, equação 12.

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_{VASO}}{s} \quad (12)$$

Onde

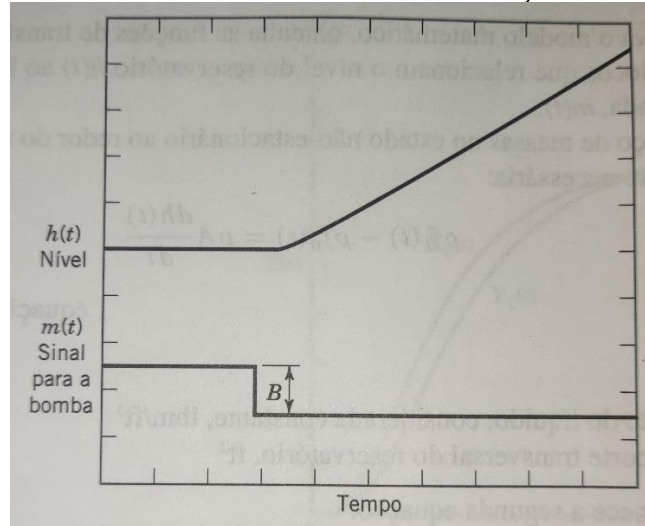
$Y(s)$ = Saída do sistema

$U(s)$ = Entrada do sistema

K_{VASO} = Ganho do integrador do reservatório

Na Figura 5 é possível observar esse comportamento integrador em um processo que aplica uma variação na velocidade da bomba, resultando no aumento ilimitado do nível do reservatório.

Figura 5 - Resposta de nível de reservatório a uma variação no sinal para a bomba.



Fonte: Adaptado de Smith e Corripio (2008)

2.5.4 Resposta com atraso no tempo

Como mostrado por Aguirre (2007), algumas respostas apresentam atrasos entre o degrau e o início da sua resposta, devido a fatores físicos, atrasos de comunicação ou inércia do sistema.

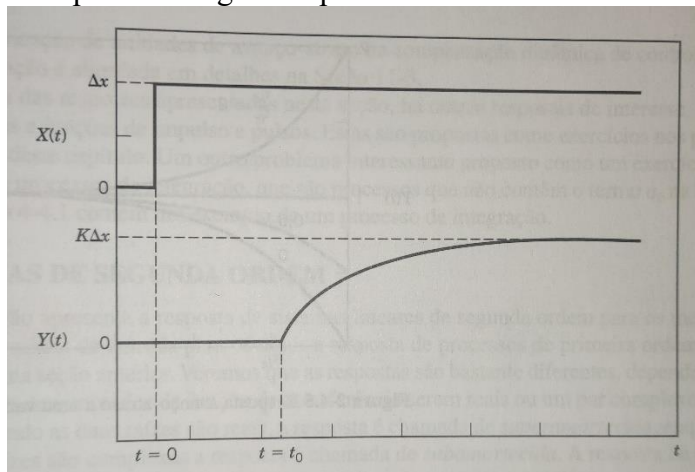
O atraso mencionado é comumente chamado de tempo morto ou atrasos de transporte, ele modifica a função de transferência acrescentando termo e^{-st_0} que para outros autores é representada com θ ao invés de st_0 , como a equação 13, um exemplo de uma função de transferência com tempo morto (SMITH e CORRIPIO, 2008).

$$Y(s) = \left[\frac{K e^{-st_0}}{\tau s + 1} \right] X(s) \quad (13)$$

A partir deste ponto, essa função passa a ser chamada de primeira ordem com tempo morto FOPDT (*First-order-plus-dead-time*), ou, já o modelo de segunda ordem é chamado de

SOPDT (*Second-order-plus-dead-time*). A Figura 6 mostra esse atraso para um sistema de primeira ordem com atraso.

Figura 6 - Resposta ao degrau de primeira ordem com atrase de tempo t_0



Fonte: Adaptado de Smith e Corripio (2008)

2.6 TÉCNICAS DE MODELAGEM

Com base nos tipos de respostas possíveis para cada processo, torna-se necessário obter a dinâmica do sistema em questão, uma vez que a sintonia do controlador é diretamente influenciada por esses modelos. Para isso, existem duas técnicas: modelagem do processo e identificação do processo (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

2.6.1 Modelagem do processo

Como definido por Seborg e Mellichamp (1989, *apud* CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), este é um tipo de modelagem fenomenológica, que usa as leis e correlações físicas para representar o sistema matematicamente, através das variáveis de estado e variáveis típicas. Tem como vantagem apresentar um conhecimento mais completo de todo o sistema, assim como as relações entre as variáveis e não-linearidades presentes no processo. Sua desvantagem é o alto nível de complexidade dos modelos e o fato de não ser uma técnica prática.

2.6.2 Identificação do processo

Como definido por Campos e Teixeira (2006), a identificação de sistemas não está interessada nos mecanismos internos do processo, mas apenas com a relação de entrada e saída, assim o objetivo é construir um modelo a partir de dados experimentais, ou seja, a partir de testes de degraus no sistema são obtidos dados de entrada e saída, a razão entre saída e entrada é o modelo do processo. A vantagem desta técnica é a praticidade e rapidez em se obter a dinâmica do processo, porém tem como desvantagem não ser possível grandes extrapolações, assim o modelo tem validade apenas num intervalo ao redor do ponto de operação.

2.7 MÉTODOS DE IDENTIFICAÇÃO

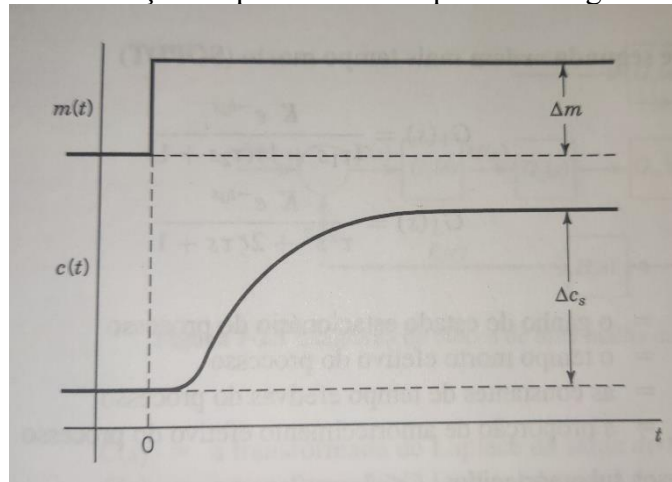
Segundo Smith e Corripio (2008), grande parte dos métodos de sintonia de controladores permite caracterizar o sistema como um modelo de primeira ou segunda ordem com tempo morto. Esses modelos são obtidos pelo método de identificação, que segue um procedimento pré-estabelecido. Para isso, o teste deve ser realizado em malha aberta ou com o controlador no modo “manual”, aplicando-se um degrau significativo na entrada do processo e registrando os dados de saída. O experimento deve durar tempo suficiente para que o sistema atinja um novo estado estacionário, o que pode levar de minutos a horas, dependendo do processo.

O procedimento deve ser feito sem a existência de nenhum distúrbio, e por fim os dados devem ser plotados, a fim de obter uma curva de reação do processo, que será analisada por um método gráfico.

2.7.1 FOPDT

Os autores Smith e Corripio (2008) explicam esse tipo de identificação gráfica para o modelo de primeira ordem, na Figura 7 é possível visualizar a curva de reação típica.

Figura 7 - Curva de reação do processo ou resposta em degrau a malha aberta.



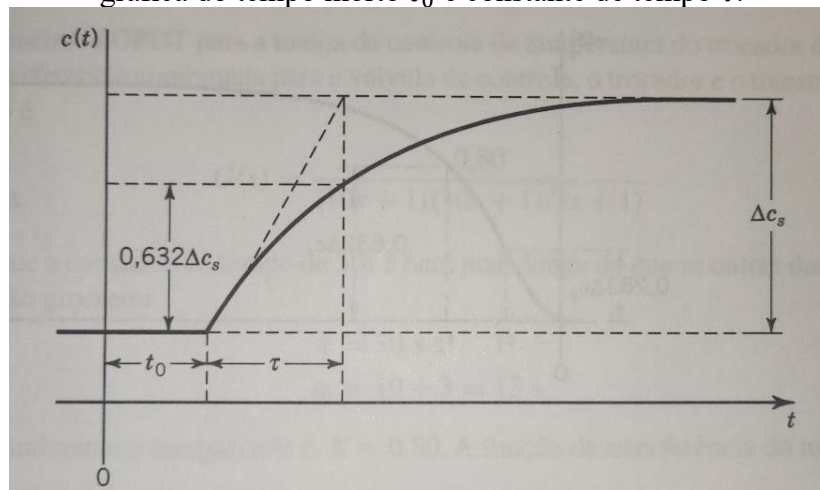
Fonte: Adaptado de Smith e Corripio (2008)

A função de transferência é dada pela equação 11, onde o ganho é a variação do estado estacionário em $c(t)$ sobre a variação do degrau em $m(t)$, como mostrado na equação 14.

$$K = \frac{\Delta c_s}{\Delta m} \quad (14)$$

O tempo morto t_0 pode ser encontrado na curva, como a diferença de tempo entre o degrau e o início da resposta do processo, já a constante de tempo τ , é o tempo necessário para a curva de reação atingir 63,2% da variação em c_s , ou seja, $0,632\Delta c_s$. Na Figura 8, é possível observar o método para a medição da constante de tempo e do tempo morto.

Figura 8 - Resposta ao degrau de primeira ordem mais tempo morto, mostrando a definição gráfica do tempo morto t_0 e constante de tempo τ .



Fonte: Adaptado de Smith e Corripio (2008)

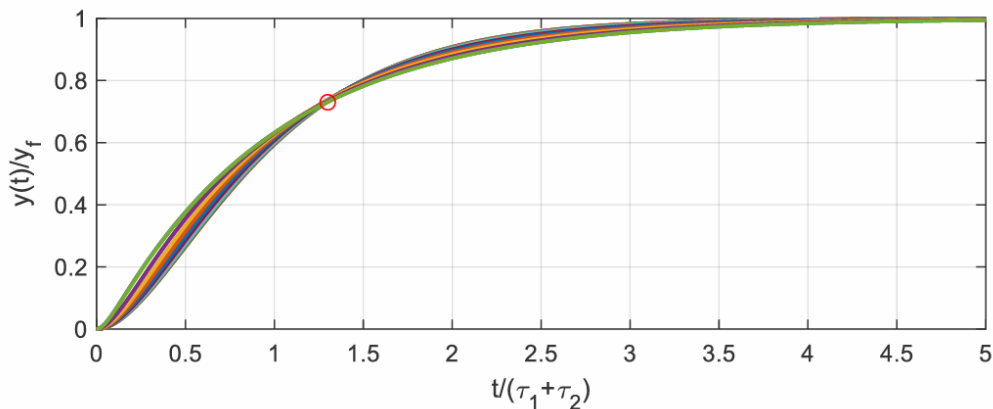
2.7.2 SOPDT

Para o modelo de segunda ordem com tempo morto, a equação 15 descreve o comportamento de sistemas superamortecidos (SMITH e CORRIPIO, 2008).

$$G1(s) \frac{K e^{-t_0 s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (15)$$

Para determinar o ganho e o tempo morto, o método segue o mesmo procedimento utilizado no modelo de primeira ordem, com a adição de uma segunda constante de tempo. Harriot (2007, *apud* LUNA, ALVES, VITORIO & SOUZA, 2023) plotou em um gráfico as diferentes combinações dessa constante, normalizadas pela soma das duas constantes de tempo $\left(\frac{t}{\tau_1 + \tau_2}\right)$, para o modelo superamortecido. Ele observou que todas as curvas convergiam para o ponto que representava 73% do valor final da curva (t_{73}), o qual correspondia a 1,3 vezes o tempo normalizado $\left(\frac{t}{\tau_1 + \tau_2} = 1,3\right)$. Além disso, Harriot identificou que a maior dispersão das curvas ocorre no tempo normalizado de 0,5. Essas observações podem ser visualizadas na Figura 9.

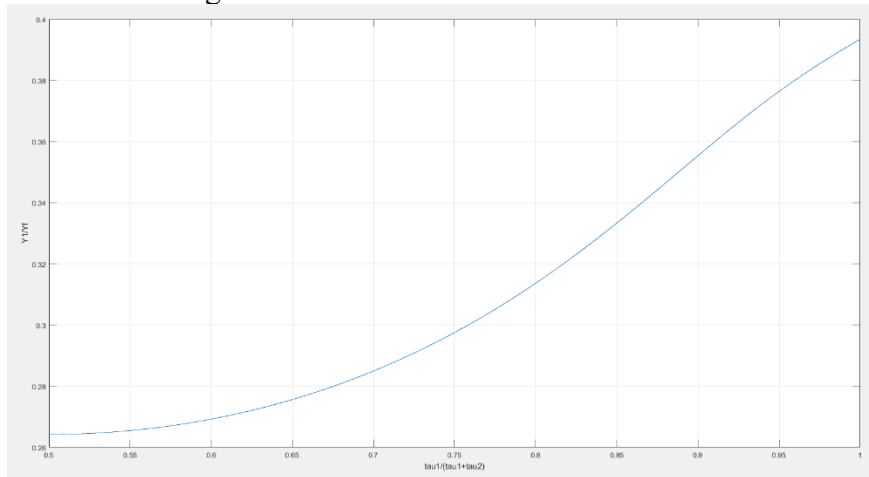
Figura 9 - Resposta normalizada para sistemas de segunda ordem com excesso de amortecimento



Fonte: Adaptado de Luna, Alves, Vitorio & Souza (2023)

A partir dessas observações, foi criada a curva de Harriot, que está representada na Figura 10.

Figura 10 - Curva normalizada de Harriot



Fonte: Autor

A partir dessas curvas e de alguns cálculos, é possível estimar valores para τ_1 e τ_2 . Primeiro, encontra-se o tempo necessário para atingir 73% do valor final da curva (t_{73}), que é então substituído na equação 16. Resolvida a equação 17, encontra-se o tempo normalizado de 0,5 (t_{50}), onde ocorrem as maiores dispersões das curvas. Nesse ponto, é possível determinar o valor de Y na curva normalizada (Y_{50}), que é utilizado na curva de Harriot para calcular $\tau_1/(\tau_1 + \tau_2)$ conforme a equação 18. Finalmente, substitui-se o termo do denominador equação 17 pela equação 15, permitindo calcular t_1 e, conseqüentemente, t_2 (CORREA e PASSOS, 2024).

$$\frac{t_{73}}{1,3} = (\tau_1 + \tau_2) \quad (16)$$

$$t_{50} = 0,5(\tau_1 + \tau_2) \quad (17)$$

$$t(Y_{50}) = \frac{\tau_1}{(\tau_1 + \tau_2)} \quad (18)$$

Os ajustes de primeira e segunda ordem com tempo morto apresentados são interessantes por serem técnicas pontuais, diferentes de outros ajustes que são baseados em retas moldadas pelo usuário, dessa forma. não há a subjetividade que as demais carregam.

2.7.3 Segunda ordem subamortecido

Para identificação de sistemas de segunda ordem subamortecido com tempo morto, pode-se utilizar a equação 19, onde o método de identificação do ganho e do tempo morto são conhecidos, restando então identificar a relação de amortecimento(ζ) e a frequência natural (ω_n) (CORREA e PASSOS, 2024).

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\frac{1}{\omega_n^2} s^2 + \frac{2}{\omega_n} \zeta s + 1} \quad (19)$$

Como proposto Phillips e Parr (1991, *apud* CORREA e PASSOS, 2024), é possível encontrar esses parâmetros a partir das equações 20 e 21.

$$\omega_n = \frac{2\pi}{T} \quad (20)$$

$$\zeta = \frac{0,6}{NC} \quad (21)$$

Onde

T = Período aparente de oscilação (período em segundos entre as oscilações da curva).

NC = Número de ciclos visíveis (número de ciclos que podem ser identificados na curva).

2.7.4 Integrador

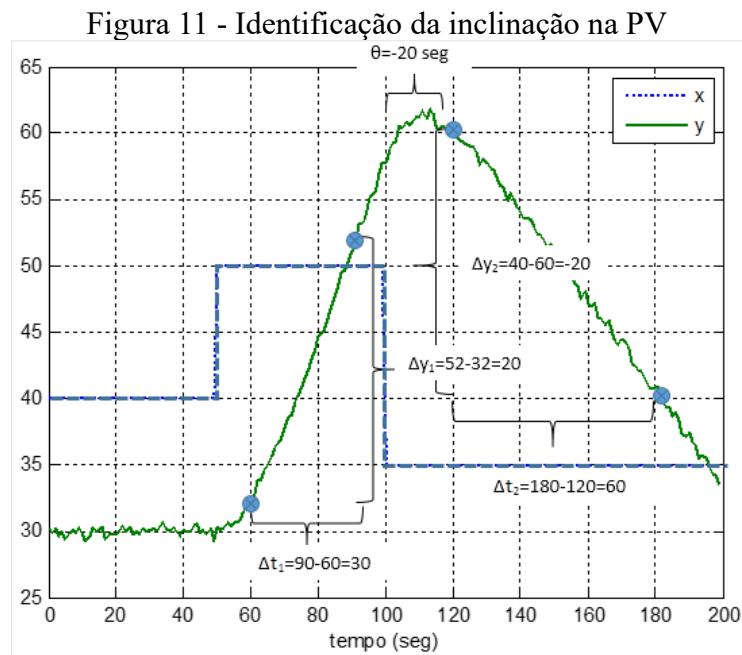
O sistema integrador tem apenas o ganho e o tempo morto para serem identificados, como mostra a equação 22 (CORREA e PASSOS, 2024).

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{s} \quad (22)$$

Neste caso, o ganho é, na verdade, a razão entre a mudança na inclinação da PV, calculada pela equação 23, e o degrau da MV, conforme mostrado na equação 24. Já o tempo morto continua sendo o atraso entre o degrau na MV e a resposta da PV. Um exemplo deste cálculo pode ser visto na Figura 11 (CORREA e PASSOS, 2024).

$$S = \frac{\Delta PV}{\Delta t} \quad (23)$$

$$D = \Delta MV \quad (24)$$

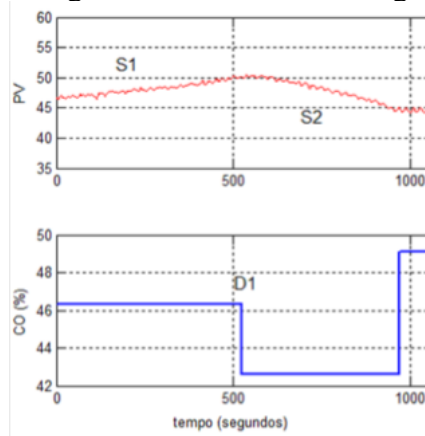


Fonte: Adaptado de Correa e Passos (2024)

Assim, o cálculo do ganho é realizado usando a equação 25 e ilustrado na Figura 12 (CORREA e PASSOS, 2024).

$$K = \left(\frac{S2 - S1}{D} \right) \quad (25)$$

Figura 12 - Identificação do ganho de um sistema integrador a partir de 1 degrau.



Fonte: Adaptado de Correa e Passos (2024)

Para uma identificação mais robusta, é interessante adicionar vários degraus a fim de calcular vários ganhos; dessa forma, é possível fazer uma média entre os valores obtidos, tornando o resultado mais preciso (CORREA e PASSOS, 2024).

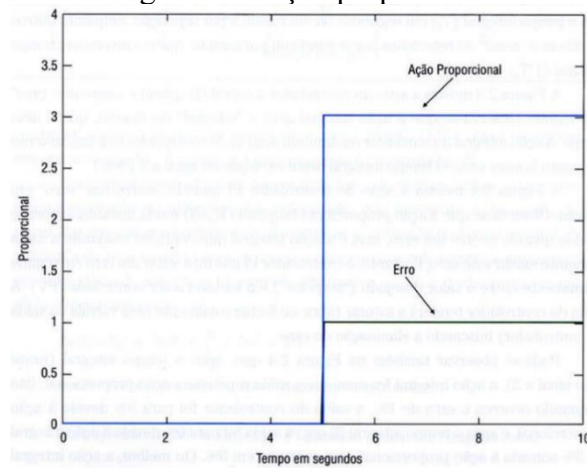
2.8 CONTROLE PID

De acordo com Campos e Teixeira (2006), o controle Proporcional-Integral-Derivativo (PID) é o mais utilizado nas indústrias, contendo um fácil ajuste dos parâmetros e podendo haver diferenças entre fabricantes, porém mantendo a mesma essência. O controlador PID gera um sinal de saída a partir do erro calculado entre a PV e o *setpoint*; para isso, o algoritmo utiliza 3 módulos diferentes para controlar a MV: Proporcional (P), Integral (I) e o Derivativo (D).

2.8.1 Proporcional

O controlador proporcional age proporcionalmente ao erro, multiplicado a uma constante chamada de ganho do controlador ou ganho proporcional (K_p). Quanto maior o ganho, maior a ação do controlador; dessa forma, o parâmetro deve ser bem calculado, pois um valor incorreto pode causar ao sistema uma instabilidade (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). Na Figura 13 podemos ver a ação proporcional a partir de um erro em degrau.

Figura 13 - Ação proporcional



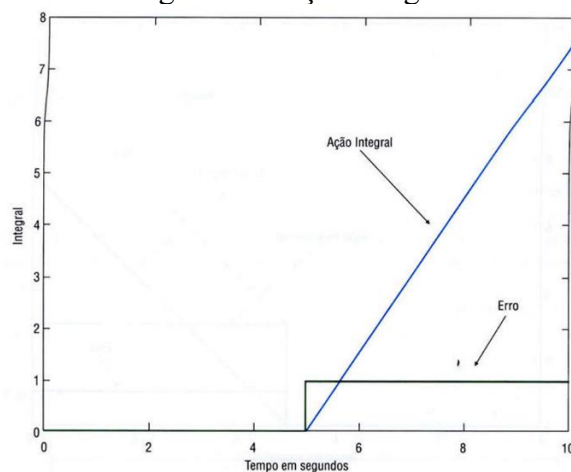
Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.8.2 Integral

O controlador integral age proporcionalmente a integral do erro, com um fator multiplicativo chamado ganho integral ($1/T_i$), sendo T_i o tempo integral. Dessa forma, a ação integral ajusta a saída, aumentando ou diminuindo de acordo com o erro, o que faz com que o controlador integral seja responsável por zerar o erro em regime permanente. Esse tipo de controle é sempre utilizado em conjunto com o proporcional, formando o controle PI (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Na Figura 14 observa-se que a ação integral a partir de um erro em degrau é uma rampa.

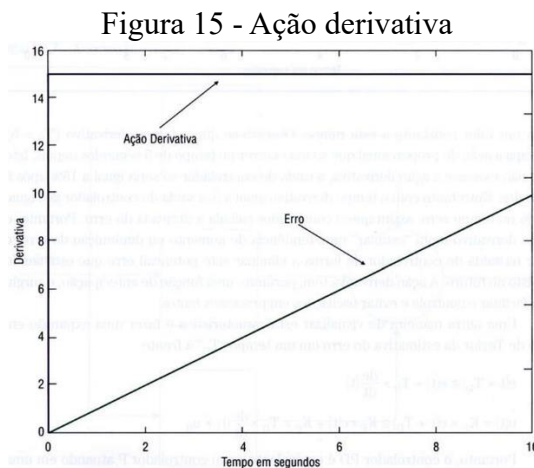
Figura 14 - Ação integral



Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.8.3 Derivativo

O controlador derivativo age proporcionalmente a derivada do erro, com um fator multiplicativo chamado de tempo derivativo (T_d), dessa forma, como mostrado na Figura 15, para um erro em rampa a ação derivativa é um degrau, portanto ao combinar esse controle com o proporcional, obtém-se o controle PD. Assim, o termo derivativo tenta estimar a tendência do erro, agindo mais rápido que o proporcional. Dessa forma é normalmente utilizado os três termos em conjunto, e é conhecido como controle PID (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).



Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.8.4 Algoritmo PID em equipamentos industriais

De acordo com Campos e Teixeira (2006), o algoritmo do controlador PID paralelo, recebe esse nome porque as ações Proporcional, integral e derivativa são calculadas e depois são somadas.

No controlador PID paralelo clássico o ganho proporcional multiplica também os termos integral e derivativo, como na função transferência deste controlador dada pela equação 26 (ASTRÖM e HÄGGLUND, 1988).

$$G_c(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{sT_i} + T_d s \right) \quad (26)$$

Como mencionado por Campos e Teixeira (2006), em razão do termo derivativo conter um numerador de ordem maior que o denominador, a função de transferência se torna não “realizável”, necessitando então que esse tipo de algoritmo tenha um filtro derivativo, representado pela equação 27, com um fator α que pode ser alterado pelo usuário ou segundo algoritmo interno do controlador, a depender do fabricante.

$$D(s) \cong \frac{T_D s}{(1 + \alpha T_D s)} \quad (27)$$

Dada a dificuldade de implementação desse algoritmo, é comum que os fabricantes de CLP utilizem tradicionalmente o algoritmo de controle PID do tipo série, onde os termos proporcional e integral são calculados pela equação 28, e após isso, o termo derivativo, que agora tem uma função de transferência a parte, como mostrado pela equação 29, por esse motivo o nome “série” (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

$$G_{PI}(s) = K_p \left[1 + \frac{1}{T_i s} \right] E(s) \quad (28)$$

$$U(s) = \left[\frac{1 + T_D s}{1 + \alpha T_D s} \right] \times G_{PI}(s) \quad (29)$$

2.9 MÉTODOS DE SINTONIA

Existem diversos trabalhos sobre sintonia de controladores, com várias propostas de sintonia, cada uma com objetivos diferentes, devendo ser escolhida a mais adequada de acordo com o propósito de cada malha de controle.

2.9.1 Método de Ziegler e Nichols

Foi proposto por Ziegler e Nichols (1942, *apud* CAMPOS e TEIXEIRA, 2006) um método inovador de sintonia, por ser a primeira com o intuito de ser simples e objetiva. A técnica consistia em manter o sistema em malha fechada com um controlador proporcional, aumentar o ganho até gerar uma oscilação sustentada no limite da estabilidade, este último valor de ganho é chamado de K_u e o período da oscilação obtido é chamado de P_u . A partir desses valores, é possível calcular os parâmetros do controlador pela Tabela 1.

Tabela 1 - Sintonia segundo [Ziegler e Nichols, 1942]			
CONTROLADOR	K_p	T_I	T_D
P	$0.5 K_U$	-	-
PI	$0.45 K_U$	$P_U/1.2$	-
PID	$0.6 K_U$	$P_U/2$	$P_U/8$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

Como não é possível garantir que o processo estará dentro dos limites de segurança, é sugerida outra técnica, utilizando uma função transferência, assim como a maioria dos métodos de sintonia. Essa função é identificada pelo modelo FOPDT, como mostrado na Tabela 2.

Tabela 2 - Sintonia segundo [Ziegler e Nichols, 1943]			
CONTROLADOR	K_p	T_I	T_D
P	$\tau/(K \times \theta)$	-	-
PI	$0.9 \tau/(K \times \theta)$	$3.33 \times \theta$	-
PID	$1.2 \tau/(K \times \theta)$	$2 \times \theta$	$0.5 \times \theta$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.9.2 Método CHR

Trata-se de uma técnica baseada na obra de Chien, Hrones e Reswick (1952, *apud* CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), que propõe uma sintonia para o modelo FOPDT, com o objetivo de obter a resposta mais rápida possível sem ultrapassagem percentual, para o controle que visa um bom desempenho com mudança em degrau no *setpoint* (problema servo), se utiliza a Tabela 3, já para uma perturbação de carga em degrau (problema regulatório), é indicada a Tabela 4.

Tabela 3 - Sintonia pelo método CHR (Critério: sem sobrevalor - Problema servo)

CONTROLADOR	K_p	T_I	T_D
P	$(0.3 \times \tau)/(K \times \theta)$	-	-
PI	$(0.35 \times \tau)/(K \times \theta)$	$1.16 \times \tau$	-
PID	$(0.6 \times \tau)/(K \times \theta)$	τ	$\theta / 2$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

Tabela 4 - Sintonia pelo método CHR (Critério: sem sobrevalor - Problema regulatório)

CONTROLADOR	K_p	T_I	T_D
P	$(0.3 \times \tau)/(K \times \theta)$	-	-
PI	$(0.6 \times \tau)/(K \times \theta)$	$4 \times \theta$	-
PID	$(0.95 \times \tau)/(K \times \theta)$	$2.375 \times \theta$	$0.421 \times \theta$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

O método CHR, inclui também outros cálculos de parâmetros para o controlador, com desempenho passível de 20% de ultrapassagem e problema servo, mostrado na Tabela 5.

Tabela 5 - Sintonia pelo método CHR (critério: 20% de sobrevalor - Problema servo)

CONTROLADOR	K_p	T_I	T_D
P	$(0.7 \times \tau)/(K \times \theta)$	-	-
PI	$(0.6 \times \tau)/(K \times \theta)$	τ	-
PID	$(0.95 \times \tau)/(K \times \theta)$	$1.357 \times \tau$	$0.473 \times \theta$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.9.3 Método de Cohen e Coon

Para sintonia de controles onde os processos possuem tempos mortos maiores, resultando em fatores de incontrolabilidade (θ/τ) mais elevados, pode ser necessário um método que produza uma sintonia mais agressiva. Assim, pode ser utilizado o método baseado no trabalho Cohen e Coon (1953, *apud* CAMPOS e TEIXEIRA, 2006), que surge com o objetivo de obter regras para tempos mortos maiores que os estudados por Ziegler e Nichols. Assim temos a Tabela 6.

Tabela 6 - Sintonia segundo o método de [Cohen e Coon, 1953]

CONTROLADOR	K_p	T_I	T_D
P	$\left(1.03 + 0.35 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right) \times \frac{\tau}{K \times \theta}$	-	-
PI	$\left(0.9 + 0.083 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right) \times \frac{\tau}{K \times \theta}$	$\frac{\left(0.9 + 0.083 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right)}{\left(1.27 + 0.6 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right)} \times \theta$	-
PID	$\left(1.35 + 0.25 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right) \times \frac{\tau}{K \times \theta}$	$\frac{\left(1.35 + 0.25 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right)}{\left(0.54 + 0.33 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right)} \times \theta$	$\frac{0.5 \times \theta}{\left(1.35 + 0.25 \times \left(\frac{\theta}{\tau}\right)\right)}$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.9.4 Método da integral do erro

Este método é construído por dois trabalhos, no qual um autor propõe uma sintonia para perturbação de carga (problema regulatório), em contrapartida, o segundo visa uma sintonia para degraus no *setpoint* (problema servo). Ambos têm como objetivo utilizar a integral do de uma função do erro dentro de uma janela de tempo, como um critério de desempenho.

O trabalho de Lopez (1967, *apud* CAMPOS e TEIXEIRA, 2006) sugere uma sintonia para controles que visam rejeitar perturbações, para fatores de incontrolabilidade entre 0 e 1. A partir disso, ele desenvolveu as equações 30, 31 e 32, e posteriormente a Tabela 7 com as constantes utilizadas para cada modelo de integral do erro.

$$K_p = \frac{1}{K} \times \left(A \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^B \right) \quad (30)$$

$$T_I = \frac{\tau}{\left(C \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^D \right)} \quad (31)$$

$$T_D = \tau \times \left(E \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^F \right) \quad (32)$$

Tabela 7 - Constantes para cálculo da sintonia do PID [Lopez et al., 1967]

CONTROLADOR	CRITÉRIO	A	B	C	D	E	F
PI	IAE	0.984	-0.986	0.608	-0.707	-	-
PI	ITAE	0.859	-0.977	0.674	-0.68	-	-
PID	IAE	1.435	-0.921	0.878	-0.749	0.482	1.137
PID	ITAE	1.357	-0.947	0.842	-0.738	0.381	0.995

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

Para perturbação no *setpoint*, é utilizado o trabalho de Rovira (1969, *apud* CAMPOS e TEIXEIRA, 2006). Também são apresentadas as equações 33, 34 e 35 desenvolvidas para esse método, assim como a Tabela 8 com os valores das constantes para cada critério desejado.

$$K_p = \frac{1}{K} \times \left(A^* \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{B^*} \right) \quad (33)$$

$$T_I = \frac{\tau}{\left(C^* + D^* \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right) \right)} \quad (34)$$

$$T_D = \tau \times \left(E^* \times \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{F^*} \right) \quad (35)$$

Tabela 8 - Constantes para cálculo da sintonia do PID [Rovira et al., 1969]

CONTROLADOR	CRITÉRIO	A*	B*	C*	D*	E*	F*
PI	IAE	0.758	-0.861	1.02	-0.323	-	-
PI	ITAE	0.586	-0.916	1.03	-0.165	-	-
PID	IAE	1.086	-0.869	0.740	-0.130	0.348	0.914
PID	ITAE	0.965	-0.850	0.796	-0.147	0.308	0.929

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

2.9.5 Método Lambda-Tuning

Este é um método que usa como parâmetro de projeto apenas um fator (λ), o qual indica a constante de tempo da resposta. Dessa forma, o parâmetro pode ser ajustado de acordo com a agressividade do controle. No entanto, deve-se levar em consideração que para uma estabilidade em malha fechada λ deve ser maior que $\theta/2$, e para que a resposta tenha a característica, superamortecida, λ deve ser maior ou igual a 3 vezes θ . É importante ressaltar também que para a constante de tempo da resposta escolhida (λ), o tempo de acomodação total será

aproximadamente 5 vezes o fator λ . Uma vez definido o parâmetro, este deve ser substituído nas equações 36 e 37 para a sintonia do controlador (CORREA e PASSOS, 2024).

$$K_C = \frac{\tau}{K(\lambda + \theta)} \quad (36)$$

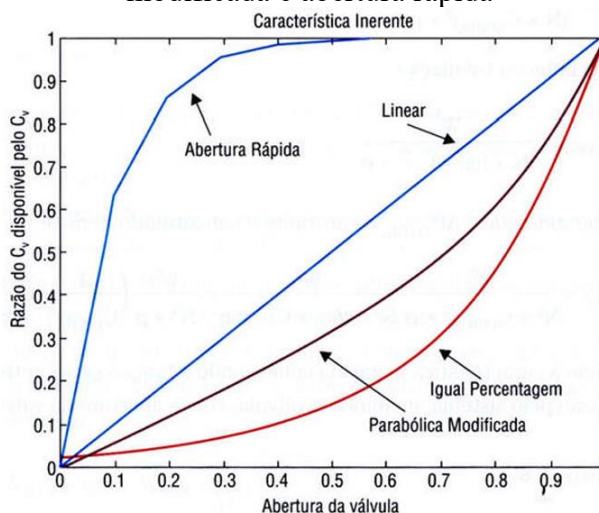
$$T_I = \tau \quad (37)$$

2.10 VÁLVULA COMO ELEMENTO DE CONTROLE

Segundo Campos e Teixeira (2006), a válvula de controle é o elemento mais comum quando o assunto é controle de vazão, sendo usada como elemento final de controle, ou seja, o controlador varia a abertura da válvula com o intuito de alterar o fluxo do fluido pela tubulação até que a vazão atinja o valor desejado.

Algumas situações podem atrapalhar o desempenho da malha de controle da vazão pela válvula, alguns deles são: dimensionamento errado, tipo da válvula, banda morta, característica estática, tempo de resposta e o projeto do conjunto atuador e posicionador. As válvulas contam com características inerentes para cada válvula, a Figura 16 demonstra esses tipos de características, com uma relação entre a abertura da válvula em percentual e o coeficiente de vazão (C_v), o que indica que nem sempre essa relação é linear (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

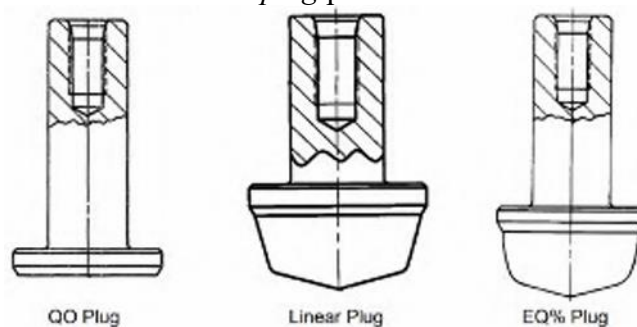
Figura 16 - Características inerentes de válvulas lineares, igual percentagem, parabólica modificada e abertura rápida



Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

Este comportamento deriva do elemento da válvula que libera a passagem do fluido, que pode ser do tipo *plug* em uma válvula globo, como mostrados na Figura 17.

Figura 17 - Vários contornos de *plug* para diferentes características de fluxo



Fonte: Adaptado de Fisher (2023)

Como exemplificado por Campos e Teixeira (2006), a característica inerente da válvula depende do projeto de cada componente, sendo assim, o fabricante determina o comportamento da curva. No entanto, quando ocorre um superdimensionamento e o equipamento suporta uma vazão muito maior que a de operação, a curva se altera, apresentando um comportamento diferente. Para casos em que se verifica uma característica de igual percentagem, quando superdimensionada, a válvula tende a apresentar um comportamento próximo ao linear. Já uma abertura linear, quando superdimensionada, resulta em uma característica instalada tendendo a uma curva de abertura rápida.

Ao modelar uma válvula, costuma-se representar a dinâmica com uma função de transferência de primeira ordem com tempo morto, porém ao definir uma estratégia de controle, deve-se definir um ponto de operação, por conta da não linearidade da válvula, a função de transferência terá ganhos diferentes a depender da abertura, o que implica que em um desempenho ruim quando fora da faixa de operação (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

Para garantir estabilidade em toda a faixa de operação, este cenário impõe que a sintonia do controlador seja realizada para baixa carga, dessa forma em carga alta o desempenho será apenas muito lento, se a sintonia for realizada para carga alta, quando a carga for baixa o ganho do controlador será muito alto, levando assim uma instabilidade (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006).

2.10.1 Não-linearidades típicas

Os parâmetros dos processos não são completamente constantes, todos eles tendem a variar de acordo com as condições do sistema. Sendo assim, para o caso da válvula de controle, não apenas o ganho tem esse comportamento, mas também o tempo morto e a constante de tempo variam, que pode ser causado por diversos fatores, entre eles atritos mecânicos dos componentes e até mesmo dinâmicas do próprio processo (CORREA e PASSOS, 2024).

Uma das não-linearidades típicas das válvulas é a banda morta, também nomeada de histerese por Shinskey (1988), que define este comportamento como uma faixa que não gera uma variação no processo após uma inversão na direção do sinal, ou seja, após uma inversão no sentido de abertura da válvula, existe uma faixa em que não se tem uma variação no fluxo.

Este mesmo comportamento é nomeado de histerese também por Correa e Passos (2024), que descreve também uma maneira de o estimar. O atrito e a folga entre engrenagens do acoplamento mecânico causam este problema, que se agrava em casos de histerese acima de 1%, deixando assim o processo incapaz de responder a pequenas variações, o que retira a efetividade do controle. Uma forma de identificar na prática é aplicar ao processo dois degraus em uma direção, logo após um degrau em sentido oposto de mesma amplitude do anterior, e assim é possível estimar a histerese a partir da equação 38.

$$\%histerese = \Delta MV_3 - \frac{\Delta PV_3 \times \Delta MV_2}{\Delta PV_2} \quad (38)$$

Onde

ΔMV_2 = Variação na MV do degrau 2.

ΔPV_2 = Variação na PV do degrau 2.

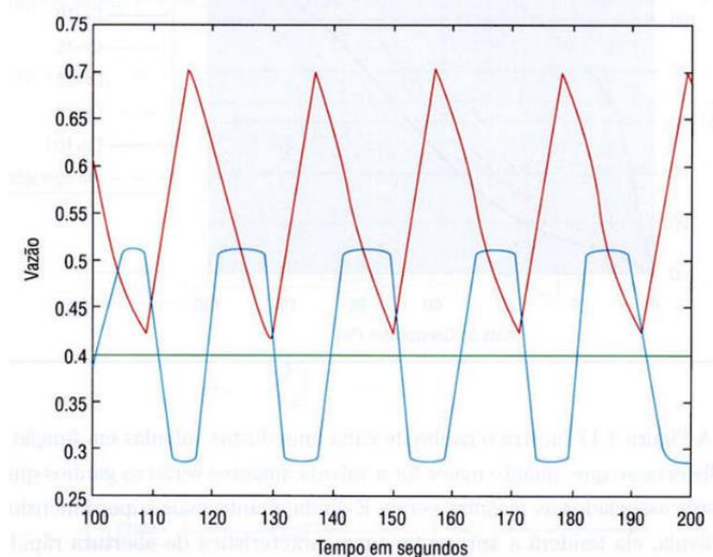
ΔMV_3 = Variação na MV do degrau 3.

ΔPV_3 = Variação na PV do degrau 3.

Outro comportamento não-linear presente nas válvulas é o agarramento, que é o atrito estático entre os componentes internos do dispositivo, o que implica que somente a partir de uma certa abertura a válvula é capaz de vencer a inércia e iniciar de fato o movimento. Em regime permanente o controlador tem dificuldade para estabilizar a PV, pois a ação precisa ser maior do que o necessário para ser efetivo, dessa forma, a válvula se move bruscamente levando a PV além do necessário, gerando um ciclo contínuo. Este comportamento pode ser observado

na Figura 18, que gera uma onda quadrada na variável do processo (CORREA e PASSOS, 2024).

Figura 18 - Saída do controlador (vermelha), vazão (azul) e "setpoint" (verde) ao longo do tempo para uma válvula linear com agarramento



Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2006)

Uma maneira de determinar o percentual de agarramento, segundo Correa e Passos (2024), é após um pequeno degrau na MV, executar degraus ainda menores até verificar uma variação na PV. O percentual de agarramento é a soma destes incrementos até que a resposta efetiva do sistema seja consumada. Esses comportamentos podem resultar em faixas de operação do sistema incontroláveis por um controlador PID convencional, sendo necessário um controlador especial capaz de lidar com esses efeitos. Para identificar se a faixa admite um controle convencional, é necessário realizar testes dentro dessa faixa de operação desejada. Caso a razão entre o maior e o menor valor de cada parâmetro seja menor ou igual a três, isso indica que um controle PID é capaz de controlar o sistema nesse ponto de operação. Para isso, o pior caso deve ser considerado, escolhendo o ponto que resulte no menor ganho do controlador ou o ponto que resulte na maior razão entre o tempo morto e a constante de tempo, garantindo assim um controlador mais conservador.

3 METODOLOGIA / PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

3.1 ALGORITMO DE IDENTIFICAÇÃO

Os métodos de identificação das funções de transferência carregam uma margem de erro que pode então se agravar com uma resposta que contenha ruído, resultando, desse modo, em modelagem com nível de compatibilidade com o sistema real por vezes comprometida. A necessidade de múltiplos testes para obtenção de inúmeros modelos pode tornar os métodos de identificação cansativos, impactando na praticidade e agilidade, o que pode acabar influenciando a eficácia dessa construção.

Levando isso em consideração, observou-se a necessidade de se otimizar os modelos para que chegassem o mais próximo possível do real, bem como automatizar as técnicas, fazendo com que o processo seja mais rápido e capaz de minimizar o erro observacional. Já foram estudadas formas de lidar com esse problema, entre elas o trabalho de JUNIOR (2017), que fez esta construção utilizando vários métodos e ferramentas mais complexas, e se provou satisfatório o resultado.

Com isso em mente, foi construído um algoritmo para a identificação de modelos de primeira ordem com tempo morto, segunda ordem sobreamortecida e subamortecida com tempo morto e integrador com tempo morto. Este código foi desenvolvido no MATLAB® (*Matrix Laboratory*), software amplamente utilizado para cálculos numéricos, simulações e desenvolvimento de algoritmos, utilizando como apoio o material Varoto (2013). Foi utilizado como referência o método de otimização proposto por Correa e Passo (2024), que indicam o uso da função *fminsearch*, utilizando a função do erro médio quadrático como parâmetro de desempenho. Além disso, usou-se um ambiente de simulação de processos para teste dos algoritmos denominado TDPS (*Time-Domain Process Simulator* - Simulador de Processo no Domínio do Tempo), *software* específico do setor que será detalhado no item 3.1.3.

3.1.1 MATLAB®

O MATLAB® é um *software* da MathWorks, e é uma ferramenta bastante utilizada na engenharia, com ela é possível fazer cálculos complexos, análise de dados, simulações e plotagem de gráficos. Também é possível desenvolver códigos com essa ferramenta, além de contar com uma grande biblioteca interna de funções matemáticas.

3.1.1.1 Fminsearch

É um algoritmo do MATLAB® que encontra o mínimo valor local de uma função de múltiplas variáveis, baseado em um *simplex*, esta função tem como argumentos de entrada a função para minimizar e um vetor de pontos iniciais, e gera um vetor com os valores finais após a minimização.

De forma mais aprofundada, este algoritmo utiliza a técnica de otimização *simplex* em torno dos pontos iniciais, e posteriormente repete o processo até encontrar um valor mínimo. O algoritmo de identificação proposto trabalha para encontrar os parâmetros da função de transferência, como um “chute inicial”, desse ponto em diante o algoritmo insere no *fminsearch* uma função que calcula o erro médio quadrático com a estrutura da função transferência, juntamente com o “chute inicial”, a função então retorna novos parâmetros em que o valor do erro médio quadrático seja o menor possível. O erro médio quadrático é dado pela equação 39.

$$erro_{quad} = \sum_{i=1}^N (PV_{real_i} - PV_{mod_i})^2 \quad (39)$$

Onde

N = Número de pontos da curva

PV_{real} = Dados reais

PV_{mod} = Dados do modelo matemático

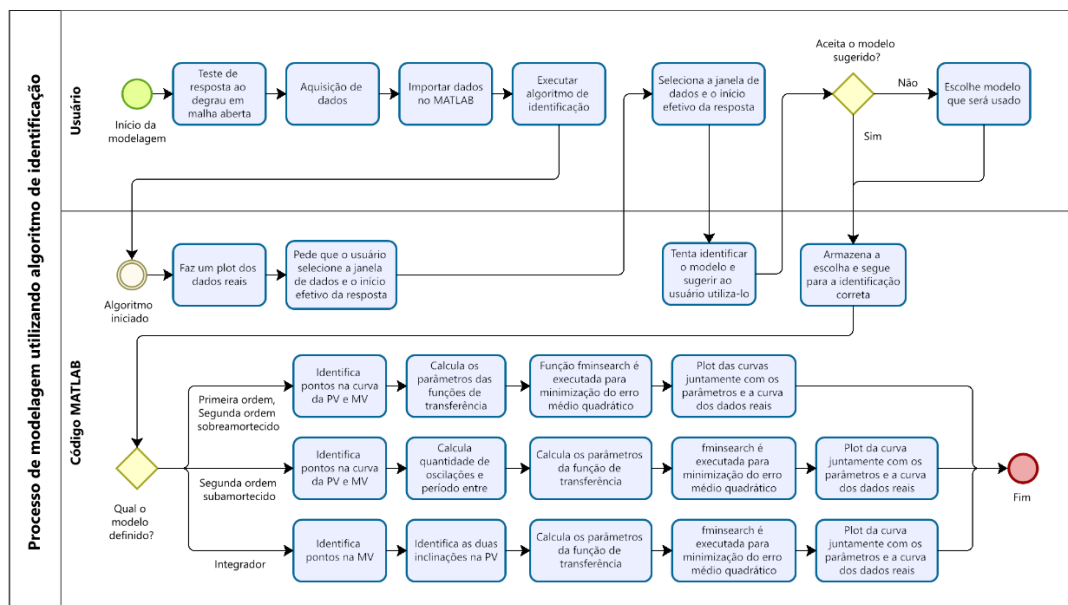
Portanto, o erro médio quadrático é a soma do quadrado das diferenças entre os dados reais e o modelo obtido em cada ponto da curva.

3.1.2 Fluxograma do algoritmo de identificação

O algoritmo de identificação recebe os dados experimentais derivados de testes de processos em malha aberta, a partir disso ele é capaz de identificar o modelo do sistema, sendo possível encontrar os modelos de primeira e segunda ordem, bem como o modelo integrador, por fim apresentar a função transferência juntamente com o *plot* da curva, em contraste com os dados reais. Para a obtenção do modelo de segunda ordem sobreamortecido, utilizou-se o método de Harriot. A curva característica do método foi construída a partir de um código desenvolvido com base em um vídeo de Carlos Pellitero (2019), disponível na plataforma Youtube, no qual a construção da curva de Harriot foi demonstrada.

O código foi construído para receber uma matriz de n linhas e 4 colunas de dados experimentais, que devem ser organizadas na seguinte ordem de colunas: tempo, PV, *setpoint* e MV. Os dados devem ser importados no MATLAB® com a ferramenta *import data*, e a matriz precisa ser nomeada como “data”. A Figura 19 demonstra um fluxograma das etapas do algoritmo, percebe-se que o usuário tem poucas ações ao utilizá-lo.

Figura 19 - Fluxograma do processo de modelagem utilizando algoritmo de identificação

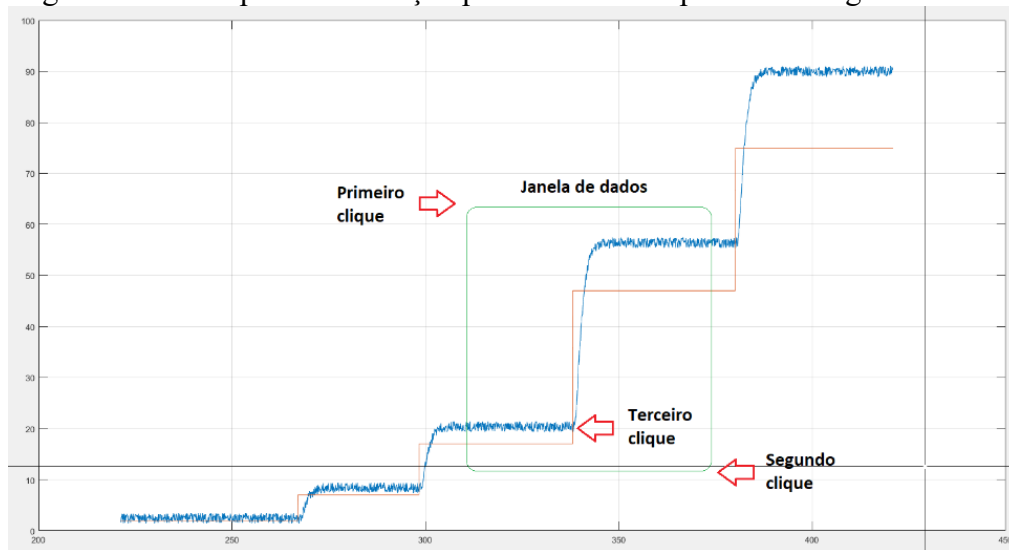


Fonte: Autor.

Como observado no fluxograma, o código faz um *plot* dos dados apresentados, e solicita que o usuário selecione 3 pontos no gráfico, o primeiro e segundo se referem a janela do teste,

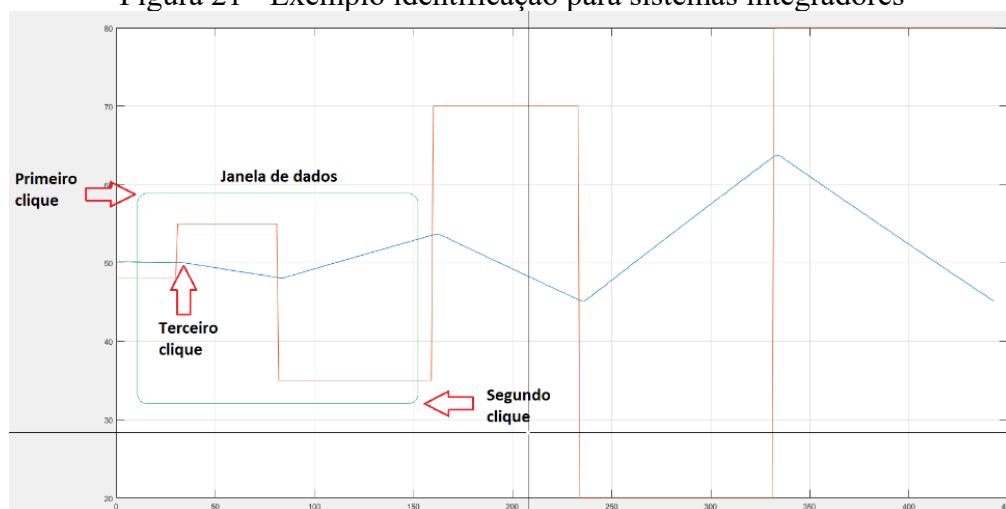
por isso o usuário deve selecionar uma janela onde tenha uma quantidade de dados antes do degrau da MV, e depois uma quantidade de dados após o a estabilização da PV, em caso de sistemas integradores o intervalo deve contemplar a PV estabilizada no início, e por fim os dois degraus a MV. O terceiro clique é utilizado para calcular o tempo morto, sendo assim o usuário deve selecionar o ponto onde a PV realmente começa a responder ao degrau aplicado. A Figura 20 mostra este processo para sistemas de primeira e segunda ordem, e a Figura 21 demonstra para sistemas integradores.

Figura 20 - Exemplo identificação para sistemas de primeira e segunda ordem



Fonte: Autor

Figura 21 - Exemplo identificação para sistemas integradores

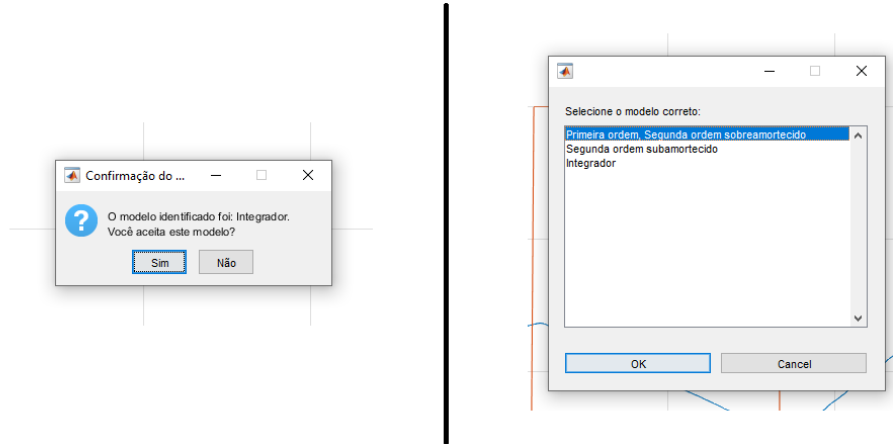


Fonte: Autor

Em seguida é executado um código que tenta classificar o tipo de função, o mesmo tenta contornar o problema do ruído, que pode confundir a classificação, ainda sim, a identificação

pode cometer erros, para isso, foi acrescentada a opção para o usuário confirmar caso queira aceitar a identificação automática ou escolher por conta própria o modelo, como mostra a Figura 22.

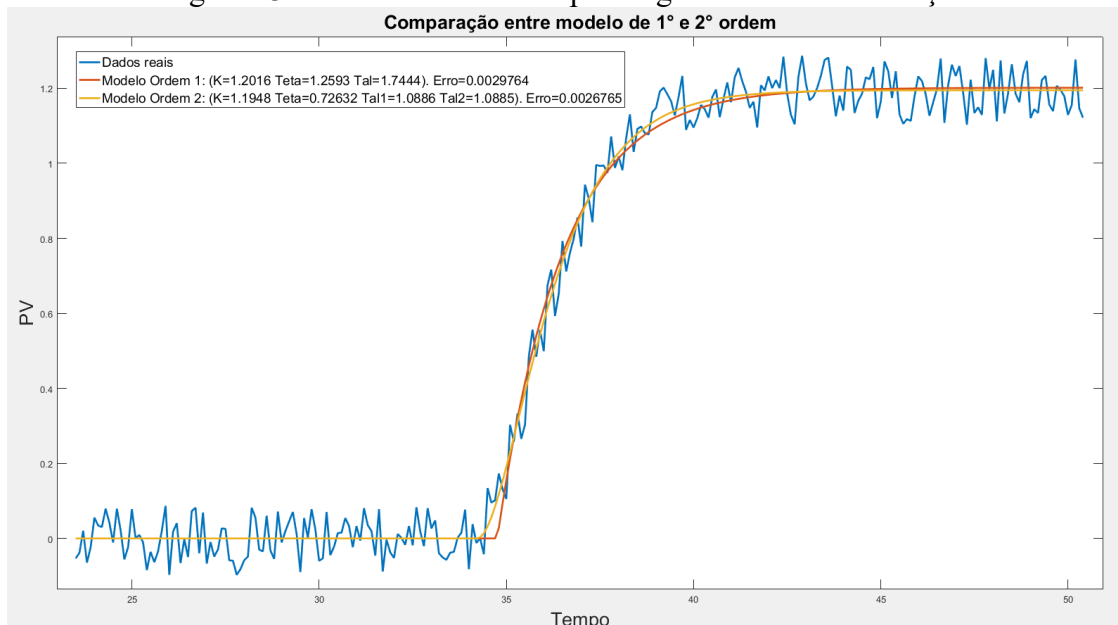
Figura 22 - Exemplo classificação automática



Fonte: Autor

Após o usuário confirmar o modelo, o algoritmo faz seus cálculos e no fim faz um *plot* final contendo os parâmetros da função de transferência encontrada, o erro médio quadrático final da função em comparação com os dados reais e a curva do modelo obtido em comparação com os dados inseridos. Na Figura 23 se encontra um exemplo para os modelos de primeira ordem e segunda ordem sobreamortecido.

Figura 23 - Modelo encontrado pelo algoritmo de identificação



Fonte: Autor

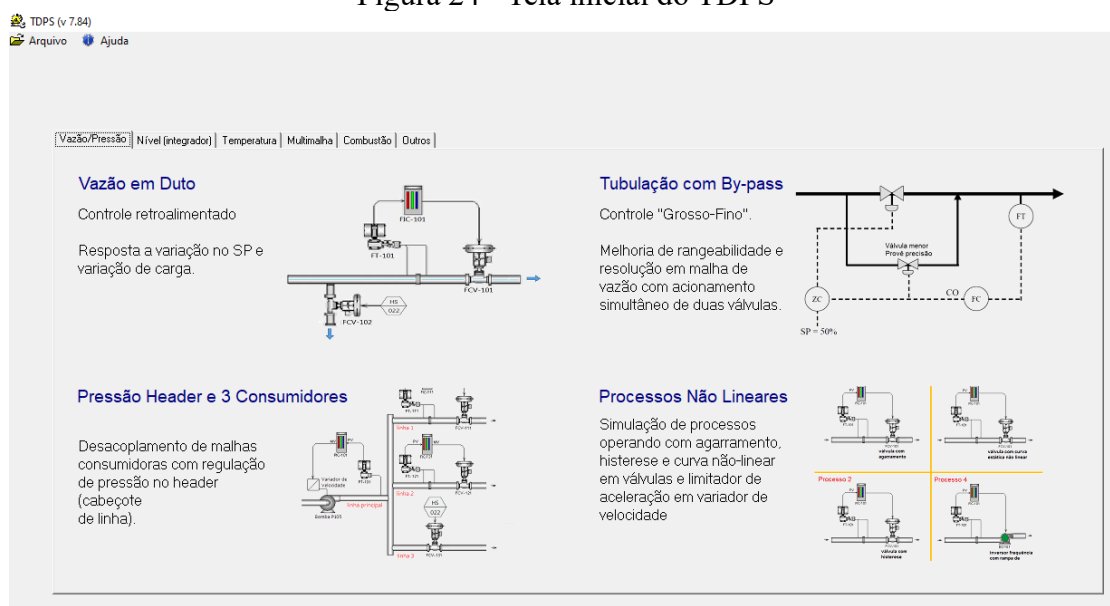
A partir do *plot* final, o usuário então pode observar visualmente o ajuste feito pelo algoritmo em comparação com os dados reais, o erro médio quadrático é mostrado juntamente com os parâmetros da função transferência, desse modo, é possível analisar qual modelo mais se ajusta a curva e a precisão da otimização, deve-se considerar também que a presença de ruído aumenta o erro.

3.1.3 TDPS

O TDPS é um *software* de simulação de controle de processos, com fins de ensino e testes de estratégias de controle. Além de ser gratuito, ele oferece uma forma didática e prática de realizar simulações, uma vez que sua interface se assemelha bastante a um supervisório comum no meio industrial. A interface foi desenvolvida de forma a proporcionar uma experiência intuitiva para o usuário, facilitando o aprendizado e a aplicação de estratégias de controle em sistemas simulados.

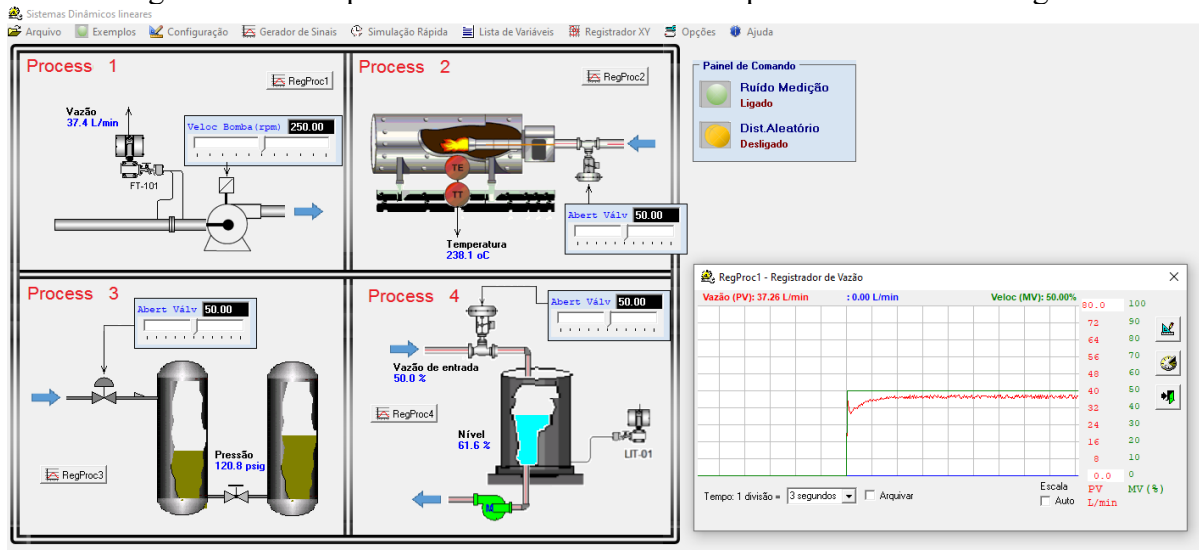
O TDPS foi desenvolvido e é mantido por Paulo Vicente Correa (L&M Engenharia) e Lúcio Fábio Passos (DEQ/UFGM), e mais informações sobre o software podem ser encontradas no site oficial www.apcmode.com. A seguir, a Figura 24 mostra a tela inicial do *software*, enquanto a Figura 25 demonstra um exemplo nativo da ferramenta.

Figura 24 - Tela inicial do TDPS



Fonte: Autor

Figura 25 - Exemplo no TDPS com 4 dinâmicas para estudo de modelagem



Fonte: Autor

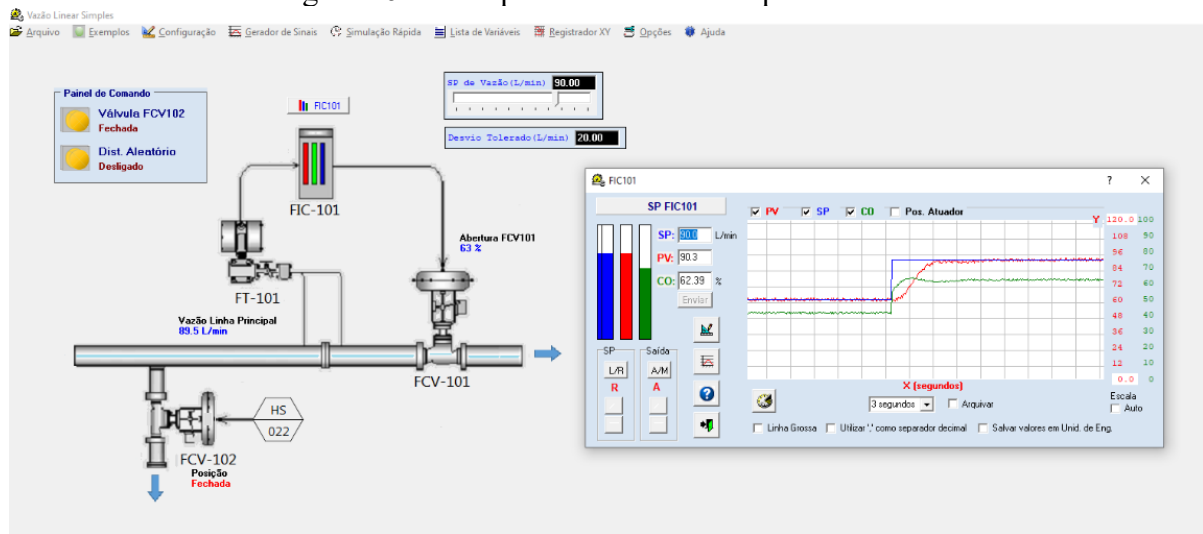
Com esta ferramenta é possível criar modelos de plantas reais, uma vez que se tenha os modelos de cada componente, é preciso apenas configurar as dinâmicas no *software*. Com um modelo fidedigno, pode ser iniciado diversos testes de estratégias de controle, a fim de se obter um bom desempenho antes de colocar a prova na prática.

O TDPS foi utilizado no trabalho em questão, como uma ferramenta de auxílio na construção do algoritmo de identificação, assim como foi utilizado nos testes que comprovam a eficácia do mesmo. O modelo da planta que será descrito mais à frente no trabalho, também foi produzido neste *software*, assim como as simulações das sintonias dos controladores.

3.1.4 Comprovando eficiência

Para análise da eficiência da otimização feita pelo *fminsearch*, foram realizados alguns testes para um sistema de segunda ordem sobreamortecido, utilizando o exemplo “Vazão linear simples” do TDPS, este é um exemplo de uma dinâmica de vazão através de uma tubulação, onde a ação de controle é feita através de uma válvula proporcional, onde o comportamento do sistema é representado por um modelo de segunda ordem sobreamortecido com tempo morto, como mostrado na Figura 26.

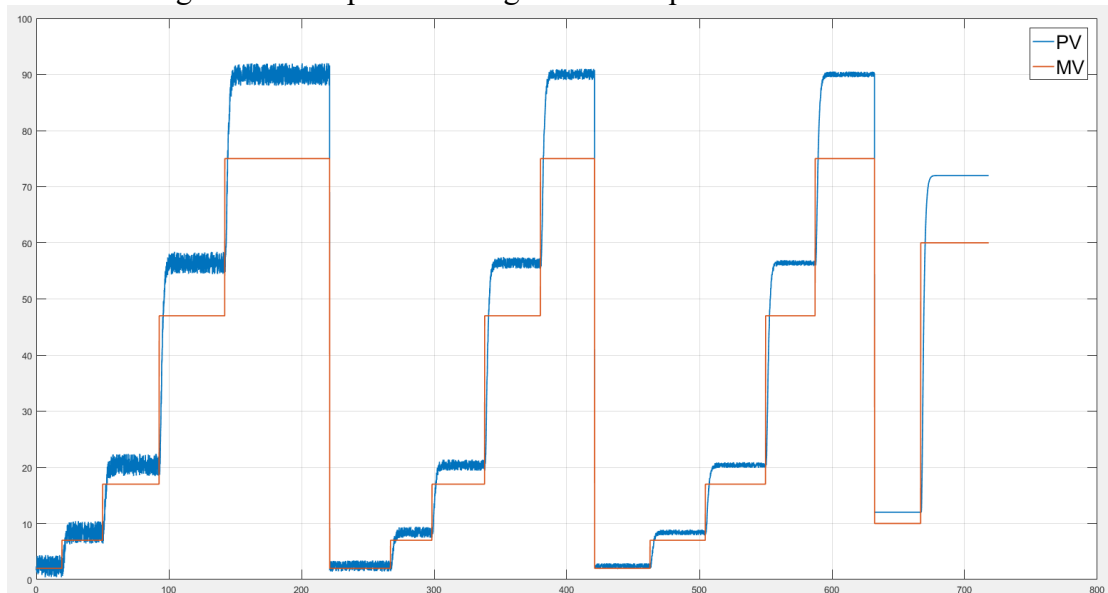
Figura 26 - Exemplo Vazão linear simples no TDPS



Fonte: Autor

A fim de estabelecer bases para a compreensão da eficiência da otimização, foram esquematizados testes com diversas combinações de amplitudes de degraus e níveis de ruído aleatório, variando entre 0% e $\pm 2\%$, totalizando 13 respostas ao degrau, conforme pode ser visto na Figura 27.

Figura 27 - Respostas ao degrau obtidas para os testes efetuados



Fonte: Autor

A Tabela 9 apresenta uma comparação entre a função transferência original e o que foi encontrado. Devido à quantidade de amostras realizada, aplicou-se a correção t-Student para o

cálculo do desvio padrão, considerando erro bicaudal com nível de confiança de 99% ($t=3,055$; vide Tabela no ANEXO A), conforme preconiza Montgomery e Runger (2021).

Tabela 9 - Comparação entre o sistema original e o modelo identificado

Parâmetros	Sistema original	Média identificado	Desvio padrão (%)	Desvio padrão
K	1,2	1,19563	0,36	0,010325
θ	0,4	0,46512	16,28	0,103023
τ_1	1,1	1,13622	3,29	0,160576
τ_2	0,8	0,73845	7,69	0,174775

Fonte: Autor

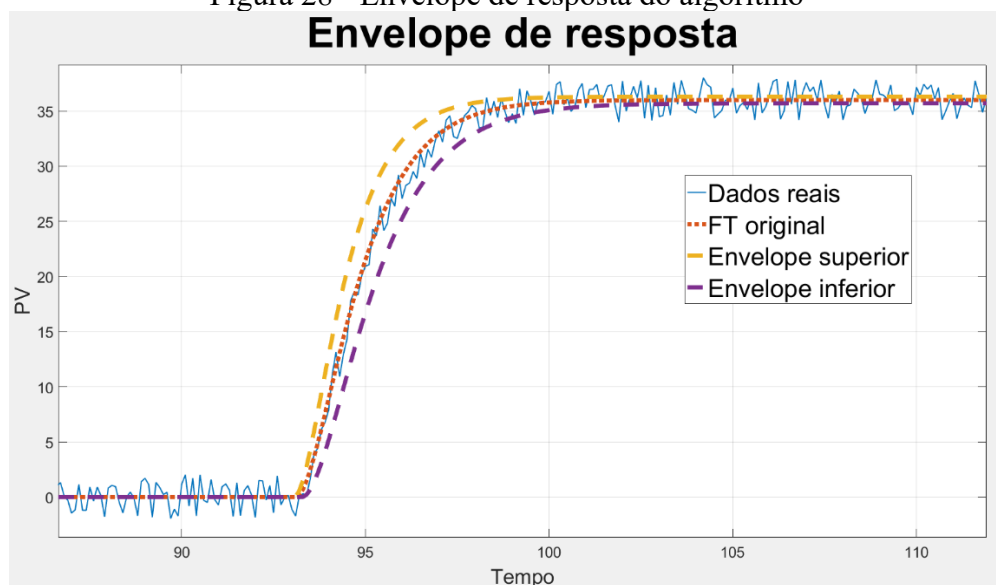
A partir disso então foi criado um intervalo de confiança para cada parâmetro do modelo, representado pela Tabela 10, o que possibilitou então o estabelecimento de um envelope da resposta, mostrado na Figura 28, onde é possível analisar os limites inferiores e superiores em que o algoritmo consegue identificar a resposta considerando diversos cenários.

Tabela 10 - Intervalo de confiança do algoritmo

Parâmetros	Sistema original	Modelo identificado	Intervalo de confiança
K	1,2	$1,2 \pm 0,01$	[1,19; 1,21]
θ	0,4	$0,47 \pm 0,10$	[0,36; 0,57]
τ_1	1,1	$1,14 \pm 0,16$	[0,98; 1,30]
τ_2	0,8	$0,74 \pm 0,17$	[0,56; 0,91]

Fonte: Autor

Figura 28 - Envelope de resposta do algoritmo



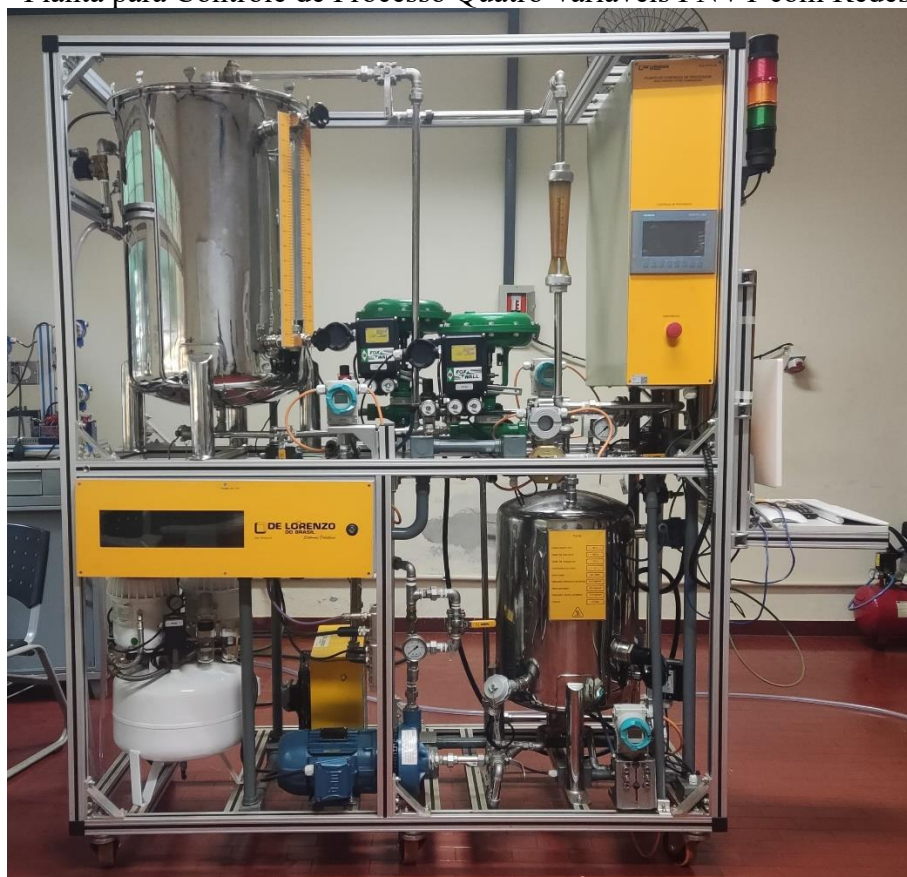
Fonte: Autor

Os primeiros testes do código desenvolvido apontam, de modo geral, para uma boa capacidade de modelagem. Verificou-se uma maior variação nos parâmetros de tempo, que, segundo Smith & Corripio (2008) pode significar necessidade de maior refinamento no passo de tempo aplicado na identificação, ou ainda, modificação nos parâmetros do otimizador empregado.

3.2 PLANTA DIDÁTICA

O objeto de foco utilizado deste trabalho consiste em uma planta didática, fabricada pela empresa De Lorenzo do Brasil e adquirida pelo Instituto Federal de Goiás Campus Itumbiara. A premissa da mesma é oferecer um estudo teórico e prático de controles em malha aberta e fechada de processos típicos na indústria, tendo a possibilidade de trabalhar com até quatro variáveis, sendo elas: pressão, nível, vazão e temperatura, a Figura 29 mostra a planta didática.

Figura 29 - Planta para Controle de Processo Quatro Variáveis PNVT com Redes Industriais



Fonte: Autor

O equipamento conta com diversas atividades práticas já programadas com intuito de ensino, contendo três manuais com exercícios na planta, comissionamento dos componentes e informações sobre a estrutura geral do equipamento.

De acordo com o manual de operação fornecido pela De Lorenzo, não existe um exercício prático para controle vazão e nem ao menos um controle PID. Os exercícios propostos são:

Exercício 01 – Pressurização do Tanque Inferior

Exercício 02 – Aquecimento e Resfriamento

Exercício 03 – Controle Proporcional

Exercício 04 – Análise de Funcionamento dos Periféricos de Emergência

3.2.1 Componentes da planta

A planta conta com um computador integrado no equipamento, um painel elétrico, onde se encontra componentes elétricos de proteção, medição e acionamento, e conta também com um painel de processamento, onde estão alocados componentes de comunicação e rede, além do CLP, módulos de expansão, fonte, *switch* e relés.

Existem diversos dispositivos de leitura, atuação, controle e segurança, todos eles podem ser encontrados no apêndice. Os principais periféricos utilizados para trabalho são:

- Tanque;
- Bomba de água;
- Compressor de ar;
- Válvulas de controle;
- Válvulas bidirecionais;
- Válvulas direcionais;
- Controlador Lógico Programável (CLP);
- Inversor de frequência;
- Computador *All In One*;
- Interface Homem Máquina (IHM);

- Transmissor por diferencial de pressão;

Para o controle efetivo da vazão, o componente selecionado foi a válvula de controle, que é controlada por um algoritmo PID através do CLP, para isso o compressor de ar é essencial, visto que o acionamento da válvula é através de um atuador pneumático. O inversor de frequência é utilizado para controlar a bomba, a fim de manter uma vazão constante por todo caminho. O transmissor mede a vazão do fluido através de uma diferença de pressão, causada após o fluido passar por uma placa de orifício. Por fim o computador é utilizado para a programação do CLP, IHM e supervisório.

3.2.2 Programação da planta

Pelo fato de não existir uma prática preestabelecida que atenda às necessidades específicas do presente trabalho, foi necessário então criar-se uma programação Ladder customizada para a operação da planta. Para isso foi necessário ter acesso ao *backup* do código existente, a partir do mesmo, foi criada uma estratégia para possibilitar a execução do trabalho.

Foram então tomadas as decisões de: criar uma programação Ladder sem que impossibilitasse o uso original da planta; construir um supervisório no computador da planta; pelo supervisório deve ser possível visualizar as leituras dos instrumentos, realizar testes em degrau para modelagem dos componentes e parametrizar o controlador assim como controlar a vazão a partir de um *setpoint*; adicionar ao IHM um intertravamento, para que os acionamentos do supervisório não funcionem em duplicidade com os realizados pela IHM.

3.2.2.1 TIA Portal

O TIA Portal é um software de automação industrial da Siemens, ele é utilizado para programar, configurar e gerenciar equipamentos do portfólio da mesma. Com ele é possível projetar CLPs, bem como redes industriais e IHMs, é capaz também de monitorar em tempo

real os dispositivos da rede. A planta didática foi entregue com a versão completa do TIA Portal V15.1, o que possibilitou que o trabalho fosse executado.

3.2.2.2 Programação Ladder

Ao ter acesso ao *backup* do código da planta, primeiramente foi estudado o que poderia ser feito e como ser feito, visto que a planta deve continuar funcionando normalmente. A programação contém um bloco principal *main*, e várias funções (bloco de código) auxiliares, onde o bloco principal é responsável intertravar os blocos para que não sejam executados em duplicidade.

Ao analisar esta estrutura, foi percebido que no bloco da atividade livre existem alguns intertravamentos de segurança, por conta disso esta parte da programação foi reaproveitada e inserida em uma nova função (bloco de código) na nova programação, para que os limites de segurança sejam mantidos, desta forma, apenas algumas alterações pontuais foram feitas, como a velocidade da bomba, que originalmente era alterada por botões que aumentavam ou diminuía a rotação, com a nova programação a velocidade é alterada por um valor de 0 a 100% configurada pelo usuário. O bloco contém também normalização do nível do tanque superior, que é medido por um sensor de nível hidrostático.

O intertravamento deste bloco também foi inserido como os demais, a partir de um comando na IHM, para isso foi acrescentado um botão na primeira tela da mesma, esse botão aciona uma *tag* do PLC que intertrava esta função, a ideia é que o supervisório somente funcione caso a IHM esteja na tela do TCC, como mostrado na Figura 30.

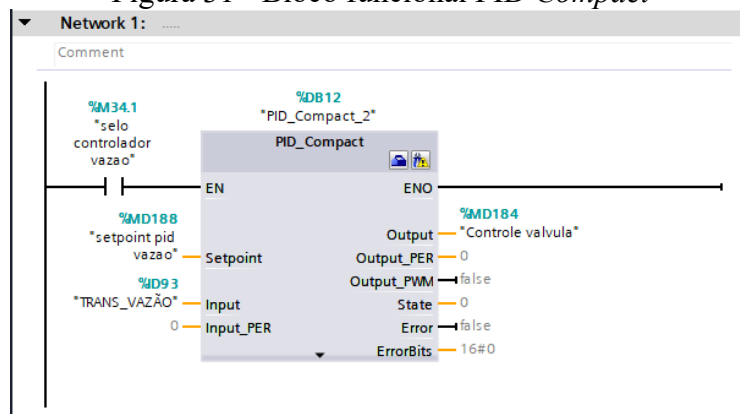
Figura 30 - Tela principal e tela do TCC no IHM.



Fonte: Autor.

Na imagem acima, a esquerda trata-se da tela principal, onde o terceiro botão foi adicionado, no lado direito temos a tela do TCC, será mostrada caso o terceiro botão na tela principal seja acionado, somente nesta tela o supervisório estará pronto para funcionar.

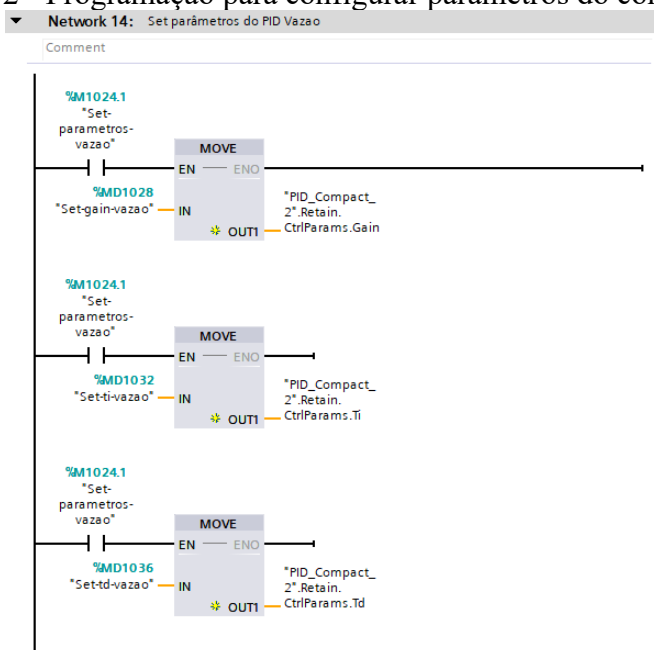
Para o controlador PID foi inserido um bloco do tipo *Cyclic interrupt*, com nome de Controle PID Nível. Como define SIEMENS (2017), este bloco é o responsável por garantir o tempo de amostragem do controlador. Dentro deste bloco principal, foi inserido o PID *Compact*, que é o bloco funcional responsável pelo controle PID, na Figura 31 é possível ver este bloco, juntamente com o selo de intertravamento e os seus parâmetros de *setpoint*, entrada e saída.

Figura 31 - Bloco funcional PID *Compact*

Fonte: Autor.

No bloco *main* estão inseridos os acionamentos das válvulas e da bomba em uma *network* juntamente com os selos. Foi acrescentado também ao bloco principal um move para cada parâmetro do controlador conforme ilustrado pela Figura 32, possibilitando que o usuário configure o controle PID através do supervisório.

Figura 32 - Programação para configurar parâmetros do controle PID



Fonte: Autor.

Como observado acima, não existe nenhum selo para esta ação, isto porque o selo vem a partir de uma combinação entre o acionamento da tela de TCC na IHM e um botão de liga e desliga para o controle no supervisório, isto faz com que o usuário possa desligar o controle, deixando o sistema em malha aberta, altere os parâmetros do controle e só após isso retorno o sistema para malha fechada.

Para o controle de nível, foram feitas as mesmas programações, porém alterando apenas os nomes das variáveis e a configuração do bloco funcional *PID Compact*, que trabalha então no modo invertido de lógica de controle, por fim existem também intertravamentos para que os dois controles não atuem simultaneamente.

3.2.2.3 Haiwell Cloud Scada

Para a construção do supervisório foi utilizado o software Haiwell Cloud Scada, da empresa Xiamen Haiwell Technology, e é um *software* gratuito para criação de supervisórios que permite monitoramento e controle de processos. Apesar de ser gratuito e utilizado para comunicar com *hardwares* do portfólio da sua criadora, que conta com diversos CLPs e IHMs,

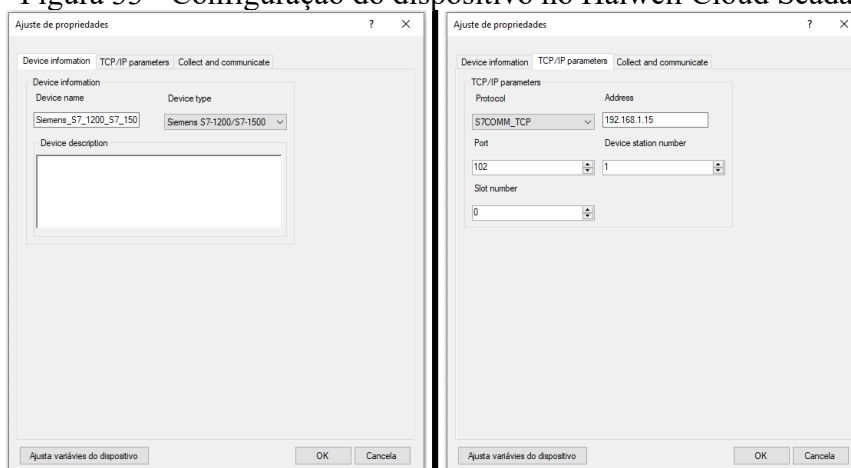
o mesmo tem uma comunicação simples e eficaz com componentes de outras empresas como a SIEMENS.

Mesmo sendo gratuito, o Haiwell Cloud Scada necessita de uma licença para que o arquivo executável do supervisório funcione por tempo ilimitado, por isso foi necessário enviar alguns dados credenciais para receber o número da licença sem custos. Esta limitação surge apenas no modo *runtime*, sem a licença ainda é possível usufruir de todos os recursos de *design* do software.

3.2.2.4 Construção do supervisório

Como mencionado anteriormente, a conexão do *software* SCADA com o CLP é feita de forma simples, sendo necessário o modelo do equipamento, protocolo de comunicação, o endereço e a porta, desta forma o CLP foi adicionado como um dispositivo, a Figura 33 demonstra essa configuração. Com a comunicação funcionando, as etapas seguintes são comuns em qualquer *software* SCADA, primeiramente foram configuradas as variáveis que serão utilizadas, e posteriormente as telas do supervisório.

Figura 33 - Configuração do dispositivo no Haiwell Cloud Scada



Fonte: Autor

A configuração das variáveis também é bem simples, e o formato das variáveis é idêntico ao padrão de *tags* utilizado pelo TIA Portal, como mostrado na Figura 34. Existe

também a possibilidade de criar variáveis internas, o supervisório criado conta com 1 variável interna, utilizada para iniciar o armazenamento dos dados a partir de 1 botão.

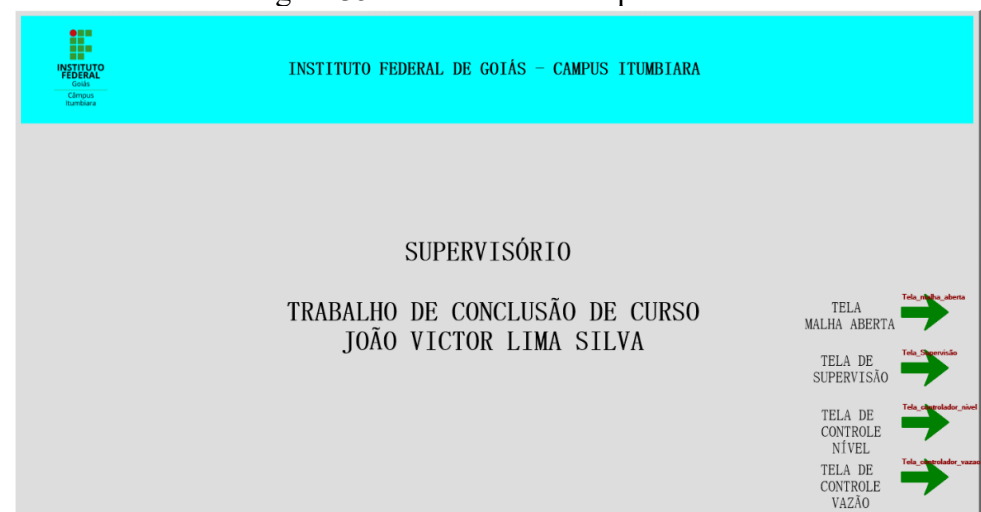
Figura 34 - Lista de variáveis no Haiwell Cloud Scada

Propriedades do dispositivo												
Registrar tipo (All)												
Data type (All)												
Group (All)												
Search												
Variable name	Register type	Address format	Register address	Bit address	Address length	Data type	The mode of reading and writing	Collect frequency	Variable description	Minimum value	Maximum value	Collection always
1 LIT_01	ID(Digital Input (Divlrd))	Decimal	88		4	Float	Apenas leitura	Normal				☐
2 nivel_TQ_1	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	6		4	Float	Apenas leitura	Normal				☐
3 M500_3	M(Flag memory)	Decimal	500	3	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
4 TRAN_TEMP	ID(Digital Input (Divlrd))	Decimal	68		4	Float	Apenas leitura	Normal				☐
5 TRANS_VAZAO	ID(Digital Input (Divlrd))	Decimal	93		4	Float	Apenas leitura	Normal				☐
6 TRANS_PRESSAO	ID(Digital Input (Divlrd))	Decimal	98		4	Float	Apenas leitura	Normal				☐
7 VAL_1	Mv(Flag memory (Vlrd))	Decimal	500		2	Integer	Leitura e escrita	Normal				☐
8 VAL_2	Mv(Flag memory (Vlrd))	Decimal	504		2	Integer	Leitura e escrita	Normal				☐
9 FV_01	QV(Digital output (Vlrd))	Decimal	10		2	Integer	Apenas leitura	Normal				☐
10 FV_02	QV(Digital output (Vlrd))	Decimal	12		2	Integer	Leitura e escrita	Normal				☐
11 Liga_bomba	M(Flag memory)	Decimal	22	2	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
12 Desliga_bomba	M(Flag memory)	Decimal	22	3	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
13 Aumenta_velo	M(Flag memory)	Decimal	22	0	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
14 Diminui_velo	M(Flag memory)	Decimal	22	1	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
15 RPM	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	72		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
16 VetoBomba	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	504		4	Long	Leitura e escrita	Normal				☐
17 Liga_control_nivel	M(Flag memory)	Decimal	1010	1	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
18 Desliga_control_nivel	M(Flag memory)	Decimal	1010	0	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
19 Controle_bomba_nivel	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	180		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
20 SetPoint_nivel	Mv(Flag memory (Vlrd))	Decimal	538		2	Integer	Leitura e escrita	Normal				☐
21 PID_Gain_nivel	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	1012		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
22 PID_TI_nivel	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	1016		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
23 PID_TD_nivel	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	1020		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
24 Set_parametros_nivel	M(Flag memory)	Decimal	1024	0	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
25 Liga_control_vazao	M(Flag memory)	Decimal	1044	1	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
26 Desliga_control_vazao	M(Flag memory)	Decimal	1044	0	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
27 SetPoint_vazao	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	188		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
28 PID_Gain_vazao	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	1028		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
29 PID_TI_vazao	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	1032		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
30 PID_TD_vazao	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	1036		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
31 Set_parametros_vazao	M(Flag memory)	Decimal	1040	0	1	Bool	Leitura e escrita	Normal				☐
32 Controle_valvula_vazao	MD(Flag memory (Divlrd))	Decimal	194		4	Float	Leitura e escrita	Normal				☐
*												☐

Fonte: Autor

O supervisório conta com cinco telas, sendo que a primeira se trata de uma tela inicial e a mais simples de todas, a partir dela o usuário seleciona em qual das quatro telas secundárias irá trabalhar, a Figura 35 exemplifica a tela inicial.

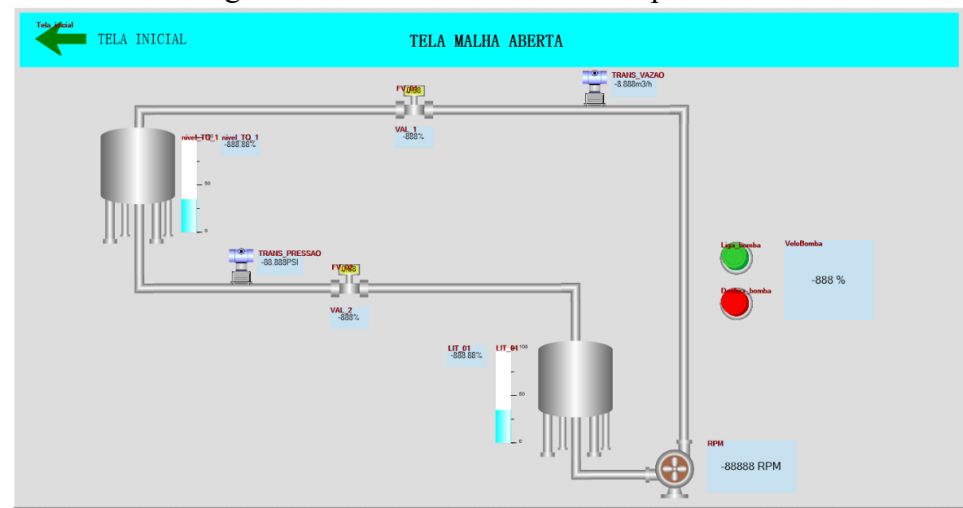
Figura 35 - Tela inicial do supervisório



Fonte: Autor

Como pode ser percebido na imagem anterior, a primeira opção é a tela malha aberta, a mesma é inspirada no exercício livre que se encontra na planta didática de fábrica, porém ela foi construída com o intuito de que o usuário pode-se realizar testes em malha aberta do sistema, com os acionamentos e leituras pertinentes à modelagem do controle de vazão, todos englobados no mesmo lugar, como mostra a Figura 36.

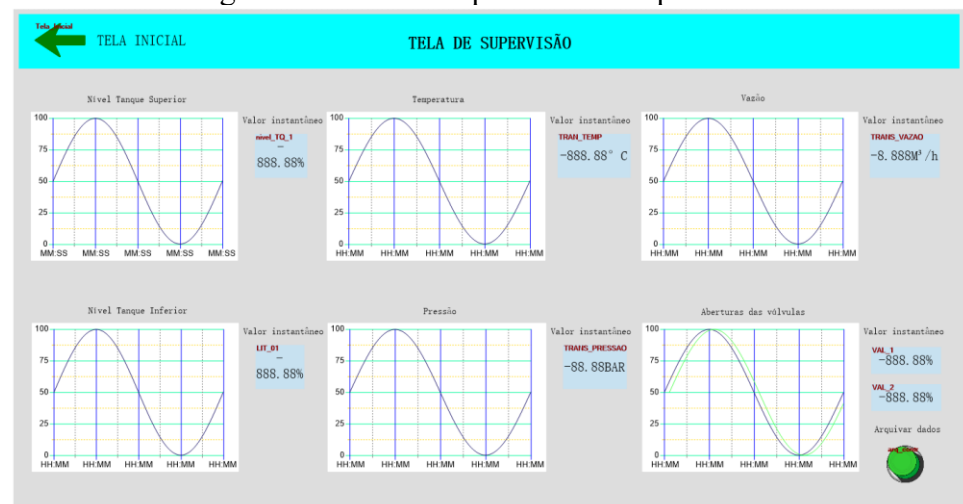
Figura 36 - Tela malha aberta do supervisório



Fonte: Autor

Na tela de supervisão se encontram todas as leituras realizadas na planta, com gráficos e valores instantâneos de cada variável medida, conta também com um botão para arquivar os dados dos testes, a ideia é que o usuário tenha uma visão global das variáveis do equipamento em tempo real, a Figura 37 mostra a tela de supervisão.

Figura 37 - Tela de supervisão do supervisório



Fonte: Autor

Mais adiante, foi desenvolvida a tela de controle de vazão, nela tem-se um gráfico com os valores de *setpoint*, vazão (variável do processo) e a abertura da válvula 2 (Variável manipulada) ditada pelo controle PID. Foram adicionados à esta tela também os acionamentos da válvula 1 e da bomba, o intuito é que o usuário consiga dar início à vazão para que o controle funcione, além disso o usuário pode também simular distúrbios na vazão.

Esta tela conta também com um botão de liga controle e outro de desliga controle, este é um selo que liga efetivamente o controle PID, com o controle ligado somente os comandos desta tela são efetivos, os comandos da tela malha aberta deixam de funcionar até que o controle seja desligado. Foi adicionado também a opção de definir os parâmetros do controlador, o usuário pode definir esses valores ao clicar em enviar parâmetros PID. Por fim o usuário pode iniciar a gravação dos dados pelo botão arquivar, sem precisar sair desta tela, como mostra a Figura 38.

Como a abertura da válvula é tratada em porcentagem, isso faz com que a MV tenha uma unidade de medida diferente da unidade utilizada pela PV e pelo *setpoint*, que são dadas em metros cúbicos por hora, foi preciso dividir as em gráficos diferentes essas medidas, dessa forma a MV é mostrada num gráfico com a escala de 0 a 100. Já a medição da vazão e *setpoint* são mostrados num gráfico abaixo com a escala adequada.

Figura 38 - Tela de controle de vazão do supervisório

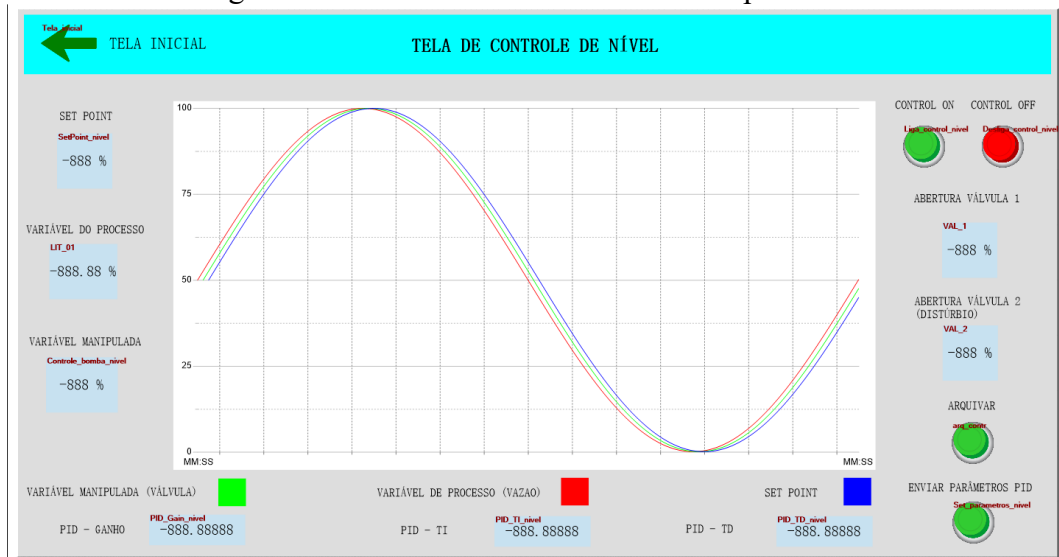


Fonte: Autor

Por fim tem-se a tela de controle de nível, assim como a anterior, conta também com os botões de ligar e desligar o controle, arquivar dados e envio dos parâmetros do controlador, a diferença se dá pela variável do processo que passa a ser o nível do tanque inferior, a variável

manipulada se torna a velocidade da bomba e os distúrbios podem ser feitos através da abertura das válvulas, como mostra a Figura 39. Diferente da tela anterior todas as variáveis estão na mesma escala de porcentagem, o que possibilitou englobá-las no mesmo gráfico.

Figura 39 - Tela de controle de nível do supervisório



Fonte: Autor

Esta última tela foi desenvolvida como um bônus, para que possam ser desenvolvidos exercícios práticos de controle e sintonia utilizando a planta, podendo ser também utilizado para trabalhos futuros.

3.2.2.5 Arquivamento dos dados

Como mencionado anteriormente, existem botões capazes de arquivar os dados no supervisório, pelo Haiwell Cloud Scada é possível definir as variáveis externas como variáveis de registro, a partir disto basta apenas configurar o intervalo de registro e variável que dará início ao registro, como mostrado na Figura 40.

Figura 40 - Seleção de variáveis para registro

Seleção de variáveis para registro

Habilita controle
☒ Habilita
 Variável interna_1.arq_contr

Modo de registro
☒ Intervalo de registro
 Intervalo 0 horas 0 minutos 1 segundos
☐ Gatilho de registro
 Variável do gatilho
 Tipo de gatilho
 OFF -> ON
☐ Alterar registro
 Zona morta
 0.00

OK Cancelar

Fonte: Autor

Como pode ser percebido acima, a variável que habilita o início do registro é uma variável interna, e o intervalo de registro foi definido o menor possível, sendo assim, um ponto relevante deste *software* é justamente não possibilitar que o usuário selecione um tempo menor que 1 segundo, para processos mais rápidos a modelagem pode ser prejudicada.

Para visualizar os dados arquivados é preciso encontrar a ferramenta *Database browser* dentro do Haiwell Cloud Scada, que conta também com registro de alarme caso o usuário defina os alarmes necessários, a Figura 41 exemplifica esta ferramenta.

Figura 41 - Ferramenta para visualizar dados arquivados

Database browser

Arquivo Visualiza Executa Ajuda

Pesquisa SQL Log SQL Registro histórico Registro de alarme

Variável de histórico

Start time: 2024-12-03 10:50:10 End time: 2025-01-02 18:50:10

Pesquisa Exporta

DateTime	Name	Value
----------	------	-------

Export Option

Export Formate

☒ csv ☐ sql ☐ txt

OK Cancel

Fonte: Autor

A figura acima mostra também a ferramenta de exportação dos dados, como é possível ver, a ferramenta disponibiliza os dados em 3 formatos: csv, sql e txt. Desse modo, a exportação de todas as variáveis históricas pode ser feita de uma só vez, criando um arquivo para cada variável, a Figura 42 mostra como são exportados os dados.

Figura 42 - Formato da exportação dos dados

Nome	Data de modificação	Tipo	Tamanho
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.Controle_bomba_nivel	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	21 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.Controle_bomba_nivel	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	21 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.Controle_valvula_vazao	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	26 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.Controle_valvula_vazao	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	26 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.LIT_01	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.LIT_01	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.nivel_TQ_1	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.nivel_TQ_1	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.SetPoint_nivel	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	21 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.SetPoint_nivel	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	21 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.SetPoint_vazao	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.SetPoint_vazao	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.TRAN_TEMP	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.TRAN_TEMP	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.TRANS_PRESSAO	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.TRANS_PRESSAO	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	27 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.TRANS_VAZAO	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	28 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.TRANS_VAZAO	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	28 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.VAL_1	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.VAL_1	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.VAL_2	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.VAL_2	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.VeloBomba	17/01/2025 15:39	Arquivo de Valores Separados por Vírgulas do Microsoft Excel	22 KB
Siemens_S7_1200_S7_1500_1.VeloBomba	17/01/2025 15:39	Documento de Texto	22 KB

Fonte: Autor

Esta característica da ferramenta de exportação, que exporta os dados individualmente para cada variável ao invés de concentrá-las em apenas um arquivo, como visto acima, faz com que seja preciso então tratar os dados e colocá-los em apenas um arquivo antes de iniciar a identificação do modelo.

3.3 MODELAGEM DA PLANTA

Uma vez que se tem a possibilidade de realizar testes na planta, surge a dúvida do quão próximo a simulação é da realidade, o quanto as não linearidades do processo podem desviar os dados reais dos simulados a partir de funções lineares. Pensando nisso, foram realizados diversos testes a fim de conseguir modelar os equipamentos da planta didática, a partir dessas dinâmicas foi montado uma cópia virtual do processo de vazão, com o intuito de estudar a influência das não-linearidades quanto a modelagem de um processo.

Nesse contexto, faz-se importante salientar que identificou-se, para válvula FV-01 problemas de vedação, ocasionando uma não-abertura completa da mesma, ou seja, limitação no fornecimento da vazão total. Além disso, também houve limitações no fornecimento de ar comprimido para o acionamento das válvulas FV-01 e FV-02. Essas características fizeram-se marcante nas sintonias realizadas e indica oportunidade de novas sintonias para o controlador quando as limitações forem sanadas.

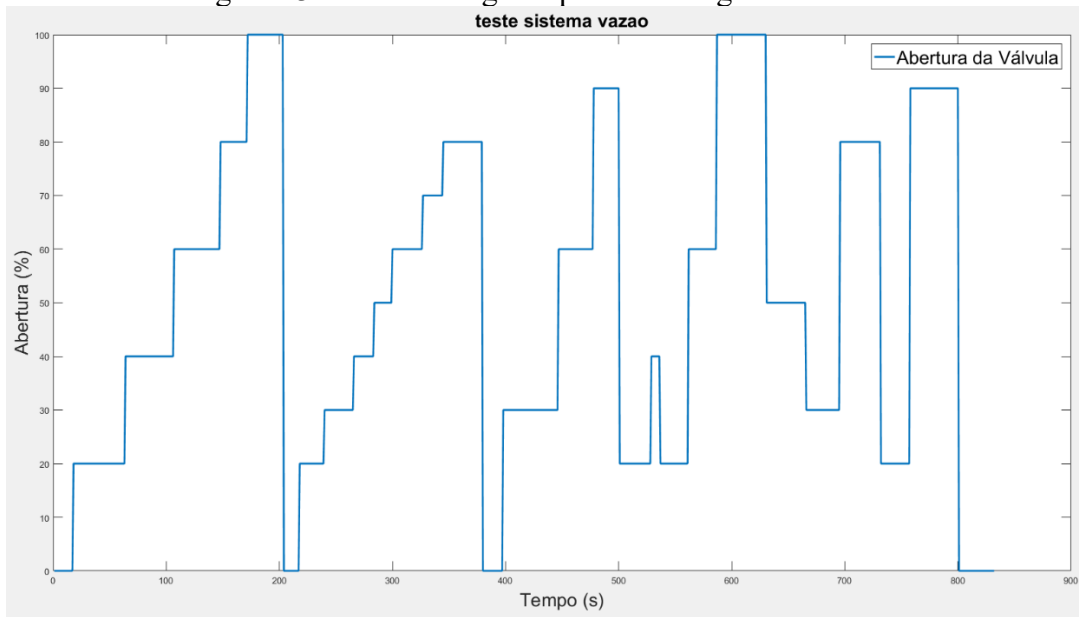
3.3.1 Aquisição de dados através do supervisório

Para a modelagem do processo foi considerado apenas a influência da válvula em relação a vazão, ou seja, a dinâmica da vazão a partir de uma abertura na válvula, porém foi adicionado também a dinâmica da vazão a partir da velocidade da bomba, mesmo que não seja o objeto de controle, o modelo da bomba foi necessário para que fosse possível simular os distúrbios.

3.3.1.1 Modelagem da bomba

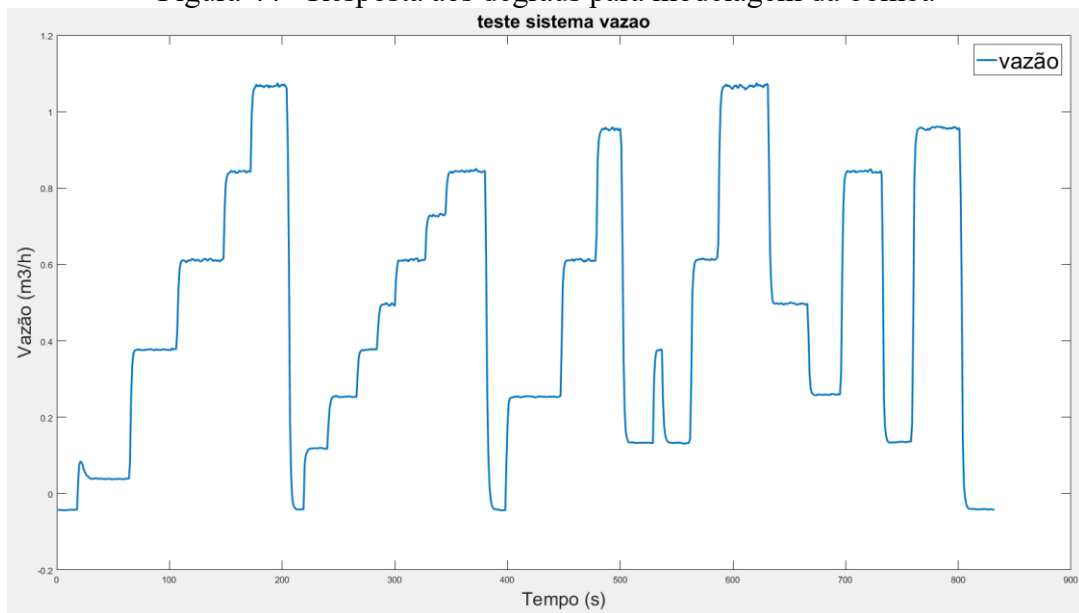
Para encontrar um modelo que representasse a dinâmica da vazão da bomba, foram realizados testes com diversas amplitudes de degraus e partindo de várias posições, a fim de obter uma média dos parâmetros da função de transferência, visto que existe uma variabilidade entre os modelos obtidos. A Figura 43 e a Figura 44 mostram os degraus obtidos para a modelagem e o comportamento da vazão.

Figura 43 - Teste de degraus para modelagem da bomba



Fonte: Autor

Figura 44 - Resposta aos degraus para modelagem da bomba



Fonte: Autor

Para obter os modelos, foi utilizado o algoritmo de identificação desenvolvido no trabalho, considerando os degraus efetivos do teste, foram obtidos 22 modelos, como mostra a Tabela 11 e a Tabela 12, com os resultados das médias para os modelos de primeira e segunda ordem sobreamortecido, visto que a dinâmica encontrada se assemelha bastante a esses modelos.

Tabela 11 - Média dos modelos de primeira ordem da bomba

Sistema de primeira ordem	
Parâmetros	Média
K	0,01191527
θ	0,43489227
τ	0,99704273
$erro_{quad}$	$3,0712 \times 10^{-8}$

Fonte: Autor

Tabela 12 - Média dos modelos de segunda ordem sobre amortecido da bomba

Sistema de segunda ordem sobre amortecido	
Parâmetros	Média
K	0,01190890
θ	0,40133591
τ_1	0,89209864
τ_2	0,14082094
$erro_{quad}$	$2,5492 \times 10^{-8}$

Fonte: Autor

A partir da variação dos parâmetros obtidos para os dois modelos, foi possível então construir intervalos de confiança, a partir da correção t-Student para o desvio padrão, considerando erro bicaudal com nível de confiança de 99% ($t=2,831$), além de envelopes de resposta para cada modelo. A Tabela 13 e Tabela 14 ilustram os intervalos para ambos modelos, já a Figura 45 representa os envelopes de resposta.

Tabela 13 - Intervalo de confiança para o modelo de primeira ordem da bomba

Parâmetros	Limites dos parâmetros	Intervalo de confiança
K	$0,0119 \pm 0,0008$	[0,0111; 0,0127]
θ	$0,4349 \pm 0,2947$	[0,1402; 0,7296]
τ	$0,9970 \pm 0,1426$	[0,8545; 1,1396]

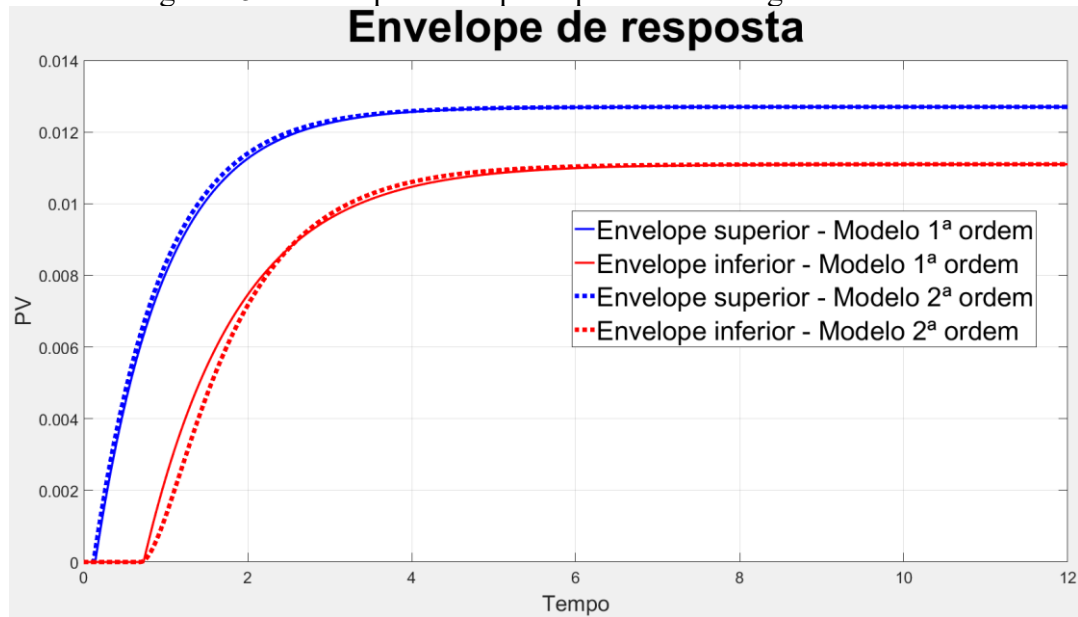
Fonte: Autor

Tabela 14 - Intervalo de confiança para o modelo de segunda ordem da bomba

Parâmetros	Limites dos parâmetros	Intervalo de confiança
K	$0,0119 \pm 0,0008$	[0,0111; 0,0127]
θ	$0,4013 \pm 0,2885$	[0,1128; 0,6899]
τ_1	$0,8921 \pm 0,0679$	[0,8242; 0,9600]
τ_2	$0,1408 \pm 0,1337$	[0,0071; 0,2746]

Fonte: Autor

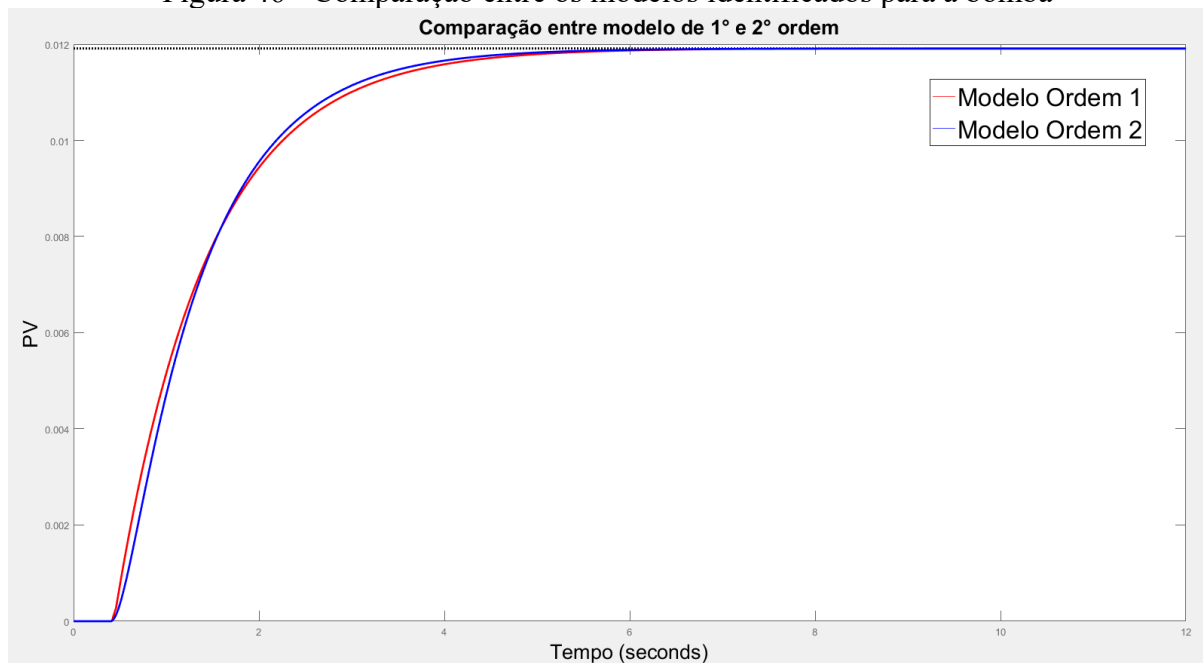
Figura 45 - Envelopes de resposta para as modelagens da bomba



Fonte: Autor

Como pode ser percebido, os modelos de primeira ordem consolidaram um envelope mais estreito, o que sugere melhor consistência. Por conta disso, este foi o modelo escolhido para representar a dinâmica da bomba. A Figura 46 mostra um *plot* com as duas funções de transferência, utilizando a média dos modelos, assim é possível entender a diferença entre eles.

Figura 46 - Comparação entre os modelos identificados para a bomba



Fonte: Autor

Com base em testes anteriores, foi percebido que para baixas velocidades a vazão é muito baixa e aumenta efetivamente a partir de 15% de velocidade, devido a perda de carga, portanto, a relação vazão e velocidade do motor não é linear.

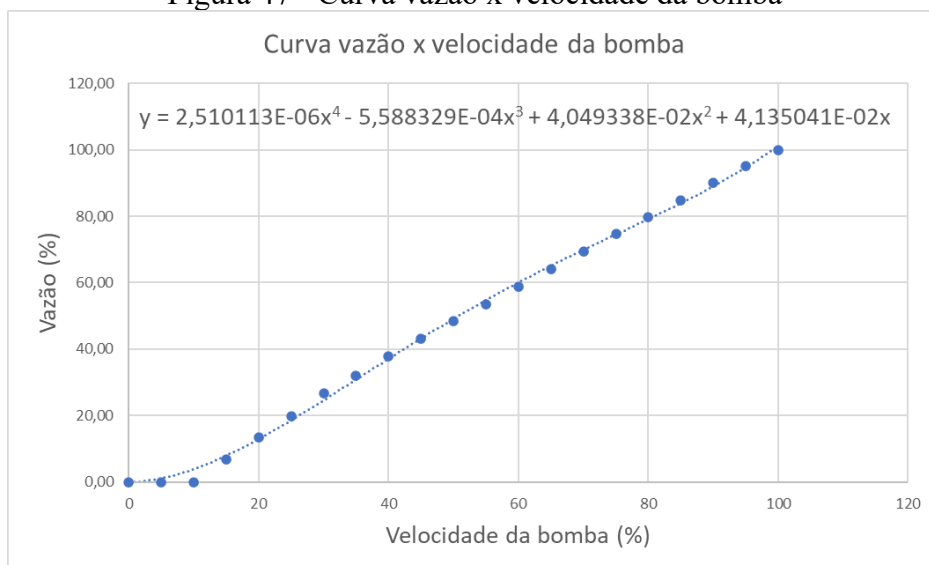
Para representar esta dinâmica foi realizado um teste com intuito de identificar esta curva, onde foram aplicadas velocidades específicas entre 0 e 100%, com um tempo considerável em cada patamar a fim de se executar uma média em cada ponto da curva. A partir disto foi obtido a Tabela 15 e consequentemente a Figura 47, que contém o ajuste encontrado.

Tabela 15 - Dados de vazão em relação a velocidade da bomba

velocidade %	Vazão %	Vazão m3/h
0	0	-0,0422
5	0,0241	-0,0425
10	0,0355	-0,0426
15	6,9669	0,0350
20	13,5831	0,1084
25	19,9298	0,1787
30	26,7969	0,2549
35	32,0738	0,3134
40	37,7698	0,3766
45	43,1206	0,4359
50	48,4848	0,4954
55	53,6164	0,5523
60	58,8412	0,6102
65	64,1862	0,6695
70	69,4587	0,7279
75	74,6967	0,7860
80	79,7929	0,8425
85	84,8867	0,8990
90	90,0131	0,9558
95	95,0707	1,0119
100	100	1,0666

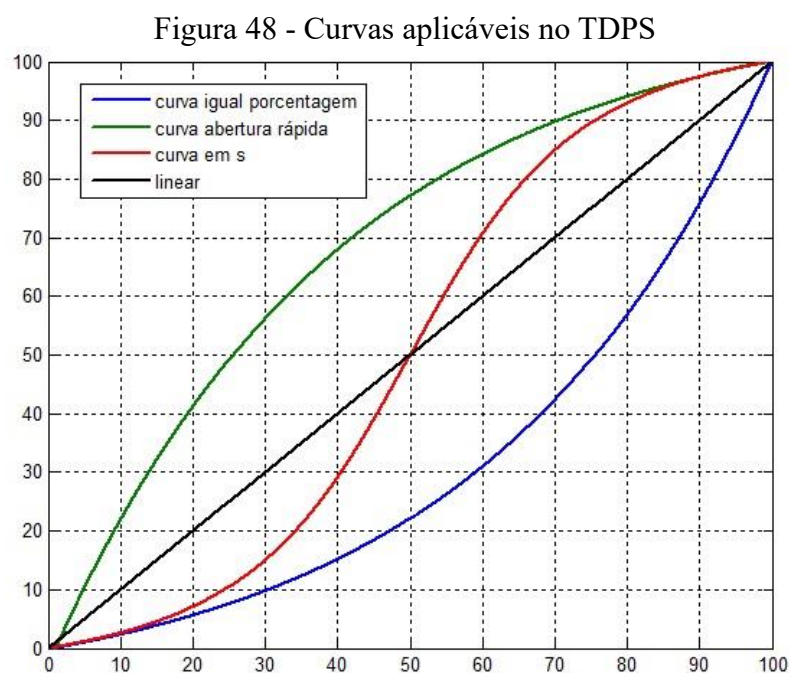
Fonte: Autor

Figura 47 - Curva vazão x velocidade da bomba



Fonte: Autor

Conforme demonstrado, essa curva não é perfeitamente linear. No entanto, por meio do Excel®, foi possível obter uma equação polinomial de quarta ordem que representa a curva real com maior fidelidade. Ainda assim, como forma de simplificação, à medida que a bomba opera próximo à velocidade máxima, a curva pode ser aproximada por um comportamento linear. A Figura 48 ilustra essa representação no TDPS, que dispõe de curvas características para os processos.



Fonte: Adaptado de Correa e Passos (2024)

3.3.1.2 Modelagem da válvula

A planta conta com duas válvulas de controle, porém somente a válvula com a *tag* FV-02 foi modelada e consequentemente se tornou o atuador do controle PID, como mencionado anteriormente a válvula FV-01 se encontrava com problema na vedação, o que justifica a escolha do componente utilizado.

O comportamento da válvula é algo complexo de se modelar, diversos aspectos do componente tornam a dinâmica da vazão através da válvula pouco previsíveis. Além deste fato, outros equipamentos externos podem causar um funcionamento ruim e imprevisível. Um

comportamento anormal adquirido pelas válvulas da planta didática em questão, é descrito a seguir.

Ao iniciar o processo de modelagem, o primeiro ponto notado foi o valor de vazão, que atingia um valor médio de $1.05 \text{ m}^3/\text{h}$ com as válvulas em 100% de abertura e a bomba com 100% de velocidade. Após a inspeção das válvulas, foi observado que as mesmas não abriam 100%. O equipamento conta com um filtro regulador de pressão ao lado do posicionador, mostrado na Figura 49, que foi prontamente regulado a fim de obter a abertura correta.

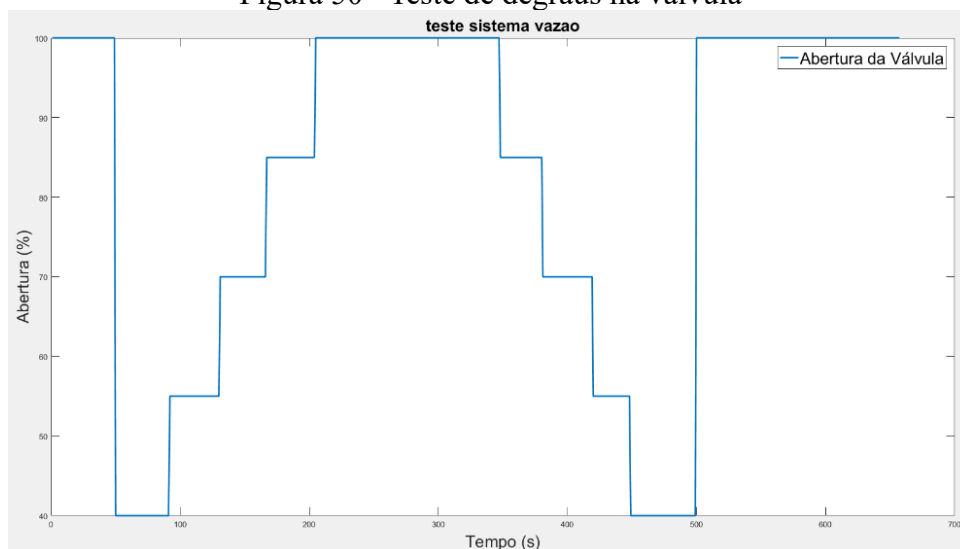
Figura 49 - Posicionador e filtro regulador de pressão



Fonte: Autor

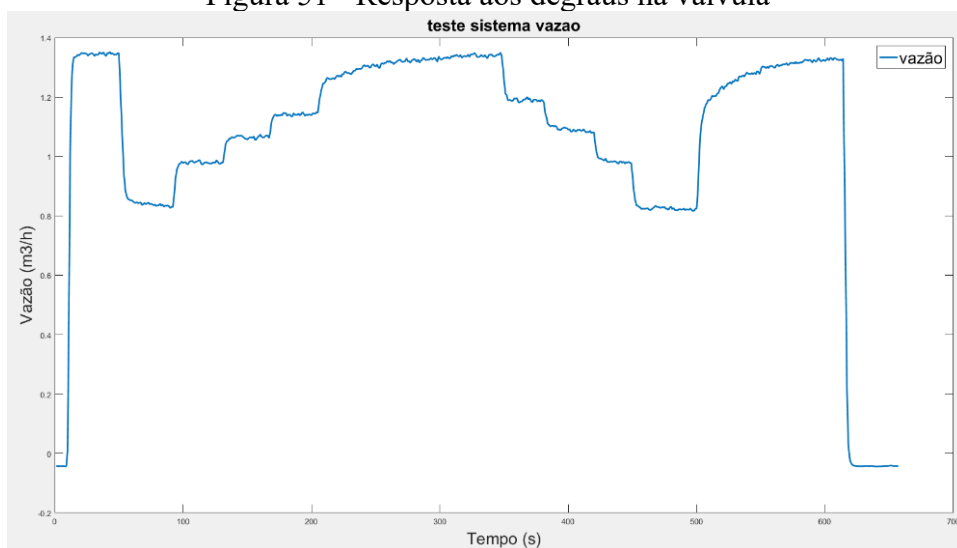
Outro ponto observado antes da regulagem, foi o comportamento da vazão em não se manter entorno de valores próximos após mudanças de direção na abertura, o que poderia ser explicado pela histerese do equipamento. Após a regulagem este comportamento se intensificou de tal maneira, como visto na Figura 50 e na Figura 51, que uma análise mais profunda foi necessária, a fim de entender o real motivo pelo funcionamento anormal do sistema.

Figura 50 - Teste de degraus na válvula



Fonte: Autor

Figura 51 - Resposta aos degraus na válvula



Fonte: Autor

Como pode ser visto, após alguns degraus a vazão demora um tempo até atingir novamente seu valor máximo, com um comportamento quase linear a partir de determinado ponto. Ao analisar os manuais dos componentes que fazem parte do processo, chegou-se à conclusão que o efeito foi causado pelo compressor de ar, que não conseguiu fornecer ar suficiente para abastecer as válvulas por todo tempo.

Este compressor em teoria conseguiria atender o consumo de ar, porém uma característica do mesmo é o funcionamento intermitente, que não é adequado a demanda contínua das válvulas, que pode ter sido agravado devido possíveis vazamentos de ar na linha, fazendo com que o compressor trabalhasse em períodos longos de funcionamento e curtos de

descanso. Ao longo do tempo este comportamento ocasionou em um defeito no mesmo, que precisou passar por uma manutenção especializada. Os seguintes testes foram realizados antes do defeito no compressor, com um ajuste intermediário a fim de diminuir os efeitos do mau funcionamento do mesmo. Em outro momento foi disponibilizado outro compressor a parte para a realização de mais alguns testes.

Como descrito anteriormente no trabalho de Campos e Teixeira (2006), a característica da válvula pode mudar devido um superdimensionamento da mesma, por conta disso foi realizado o mesmo teste feito na modelagem da bomba, para encontrar uma curva que relacione a vazão e a abertura da válvula.

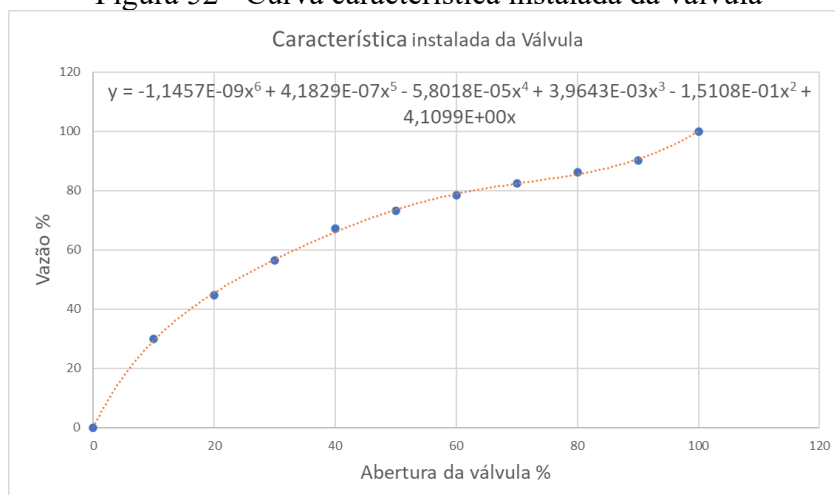
Ao analisar o código contido no equipamento, juntamente com a codificação contida no manual do produto, foi possível concluir que a válvula tem característica inerente igual percentagem, o que abre precedente para que o a curva se transforme em linear. Após testes temos foi obtido a Tabela 16 e consequentemente a Figura 52, contendo o ajuste encontrado.

Tabela 16 - Dados de vazão em relação a abertura da válvula

Abertura da válvula %	Vazão %
0	0
10	29,9953
20	44,6779
30	56,5456
40	67,0869
50	73,1470
60	78,3489
70	82,3780
80	86,2346
90	90,1074
100	100

Fonte: Autor

Figura 52 - Curva característica instalada da válvula



Fonte: Autor

Com auxílio do Excel®, foi obtida uma equação polinomial de ordem 6, que representa a curva da válvula, assim é possível perceber que a característica instalada da válvula tende a de abertura rápida, ao invés de igual percentagem, o que pode representar uma dificuldade no controle em comparação com a curva linear.

Como mencionado anteriormente, as válvulas de controle têm diversas não-linearidades causadas por diversas fontes, o que na prática resulta em uma impossibilidade de se modelar este componente por completo com ferramentas lineares, restando apenas encontrar uma aproximação entorno de um ponto de operação, quanto mais distante deste ponto, maior a discrepância entre o comportamento do modelo e do processo real.

Levando estes aspectos em consideração, um ponto de operação foi selecionado considerando a curva acima, a faixa entre 40% e 70% de abertura se mantém distantes das extremidades, portanto foram realizados diversos testes entre esta faixa com o intuito de obter uma função de transferência que a representasse, com degraus de 5%, e foi utilizado o algoritmo de identificação, a Tabela 17 mostra os resultados obtidos.

Tabela 17 - Resultados modelos de primeira ordem da válvula					
Sistema de primeira ordem					
Teste	Degraus	$K \left((m^3/h)/\% \right)$	θ	τ	$erro_{quad}$
1	40% – 45%	0,0091233	1,23140	0,99404	$2,6600 \times 10^{-7}$
2	45% – 50%	0,0074298	0,35961	1,6965	$2,4258 \times 10^{-7}$
3	50% – 55%	0,0072407	0,45718	1,4678	$1,8114 \times 10^{-7}$
4	55% – 60%	0,0064684	0,61423	1,2971	$1,9138 \times 10^{-7}$
5	60% – 65%	0,0052503	0,21838	1,4091	$2,7732 \times 10^{-7}$
6	65% – 70%	0,0052316	0,82660	1,8152	$2,4643 \times 10^{-7}$
7	48% – 65%	0,0061049	1,32970	1,0800	$2,9313 \times 10^{-8}$

Fonte: Autor

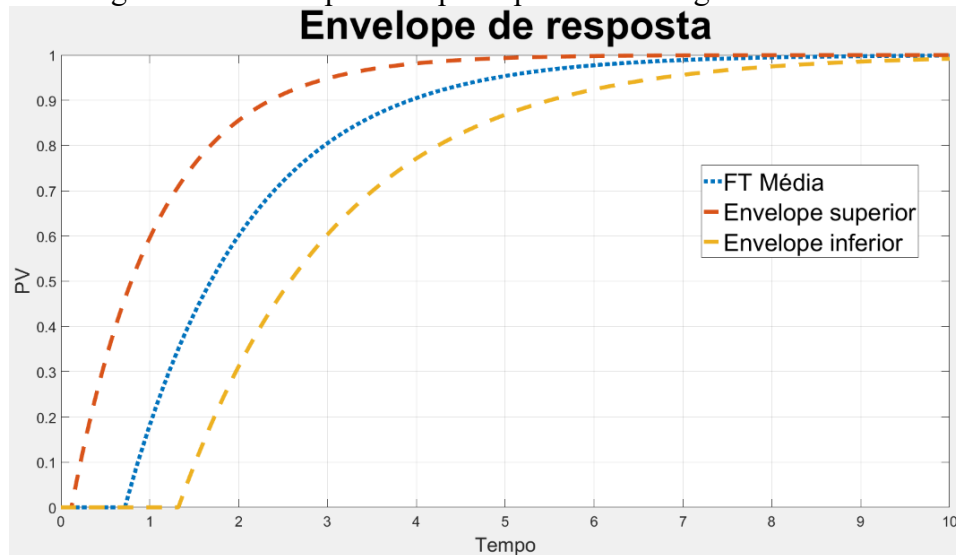
Como pode ser percebido, as funções de transferência apresentam diferenças a depender das condições do sistema, o que indica a influência de não-linearidades. O modelo de primeira ordem foi o escolhido considerando o exposto por Campos e Teixeira (2006), de que as válvulas têm suas dinâmicas aproximadas a funções de transferência de primeira ordem. Com os resultados obtidos, foi construído um intervalo de confiança, a partir da correção t-Student para o desvio padrão, considerando erro bicaudal com nível de confiança de 99% ($t=3,707$), além de um envelope de resposta para o modelo, utilizando para esta análise construção apenas a constante de tempo e tempo morto, como ilustra a Tabela 18 e a Figura 53 respectivamente.

Tabela 18 - Intervalo de confiança para a modelagem da válvula

Parâmetros	Limites dos parâmetros	Intervalo de confiança
θ	$0,7196 \pm 0,6017$	[0,1179; 1,3212]
τ	$1,3942 \pm 0,4213$	[0,9729; 1,8156]

Fonte: Autor

Figura 53 - Envelope de resposta para a modelagem da válvula



Fonte: Autor

O TDPS conta com ferramentas nativas para simular alguns destes comportamentos que geram não linearidades, como agarramento e histerese. Para usar usufruir destas ferramentas, foram realizados os testes de agarramento e histerese, para modelar a histerese foram realizados degraus sucessivos em direção oposta, como descrito anteriormente no trabalho, os resultados obtidos são mostrados na Tabela 19.

Tabela 19 - Teste de histerese da válvula

Histerese		
Teste	Intervalo	Valor (%)
1	44% – 46%	0,04974
2	46% – 48%	0,30298
3	48% – 50%	0,33848
4	50% – 52%	0,49568
5	52% – 54%	0,35997
6	54% – 56%	0,77561
7	56% – 58%	0,47091
8	58% – 60%	0,47650
9	60% – 62%	0,79746
10	62% – 65%	0,86691

Fonte: Autor

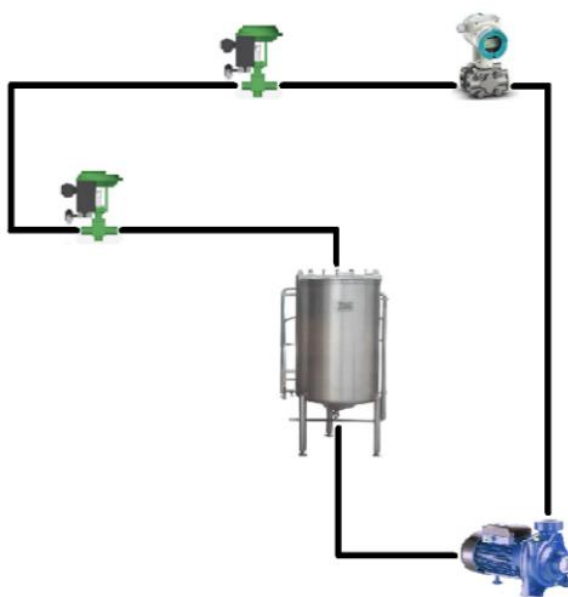
O teste de agarramento foi aplicado, porém não se chegou a um valor significativo, sendo este valor menor que 1%, o teste em malha aberta que será discutido futuramente neste trabalho, comprova a baixa influência deste comportamento.

Considerando que um possível degrau no *setpoint* mova a válvula de 48% para 65% de abertura, modelo final que representa a dinâmica da vazão pela abertura da válvula, utiliza os parâmetros do teste 6, a histerese do teste 10 e o agarramento de 0%. Estes parâmetros devem ser considerados apenas como uma aproximação, as não-linearidades fazem com que não seja possível representar fielmente o processo com ferramentas lineares.

3.3.2 Integração do modelo no TDPS

Após obter as dinâmicas necessárias, se iniciou a construção do modelo que simula o comportamento do processo de vazão junto ao TDPS. De início é necessário montar uma imagem do processo, semelhante ao que é visto nos supervisórios, utilizada como um guia da planta, contendo os seus elementos, como na Figura 54, desenvolvida para este fim.

Figura 54 - Imagem do processo usada no TDPS

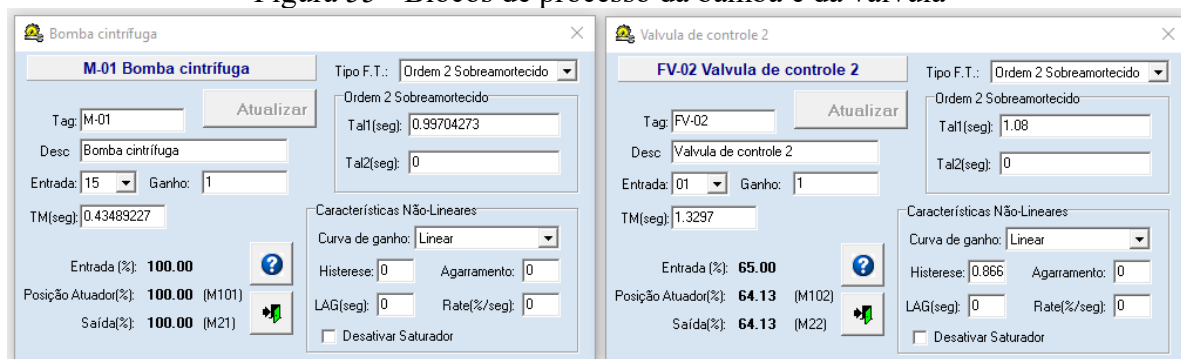


Fonte: Autor

Como pode ser percebido acima, não estão todos os componentes da planta representados, apenas os pertinentes ao processo estudado, que é configurado de modo que a água é captada pela bomba na saída inferior do tanque, que gera o fluxo através do sistema. O fluido passa por uma placa de orifício onde o transmissor de pressão mede a vazão pelo sistema, e segue através de duas válvulas de controle antes de retornar ao tanque pela entrada superior.

Para a configuração dos elementos de simulação, o TDPS oferece o bloco do processo, onde é possível escolher o tipo de função de transferência, a entrada e também características não-lineares do processo, Figura 55 mostra as configurações feitas para cada componente.

Figura 55 - Blocos de processo da bomba e da válvula

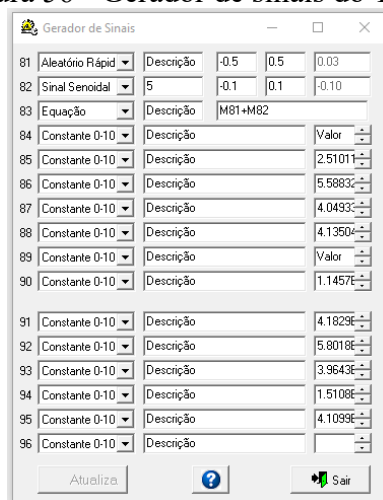


Fonte: Autor

Como mostrado acima, ambos processos foram configurados com ganho unitário, isto ocorreu para que seja ajustado pela curva de ganho, que se trata da curva real do processo, que como visto anteriormente não é linear, o que ocasiona diferentes ganhos a depender do ponto de operação. Desse modo, o TDPS conta com algumas curvas pré-estabelecidas, porém nenhuma representa fielmente a curva real, para isso foi utilizado um bloco de cálculo para cada componente, considerando as equações encontradas previamente.

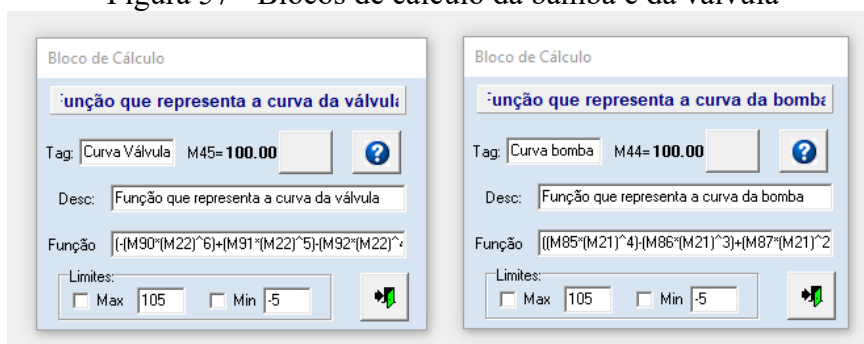
Como é possível notar, o TDPS trabalha com endereços de memória (a nomenclatura se inicia com “M” seguido por um número), o que possibilita interações entre blocos, facilitando cálculos e construção de lógicas, além de ser permitir editar atributos das memórias, tais como descrição, níveis de alarme e unidade de engenharia. Para uma melhor organização, foi utilizado a ferramenta gerador de sinais, que permite definir um valor constante e armazenar em um endereço de memória, como mostrado na Figura 56. Utilizando os endereços 85 ao 96, foi possível construir as funções que representam as curvas, onde as variáveis das funções são justamente as saídas das funções de transferência dos componentes, como mostra a Figura 57.

Figura 56 - Gerador de sinais do TDPS



Fonte: Autor

Figura 57 - Blocos de cálculo da bamba e da válvula

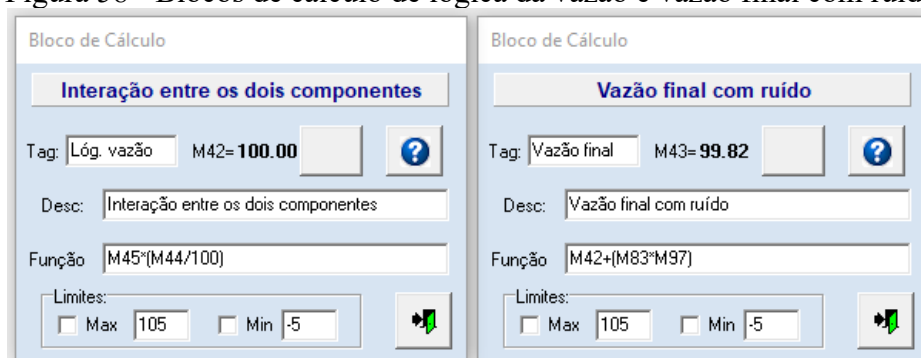


Fonte: Autor

Na Figura 56 pode ser notado no endereço M81 a existência de um sinal aleatório, se trata de uma tentativa de simular o efeito do ruído na medição da vazão. Durante os testes na planta didática se observou a presença de ruídos, com isso em mente, foi calculado nos momentos de regime permanente das respostas, um percentual de ruído em relação a variação máxima das médias de vazão, o que resultou em um ruído máximo e mínimo a cada ponto calculado, a média de todos os pontos gerou finalmente um intervalo de -0,5% até 0,5% da variação máxima da vazão, outro ponto observado nos gráficos foi a presença de um comportamento no formato de senoide do ruído. Portanto estes limites foram implementados em um gerador de sinais aleatórios rápidos e somados a um sinal senoidal de baixa amplitude.

Como se tem dois blocos de processo, foi preciso criar uma lógica que relacione ambos, para isso foi criado um bloco cálculo que simula a influência que tanto a abertura da válvula, quanto a velocidade da bomba tem sobre a vazão final. Este bloco pode ser visto na Figura 58, em conjunto com o cálculo que adiciona o efeito do ruído.

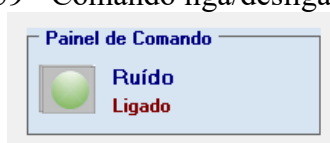
Figura 58 - Blocos de cálculo de lógica da vazão e vazão final com ruído



Fonte: Autor

Foi acrescentado também um comando para ligar e desligar o ruído, o que dá liberdade ao usuário analisar o comportamento do processo sem a influência do ruído, que pode ser visto na Figura 59.

Figura 59 - Comando liga/desliga do ruído



Fonte: Autor

O tanque não foi modelado por não influenciar na dinâmica do processo, porém foi representado no modelo virtual, para isso foi acrescentado um bloco de processo com uma função de transferência integrador, como o mesmo está sendo realimentado, o nível na prática não tem variação, assim foi acrescentado apenas um valor inicial para representar o nível do tanque no momento dos experimentos.

Um elemento importante para a função de transferência de um componente é a entrada, para a válvula foi configurado um controlador PID, no qual o *setpoint* é a vazão somada ao ruído, e a saída do controlador retorna para a entrada do bloco de processo da válvula. No caso da bomba, ela será manipulada pelo usuário através de uma entrada analógica de dados, como mostra a Figura 60.

Figura 60 - Controlador PID e entrada analógica de dados

Controlador PID

PID válvula

SP PID0

SP: 1.000 m3/h

PV: 0.813

CO: 50.00 %

Enviar

SP Saída

L/R A/M

L M

Identificação

Tag: PID válvula Desc: SP PID válvula

Parâmetros

☒ P Kc: 1

☒ I Ti(seg): 10

☒ D Td(seg): 0

Fator SP (a): 1

Banda Morta(%): 0

Bias(%): 50

Tipo Processo

☐ Resposta Reversa

☒ Resposta Direta

Atualizar

Derivada

☐ Sobre o Erro

☒ Sobre a PV

Estrutura

☐ Paralela

☒ ISA (mista)

PV: 43

Limites de Saída

CO Min.: 0

CO Max.: 100

FF: 50

Escala

Início: -0.04223563

Final: 1.06657998

Unid: m3/h

Entrada analógica de dados

Velocidade da bomba 100.00

Fonte: Autor

Com todas as dinâmicas configuradas, foi preciso, por fim editar as variáveis para que tenham o formato correto. É importante entender que todas as variáveis seguem uma faixa de valores entre 0 e 100, isto significa que a edição não altera este valor principal, é uma forma de manter todos endereços de memória normalizados, facilitando cálculos, isto implica que caso alguma ultrapasse o valor de 100, a unidade de engenharia também seguirá a proporcionalidade.

As variáveis tem como padrão a unidade de engenharia em porcentagem, e os limites da unidade de 0 a 100. Assim, foi necessário apenas editar as variáveis M44 e M43, onde a primeira se trata da saída do bloco que calcula a curva da bomba, sendo assim foi configurada para indicar a rotação da bomba em RPM em uma faixa de 0 a 2866.66, assim como no supervisor. Já a segunda memória se trata da vazão final, que tem a unidade de engenharia em m3/h e uma faixa de -0.0457 a 1.2529 aproximadamente, estes valores foram encontrados através de médias calculadas quando a planta tem vazão máxima ou nula, o que deixa explícito que o medidor ainda sim faz uma medição mesmo não havendo fluxo. Os atributos das memórias editados podem ser vistos na Figura 61.

Figura 61 - Atributos de memória editados

Lista de Variáveis

Variáveis de Processo

Atualiza

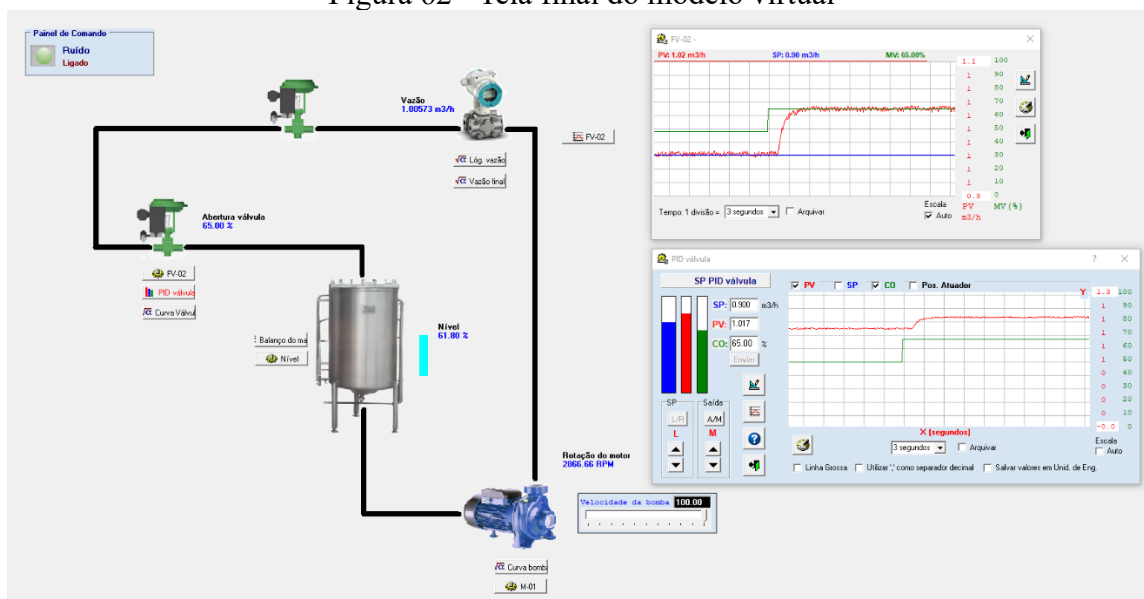
Sair

100.00	Tipo	Unid. Eng	UE min	UE max	LIE	LSE	Descrição	Valor
M42	Lóg. vazão	%	0.00	100	0.00	100	Interação entre os dois compo	72.99
M43	Vazão final	m3/h	-0.0457479	1.25288494	-0.0457479	1.25288494	Vazão final com ruído	72.74
M44	Curva bomba	RPM	0.00	2866.66	0.00	2866.66	Função que representa a curva d	100.00
M45	Curva Válvula	%	0.00	100.00	0.00	100.00	Função que representa a curva d	72.99

Fonte: Autor

Outra ferramenta que auxilia bastante é a de textos animados, após atribuir uma memória a ela, um texto mostra o valor da variável e sua atualização com o passar do tempo. Através desta ferramenta é possível visualizar a dinâmica do modelo como um todo, como exemplifica a Figura 62, que demonstra a tela final do modelo virtual.

Figura 62 - Tela final do modelo virtual



Fonte: Autor

Como visto acima, se tem uma vista completa do processo, incluindo a supervisão da ação de controle através do bloco do controlador, que conta com uma tela de registro das variáveis, além de um registrador também configurado com escala normalizada. Através deste bloco, o usuário pode ativar ou desativar o controlador, assim alternando o processo entre malha fechada e aberta, desta forma o usuário pode fazer testes de resposta ao degrau, podendo arquivar os dados a qualquer momento através de um clique, vale ressaltar que a frequência de aquisição dos dados é de 100 ms.

3.4 SINTONIA DOS CONTROLES

Para testar a influência das não-linearidades no modelo, foi calculado um controle PID para um determinado ponto de operação, que como mencionado anteriormente, é extremamente importante para um bom desempenho de controle, do qual a sintonia mais interessante deve ser

feita em carga baixa para garantir a estabilidade do processo. Portanto, foi selecionado o ponto de operação entre 40% a 70% de abertura, portanto entre esta faixa o controle deve se comportar de forma estável. Já os testes para o controlador foram realizados considerando que o setpoint deve sair de $0,9 \text{ m}^3/\text{h}$ para $1,0 \text{ m}^3/\text{h}$, para tal cenário, a abertura da válvula se inicia entre 47-50% e a bomba com velocidade de 100%, considerando que em regime permanente a válvula deve se manter por volta de 65% de abertura, este é o ponto em que a função transferência foi encontrada para a sintonia do controlador. Como o algoritmo de identificação fornece um ganho no formato $(\text{m}^3/\text{h})/\%$, o ganho do controlador na prática tem um valor diferente do ganho do controlador na simulação, isso porque o TDPS normaliza todas as suas variáveis de 0 a 100, enquanto o controlador real não necessita de normalização, podendo ser calculado o ganho a partir do formato fornecido pelo algoritmo de identificação. Neste cenário, o ganho para a simulação foi calculado pela equação 40.

$$K_{\text{simulação}} = k_{\text{real}} \times \frac{PV_{\text{max}} - PV_{\text{min}}}{100} \quad (40)$$

A fim de garantir a estabilidade do processo em toda faixa de operação, o teste com maior ganho estático foi selecionado, para que o ganho do controlador seja o menor possível, sendo este o teste com degrau de 40% à 45%. Com todos os parâmetros obtidos, a função de transferência que representa o processo no ponto de operação é de primeira ordem, com os parâmetros dados pela Tabela 20.

Tabela 20 - Modelo de primeira ordem do processo no ponto de operação

Parâmetros	Real	Simulação
K	0,0091233	0,7025311
θ	1,2314	1,2314
τ	0,99404	0,99404

Fonte: Autor

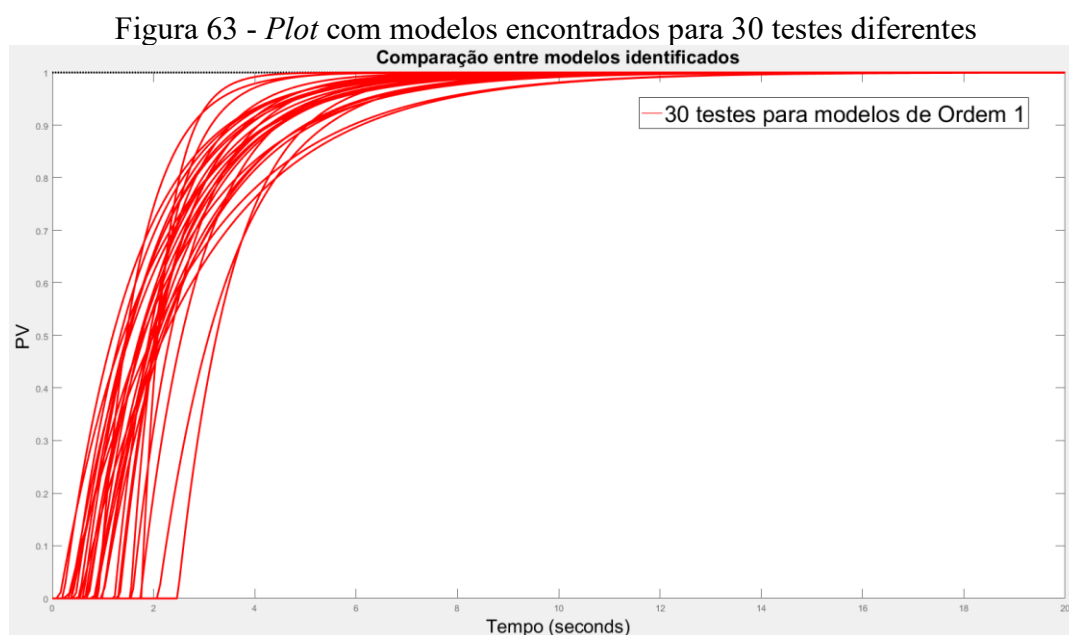
Estes parâmetros foram utilizados para calcular a sintonia do controlador que será discutido.

4 DESENVOLVIMENTO E ANÁLISE DE RESULTADOS

4.1 NÃO-LINEARIDADES CONSTATADAS

O tempo de resposta da válvula é dinâmico e depende de alguns fatores construtivos da mesma, que de acordo com a documentação da Fisher (2023), a relação entre o atuador e posicionador do componente é a principal fonte deste comportamento.

Na prática se comprovou este comportamento, em diversos testes foi possível observar a variação do tempo morto e da constante de tempo nos modelos obtidos, a depender da amplitude e direção do degrau, além de ser influenciada também pelo ponto de partida do degrau. A Figura 63 mostra como pode haver diferentes modelos para o mesmo processo, onde foram realizados 30 testes diferentes, que resultou em diferentes dinâmicas do tempo da resposta.



Fonte: Autor

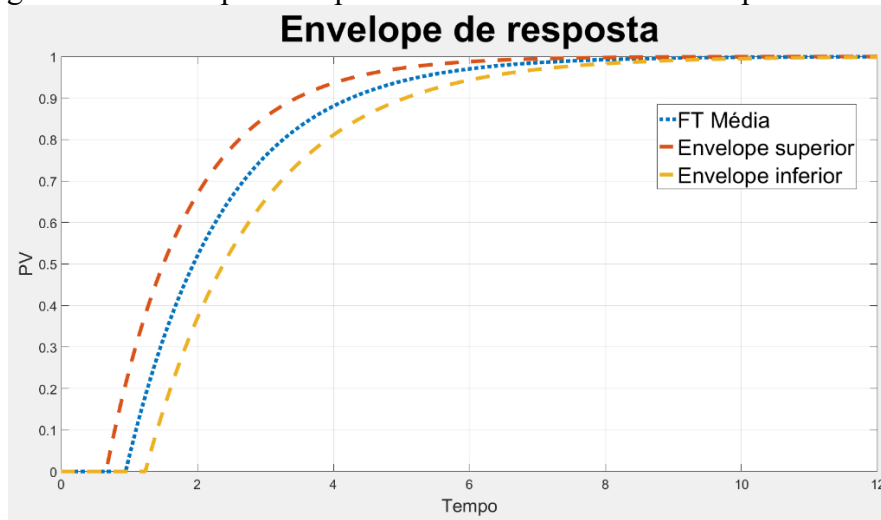
A partir da correção t-Student para o desvio padrão, considerando erro bicaudal com nível de confiança de 99% ($t=2,75$), foi possível construir um intervalo de confiança para os modelos, representado pela Tabela 21, além de um envelope de resposta ilustrado pela Figura 64.

Tabela 21 - Intervalo de confiança dos modelos encontrados para a válvula

Parâmetros	Limites dos parâmetros	Intervalo de confiança
θ	$0,9473 \pm 0,2878$	$[0,6595; 1,2352]$
τ	$1,4378 \pm 0,2224$	$[1,2154; 1,6602]$

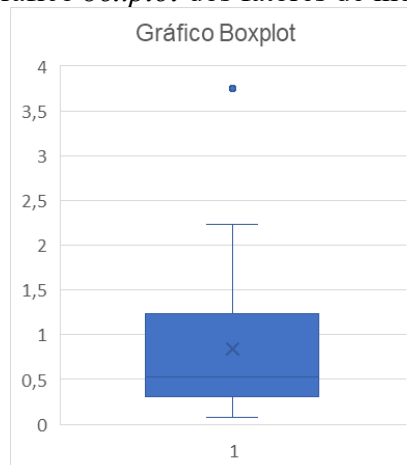
Fonte: Autor

Figura 64 - Envelope de resposta dos modelos encontrados para a válvula



Fonte: Autor

Esta variação no comportamento dinâmico da vazão resulta em uma dificuldade na sintonia do controlador, que precisa funcionar de forma satisfatória mesmo com essas variações. Uma forma de garantir uma boa performance do controlador para este problema, é utilizar o modelo que apresenta a maior dificuldade de controle, ou seja, o maior fator de incontrolabilidade (θ/τ). A Figura 65 mostra o gráfico *boxplot* deste fator para diferentes modelos encontrados.

Figura 65 - Gráfico *boxplot* dos fatores de incontrolabilidade

Fonte: Autor

Como pode ser observado, os testes indicam uma faixa média de valores para este fator, além de contar com um modelo como *outlier*. Com base nos valores obtidos, o ideal é considerar os parâmetros que garantam a maior dificuldade de controle, ou seja, o modelo que tenha o maior fator de incontrolabilidade, o que garante assim o menor ganho para o controlador para os casos onde o ganho estático tem uma característica linear, caso contrário é interessante projetar a sintonia com o maior ganho estático encontrado na faixa de operação.

Uma não-linearidade encontrada e mencionada anteriormente, se trata da característica de vazão da válvula. O código do componente indica que o seu obturador tem o formato característico de abertura igual percentagem, porém como já mostrado a curva real se desenha com outro formato.

Este fato implica em uma abordagem mais cautelosa para o controle, que por sua vez passa a ser algo bem limitado. Na prática o processo deve sempre se manter em uma faixa de operação, com uma variação bem pequena, caso contrário o controle PID convencional se torna completamente ineficiente, o que pode não ser viável para algumas aplicações industriais. Portanto, a sintonia para a válvula em questão tem duas saídas, uma delas é sintonizar o controle para o maior ganho possível em todo o *range*, isso garante a estabilidade, porém torna a resposta extremamente ruim e lenta em altas aberturas, uma segunda opção é justamente adotar uma faixa de operação e garantir o bom funcionamento naquele ponto. Esta última opção acaba ainda gerando instabilidade em baixas aberturas.

Nos manuais da válvula, se encontra a informação que a histerese contida na mesma é de $\pm 0,5\%$, e como visto anteriormente os valores encontrados para esta dinâmica são diferentes, o que pode indicar alguma folga a mais nos elementos internos, porém este desvio entre o observado e o indicado pela fabricante, pode ser devido ao mau funcionamento do compressor, que gera um comportamento pouco previsível para o processo.

Ao consultar a documentação da fabricante AirZap (s.d.), constatou-se que compressor instalado na planta didática tem um reservatório de 25 L, uma pressão máxima de 120 PSI, o que é suficiente para abastecer ambas válvulas que necessitam de 30PSI, com consumo de ar menor que 15 L/min, valor menor que a vazão teórica de 120 L/min do compressor. Todos esses detalhes técnicos indicam que o compressor é adequado para suprir a demanda das válvulas, porém somente isso não é o suficiente para garanti-lo, pois a demanda de ar é contínua, através de um orifício localizado atrás dos posicionadores libera o ar a todo instante, a fim de regular a pressão.

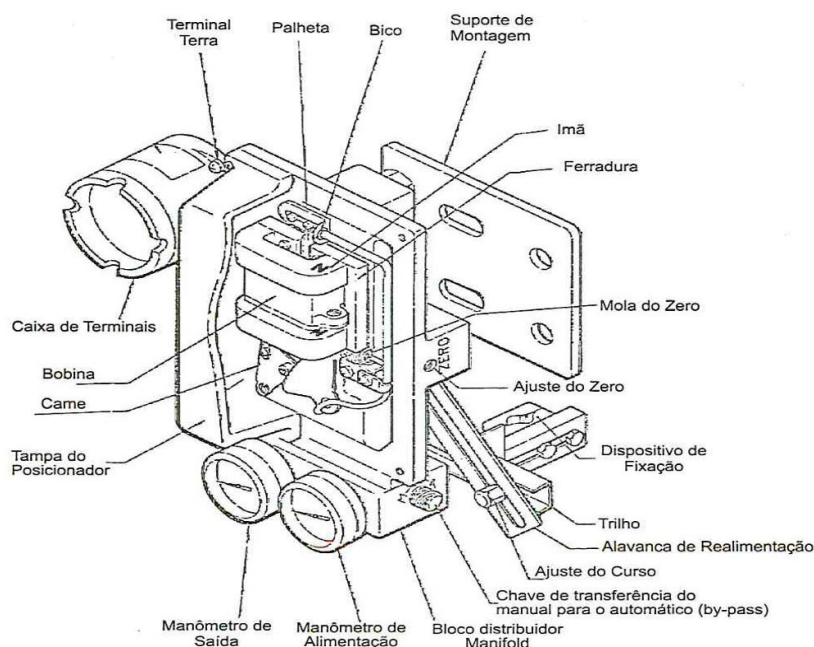
Esta característica das válvulas vai contra uma recomendação do fabricante do compressor, que pontua que o mesmo é projetado para um uso intermitente, onde o motor é

desligado ao chegar em 120 PSI e religado quando a pressão reduz para 80 PSI. A fabricante por fim indica que o equipamento deve ser utilizado de modo contínuo por no máximo 15 minutos e deve manter uma proporção de tempo de 50 % de funcionamento (o período que ficar ligado deve ser o mesmo desligado).

O funcionamento deste equipamento foi observado durante os testes, e em raros a pressão máxima era atingida e o motor era desligado, sendo estes momentos sempre com menor demanda de ar. A utilização da planta sem respeitar o exposto no manual, conciliado com um problema na vedação da válvula FV-01 em determinado período, acabou gerando danos no compressor, sendo este o motivo pelo seu mau desempenho.

Um problema que foi observado na válvula de controle não modelada FV-01, foi a não abertura completa mesmo com ação para abertura de 100%, que após a regulação da pressão, apresentou uma abertura completa, porém um fechamento parcial quando configurada uma abertura de 0%. Este comportamento indica uma desregulação do *span* ou desajuste do zero, caso o funcionamento não seja restaurado, pode então haver um problema mecânico da válvula. O posicionador na prática é um controle em malha fechada com *feedback* da posição real da válvula, como mostra a Figura 66.

Figura 66 - Identificação dos componentes do posicionador



Fonte: Adaptado de Foxwall (2025).

Como pode ser visto na imagem acima, a alavanca de realimentação é a responsável por indicar ao posicionador a real abertura da válvula, que está presa a um trilho por uma porca de

ajuste, trilho esse que por sua vez está fixado na haste de válvula. Desse modo, este elemento é responsável por regular a amplitude do curso da válvula, portanto, um ajuste ruim pode resultar em um desvio do curso e consequentemente em um *span* diminuído.

Algo interessante sobre este funcionamento, é que o ajuste do curso preferencialmente é feito em um ponto mais distante possível da alavanca de realimentação, a fim de encontrar um equilíbrio entre a melhor rangeabilidade disponível e o total aproveitamento do curso da válvula. Com o ajuste mais distante, o deslocamento angular é menor e consequentemente mais suave, onde o equilíbrio se torna o ideal. Caso o ajuste esteja mais próximo ao ponto de rotação da alavanca, a válvula pode não abrir totalmente por conta do curso do seu atuador estar limitado, induzindo o posicionador a falsear a abertura completa da válvula, mesmo não abrindo, para o caso do ajuste estar mais longe que o ideal, o atuador pode esbarrar nos limites mecânicos do curso da válvula, prejudicando a realimentação do posicionador.

4.2 SINTONIAS QUE PODEM SER UTILIZADAS

Com base nos testes feitos considerando a faixa de operação escolhida, diversas sintonias podem ser utilizadas para o controle da vazão do sistema, podendo essas serem as seguintes:

- Método Ziegler e Nichols (Z&N), Malha aberta.
- Método CHR, sem sobrevalor para problema servo
- Método CHR, sem sobrevalor para problema regulatório.
- Método Cohen e Coon (CC).
- Método da integral do erro de Lopez, IAE e ITAE.
- Método da integral do erro de Rovira, IAE e ITAE.
- Método Lambda-Tuning.

Todos estes métodos foram explicitados em capítulos anteriores, com isso em mente e utilizando os modelos descritos na Tabela 20, os resultados obtidos por cada método se encontram na Tabela 22.

Tabela 22 - Sintonias do controle da planta didática propostas por diferentes autores

Método	K_p	T_I	T_D
Z&N	106,1779	2,4628	0,6157
CHR (sem sobrevalor, problema servo)	53,0889	0,9940	0,6157
CHR (sem sobrevalor, problema regulatório)	84,0575	2,9246	0,5184
CC	146,8525	2,1540	0,3710
IAE (Lopez)	129,1372	1,3291	0,6112
ITAE (Lopez)	121,4399	1,3827	0,4687
IAE (Rovira)	98,8246	1,7169	0,4207
ITAE (Rovira)	88,1717	1,6192	0,3735
Lambda-Tuning ($\lambda = 3\theta = 3,6942$)	22,1204	0,9940	0,0

Fonte: Autor

Estes valores podem ser utilizados em testes com a planta didática, já os valores equivalentes para a simulação se encontram na Tabela 23.

Tabela 23 - Sintonias do controle da simulação no TDPS propostas por diferentes autores

Método	K_p	T_I	T_D
Z&N	1,3789	2,4628	0,6157
CHR (sem sobrevalor, problema servo)	0,6894	0,9940	0,6157
CHR (sem sobrevalor, problema regulatório)	1,0916	2,9246	0,5184
CC	1,9071	2,1540	0,3710
IAE (Lopez)	1,6770	1,3291	0,6112
ITAE (Lopez)	1,5771	1,3827	0,4687
IAE (Rovira)	1,2834	1,7169	0,4207
ITAE (Rovira)	1,1450	1,6192	0,3735
Lambda-Tuning ($\lambda = 3\theta = 3,6942$)	0,2873	0,9940	0,0

Fonte: Autor

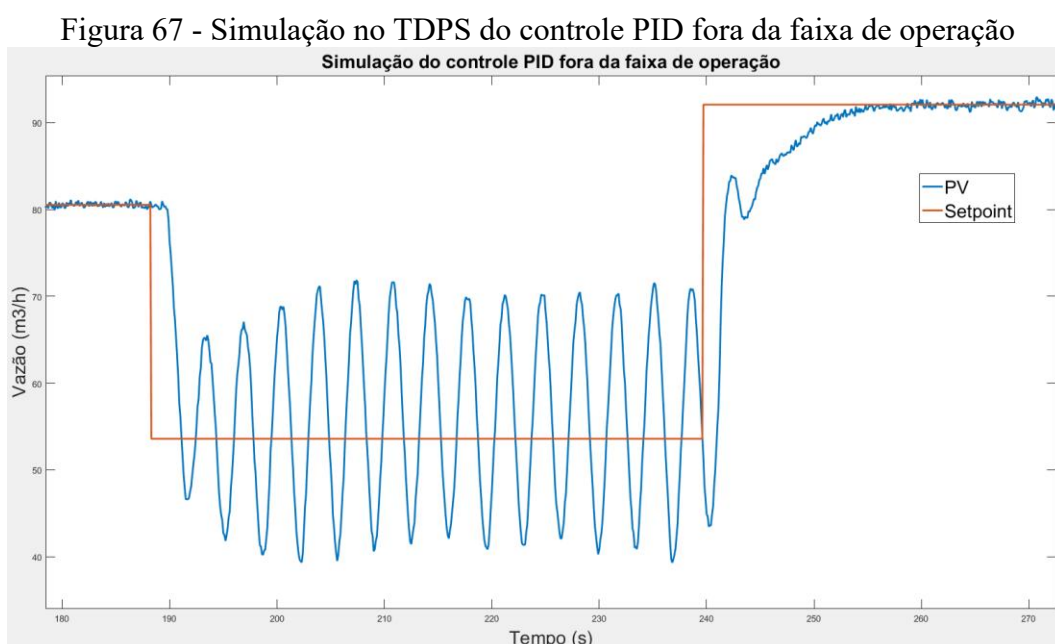
A sintonia deve ser escolhida pelo operador considerando a natureza do processo, para que o controle responda bem para degrau no *setpoint* ou perturbações. Em teoria, para todas as sintonias, os controles propostos tendem a responder o mais rápida possível para ações que necessitam de aberturas próximas de 40% e 45%, e à medida que o controlador necessita que a válvula opere com maior abertura, a resposta do processo se torna mais lenta. Por conta disso, pode ser que seja mais satisfatório uma sintonia com uma resposta mais agressiva, assumindo então um comportamento subamortecido na faixa inicial. Para um comportamento mais robusto, é comum que os métodos de integral do erro se saiam melhores.

Algo que se pode notar também além da diferença entre as sintonias, se trata da diferença entre os diferentes modelos da faixa de operação, ao se utilizar parâmetros de testes

com fator de incontrolabilidade maiores, se encontram maiores valores para T_I e menores para T_D , isto implica que o tempo para que a ação integral efetivamente comece a mudar a resposta é maior, o que faz com que a resposta seja lenta, evitando oscilações e instabilidades, já a ação derivativa irá prever a tendência do erro em uma janela maior, o que tende a suavizar as oscilações do sistema a uma mudança abrupta.

4.3 ANÁLISE DA MODELAGEM DA PLANTA

A simulação no TDPS do modelo obtido conseguiu demonstrar os conceitos de não-linearidades, onde para o método de Ziegler e Nichols, a simulação conseguiu demonstrar o efeito que a curva de vazão da válvula impõe ao sistema, como visto na Figura 67.



Fonte: Autor

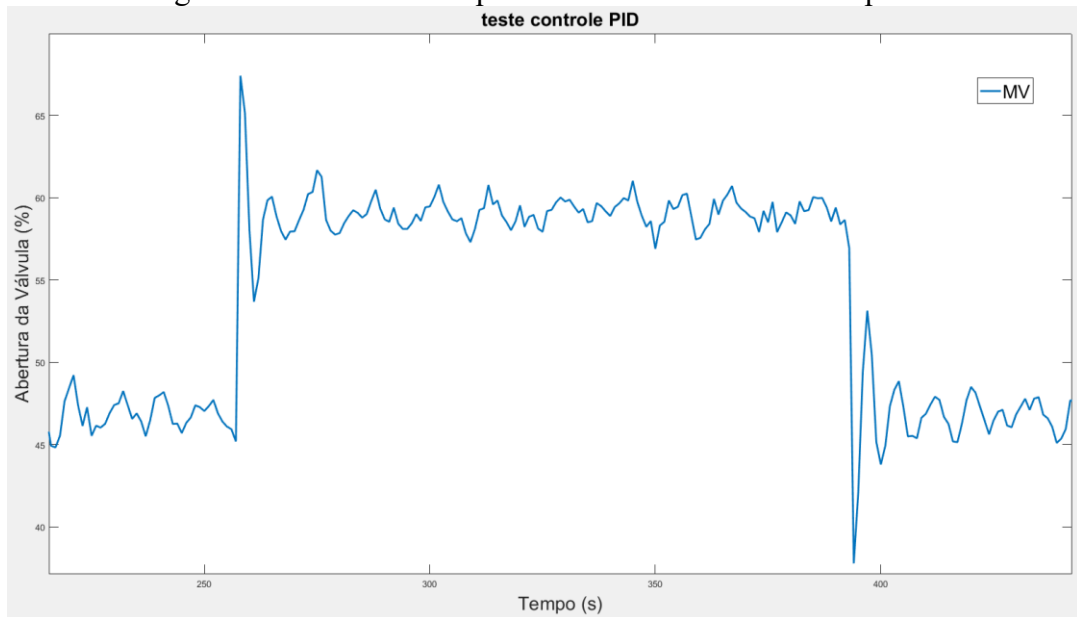
Como visto acima, as não linearidades configuradas conseguem representar o comportamento de oscilação sustentada da PV, que tende a instabilidade quanto menor for o *setpoint*, assim como representa também a lentidão e baixa eficiência do controle para valores ainda maiores de *setpoint*.

Os efeitos das não-linearidades são perceptíveis na simulação, porém a mesma não consegue emular o efeito da fragilidade operacional do compressor. Na prática, este efeito afeta

significativamente a ação de controle, fazendo com que o sistema tenha um comportamento completamente diferente do previsto.

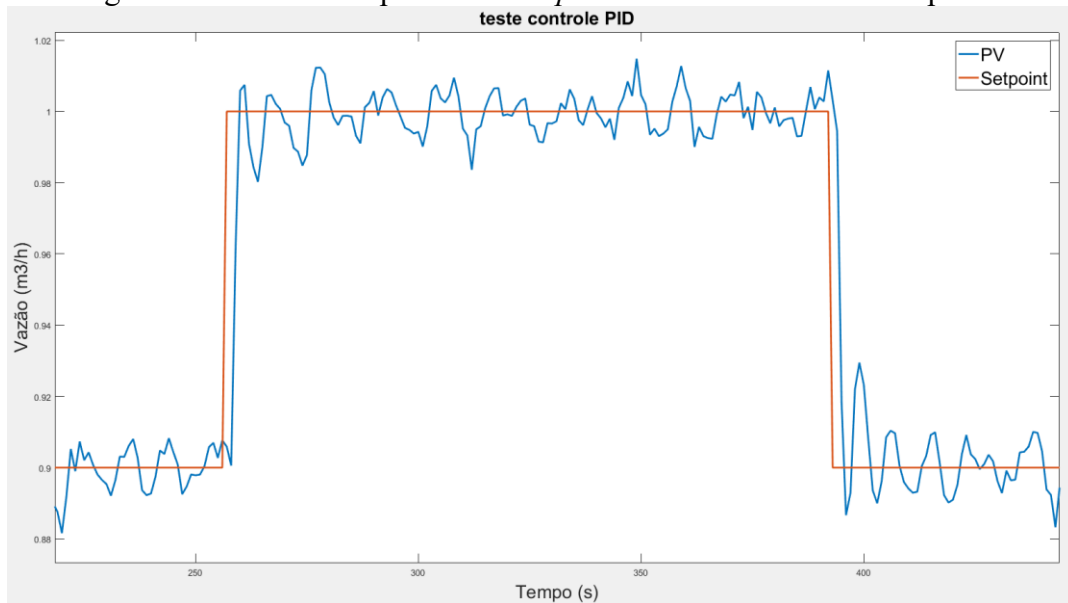
A Figura 68 e Figura 69 mostram o resultado de um teste realizado na planta didática, para a sintonia de Ziegler e Nichols. A resposta esperada para este teste seria sobreamortecida, sem ultrapassagem, algo que não aconteceu na prática, devido o compressor que gera um comportamento imprevisível, fornecendo por vezes ar insuficiente para a válvula.

Figura 68 - Variável manipulada no teste de controle da planta



Fonte: Autor

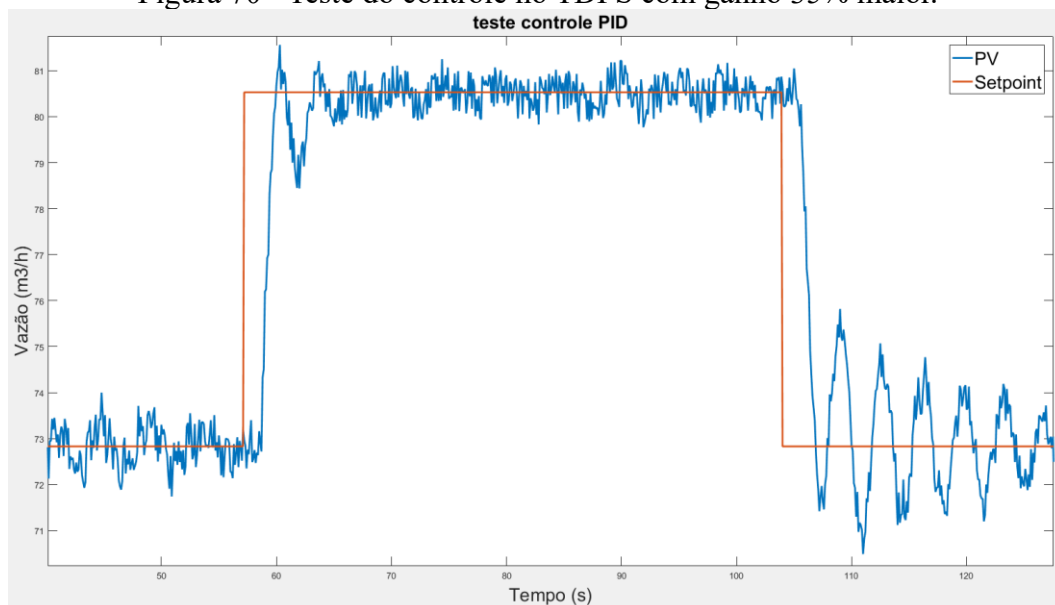
Figura 69 - Variável de processo e *setpoint* no teste de controle da planta



Fonte: Autor

Este comportamento não foi possível ser replicado na simulação, pois o controle no teste prático tem uma aparência de ser mais agressivo que a simulação, desse modo, a forma mais próxima de replicar esta resposta é aumentar o ganho do controlador em 35%, como mostra a Figura 70, mesmo assim, o modelo ainda continuou distante do comportamento real.

Figura 70 - Teste do controle no TDPS com ganho 35% maior.

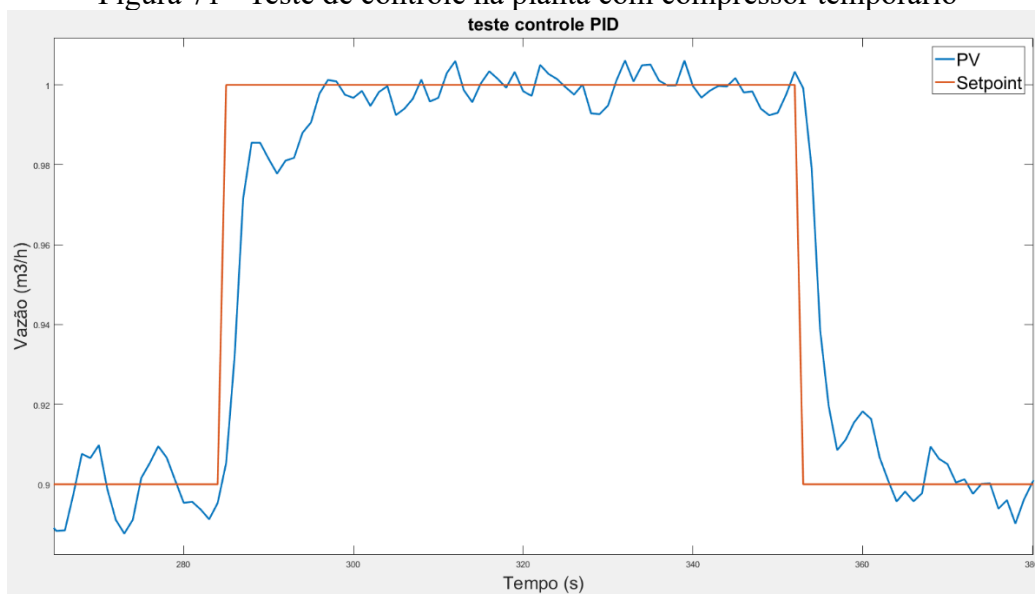


Fonte: Autor

Em determinado momento o compressor da planta didática apresentou danos graves, e acabou necessitando de reparos, o que possibilitou a utilização de um compressor externo a fim de suprir a necessidade de utilização da planta neste período. O compressor em questão apresenta os mesmos parâmetros do equipamento original da planta, porém contendo o dobro de vazão teórica.

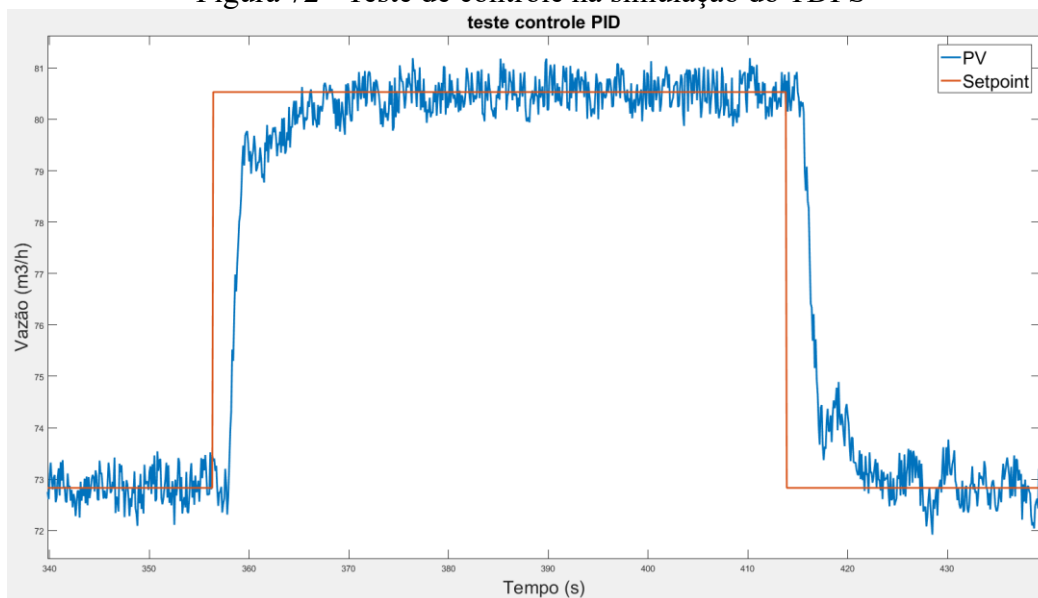
A Figura 71 demonstra o comportamento esperado do controle para o método de Ziegler e Nichols, realizado pela simulação no TDPS, já a Figura 72 mostra a resposta obtida utilizando o compressor temporário.

Figura 71 - Teste de controle na planta com compressor temporário



Fonte: Autor

Figura 72 - Teste de controle na simulação do TDPS



Fonte: Autor

Analisando o que foi exposto, fica nítida a influência do mau funcionamento do compressor na resposta do controle, que ainda sim mantém uma diferença da simulação devida as não-linearidades que precisam então ser recalculadas após a mudança.

4.4 ANÁLISE DOS DESEMPENHOS DOS CONTROLADORES

A natureza do processo influencia ativamente no projeto do controlador e na escolha da sintonia, onde precisa ser definido o desempenho desejado para a resposta do processo, para casos em que é aceitável um pouco de sobressinal na variável do processo, pode ser que seja interessante assumir esta condição em troca de uma resposta mais rápida, em contra partida, um processo mais delicado que não aceita sobressinal, o ideal é encontrar um processo que se adeque a esta exigência porém com uma lentidão na resposta. O controle deve também se preocupar com o tipo de problema a ser contornado, seja ele servo ou regulatório, do qual existem sintonias que trabalham melhor com degraus no *setpoint* ou distúrbios na carga.

Apesar do contratempo com o compressor, foi demonstrado anteriormente que a reposta da simulação se assemelha ao real, sendo possível então utilizar a modelagem no TDPS para testes. Com o intuito de identificar qual método de sintonia é o mais eficiente para o controle da válvula, foi realizado uma bateria de testes no TDPS com essa finalidade, considerando o ponto de operação discutido. A Figura 73 e Figura 74 mostram a configuração do controlador para os métodos de Ziegler e Nichols e CHR (servo) respectivamente.

Figura 73 - Configuração do controlador para o método de Ziegler e Nichols

The screenshot shows the 'PID válvula' configuration window. On the left, there are three vertical bars (blue, red, green) representing different process states, with 'SP: 1.000 m3/h', 'PV: 1.005', and 'CO: 61.97 %' displayed. Below these are buttons for 'Enviar', 'L/R', 'A/M', and 'L'. The main area contains the following settings:

- Identificação:** Tag: PID válvula, Desc: SP PID válvula
- Parâmetros:**
 - ☒ P Kc: 1.3789
 - ☒ I Ti(seg): 2.4628
 - ☒ D Td(seg): 0.6157
 - Fator SP (a): 1
 - Banda Morta(%): 0
 - Bias(%): 0
- Tipo Processo:**
 - ☐ Resposta Reversa
 - ☒ Resposta Direta
- Derivada:**
 - ☐ Sobre o Erro
 - ☒ Sobre a PV
- Estrutura:**
 - ☐ Paralela
 - ☒ ISA (mista)
- Escala:**
 - Início: -0.0457479
 - Final: 1.25288494
 - Unid.: m3/h
- Limites de Saída:**
 - CO Min.: 0
 - CO Max.: 100
 - FF: 50
- PV:** 43
- SPR:** 01
- End. p/ Realim.de MV:** 01

An 'Atualizar' button is located in the top right of the main configuration area.

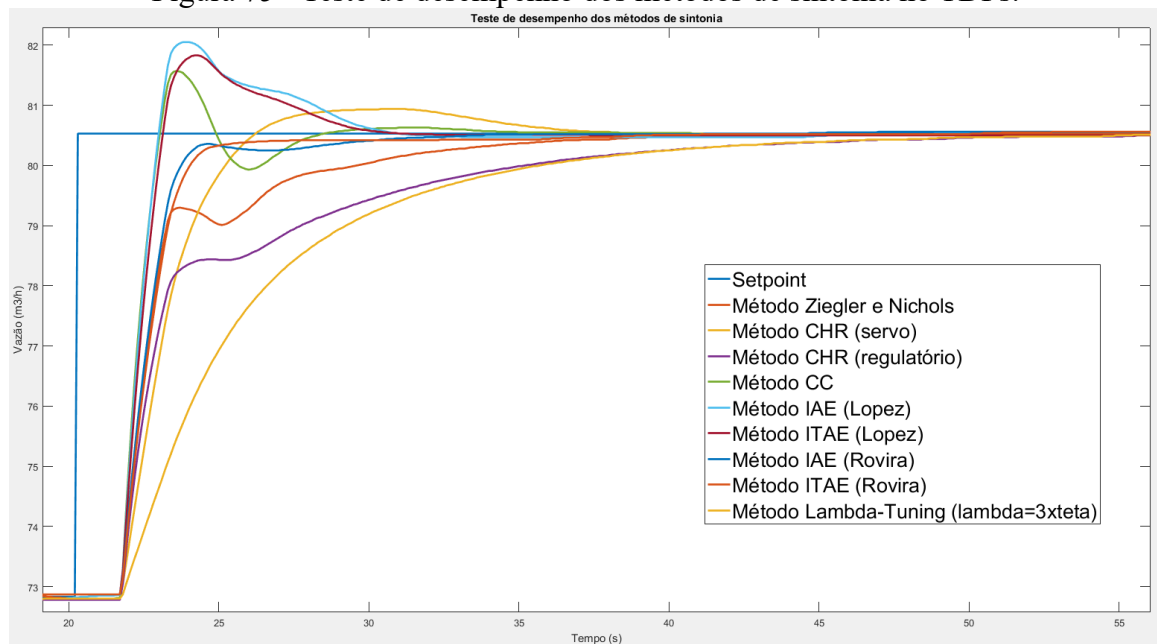
Fonte: Autor

Figura 74 - Configuração do controlador para o método de CHR

Fonte: Autor

A Figura 75 mostra um *plot* com todas as respostas realizadas para o ponto de operação discutido. Já os desempenhos de todos os controles podem ser observados através da Tabela 24.

Figura 75 - Teste de desempenho dos métodos de sintonia no TDPs.



Fonte: Autor

Tabela 24 - Comparação entre os desempenhos das sintonias

Método	UP% - Ultrapassagem percentual	Tr(s) - Tempo de subida	TP(s) - Tempo de pico	Ts(s) - Tempo de acomodação
Z&N	—	5,4	—	15,1
CHR (sem sobrevalor, problema servo)	5,3247	2,9	10,2	14,5
CHR (sem sobrevalor, problema regulatório)	—	10,5	—	24
CC	13,5065	1	3,4	7,3
IAE (Lopez)	19,7403	1	3,6	9,3
ITAE (Lopez)	16,8831	1,1	4	8,8
IAE (Rovira)	—	1,7	—	8,9
ITAE (Rovira)	—	1,9	—	5,4
Lambda-Tuning ($\lambda = 3\theta = 3,6942$)	—	11	—	23,6

Fonte: Autor

Analisando a imagem acima e a tabela dos desempenhos, a proposta dos métodos de integral do erro são as mais robustas para este processo, juntamente com o método de Cohen e Coon, onde o método ITAE definido por Rovira, se enquadra melhor na proposta de se manter com o menor valor de sobressinal possível. Entre as sintonias que atendem este requisito, esta sintonia tem a reposta mais rápida. Já para sistemas que aceitam sobressinal, o método de Cohen e Coon, possui uma ultrapassagem percentual mediana comparada com os outros métodos, além de se estabilizar mais rápido que as demais, portanto de modo geral, estas sintonias se destacam.

Um fato que pode ser observado também é o comportamento do método CHR para problemas servos, que tem como premissa não possuir ultrapassagem, critério este que não conseguiu ser atendido. O método com maior lentidão foi o Lambda-Tuning, porém vale ressaltar, que o mesmo foi projetado para se manter criticamente amortecido, o que significa que este desempenho pode melhorar caso a sintonia seja projetada com ultrapassagem percentual.

5 CONCLUSÕES

Este trabalho foi iniciado com o objetivo de estudar o comportamento e dinâmica dos componentes de um processo industrial e, para que isso fosse possível, algumas ferramentas foram confeccionadas, tais como um algoritmo de identificação de modelos de processo a partir de reposta ao degrau, que identifica e minimiza o erro da função, além da construção do supervisor e um novo programa em linguagem *Ladder* para configuração e operação da planta, a fim de possibilitar os testes na mesma.

Deste modo, a partir da comprovação do bom funcionamento das ferramentas construídas, foi possível demonstrar, com simulações e testes, a existência das não-linearidades contidas no atuador eletropneumático da planta, além de comprovar a influência que este comportamento tem sobre a resposta do processo, evidenciando a característica instalada da válvula como o principal limitador do controle convencional de métodos lineares, assim restringindo o completo aproveitamento de todo o curso da mesma.

Os demais comportamentos não-lineares comuns neste tipo de equipamento, se demonstraram pouco proeminentes, mas ainda sim os efeitos de histerese em regime permanente foram observados como uma pequena oscilação com período crescente. O TDPS demonstrou capacidade de representar as dinâmicas não-lineares pertinentes a válvula, sendo possível também analisar e sugerir o controle mais robusto para possíveis condições de processo.

Frente ao exposto, apesar das limitações operacionais em decorrência dos problemas no suprimento de ar e na vedação das válvulas, foi possível realizar testes práticos de sintonias de controladores PID, obtendo-se comportamento final de natureza mais subamortecida do que o projetado. Analisando os resultados desses testes, pode-se destacar a grande influência das condições de operação dos atuadores no processo, determinando na capacidade de implantação da lei de controle. Além disso, do ponto de vista da emulação em ambiente especializado proporcionada pelo TDPS, pode-se notar que o trabalho realizado tem potencial para entregar bons resultados na prática, bastando normalizar as já citadas condições de operação da planta.

Com isso em mente, futuros trabalhos podem usar e aprimorar o supervisor e algoritmo de identificação desenvolvidos, implementando propostas que se concentrem em comparar o desempenho do controle PID convencional, proposto no presente trabalho, com técnicas específicas para controle não-linear, bem como aplicando métodos heurísticos bioinspirados, tais como redes neurais para os modelos e algoritmos genéticos para otimização,

Pode-se também envolver outras técnicas que empreguem inteligência artificial e aprendizado de máquina, além da possibilidade de se explorar outros arranjos de processos disponível na planta, tais como controle de pressurização no tanque 1, controle de temperatura e nível nos tanques, por exemplo.

REFERÊNCIAS

AGUIRRE, L. A.; Enciclopédia de Automática - Controle e Automação, Volume 1 - 1ª. ed. Blucher, 2007.

AIRZAP. **Manual de uso e Manutenção**. s.d. Disponível em: <https://airzap.com.br/public/upload/arquivos/12ac81cd6091b1057b491297b27e09d8.pdf>. Acesso em: 18 fev. 2025.

ASTRÖM, Karl Johan; HÄGGLUND, Tore. **PID Controllers: Theory, Design, and Tuning**. 2ª. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010. Instrument Society of America, 1934.

BEGA, Egídio Alberto. **Instrumentação industrial**. Interciência, 2006.

CA. 05.Ejemplo de procesado. Método de Harriott. Intérprete: Carlos Pellitero. [S. l.]: YouTube, 2019. Disponível em: <https://www.youtube.com/watch?v=aoR9FbNMrt0&t=274s>. Acesso em: 4 fev. 2024.

CAMPOS, Mario Cesar M. Massa de; TEIXEIRA, Herbert C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 1ª. ed. São Paulo: Blucher, 2006.

CORREA, Paulo Vicente; PASSOS, Lúcio Fábio. **TDPS – Estratégias de controle para processos industriais**. [S. l.], [2024]. Disponível em: <https://apcmode.com/>. Acesso em: 21 dez. 2024.

FISHER. **Control Valve Handbook**. 6ª. ed. 2023. Disponível em: <https://www.emerson.com/documents/automation/control-valve-handbook-en-3661206.pdf>. Acesso em: 10 jan. 2025.

JUNIOR, Florisvaldo Cardozo Bomfim. **Modelagem de Funções de Transferência de Plantas Industriais em Malha Aberta e Fechada utilizando Algoritmos Genéticos**. Orientador: Keiji Yamanaka. 2017. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade Federal de Uberlândia - UFU, [S. l.], 2017. DOI <http://dx.doi.org/10.14393/ufu.di.2018.25>. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/20410/3/ModelagemFuncoesTransferencia.pdf>. Acesso em: 15 jan. 2024.

LUNA, José Diogo Forte de Oliveira; ALVES, Kariston Dias; VITORIO, Artur; SOUZA, Rafael de. Numerical solution for finding time constants in Harriot's method for identifying overdampened second-order systems. In: A LOOK AT DEVELOPMENT. Seven Editora, 2023. Capítulo 117. DOI: 10.56238/alookdevelopv1-117.

MAYA, Paulo Álvaro; LEONARDI, Fabrizio. **Controle essencial**. Ed Pearson Prentice Hall, 2011.

MONTGOMERY, Douglas C.; RUNGER, George C. **Estatística Aplicada e Probabilidade para Engenheiros**. 7. ed. Rio de Janeiro: Grupo Gen-LTC, 2021.

NISE, Norman S. **Engenharia de sistemas de controle**. 6ª. ed. Rio de Janeiro: Grupo Gen-LTC, 2013.

OGATA, Katsuhiko. **Engenharia de controle moderno**. 5ª. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2010.

SHINSKEY, F. Greg. **Process-Control Systems: Application, Design and Tuning**. 3. ed. [S. l.]: McGraw-Hill, 1988.

SIEMENS. **Closed-Loop Control with "PID_Compact" V2.2**. 2017. Disponível em: https://cache.industry.siemens.com/dl/files/707/79047707/att_915339/v2/79047707_PidCompactV2_2_DOC_V2_0_1_en.pdf. Acesso em: 18 dez. 2024.

SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo**. 3ª. ed. Rio de Janeiro: Grupo Gen-LTC, 2008.

VAROTO, Paulo S. **Tutorial Matlab conceitos básicos**. 2013. Disponível em: https://www.udesc.br/arquivos/udesc/id_cpmenu/10698/Matlab_USP_15820516076748_10698.pdf. Acesso em: 23 jan. 2024.

ANEXO A

Tabela da distribuição t-Student

<i>Unicaudal</i>	75%	80%	85%	90%	95%	97,50%	99%	99,50%	99,75%	99,90%	99,95%
<i>Bicaudal</i>	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98%	99%	99,50%	99,80%	99,90%
1	1,000	1,376	1,963	3,078	6,314	12,710	31,820	63,660	127,300	318,300	636,600
2	0,816	1,061	1,386	1,886	2,920	4,303	6,965	9,925	14,090	22,330	31,600
3	0,765	0,978	1,250	1,638	2,353	3,182	4,541	5,841	7,453	10,210	12,920
4	0,741	0,941	1,190	1,533	2,132	2,776	3,747	4,604	5,598	7,173	8,610
5	0,727	0,920	1,156	1,476	2,015	2,571	3,365	4,032	4,773	5,893	6,869
6	0,718	0,906	1,134	1,440	1,943	2,447	3,143	3,707	4,317	5,208	5,959
7	0,711	0,896	1,119	1,415	1,895	2,365	2,998	3,499	4,029	4,785	5,408
8	0,706	0,889	1,108	1,397	1,860	2,306	2,896	3,355	3,833	4,501	5,041
9	0,703	0,883	1,100	1,383	1,833	2,262	2,821	3,250	3,690	4,297	4,781
10	0,700	0,879	1,093	1,372	1,812	2,228	2,764	3,169	3,581	4,144	4,587
11	0,697	0,876	1,088	1,363	1,796	2,201	2,718	3,106	3,497	4,025	4,437
12	0,695	0,873	1,083	1,356	1,782	2,179	2,681	3,055	3,428	3,930	4,318
13	0,694	0,870	1,079	1,350	1,771	2,160	2,650	3,012	3,372	3,852	4,221
14	0,692	0,868	1,076	1,345	1,761	2,145	2,624	2,977	3,326	3,787	4,140
15	0,691	0,866	1,074	1,341	1,753	2,131	2,602	2,947	3,286	3,733	4,073
16	0,690	0,865	1,071	1,337	1,746	2,120	2,583	2,921	3,252	3,686	4,015
17	0,689	0,863	1,069	1,333	1,740	2,110	2,567	2,898	3,222	3,646	3,965
18	0,688	0,862	1,067	1,330	1,734	2,101	2,552	2,878	3,197	3,610	3,922
19	0,688	0,861	1,066	1,328	1,729	2,093	2,539	2,861	3,174	3,579	3,883
20	0,687	0,860	1,064	1,325	1,725	2,086	2,528	2,845	3,153	3,552	3,850
21	0,686	0,859	1,063	1,323	1,721	2,080	2,518	2,831	3,135	3,527	3,819
22	0,686	0,858	1,061	1,321	1,717	2,074	2,508	2,819	3,119	3,505	3,792
23	0,685	0,858	1,060	1,319	1,714	2,069	2,500	2,807	3,104	3,485	3,767
24	0,685	0,857	1,059	1,318	1,711	2,064	2,492	2,797	3,091	3,467	3,745
25	0,684	0,856	1,058	1,316	1,708	2,060	2,485	2,787	3,078	3,450	3,725
26	0,684	0,856	1,058	1,315	1,706	2,056	2,479	2,779	3,067	3,435	3,707
27	0,684	0,855	1,057	1,314	1,703	2,052	2,473	2,771	3,057	3,421	3,690
28	0,683	0,855	1,056	1,313	1,701	2,048	2,467	2,763	3,047	3,408	3,674
29	0,683	0,854	1,055	1,311	1,699	2,045	2,462	2,756	3,038	3,396	3,659
30	0,683	0,854	1,055	1,310	1,697	2,042	2,457	2,750	3,030	3,385	3,646
40	0,681	0,851	1,050	1,303	1,684	2,021	2,423	2,704	2,971	3,307	3,551
50	0,679	0,849	1,047	1,299	1,676	2,009	2,403	2,678	2,937	3,261	3,496
60	0,679	0,848	1,045	1,296	1,671	2,000	2,390	2,660	2,915	3,232	3,460
80	0,678	0,846	1,043	1,292	1,664	1,990	2,374	2,639	2,887	3,195	3,416
100	0,677	0,845	1,042	1,290	1,660	1,984	2,364	2,626	2,871	3,174	3,390
120	0,677	0,845	1,041	1,289	1,658	1,980	2,358	2,617	2,860	3,160	3,373
∞	0,674	0,842	1,036	1,282	1,645	1,960	2,326	2,576	2,807	3,090	3,291

Fonte: Autor