

**UNIVERSIDADE DO VALE DO RIO DOS SINOS – UNISINOS
UNIDADE ACADÊMICA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA ELÉTRICA
NÍVEL MESTRADO PROFISSIONAL**

ANDRÉ AUGUSTO ANDREIS

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO E SINTONIA DE CONTROLADORES DE NÍVEL

São Leopoldo

2017

André Augusto Andreis

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO E SINTONIA DE CONTROLADORES DE NÍVEL

Dissertação apresentada à Universidade do Vale do Rio dos Sinos – Unisinos, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica.

Orientador: Prof. Dr. Rodrigo Iván Goytia Mejía

Coorientador: Prof. Dr. José Vicente Canto dos Santos

São Leopoldo

2017

UNIVERSIDADE DO VALE DO RIO DOS SINOS – UNISINOS

621.3
A559a

Andreis, André Augusto
Avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível /
André Augusto Andreis; orientador, Rodrigo Iván Goytia Mejía; coorientador,
José Vicente Canto dos Santos. — São Leopoldo, RS, 2017.
128 p.: il.

Trabalho de Conclusão de Curso (Mestrado) - Universidade do Vale do Rio
dos Sinos – Unisinos. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica.

1. Engenharia. 2. Engenharia elétrica. 3. Engenharia - Controle de nível. 4.
Engenharia - Avaliação de desempenho. 5. Engenharia - Sintonia de controladores
PID. 6. Engenharia – Índice ótimo. I. Goytia Mejía, Rodrigo Iván. II. Santos, José
Vicente Canto dos. III. Título.

CDU 621.3

André Augusto Andreis

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO E SINTONIA DE CONTROLADORES DE NÍVEL

Dissertação apresentada à Universidade do Vale do Rio dos Sinos – Unisinos, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre, pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica.

Aprovada em 22 de junho de 2017.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Márcio Rosa da Silva – UNISINOS

Prof. Dr. Fernando Serenotti – UNISINOS

Prof. Dr. Jaime Eduardo Navarrete Rodriguez – UNESP

Prof. Dr. Rodrigo Iván Goytia Mejía (Orientador)
Prof. Dr. José Vicente Canto dos Santos (Coorientador)

Visto e permitida a impressão
São Leopoldo,

Prof. Dr. Eduardo Luis Rhod
Coordenador PPG em Engenharia Elétrica

*Aos familiares que me apoiaram e auxiliaram nesta jornada,
que compreenderam a minha ausência em tantos momentos
e aos que mesmo sem compreender, meus filhos, aceitaram.*

*Em especial, ao meu eterno amor, minha esposa Greice;
sem ela não teria sido possível.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, não por tornar o caminho fácil, mas por me dar força e capacidade para trilhá-lo.

Aos meus queridos pais Moacir (*in memoriam*) e Deonilda, pelo amor, pela educação, pela orientação e pelo incentivo ao estudo durante toda a minha vida.

Ao meu irmão Moacir, exemplo de superação, de carinho e de sinceridade.

À minha esposa Greice, pelo carinho, pela paciência, pela dedicação e por cuidar dos nossos filhos e do nosso lar em tantos momentos que eu estive ausente.

Aos meus filhos, pelas alegrias que em muitos momentos aliviaram a tensão e o cansaço.

Aos meus familiares Valdivino, Leda, Erik e Priscila, bem como à minha mãe Deonilda, por todo o auxílio dado nos momentos em que eu necessitei dedicar-me intensamente ao Mestrado.

Ao meu orientador Rodrigo Mejía, pelo entusiasmo com o desenvolvimento desta pesquisa, pelos ensinamentos e pela confiança em mim depositada.

Ao meu coorientador José Vicente, por ter guiado os primeiros passos desta pesquisa e por suas contribuições relevantes.

Aos Professores do Mestrado, que direta ou indiretamente contribuíram com meu aprendizado através de suas aulas e/ou de suas experiências profissionais.

Aos colegas Elias Bitencourt da Silva e Diego Balsante Lopes, pelos diversos momentos de estudo e trabalho juntos.

Por fim, à secretária do PPGEE Bruna Severo, pela atenção, agilidade e competência em auxiliar-me sempre que necessário.

*“Só uma vez nosso filho terá três anos e estará doido para sentar em nosso colo.
Só uma vez ele terá cinco anos e quererá brincar conosco.
Só uma vez ele terá dez anos e desejará estar conosco em nosso trabalho.
Só uma vez ele será adolescente e verá em nós um amigo com quem conversar.
Só uma vez ele estará na universidade e quererá trocar ideias conosco.
Se nós perdermos essa oportunidade, nós perderemos nosso filho e ele não terá pais.”*
(Padre Scharboneau, citado por Julita Ana de Giacometti)

RESUMO

Os processos industriais são de natureza dinâmica, variando continuamente no tempo devido a perturbações externas ou por alterações no processo e, portanto, a necessidade de controle automático das variáveis é uma realidade, principalmente devido ao aumento da complexidade dos sistemas instalados nas últimas décadas. Mediante a importância dos controladores, esta pesquisa traz o estudo de técnicas para avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível, bem como orienta quanto à escolha de índices a serem utilizados para a avaliação do desempenho de controladores de nível, segundo o objetivo de controle, apresentando a magnitude do erro obtido quando utilizado um índice de avaliação de desempenho inadequado. Aborda-se sistemas de controle de nível que têm como objetivo manter o nível na referência de forma precisa ou minimizar a variância da vazão de saída. Apresenta-se uma proposta de metodologia para a avaliação do desempenho e para a sintonia de controladores de nível através da modelagem do processo e da resolução de um problema de otimização. A metodologia proposta é aplicada a um processo de nível autorregulatório. Explora-se a eficácia dos índices de avaliação de desempenho para controladores de nível, considerando diferentes tipos de perturbação na vazão de entrada. Comparam-se técnicas tradicionais e técnicas que utilizam otimização para a sintonia de controladores, sendo que as técnicas de otimização apresentam resultados melhores que as técnicas tradicionais. Apresenta-se o impacto de incertezas no modelo utilizado para obter os parâmetros do controlador através de técnicas de otimização no qual, dependendo do objetivo de controle e do tipo de perturbação de entrada, ocorrem discrepâncias a serem consideradas em relação a necessidade de ressintonia do controlador. Analisa-se as consequências do uso de índices de avaliação de desempenho inadequados. Por meio dos resultados obtidos verificou-se que para determinar o índice adequado para a avaliação do desempenho de controladores de nível deve-se identificar o objetivo de controle de forma correta, o que nem sempre ocorre, pois em geral, sistemas de suporte à decisão disponibilizam índices de avaliação de desempenho que consideram a variável de processo, mas algumas malhas de controle podem considerar a variável manipulada.

Palavras-chave: Controle de nível. Avaliação de desempenho. Sintonia de controladores PID. Índice ótimo.

ABSTRACT

Industrial processes are of a dynamic nature, varying continuously in time due to external disturbances or changes in the process and, therefore, the need for automatic control of variables is a reality, mainly due to the complexity increase of the systems installed in last decades. Due to the importance of controllers, this research brings the study of techniques for performance assessment and tuning of level controllers, as well as guides the choice of indexes to be used for the performance assessment of level controllers, according to the control objective, presenting the magnitude of the error obtained when used an inadequate performance assessment index. It addresses level control systems that aim to maintain the level in the reference accurately or minimize the outlet flow variance. It is presented a proposal of methodology for performance assessment and tuning of level controllers through process modeling and solving an optimization problem. The proposed methodology is applied to a self-regulatory process. The effectiveness of the performance assessment index for level controllers is explored, considering different types of perturbation in the inlet flow. Traditional techniques and optimization techniques for controller tuning are compared, being that optimization techniques present better results than traditional techniques. It is presented the uncertainties impact in the model used to obtain the controller parameters through optimization techniques in which, depending on the control objective and the type of input disturbance, there are discrepancies to be considered in relation to the need for controller retuning. The consequences of using inadequate performance assessment index are analyzed. Through the obtained results it was verified that to determine the adequate index for the performance assessment level controllers one must identify correctly the control objective, which does not always occur, since the systems of support to the decision in general provide performance assessment indexes that consider the process variable, but some control meshes may consider the manipulated variable.

Keywords: Level control. Performance assessment. Tuning of PID controllers. Optimal index.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Resposta do teste ao degrau em malha aberta para processo autorregulatório (A e B) e processo não autorregulatório (C e D).....	26
Figura 2.2 – Resposta do teste ao degrau em malha fechada para processo autorregulatório (A e B) e processo não autorregulatório (C e D).....	27
Figura 2.3 – Processo de nível autorregulatório.....	28
Figura 2.4 – Representação gráfica do nível <i>versus</i> vazão de saída.....	31
Figura 2.5 – Comportamento de processos de nível preciso.....	37
Figura 2.6 – Comportamento de processos de nível médio.....	38
Figura 2.7 – Controlador PI paralelo.	40
Figura 2.8 – Controlador PI série.	41
Figura 2.9 – Representação de soluções ótimas locais e global para um problema de minimização de uma função objetivo bidimensional.	45
Figura 2.10 – Localização da solução ótima global utilizando o Método do Gradiente com pontos iniciais de busca $x = 2,6$ (A) e $x = 1$ (B).	47
Figura 2.11 – Fluxograma representativo de um Algoritmo Genético.	49
Figura 2.12 – Localização da solução ótima global utilizando Algoritmos Genéticos.	50
Figura 4.1 – Fluxograma da metodologia proposta para avaliação do desempenho e sintonia de controladores para nível preciso e para nível médio.	67
Figura 4.2 – Respostas do teste ao degrau realizado na planta considerada, em malha aberta (A e B) e em malha fechada (C e D).....	68
Figura 4.3 – Representação da planta considerada.	69
Figura 4.4 – Diagrama de blocos em Simulink do sistema em malha fechada.	71
Figura 4.5 – Comportamento do nível e da vazão de saída da planta modelada mediante uma perturbação senoidal.	73
Figura 4.6 – Fluxograma dos algoritmos desenvolvidos em MATLAB R2015a.	82
Figura 4.7 – Comportamento do nível mediante a aplicação do teste ao degrau em malha aberta.	86
Figura 4.8 – Automação da metodologia proposta.	88
Figura 5.1 – Vazão de entrada com diferentes tipos de perturbação.....	90
Figura 5.2 – Comportamento dos níveis (superior) e das vazões de saída (inferior) para perturbação do tipo <i>Sine Wave L</i> e objetivo de controle nível preciso.	93

Figura 5.3 – Comportamento das vazões de saída (superior) e dos níveis (inferior) para perturbação do tipo <i>Sine Wave L</i> e objetivo de controle nível médio.....	94
Figura 5.4 – Comportamento dos níveis (superior) e das vazões de saída (inferior) para perturbação do tipo <i>Sine Wave H</i> e objetivo de controle nível preciso.	95
Figura 5.5 – Comportamento das vazões de saída (superior) e dos níveis (inferior) para perturbação do tipo <i>Sine Wave H</i> e objetivo de controle nível médio.	96
Figura 5.6 – Comportamento dos níveis (superior) e das vazões de saída (inferior) para perturbação do tipo <i>Random</i> e objetivo de controle nível preciso.	98
Figura 5.7 – Comportamento das vazões de saída (superior) e dos níveis (inferior) para perturbação do tipo <i>Random</i> e objetivo de controle nível médio.	99
Figura 5.8 – Comportamento da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível preciso, e equivocadamente, para objetivo de controle nível médio.	108
Figura 5.9 – Comportamento da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível médio, e equivocadamente, para objetivo de controle nível preciso.	109

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Algumas pesquisas que contribuíram para a sintonia de malhas de controle de nível nas últimas duas décadas.	58
Tabela 3.2 – Algumas pesquisas que contribuíram para a avaliação do desempenho de controladores de nível nas últimas três décadas.	64
Tabela 4.1 – Características da planta considerada.	70
Tabela 4.2 – Condições iniciais de operação da planta modelada.	72
Tabela 4.3 – Parâmetros dos controladores industriais pesquisados.	74
Tabela 4.4 – Resultado das conversões dos termos proporcional e integral dos controladores pesquisados.	74
Tabela 4.5 – Valores para os argumentos de entrada utilizados na função <code>fmincon</code>	77
Tabela 4.6 – Valores para as opções utilizadas na função <code>optimoptions</code>	77
Tabela 4.7 – Valores para os argumentos de entrada utilizados na função <code>ga</code>	79
Tabela 4.8 – Valores para as opções utilizadas na função <code>gaoptimset</code>	80
Tabela 5.1 – Parâmetros do controlador e variâncias dos níveis e das vazões de saída para perturbação do tipo <i>Sine Wave L</i> e objetivo de controle nível preciso. ...	94
Tabela 5.2 – Parâmetros do controlador e variâncias das vazões de saída e dos níveis para perturbação do tipo <i>Sine Wave L</i> e objetivo de controle nível médio.	95
Tabela 5.3 – Parâmetros do controlador e variâncias dos níveis e das vazões de saída para perturbação do tipo <i>Sine Wave H</i> e objetivo de controle nível preciso.	96
Tabela 5.4 – Parâmetros do controlador e variâncias das vazões de saída e dos níveis para perturbação do tipo <i>Sine Wave H</i> e objetivo de controle nível médio.	97
Tabela 5.5 – Parâmetros do controlador e variâncias dos níveis e das vazões de saída para perturbação do tipo <i>Random</i> e objetivo de controle nível preciso.	98
Tabela 5.6 – Parâmetros do controlador e variâncias das vazões de saída e dos níveis para perturbação do tipo <i>Random</i> e objetivo de controle nível médio.	99
Tabela 5.7 – Resumo dos resultados obtidos com os métodos de sintonia utilizados para objetivo de controle nível preciso.	100
Tabela 5.8 – Resumo dos resultados obtidos com os métodos de sintonia utilizados para objetivo de controle nível médio.	101
Tabela 5.9 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível preciso utilizando o Método do Gradiente e o impacto das incertezas.	102

Tabela 5.10 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível preciso utilizando Algoritmos Genéticos e o impacto das incertezas.	102
Tabela 5.11 – Fração de qualidade atingida pela planta no controle nível preciso em relação ao máximo possível com os resultados da otimização.	103
Tabela 5.12 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível médio utilizando o Método do Gradiente e o impacto das incertezas.	103
Tabela 5.13 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível médio utilizando Algoritmos Genéticos e o impacto das incertezas.	104
Tabela 5.14 – Fração de qualidade atingida pela planta no controle nível médio em relação ao máximo possível com os resultados da otimização.	105
Tabela 5.15 – Impacto das incertezas do modelo nas variâncias em relação ao modelo sem incertezas.	105
Tabela 5.16 – Impacto das incertezas na necessidade de sintonizar o controlador.	106
Tabela 5.17 – Variâncias da vazão de saída e índices de desempenho do controlador calculados incorretamente para objetivo de controle nível preciso.	107
Tabela 5.18 – Variâncias do nível e índices de desempenho do controlador calculados incorretamente para objetivo de controle nível médio.	108
Tabela 5.19 – Características da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível preciso, e equivocadamente, para objetivo de controle nível médio.	109
Tabela 5.20 – Características da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível médio, e equivocadamente, para objetivo de controle nível preciso.	110

LISTA DE SIGLAS

AGs	Algoritmos Genéticos
ARMAX	<i>AutoRegressive Moving Average with eXogenous Input</i> Modelo Autorregressivo com Média Móvel e Entrada Exógena
ARX	<i>AutoRegressive with eXogenous Input</i> Modelo Autorregressivo com Entrada Exógena
CLP	Controlador Lógico Programável
D	Derivativo
DCS	<i>Digital Control System</i> Sistema de Controle Digital
FCOR	Filtragem e Correlação
IMC	<i>Internal Model Control</i> Controle por Modelo Interno
LQ	<i>Linear Quadratic</i> Linear Quadrático
LQG	<i>Linear Quadratic Gaussian</i> Linear Quadrático Gaussiano
MATLAB	<i>Matrix Laboratory</i>
MPC	<i>Model Predictive Control</i> Controlador Preditivo Baseado em Modelo
MV	<i>Minimum Variance</i> Variância Mínima
MVC	<i>Minimum Variance Controller</i> Controlador de Variância Mínima
NARMAX	<i>Nonlinear AutoRegressive Moving Average with eXogenous Input</i> Modelo Autorregressivo não Linear com Média Móvel e Entrada Exógena
Petrobras	Petróleo Brasileiro S.A.

PI	Proporcional-Integral
PID	Proporcional-Integral-Derivativo
PIMS	<i>Plant Information Management System</i> Sistema de Gerenciamento de Informações de Plantas
SIMC	<i>Simple control</i> ou Skogestad IMC Controle simples ou IMC de Skogestad

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área da seção transversal do tanque (m^2)
C	Capacitância (m^2)
CO	Saída do controlador (% ou mA , conforme o caso)
C_v	Coefficiente de vazão da válvula (gpm/\sqrt{psi})
$e(t)$	Erro ao longo do tempo
$f(X)$	Curva característica inerente de vazão (adimensional)
g	Aceleração da gravidade (m/s^2)
G	Densidade (relativa) do fluido que escoa pela válvula (adimensional)
$G(s)$	Função de transferência
h	Altura do nível (m)
\hat{h}	Pequeno desvio do nível em relação ao seu valor de regime permanente (m)
\bar{h}	Altura do nível em regime permanente (m)
$H(s)$	Altura do nível no domínio de Laplace (m)
h_0	Altura do nível inicial (m)
h_{ref}	Valor de referência para o nível (m)
h_{med}	Sinal equivalente em corrente da altura do nível na saída do transmissor (mA)
Id_{varMV}	Índice de avaliação de desempenho baseado na variância da variável manipulada
Id_{varPV}	Índice de avaliação de desempenho baseado na variância da variável de processo
I_r	Taxa integral ou taxa de <i>reset</i> do controlador de forma série (rep/s)
J_{act}	Valor real do critério de desempenho (adimensional)
J_{des}	Valor desejado para um dado critério de desempenho (adimensional)
k	Coefficiente dependente da área da seção transversal da saída do tanque e da aceleração da gravidade (m^2/s para fluxo laminar e $m^{2,5}/s$ para fluxo turbulento)
K	Ganho do processo (adimensional)
K_i	Taxa integral ou taxa de <i>reset</i> do controlador de forma paralelo (adimensional)

K_p	Ganho proporcional do controlador (adimensional)
K_t	Ganho da função de transferência do transmissor
K_V	Constante para ajuste de unidades no cálculo de vazão pela válvula (adimensional)
LC	Controlador de nível
LT	Transmissor de nível
LV	Válvula de nível
LY	Conversor de nível
m	Sinal de corrente do controlador (mA)
MV	Variável manipulada (m^3/s)
p	Sinal de pressão pneumática da saída do conversor I/P (psi)
PB	Banda proporcional (%)
pd	Sinal de pressão pneumática após afetado pela dinâmica do atuador (psi)
P_{ext}	Pressão externa atuando sobre o fluido no tanque (Pa)
P_{op}	Ponto de operação em regime permanente
P_s	Pressão na saída da válvula (Pa)
PV	Variável de processo (% ou m , conforme o caso)
Q	Vazão volumétrica pela válvula (gpm)
Q'	Vazão volumétrica pela válvula (m^3/s)
q_{in}	Vazão de entrada (m^3/s)
\hat{q}_{in}	Pequeno desvio da vazão de entrada em relação ao seu valor de regime permanente (m^3/s)
$Q_{in}(s)$	Vazão de entrada no domínio de Laplace (m^3/s)
q_{out}	Vazão de saída (m^3/s)
\hat{q}_{out}	Pequeno desvio da vazão de saída em relação ao seu valor de regime permanente (m^3/s)
\bar{q}_{out}	Vazão de saída em regime permanente (m^3/s)
$Q_{out}(s)$	Vazão de saída no domínio de Laplace (m^3/s)
R	Resistência hidráulica (s/m^2)
R_G	Rangeabilidade da válvula (adimensional)
$signal_{min}$	Corrente mínima dos sinais analógicos do controlador ou na entrada do conversor I/P (mA)

$signal_{max}$	Corrente máxima dos sinais analógicos do controlador ou na entrada do conversor I/P (mA)
SP	Valor de referência (%)
t	Tempo (s)
T_d	Tempo derivativo (s)
T_i	Tempo integral ou de <i>reset</i> (s para controlador de forma paralelo e <i>s/rep</i> para controlador de forma série)
$u(t)$	Saída do controlador ao longo do tempo
$U(s)$	Saída do controlador no domínio de Laplace
V	Volume armazenado no tanque (m^3)
X	Abertura da válvula normalizada entre 0 e 1 (adimensional)
α	Área da seção transversal da saída do tanque (m^2)
ΔP	Queda de pressão na válvula (psi)
$\Delta P'$	Queda de pressão na válvula (Pa)
η	Índices de avaliação de desempenho (adimensional)
η_{Harris}	Índice de desempenho de Harris (adimensional)
η_{Hugo}	Índice de desempenho de Hugo (adimensional)
θ	Tempo de atraso (s)
λ	Tempo de resposta em malha fechada (s)
ρ	Massa específica do fluido que escoo pela válvula (kg/m^3)
σ^2_{Atual}	Variância atual observada na variável de interesse
σ^2_{MVC}	Variância obtida se um controlador de variância mínima fosse utilizado
$\sigma^2_{Ótimo}$	Variância obtida se um controlador ótimo fosse utilizado
τ	Constante de tempo (s)
τ_{at}	Constante de tempo do atuador (s)
τ_c	Constante de tempo desejada em malha fechada (s)
τ_t	Constante de tempo do transmissor de nível (s)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	20
1.1	Definição do Tema	20
1.2	Delimitação do Tema	21
1.3	Justificativa	21
1.4	Objetivos	23
1.4.1	Objetivo Geral	23
1.4.2	Objetivos Específicos	23
1.5	Estrutura da Dissertação	24
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	25
2.1	Processos de Nível Autorregulatórios e Não Autorregulatórios	25
2.2	Identificação de Processos Autorregulatórios e Não Autorregulatórios	25
2.3	Modelagem de Processos de Nível Autorregulatórios	27
2.4	Avaliação do Desempenho de Controladores	33
2.4.1	Técnicas Tradicionais	34
2.4.2	Técnicas Baseadas na Variância Mínima	35
2.5	Sintonia de Controladores	39
2.5.1	Método de Skogestad	43
2.5.2	Método Lambda Tuning	43
2.6	Otimização	44
2.6.1	Método do Gradiente	45
2.6.2	Algoritmos Genéticos	47
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	51
3.1	Síntese da História do Controle	51
3.2	Sintonia de Malhas de Controle de Nível	54
3.3	Auditoria de Malhas de Controle de Nível	59
4	DESENVOLVIMENTO	65
4.1	Metodologia	65
4.2	Aplicação da Metodologia em um Processo de Nível Autorregulatório	68
4.2.1	Identificação do Tipo de Regulação do Processo	68
4.2.2	Especificação da Planta	69
4.2.3	Modelagem e Simulação da Planta	70
4.2.4	Formulação do Problema de Otimização	73

4.2.5	Resolução do Problema de Otimização	75
4.2.6	Avaliação de Desempenho do Controlador	84
4.2.7	Aplicação de Métodos Tradicionais para Sintonia	85
4.3	Considerações para a Automação da Metodologia	88
5	SIMULAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS	90
5.1	Perturbações Simuladas na Vazão de Entrada	90
5.2	Incertezas no Modelo do Processo	91
5.3	Simulações do Comportamento do Nível e da Vazão de Saída	92
5.3.1	Perturbação <i>Sine Wave L</i>	93
5.3.2	Perturbação <i>Sine Wave H</i>	95
5.3.3	Perturbação <i>Random</i>	97
5.3.4	Resumo dos Resultados das Simulações	100
5.4	Avaliação de Desempenho do Controlador	101
5.5	Consequências das Incertezas nos Parâmetros de Modelagem	105
5.6	Consequências da Utilização de Índices de Avaliação de Desempenho Inadequados.....	106
6	CONCLUSÕES E POSSIBILIDADES DE TRABALHOS FUTUROS.....	111
6.1	Desenvolvimentos Realizados	111
6.2	Conclusões do Trabalho.....	112
6.3	Possibilidades de Trabalhos Futuros	113
	REFERÊNCIAS	114
	APÊNDICE A – DADOS DA PLANTA.....	120
A.1	Dados do Tanque	120
A.2	Dados do Ambiente	120
A.3	Dados do Fluido	120
A.4	Dados do Controlador.....	120
A.5	Dados do Conversor I/P	120
A.6	Dados da Válvula.....	121
A.7	Dados do Transmissor de Nível	121
	APÊNDICE B – MODELAGEM DA ESTRUTURA DE CONTROLE	122
B.1	Tanque.....	122
B.2	Transmissor de Nível	122
B.3	Controlador de Nível	123
B.4	Conversor I/P	124

B.5 Válvula de Controle	125
--------------------------------------	------------

1 INTRODUÇÃO

A palavra processo pode ter significado amplo, e sua definição depende do contexto ao qual está envolvida. Em plantas industriais, um processo pode ser definido como uma série de modificações graduais controladas que ocorrem uma após a outra, visando obter determinado resultado. Nesse processo são consumidas matérias-primas e são fornecidos produtos finais (FRANCHI, 2013; OGATA, 2010). O controle desses processos refere-se à forma como as variáveis de processo são monitoradas e como atua-se sobre elas, a fim de controlá-las. Exemplos de variáveis de processo encontradas em processos industriais são pressão, temperatura, vazão e nível.

De acordo com Bega et al. (2011), nível é uma das variáveis mais utilizadas nas aplicações industriais, sendo definido como a altura do produto existente em um reservatório, ou como a altura da interface entre dois produtos, que podem ser líquidos, sólidos ou gases.

Para otimizar o uso de matéria-prima e o consumo de energia, o controle das variáveis de processo e a sintonia correta dos controladores é fundamental. Dessa forma a avaliação do desempenho de controladores, incluindo os controladores de nível, deve ser realizada. A avaliação do desempenho de controladores de nível deve ser feita utilizando um índice, o qual deve ser selecionado de acordo com o objetivo de controle. Caso o índice de avaliação de desempenho utilizado não seja adequado, o sistema em questão estará sendo avaliado de forma incorreta, conduzindo a diversos problemas.

Mediante a importância dos controladores para os processos industriais, nesta pesquisa busca-se orientar quanto ao uso dos índices de avaliação do desempenho de determinados controladores. Para isto, na sequência deste capítulo é apresentada a definição do tema pesquisado, bem como sua delimitação, a justificativa, os objetivos e a estrutura da dissertação.

1.1 Definição do Tema

Há dezesseis anos, Hugo (2001) apontava que o percentual de controladores com problemas de desempenho em processos industriais estava entre 66% e 80%. Atualmente, existem diversos índices para avaliação do desempenho de controladores, mas é preciso selecionar um índice adequado para o objetivo de

controle. Quando selecionado incorretamente, acarreta problemas na sintonia dos controladores e, conseqüentemente, na lucratividade da planta industrial.

Dada a importância do problema, esta pesquisa orienta quanto à escolha de índices a serem utilizados para a avaliação do desempenho de controladores de nível, segundo o objetivo de controle, apresentando a magnitude do erro obtido quando utilizado um índice de avaliação de desempenho inadequado.

1.2 Delimitação do Tema

Para apresentar índices adequados para a avaliação do desempenho de controladores de nível, esta pesquisa traz a modelagem de processos autorregulatórios, técnicas de sintonia e técnicas de avaliação do desempenho de controladores de nível.

1.3 Justificativa

O controle de processos industriais está diretamente relacionado à manutenção de variáveis de processo sobre um valor de referência (*setpoint*). As variáveis de processo controladas em plantas industriais podem ser pressão, temperatura, vazão, nível, entre outras.

Sabendo-se que os processos industriais são de natureza dinâmica, variando continuamente no tempo devido a perturbações externas ou por alterações no processo, a necessidade de controle automático das variáveis é uma realidade. Devido ao aumento da complexidade dos sistemas instalados nas plantas industriais nas últimas décadas, a necessidade desse controle automático tem sido crescente.

Maya e Leonardi (2014) dizem que o controle de nível tem aplicação ampla nos processos industriais. Indústrias químicas, petroquímicas, farmacêuticas e de papel e celulose, bem como as indústrias alimentícias, têm presente em seus processos fluxos e acúmulos de líquidos. Conforme Mejía et al. (2008), o controle de nível de tanques, junto ao controle de vazão, afeta diretamente os resultados de produção e armazenagem destas indústrias. Horton et al. (2003) afirmam que através do controle adequado de níveis e fluxos, taxas de produção estáveis e inventários são alcançados.

Um exemplo da necessidade de controle de nível em plantas nacionais está

relacionado à exploração de petróleo. Segundo Nunes et al. (2010), ainda em 2010 o Brasil destacava-se a nível mundial, através da Petrobras (Petróleo Brasileiro S.A.), por seus sistemas de produção e de processamento primário de petróleo em plataformas *offshore*. Mendes (2012) explica que a exploração em poços de petróleo pode ocorrer em terra firme ou no mar. Quando ocorre em terra firme, é denominada *onshore*. Quando ocorre no mar, é denominada *offshore*, sendo esta aplicada a grande parte da produção de óleo e gás no Brasil.

Conforme comentado por Nunes et al. (2010), as plantas petrolíferas *offshore* utilizam tanques separadores para receber e separar o óleo, o gás natural e a água escoados dos poços. O fluido recebido pelo tanque separador pode apresentar comportamento oscilatório devido ao escoamento de gás e líquido em golfadas, que são caracterizadas pela intermitência do fluido multifásico existente na tubulação de entrada do tanque separador. Nunes et al. (2010) e Mendes (2012) informam que, como consequência para a plataforma de produção, o escoamento em golfadas pode comprometer o desempenho de equipamentos a jusante do separador, devido à má separação do óleo e da água no mesmo, gerando perturbações nos processos da plataforma *offshore*.

O nível de separadores de produção em processos petroquímicos é um dos mais perturbados devido a instabilidades dos fluidos provenientes dos poços de petróleo. Os problemas relacionados à turbulência são ainda maiores em sistemas *offshore*, pois os separadores desses sistemas costumam ser compactos devido a restrições de carga e espaço sendo, portanto, mais sensíveis a oscilações da produção. Desta forma, uma sintonia ideal para separadores de plataformas de petróleo deve ser realizada.

O controle de nível de tanques pode ter como objetivo o controle de nível preciso ou o controle de nível médio. No controle de nível preciso, o nível deve ser mantido em um valor de referência. No controle de nível médio, o nível deve ser mantido dentro de uma faixa de operação, tipicamente 30 a 70% da escala, conforme Foley et al. (2000) e Horton et al. (2003), originando uma minimização na variação da vazão de saída. Este último, é o objetivo mais adequado para tanques de compensação.

No entanto, não basta apenas os técnicos e engenheiros de instrumentação e controle aplicarem técnicas de controle automático nestes sistemas. É preciso identificar se o controlador está desempenhando sua função de forma eficiente. Se o

objetivo de controle for considerado de forma inadequada, poderá ocorrer uma sintonia inapropriada dos parâmetros do controlador. Evidencia-se, então, um problema de controle: “[...] como otimizar as malhas de controle da planta para uma carga oscilante.” (NUNES et al., 2010, p. 25). Assim, uma avaliação do desempenho do controlador deve ser realizada, buscando-se a melhoria dos parâmetros de controle, se for o caso.

Durante a década de 1990, a avaliação do desempenho de controladores foi uma área explorada em pesquisas (HUGO, 2001) e, atualmente, existem diversos algoritmos para avaliação do desempenho de controladores em *softwares* comerciais (HUGO, 2006), tais como MonitorControl, da Control Arts, PlantTriage, da Metso ExperTune, e RSTune, da Rockwell Software.

Desta forma, este trabalho traz contribuições para auxiliar na escolha correta do índice de avaliação do desempenho de controladores de nível, segundo o objetivo de controle, que pode ser nível preciso ou nível médio.

1.4 Objetivos

A meta desta pesquisa é apresentada nesta seção através do objetivo geral, sendo detalhada através dos objetivos específicos.

1.4.1 Objetivo Geral

Estudar e implementar técnicas para avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível, segundo o objetivo de controle, que pode ser nível preciso ou nível médio, bem como orientar quanto ao uso de índices para avaliação de desempenho destes controladores.

1.4.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos desta pesquisa são os seguintes:

- a) Estudar controladores de nível que têm como objetivo manter o nível na referência de forma precisa ou minimizar a variância da vazão de saída, com presença de perturbações na vazão de entrada.
- b) Estudar técnicas para avaliação do desempenho de controladores de nível

- com base no seu objetivo de controle.
- c) Estudar técnicas para sintonia de controladores de nível com base no seu objetivo de controle.
 - d) Implementar na forma de simulação algoritmos para sintonia, controle e avaliação do desempenho de controladores de nível.
 - e) Explorar a eficácia dos índices de avaliação de desempenho para controladores de nível, frente ao comportamento regulatório, considerando diferentes tipos de perturbações na vazão de entrada.

1.5 Estrutura da Dissertação

Esta dissertação está dividida em seis capítulos, apresentando um estudo teórico e a implementação de técnicas de sintonia e de avaliação do desempenho de controladores de nível. Os próximos capítulos tratam dos seguintes temas:

Capítulo 2 – Fundamentação teórica: apresenta conceitos teóricos sobre modelagem de processos de nível autorregulatórios, avaliação do desempenho de controladores, sintonia de controladores e otimização.

Capítulo 3 – Revisão bibliográfica: traz uma revisão bibliográfica sobre o histórico do controle de processos industriais, e o estado da arte em relação à avaliação do desempenho e sintonia de controladores.

Capítulo 4 – Desenvolvimento: apresenta uma proposta de metodologia para avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível e um estudo de caso para um processo de nível autorregulatório.

Capítulo 5 – Simulação e análise dos resultados: traz os resultados do comportamento do nível e da vazão de saída mediante diferentes perturbações na vazão de entrada, compara os resultados obtidos via otimização e métodos tradicionais para a sintonia de controladores, analisa o impacto de incertezas no modelo do processo, apresenta os índices de desempenho do controlador de nível, bem como consequências da utilização de índices inadequados.

Capítulo 6 – Conclusões e possibilidades de trabalhos futuros: apresenta as conclusões sobre a pesquisa, bem como sugestões para trabalhos futuros.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo são apresentados conceitos teóricos relacionados à modelagem de processos de nível autorregulatórios, à avaliação do desempenho de controladores, à sintonia de controladores e à otimização.

2.1 Processos de Nível Autorregulatórios e Não Autorregulatórios

Segundo Maya e Leonardi (2014, p. 29), “Os processos presentes em indústrias químicas, petroquímicas, farmacêuticas e de papel e celulose, entre outras, geralmente envolvem fluxos e acúmulos de líquidos”. Esses processos podem ser autorregulatórios, quando possuem escoamento natural, por exemplo, através de uma válvula, ou não autorregulatórios, quando possuem escoamento forçado, por exemplo, através de uma bomba.

Os processos de nível denominados autorregulatórios, ou estáveis em malha aberta (MEJÍA et al., 2008), estabelecem um novo estado estacionário após uma alteração na vazão de entrada ou de saída. Isto ocorre porque a vazão de saída é dependente da altura do nível. Caso ocorra, por exemplo, um degrau na vazão de entrada, o nível aumentará causando aumento da vazão de saída. Após certo tempo, a altura do nível estabilizará em um novo valor, a vazão de saída será igual à vazão de entrada e o processo estará novamente em estado estacionário.

Os não autorregulatórios, também denominados integradores (MEJÍA et al., 2008), não estabelecem um novo estado estacionário após uma alteração na vazão de entrada ou de saída. Neste modelo, a altura do nível não tem influência sobre a vazão de saída. Caso ocorra, por exemplo, um degrau na vazão de entrada, o nível aumentará até seu limite físico, não afetando a vazão de saída, e o tanque transbordará.

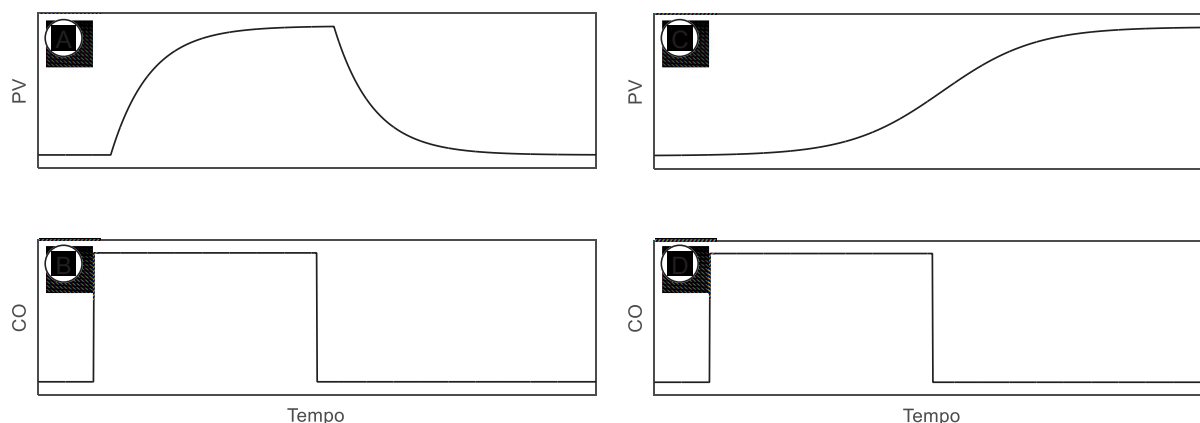
2.2 Identificação de Processos Autorregulatórios e Não Autorregulatórios

Conforme apresentado por Rice e Cooper (2015), para identificar se determinado processo é autorregulatório ou não autorregulatório, pode-se realizar teste em malha aberta ou em malha fechada, analisando o comportamento da variável de processo (*PV*).

A identificação em malha aberta consiste basicamente em aplicar um degrau ascendente e, em seguida, descendente na entrada do processo, através da alteração da saída do controlador (CO), sem que ocorra a correção de erro.

Como resposta de um processo autorregulatório, tem-se inicialmente a saída do controlador e a variável de processo em estado estacionário. Na saída do controlador, ocorre um degrau ascendente e, em seguida, descendente. A variável de processo responde ao degrau, segundo a função de transferência do processo e, por fim, retorna ao estado estacionário inicial (Figura 2.1 A e B). No caso de um processo não autorregulatório, difere-se que após o degrau descendente da saída do controlador, a variável de processo, dependendo da magnitude do degrau aplicado, poderá encontrar um novo estado estacionário ou integrar até um valor máximo saturando (Figura 2.1 C e D).

Figura 2.1 – Resposta do teste ao degrau em malha aberta para processo autorregulatório (A e B) e processo não autorregulatório (C e D).

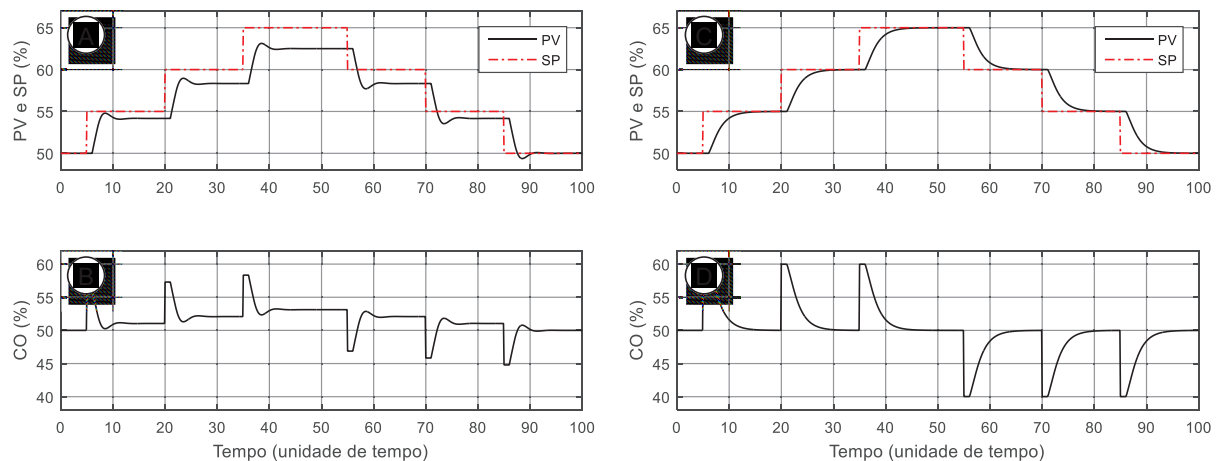


Fonte: Adaptado de Rice e Cooper (2015).

Na impossibilidade de aplicar-se um degrau com o processo em malha aberta, pode-se realizar a identificação em malha fechada. Rice e Cooper (2015) expõem os procedimentos para realizar este teste utilizando um controle Proporcional-Integral ou um controlador apenas Proporcional. Considerando que o controlador é apenas Proporcional, parametriza-se temporariamente o termo Integral como zero, de forma que o *offset* entre a referência e a variável de processo não seja corrigido. A identificação em malha fechada consiste em aplicar uma sequência de degraus ascendentes e, em seguida, descendentes na entrada do processo, através da alteração do valor de referência (SP) do nível.

Como resposta de um processo autorregulatório, tem-se inicialmente a variável de processo em estado estacionário sendo igual ao valor de referência. Aplicando-se degraus ascendentes, ocorre o aumento do *offset* a cada degrau. Aplicando-se degraus descendentes, ocorre, a cada degrau, a diminuição do *offset*, onde a variável de processo retorna a ser igual ao valor de referência. Como característica, a saída do controlador apresenta um valor médio ascendente e descendente seguindo o comportamento do valor de referência (Figura 2.2 A e B). Para um processo não autorregulatório (Figura 2.2 C e D), aplicando-se degraus ascendentes no valor de referência, a partir do estado estacionário, ocorre o aumento da variável de processo sem *offset*. Com degraus descendentes, novamente a variável de processo segue o valor de referência sem *offset*. A saída do controlador apresenta picos a cada degrau do valor de referência, mas retorna ao mesmo valor constante.

Figura 2.2 – Resposta do teste ao degrau em malha fechada para processo autorregulatório (A e B) e processo não autorregulatório (C e D).

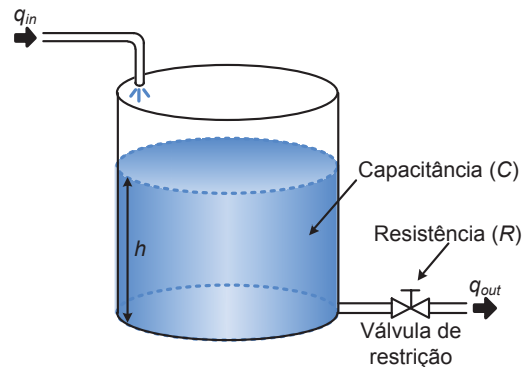


Fonte: Adaptado de Rice e Cooper (2015).

2.3 Modelagem de Processos de Nível Autorregulatórios

Nesta pesquisa aborda-se o modelo de processo de nível autorregulatório, apresentado por Ogata (2010) e por Maya e Leonardi (2014). A Figura 2.3 ilustra um processo de nível autorregulatório, onde q_{in} e q_{out} representam as vazões de entrada e de saída, respectivamente.

Figura 2.3 – Processo de nível autorregulatório.



Fonte: Adaptado de Ogata (2010, p. 92).

A modelagem de processos baseia-se no balanço de quantidade de massa ou energia, sendo descrito por (FRANCHI, 2013)

$$\begin{array}{ccc} \text{Taxa de entrada} & & \text{Taxa de saída} \\ \text{de massa ou} & - & \text{de massa ou} \\ \text{energia} & & \text{energia} \end{array} = \begin{array}{c} \text{Taxa de acúmulo} \\ \text{de massa ou} \\ \text{energia} \end{array}$$

Para processos de nível, o balanço de quantidade de massa é dado pela diferença entre as vazões mássicas de entrada e saída, resultando na taxa de acúmulo de massa no tanque.

Considerando que a densidade do líquido é constante, uma modelagem simplificada do comportamento destes processos que envolvem acúmulo de líquidos pode ser realizada por meio do balanço volumétrico transiente (MAYA; LEONARDI, 2014)

$$\frac{dV}{dt} = q_{in}(t) - q_{out}(t) \quad (1)$$

onde dV/dt é a variação do volume no tanque ao longo do tempo.

O volume armazenado no tanque é dependente da altura do nível h e da área A da seção transversal do tanque, ou seja,

$$V(t) = A \cdot h(t) \quad (2)$$

A variação do volume no tanque ao longo do tempo é dependente da variação da área da seção transversal do tanque (dA/dt) e da variação da altura do nível (dh/dt). Esta relação é obtida através da derivada da equação (2), pela regra do produto, obtendo-se

$$\frac{dV}{dt} = A \frac{dh}{dt} + h \frac{dA}{dt} \quad (3)$$

Considerando que a área da seção transversal do tanque é constante, como em um tanque cilíndrico, sua derivada é zero e, portanto, a equação (3) torna-se

$$\frac{dV}{dt} = A \frac{dh}{dt} \quad (4)$$

Com esta análise, substituindo a equação (4) na equação (1), obtém-se

$$A \frac{dh}{dt} = q_{in}(t) - q_{out}(t) \quad (5)$$

Na Figura 2.3, a vazão de entrada é uma variável externa ao processo, mas a vazão de saída, através da válvula de restrição, é dependente da altura do nível.

As vazões do fluido em um processo que envolve tanque podem apresentar um comportamento laminar ou turbulento. O fluxo de um fluido é considerado laminar quando o número de Reynolds é menor ou igual a 2300, situação em que não há turbulência. Onde o fluxo de líquidos em tubulações e tanques de processos industriais é turbulento, o número de Reynolds apresenta-se maior que 2300 (FOX et al., 2011).

Para a vazão de saída turbulenta, tem-se

$$q_{out}(t) = k\sqrt{h(t)} \quad (6)$$

onde k é um coeficiente dependente da área α da seção transversal da saída do tanque e da aceleração da gravidade g , definido como

$$k = \alpha\sqrt{2g} \quad (7)$$

Substituindo a equação (6) na equação (5), obtém-se

$$A \frac{dh}{dt} = q_{in}(t) - k\sqrt{h(t)} \quad (8)$$

Pode-se observar através da equação (8) que os processos que envolvem fluxo turbulento são representados por equações diferenciais não lineares. Porém, conforme Ogata (2010), se for considerada apenas uma limitada região de operação nas vizinhanças do ponto de equilíbrio (ponto de operação em regime permanente),

essas equações não lineares podem ser linearizadas.

Ainda, Ogata (2010) aponta que “[...] a introdução do conceito de resistência e capacitância para estes sistemas de nível de líquido nos possibilita descrever suas características dinâmicas de modo simples”. A resistência ao fluxo é a parte do processo que se opõe à transferência do líquido, causando perda de carga e sendo, na Figura 2.3, representada pela válvula de saída do tanque. A capacitância do reservatório é a parte do processo que tem a característica de armazenar líquido, funcionando como um *buffer* e sendo representada pelo tanque na Figura 2.3.

A resistência R desse processo é definida pela razão

$$R = \frac{d\bar{h}}{d\bar{q}_{out}} \quad (9)$$

onde a barra indica condições em regime permanente. Da equação (6), considerando o fluxo em regime permanente, obtém-se

$$d\bar{q}_{out} = \frac{k}{2\sqrt{\bar{h}}} d\bar{h} \quad (10)$$

Substituindo a equação (10) na equação (9), obtém-se a equação que representa a resistência do processo no caso de fluxo turbulento, dada por

$$R = \frac{2\sqrt{\bar{h}}}{k} \quad (11)$$

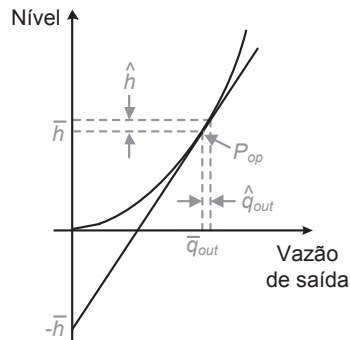
Isolando a constante k na equação (6), considerando regime permanente, e substituindo na equação (11), obtém-se

$$R = \frac{2\bar{h}}{\bar{q}_{out}} \quad (12)$$

Conforme a equação (12), a resistência do sistema de nível em fluxo turbulento é dependente da altura do nível do tanque e da vazão de saída do tanque, mas pode ser considerada constante se as variações de nível e de vazão de saída em relação aos respectivos valores de regime permanente forem pequenas (OGATA, 2010).

Quando o coeficiente k é desconhecido, a resistência R pode ser determinada através da elaboração de um gráfico do ponto de operação em regime permanente utilizando dados experimentais, que relaciona o nível e a vazão de saída (Figura 2.4).

Figura 2.4 – Representação gráfica do nível versus vazão de saída.



Fonte: Adaptado de Ogata (2010, p. 92).

Sobre a curva que relaciona o nível e a vazão de saída, marca-se o ponto de operação em regime permanente, indicado por P_{op} . Passando pelo ponto de operação, traça-se uma reta tangente à curva. Essa reta cruza o eixo do nível em $-\bar{h}$. Analisando o gráfico, percebe-se que a inclinação da reta tangente é $2\bar{h}/\bar{q}_{out}$. Essa inclinação representa a resistência do sistema de nível em fluxo turbulento.

Considerando o ponto P_{op} , define-se \hat{h} como sendo um pequeno desvio do nível em relação ao seu valor de regime permanente e \hat{q}_{out} um pequeno desvio da vazão de saída em relação ao seu valor de regime permanente. Então, a resistência, representada pela inclinação da reta tangente à curva no ponto P_{op} , pode ser dada por

$$R = \frac{\hat{h}}{\hat{q}_{out}} \quad (13)$$

A capacitância C desse processo é definida pela razão entre a variação na quantidade de líquido armazenado e a variação na altura, ou seja,

$$C = \frac{dV}{dh} \quad (14)$$

No entanto, para fluxos laminares, esse sistema pode ser considerado linear. Para fluxos turbulentos, esse sistema pode ser linearizado, desde que as alterações nas variáveis sejam pequenas. Portanto, sendo um sistema linear, ou podendo ser linearizado, a quantidade adicional armazenada no tanque é igual à vazão de entrada menos a vazão de saída em um pequeno intervalo de tempo dt . Dessa forma, a equação diferencial deste sistema é dada por

$$Cd\hat{h} = (\hat{q}_{in} - \hat{q}_{out})dt \quad (15)$$

onde \hat{q}_{in} é um pequeno desvio da vazão de entrada em relação ao seu valor de regime permanente. Com base na equação (13), a relação entre \hat{q}_{out} e \hat{h} é

$$\hat{q}_{out} = \frac{\hat{h}}{R} \quad (16)$$

Substituindo a equação (16) na equação (15), obtém-se

$$Cd\hat{h} = \left(\hat{q}_{in} - \frac{\hat{h}}{R} \right) dt \quad (17)$$

Multiplicando por R ,

$$RC \frac{d\hat{h}}{dt} = R\hat{q}_{in} - \hat{h} \quad (18)$$

Logo, a equação diferencial considerando uma resistência constante é

$$RC \frac{d\hat{h}}{dt} + \hat{h} = R\hat{q}_{in} \quad (19)$$

Aplicando a Transformada de Laplace na equação (19), considerando condições iniciais nulas para a altura do nível, tem-se

$$(RCs + 1)H(s) = RQ_{in}(s) \quad (20)$$

onde $H(s) = \mathcal{L}[\hat{h}]$ e $Q_{in}(s) = \mathcal{L}[\hat{q}_{in}]$. Escrevendo a função de transferência entre a entrada do processo Q_{in} e a saída H , obtém-se

$$\frac{H(s)}{Q_{in}(s)} = \frac{R}{RCs + 1} \quad (21)$$

A resistência e a capacitância combinadas constituem a constante de tempo τ do processo, que indica a rapidez com que o processo reage a uma perturbação, sendo

$$\tau = R \cdot C \quad (22)$$

Substituindo a equação (22) na equação (21), obtém-se a função de

transferência em função da constante de tempo

$$\frac{H(s)}{Q_{in}(s)} = \frac{R}{\tau s + 1} \quad (23)$$

Ainda, há o ganho do processo K , que relaciona a amplitude da variação da variável manipulada, ou seja, a diferença entre os valores final e inicial da variável manipulada ($MV_f - MV_i$), com a amplitude da variação da variável de processo, ou seja, a diferença entre os valores final e inicial da variável de processo ($PV_f - PV_i$), dado por Franchi (2013)

$$K = \frac{PV_f - PV_i}{MV_f - MV_i} \quad (24)$$

Assim, considerando este ganho na equação (23), tem-se

$$\frac{H(s)}{Q_{in}(s)} = \frac{KR}{\tau s + 1} \quad (25)$$

Por fim, Visioli e Zhong (2011) expõem que pode haver a presença de um tempo de atraso θ devido ao comprimento das tubulações entre o tanque e as válvulas, e/ou devido à dinâmica do sensor e do atuador. Assim, a função de transferência, $H(s)/Q_{in}(s) = G(s)$, torna-se

$$G(s) = \frac{KR e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (26)$$

2.4 Avaliação do Desempenho de Controladores

O desempenho dos controladores instalados em processos industriais é crucial para a otimização do uso de matéria-prima e do consumo de energia, uniformidade na qualidade do produto final e, conseqüentemente, maior lucratividade. Há mais de uma década, estudos apontavam um considerável percentual de processos industriais com problemas de desempenho. Este percentual pode não estar muito diferente nos dias atuais, pois mesmo que os controladores sejam corretamente sintonizados no momento de sua instalação, alterações no modelo físico dos equipamentos, nas perturbações e na matéria-prima utilizada podem ocorrer (BEGA et al., 2011).

Atualmente, existem diversos índices para avaliação do desempenho de controladores, alguns implementados em algoritmos de *softwares* comerciais. A avaliação desses controladores, incluindo os controladores de nível, deve ser realizada utilizando um índice selecionado de acordo com o objetivo de controle, o qual, para nível de tanques, pode ser controle de nível preciso ou controle de nível médio. Caso o objetivo de controle seja considerado de forma incorreta, poderá ocorrer uma sintonia inapropriada dos parâmetros do controlador, afetando todo o processo industrial.

Assim, as técnicas de avaliação do desempenho de controladores têm como objetivo verificar se os valores das variáveis de um processo industrial estão, e permanecem ao longo do tempo, o mais próximo possível de valores considerados ótimos. Na sequência, são apresentadas técnicas tradicionais e avançadas de avaliação do desempenho de controladores.

2.4.1 Técnicas Tradicionais

A avaliação do desempenho de controladores para processos industriais pode considerar o comportamento servo e/ou o comportamento regulatório.

O comportamento servo do controlador deve fazer a variável de processo seguir o valor de referência sempre que este for alterado ao longo do tempo, com o mínimo de erro (CAMPOS, M. C. M. M. D.; TEIXEIRA, 2010; SMITH; CORRIPIO, 2015). Tradicionalmente, a análise gráfica da resposta da variável de processo mediante a aplicação de um degrau no valor de referência pode ser utilizada na avaliação de desempenho. Segundo Mejía et al. (2008), alguns dos critérios observados nessa análise são: o sobressinal, a taxa de decaimento, o erro em estado estacionário, o tempo de atraso, o tempo de subida, o tempo de pico e o tempo de resposta.

Já, o comportamento regulatório deve rejeitar ou minimizar os efeitos das perturbações que ocorrem ao longo do tempo e que fazem a variável de processo desviar do valor de referência desejado (CAMPOS, M. C. M. M. D.; TEIXEIRA, 2010; SMITH; CORRIPIO, 2015). Similar à avaliação do comportamento servo, a análise gráfica da resposta da variável de processo frente a perturbações pode ser utilizada na avaliação do desempenho de controladores de processo. Segundo Franchi (2013), perturbações são alterações inerentes ao processo, e podem ocorrer devido à

alteração de alguma variável secundária que modifique a variável de processo. Conforme Mejía et al. (2008), alguns dos critérios para a avaliação da rejeição de perturbações de carga observados nessa análise são: o tempo de pico do sinal do erro, o tempo de estabilização após a perturbação e o máximo desvio da variável de processo.

2.4.2 Técnicas Baseadas na Variância Mínima

As técnicas baseadas em variância mínima para avaliação do desempenho de controladores consistem em utilizar um índice que relaciona o desempenho atual da variável de interesse com o desempenho da mesma baseado em um padrão referencial (*benchmark*). Conforme afirma Jelali (2013, p. 13, tradução nossa),

[...] com a finalidade de monitoramento e diagnóstico do desempenho do controlador, medidas relativas, chamadas índices de desempenho, definindo determinadas métricas de desempenho em relação ao que pode ser alcançado por um controlador ótimo ou um controlador com propriedades desejadas são de fundamental interesse. Esta é a razão pela qual as abordagens de monitoramento de desempenho geralmente têm determinado um desempenho referencial com o qual o desempenho atual da malha é comparado. O desempenho referencial dá uma indicação do ótimo inerente que é definido pelo projeto do processo e seus equipamentos.

Harris e Desborough (1992) e Hugo (2001), apresentam índices de avaliação de desempenho que correspondem diretamente à fração de redução da variância da variável de interesse que pode ser alcançada com um controlador *benchmark*, tendo a forma (JELALI, 2013)

$$\eta = 1 - \frac{J_{des}}{J_{act}} \quad (27)$$

onde J_{des} é qualquer valor ideal, ótimo ou desejado para um dado critério de desempenho (normalmente a variância) a ser minimizado, e J_{act} o valor real do critério, a ser extraído dos dados medidos do processo sob o controlador instalado.

Esse modelo de índice apresenta-se como um valor entre zero e um, onde a proximidade com um indica pior desempenho e a proximidade com zero indica melhor desempenho do controle.

Porém, Jelali (2013) apresenta um modelo de índice de avaliação de desempenho que, segundo Huang, B. e Shah (1999), indica a fração de qualidade máxima que o sistema está atingindo, sendo definido como

$$\eta = \frac{J_{des}}{J_{act}} \quad (28)$$

Nesta pesquisa adota-se esse último modelo, que retorna um valor entre zero e um, onde a proximidade com zero indica pior desempenho e a proximidade com um indica melhor desempenho do controle. Dependendo do objetivo de controle, a variável de interesse a ser avaliada pode ser a variável de processo ou a variável manipulada.

Dentre as técnicas de avaliação do desempenho de controladores baseadas em variância mínima, pode-se citar como exemplos o índice de Harris, o índice de Hugo, o índice FCOR e índices baseados na teoria da predição ótima (KEMPF, 2003). Destacam-se, nesta seção, o índice de Harris e o índice de Hugo, descritos a seguir.

2.4.2.1 Controladores de Nível Preciso

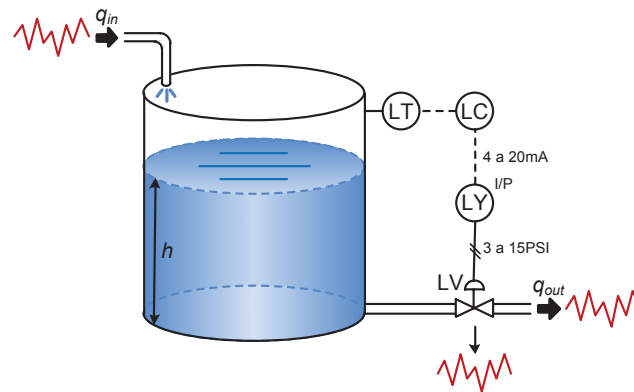
O índice de avaliação do desempenho apresentado por Harris e Desborough (1992) é uma extensão das ideias apresentadas por Harris (1989). Essa técnica compara a variância atual observada em determinada variável de processo com a variância que seria obtida se um controlador de variância mínima (MVC) fosse aplicado ao mesmo processo, sendo

$$\eta_{Harris} = \frac{\sigma^2_{MVC}}{\sigma^2_{Atual}} \quad (29)$$

onde η_{Harris} é o índice de Harris, σ^2_{MVC} a variância obtida se um controlador de variância mínima fosse utilizado e σ^2_{Atual} a variância atual observada na variável de processo. Esse índice apresentar-se como um valor entre zero e um, onde a proximidade com zero indica pior desempenho e a proximidade com um indica melhor desempenho do controle.

No controle de nível preciso, ocorre a transferência da variabilidade da vazão de entrada q_{in} para a vazão de saída q_{out} . Desta forma, o nível h permanece no valor desejado e a válvula de saída apresenta uma variação relativa à q_{in} (Figura 2.5). No tanque, há um transmissor de nível (LT), que informa ao controlador (LC) o nível h do líquido. Então, o controlador de nível envia um sinal de corrente ao conversor de nível (LY), que converte esta corrente em pressão, controlando a válvula pneumática (LV).

Figura 2.5 – Comportamento de processos de nível preciso.



Fonte: Elaboração do autor.

Conforme exposto por Hugo (2006), a maioria dos *softwares* comerciais para avaliação do desempenho de controladores utilizam a técnica apresentada por Harris e Desborough (1992), com a vantagem de requerer apenas dados rotineiros de operação do processo e o atraso de transporte conhecido ou estimado, sem a necessidade de testes no processo real. O controlador de variância mínima tem por objetivo minimizar a variância da variável de processo. Porém, não existem aplicações industriais de controladores de variância mínima na prática, pois eles não contêm supressão de movimento podendo ser excessivamente agressivos, supõem que o modelo do processo é linear e perfeitamente conhecido e que o modelo da perturbação também é perfeitamente conhecido. O cálculo do índice baseado no controle de variância mínima é detalhado por Harris (1989).

2.4.2.2 Controladores de Nível Médio

Horton et al. (2003) apontam que diversas técnicas têm sido desenvolvidas para a avaliação de controladores de processos industriais, utilizando algum índice que compare o comportamento da variável de processo como um padrão de melhor comportamento possível. Indicam, ainda, que em geral essas técnicas não são adequadas para a avaliação do desempenho de controladores de nível médio, onde o objetivo é minimizar a variação da vazão de saída para que não se propaguem no processo a jusante.

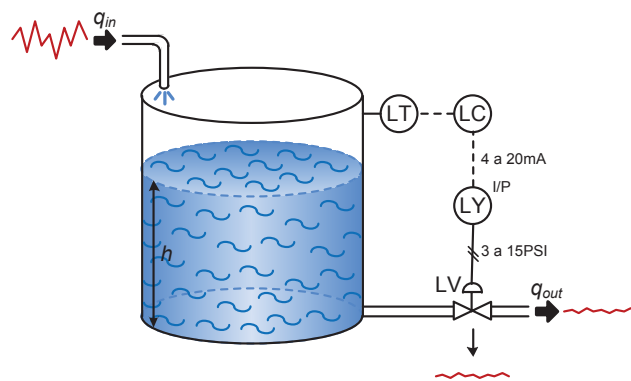
Hugo (2001) propôs um índice de avaliação de desempenho que compara a variância atual observada em determinada variável manipulada com a variância que seria obtida se um controlador ótimo fosse aplicado ao processo, sendo

$$\eta_{Hugo} = \frac{\sigma^2_{\acute{o}timo}}{\sigma^2_{Atual}} \quad (30)$$

onde η_{Hugo} é o índice de Hugo, $\sigma^2_{\acute{o}timo}$ a variância obtida se um controlador ótimo fosse utilizado e σ^2_{Atual} a variância atual observada na variável manipulada. Esse índice, assim como o índice de Harris, apresenta-se como um valor entre zero e um, onde a proximidade com zero indica pior desempenho e a proximidade com um indica melhor desempenho do controle.

No controle de nível médio, o tanque absorve as perturbações oriundas da vazão de entrada q_{in} , mantendo o nível h dentro de certos limites, minimizando a taxa de variação da vazão de saída q_{out} (Figura 2.6).

Figura 2.6 – Comportamento de processos de nível médio.



Fonte: Elaboração do autor.

Conforme apresentado por Hugo (2001), esse índice demanda apenas dados de malha fechada, como a vazão de entrada ou de saída e o nível, além das dimensões do tanque, sendo encontrado em alguns *softwares* comerciais para avaliação do desempenho de controladores. Segundo Hugo (2001) e Mejía et al. (2008), o controlador ótimo tem por objetivo minimizar a variância da variável manipulada mantendo a variável de processo dentro de limites especificados. O controlador ótimo é detalhado por Foley et al. (2000), Horton et al. (2003) e Mejía et al. (2008).

2.4.2.3 Vantagens e Desvantagens da Utilização de Índices de Avaliação de Desempenho Baseados em Variância Mínima

Os índices de avaliação de desempenho baseados em variância mínima

possuem a vantagem de comparar a resposta do controlador instalado com a melhor resposta possível do controlador, utilizando apenas dados de operação da planta, não sendo necessários testes invasivos. Estes índices avaliam o objetivo da malha de controle, ou seja, a variável de processo. São de implementação relativamente simples, requerendo baixo esforço computacional. Além disso, para alguns casos, como em processos não complexos, esses índices podem ser considerados próximos a valores reais (MEJÍA et al., 2008).

Porém, apresentam como desvantagem o fato de não ponderar a ação de controle, tornando-a nem sempre atingível. Além disso, existem muitos processos que não são controlados por controladores de variância mínima. Em geral, nos processos industriais são utilizados controladores PI ou PID, e existem outros tipos de controladores, baseados em modelos, que são controladores avançados, como por exemplo o controlador preditivo baseado em modelo (MPC). Avaliá-los com índices baseados em variância mínima é um tanto quanto inatingível, pois existe em suas leis de controle elementos como, por exemplo, otimização, restrições, ou outro tipo de estrutura que não contempla o controlador de variância mínima. Assim, devido ao fato destes índices não utilizarem um modelo real, torna-se uma comparação injusta. Estes índices são inadequados para avaliação da variável manipulada, a qual não é o objetivo da malha de controle, onde precisa-se resolver um problema de otimização.

Por fim, existem outras técnicas para avaliação de desempenho que são baseadas em controladores industriais padrão (*benchmarks*) como, por exemplo, PI ótimo, linear quadrático (LQ) e controle preditivo baseado em modelo (MPC), que apresentam índices mais próximos a valores reais. No entanto, atualmente estas técnicas ainda são pouco difundidas em *softwares* comerciais para avaliação de desempenho (BAUER et al., 2016). Tais técnicas não são contempladas nesta pesquisa.

2.5 Sintonia de Controladores

Os controladores Proporcional-Integral-Derivativo (PID) são estruturados de várias formas, através de diferentes combinações dos termos proporcional, integral e derivativo (JOHNSON; MORADI, 2005).

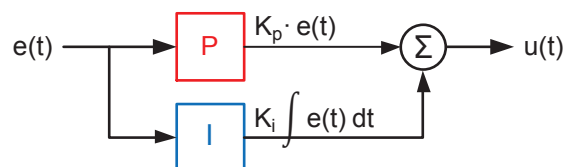
Conforme National Instruments (2014, tradução nossa),

Não existem padrões industriais para algoritmos PID, visto que diferentes fabricantes utilizam diferentes algoritmos PID. As três classificações principais dos algoritmos de controladores PID são ideal, paralelo e série. As formas ideal e paralelo são mais relevantes e flexíveis para sintonizar algoritmos e são amplamente utilizadas na indústria.

Porém, Franchi (2013) aponta que a forma série responde mais rápido a uma variação no erro, quando o ganho proporcional é maior que 1 ($K_p > 1$).

No entanto, os controladores Proporcional-Integral (PI) são usuais no controle de nível de tanques, conforme pode-se observar, por exemplo, nos trabalhos de Kelly (1998), Skogestad (2003) e Garcia (2005). O uso do termo derivativo (D) faz com que o controlador reaja mais fortemente a mudanças no valor de erro, aumentando a velocidade de resposta do sistema de controle. Em casos onde o sensor que mede a variável de processo fornece um sinal ruidoso, como pode ocorrer em um controle de nível, o termo derivativo pode tornar o sistema de controle instável (NATIONAL INSTRUMENTS, 2011). Para esses controladores, a forma paralelo (Figura 2.7) possui as ações proporcional e integral independentes uma da outra, pois o controlador possui dois caminhos paralelos desacoplados (JOHNSON; MORADI, 2005). Neste caso, a saída do controlador é resultante da soma das ações proporcional e integral.

Figura 2.7 – Controlador PI paralelo.



Fonte: Adaptado de Franchi (2013, p. 109).

A equação no domínio do tempo do controlador PI paralelo é

$$u(t) = K_p \cdot e(t) + K_i \int e(t) dt \quad (31)$$

onde $u(t)$ é a saída do controlador, $e(t)$ a diferença entre o valor de referência e a variável de processo, K_p o ganho proporcional e K_i a taxa integral ou taxa de *reset*. Em um controlador da forma paralelo alternativo, K_i pode ser substituído por $1/T_i$, onde T_i é o tempo integral ou de *reset*, em segundos.

Em conformidade com Åström e Hägglund (2006), se um controlador PID série (iterativo) e um controlador PID ideal (não iterativo) não possuem o termo derivativo

D, tornando-se controladores PI, acabam por ter a mesma forma. Segundo Åström e Hägglund (2006, p. 71, tradução nossa)

É importante ter em mente que diferentes controladores podem ter estruturas diferentes. Isso significa que, se um controlador em uma certa malha de controle for substituído por outro tipo de controlador, os parâmetros do controlador podem ter que ser alterados. Note, no entanto, que as formas interativas e não interativas são diferentes apenas quando ambas as partes I e D do controlador são usadas. Se usarmos apenas o controlador como um controlador P, PI ou PD, as duas formas são equivalentes.

Åström e Hägglund (2006) expõem a forma série de um controlador PID como

$$U(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{sT_i}\right) (1 + sT_d) \quad (32)$$

onde T_i é o tempo integral e T_d o tempo derivativo. Assim, um controlador PI de forma série é representado por

$$U(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{sT_i}\right) \quad (33)$$

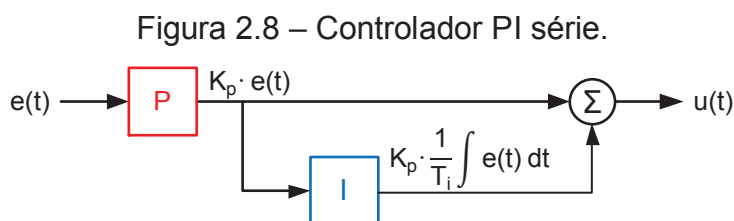
Do mesmo modo, expõem a forma ideal de um controlador PID como

$$U(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{sT_i} + sT_d\right) \quad (34)$$

Assim, um controlador PI de forma ideal é representado por

$$U(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{sT_i}\right) \quad (35)$$

No controlador PI série (Figura 2.8), onde o ganho proporcional multiplica o ganho integral, ocorre um efeito de repetição. O termo repetição indica que a ação proporcional é repetida certa quantidade de vezes por unidade de tempo (FRANCHI, 2013).



Fonte: Adaptado de Franchi (2013, p. 110).

A equação no domínio do tempo que representa um controlador PI série é

$$u(t) = K_p \cdot \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt \right] \quad (36)$$

onde T_i , na forma série, é o tempo integral ou tempo de *reset*, em segundos por repetição. Alguns controladores industriais adotam o termo I_r , como taxa integral ou taxa de *reset* em repetições por segundo, onde $I_r = 1/T_i$.

Deste modo, para realizar a sintonia de controladores, deve-se observar a sua forma. Nos processos industriais ocorrem situações onde, por exemplo, em uma manutenção, necessita-se substituir um controlador danificado por um modelo novo. Neste caso, pode-se utilizar os valores atuais dos parâmetros de sintonia do controlador para ajustar o novo modelo. Porém, o controlador novo pode não ser do mesmo fabricante que o controlador que está sendo substituído. Assim, existe a possibilidade da forma dos dois controladores serem diferentes. Este fato deve ser considerado e uma conversão entre os parâmetros do controlador existente e do novo deve ser realizada, caso contrário o novo controlador ficará dessintonizado.

Conforme apresentado por Campos e Teixeira (2006), a conversão entre a forma série e a forma paralelo pode ser realizada através das relações

$$K_{p_{paralelo}} = K_{p_{serie}} \quad (37)$$

$$T_{i_{paralelo}} = \frac{T_{i_{serie}}}{K_{p_{serie}}} \quad (38)$$

Além disso, o ganho proporcional K_p , comum no meio acadêmico, aparece na maioria dos controladores industriais como banda proporcional, para especificar a ação proporcional do controlador, sendo

$$PB = \left(\frac{1}{K_p} \right) \cdot 100\% \quad (39)$$

onde PB é a banda proporcional em %.

Existem atualmente diversas técnicas para sintonia dos parâmetros de controladores encontradas na literatura. Técnicas como o método de Ziegler-Nichols, de 1942, e o método de Cohen-Coon, de 1953, dentre outras, comumente utilizadas no meio acadêmico não são tão robustas quanto os métodos de Skogestad e Lambda Tuning, os quais são utilizados nesta dissertação (KUMAR et al., 2008).

2.5.1 Método de Skogestad

Skogestad (2003) apresenta regras analíticas para sintonia de controladores PID. Baseia-se nas regras de sintonia de controle por modelo interno (IMC) que tem ampla aceitação industrial. O termo integral é modificado afim de melhorar a rejeição a perturbações em processos integradores. Além disso, ao invés de obter regras diferentes para cada modelo de função de transferência, apresenta uma única regra de sintonia para um modelo de primeira ou de segunda ordem.

No método de Skogestad, os parâmetros do controlador para um processo de primeira ordem com tempo de atraso θ são dados por

$$K_p = \frac{\tau}{K(\tau_c + \theta)} \quad (40)$$

$$T_i = \min\{\tau, 4(\tau_c + \theta)\} \quad (41)$$

$$T_d = 0 \quad (42)$$

onde K é o ganho do processo e τ a constante de tempo. K_p é o ganho proporcional, T_i o tempo integral e T_d o tempo derivativo, para um controlador de forma série.

A constante de tempo desejada em malha fechada, τ_c , pode ser escolhida livremente, tal que $\theta < \tau_c < +\infty$, de forma a se obter um ganho proporcional positivo e diferente de zero. Um pequeno valor de τ_c favorece uma rápida velocidade de resposta e boa rejeição a perturbações, entretanto, deve-se verificar a estabilidade do processo devido ao aumento do ganho proporcional. Um grande valor de τ_c favorece estabilidade, robustez e pequena variação de entrada. Para Skogestad (2003), uma boa escolha é $\tau_c = \theta$, onde tem-se rápida resposta e boa robustez. Campos e Campos (2014) utilizam em um processo de primeira ordem, sem tempo de atraso, $\tau_c = 0,7\tau$.

2.5.2 Método Lambda Tuning

Segundo VanDoren (2013), Lambda Tuning é um método de sintonia baseado em controle por modelo interno (IMC) que utiliza um controlador Proporcional-Integral (PI) com a capacidade de resultar em um controle suave e não oscilatório ao responder a mudanças no valor de referência. Beall (2016) explica que esse método permite determinar o tempo de resposta em malha fechada, denominado lambda λ , e

calcular os parâmetros de sintonia correspondentes para o controlador PI.

Conforme Beall (2016), no método Lambda Tuning os parâmetros do controlador PI para um processo de primeira ordem com tempo de atraso θ são dados por

$$K_p = \frac{\tau}{K(\lambda + \theta)} \quad (43)$$

$$T_i = \tau \quad (44)$$

onde K é o ganho do processo e τ a constante de tempo. K_p é o ganho proporcional e T_i o tempo integral, para um controlador de forma série.

De acordo com Beall (2016), um λ menor produz uma sintonia mais agressiva e um λ maior produz uma sintonia mais estável. O menor λ recomendado é o valor de θ , e o valor de λ recomendado para proporcionar estabilidade é três vezes o maior valor entre θ e τ .

2.6 Otimização

O uso de técnicas de otimização para a solução de problemas permitem obter valores de variância mínima baseados em modelo. A utilização da otimização para obter estes valores de variância mínima não é uma técnica nova, visto que já foi utilizada em alguns tipos de indicadores como, por exemplo, PI ótimo e MPC.

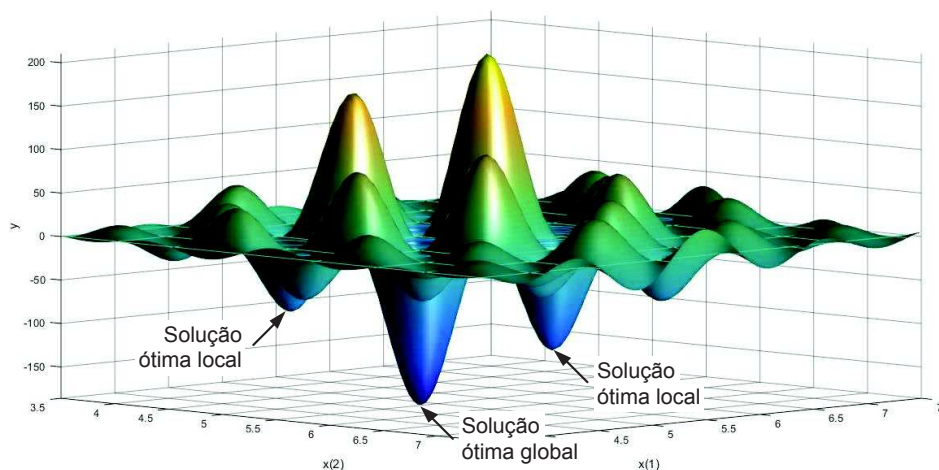
Um problema de otimização consiste em minimizar ou maximizar uma função, considerando as restrições do problema. Em problemas de otimização, trabalha-se com os seguintes termos (CASTRO, 2001):

- Função objetivo – Função que se deseja minimizar ou maximizar, sendo classificada como unidimensional (uma variável) ou multidimensional (mais de uma variável).
- Variáveis de otimização – Alteram-se durante o processo de otimização, sendo classificadas como contínuas, inteiras ou discretas.
- Restrições – Funções de igualdade ou desigualdade que descrevem especificidades do problema.
- Espaço de busca – Espaço que compreende as possíveis soluções do problema de otimização, caracterizado pelas restrições.

- Ponto ótimo – Melhor ponto do espaço de busca determinado pelas variáveis de otimização.
- Valor ótimo – Valor da função objetivo no ponto ótimo.
- Solução ótima – Par ordenado formado pelo ponto ótimo e pelo valor ótimo. A solução ótima pode ser local ou global. Uma solução ótima local é a melhor solução dentro de um conjunto de soluções em uma determinada vizinhança. A solução ótima global é a melhor solução do conjunto de todas as soluções possíveis no espaço de busca.

Na Figura 2.9 apresenta-se um exemplo de espaço de busca de soluções para um problema de minimização de uma função objetivo a duas variáveis, onde apresentam-se soluções ótimas locais e a solução ótima global.

Figura 2.9 – Representação de soluções ótimas locais e global para um problema de minimização de uma função objetivo bidimensional.



Fonte: Elaboração do autor a partir da função `shufcn` do MATLAB.

Nesta pesquisa abordam-se duas técnicas de otimização, Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos.

2.6.1 Método do Gradiente

A busca pela solução ótima em um problema de otimização pelo Método do Gradiente consiste em gerar pontos sucessivos na direção do gradiente da função objetivo (TAHA, 2008).

Estes algoritmos realizam a busca da solução ótima a partir de um ponto inicial e trabalham com informações sobre derivadas. Desta forma, são utilizados em

problemas onde a função objetivo e as restrições são contínuas e têm derivadas contínuas (MATHWORKS, 2016b). Para iniciar a otimização pelo Método do Gradiente é necessário identificar se a função é côncava ou convexa. Uma das condições para a otimização por esse método é a finalização do algoritmo no ponto em que o vetor gradiente torna-se nulo (TAHA, 2008).

O Método do Gradiente, segundo Taha (2008), considerando uma função convexa, é estruturado da seguinte maneira:

1. Define-se um ponto inicial. Quanto mais próximo do ponto de mínimo, melhor o desempenho do algoritmo.
2. Cria-se uma sequência de iterações. Em cada iteração k , o ponto de mínimo x^k é obtido a partir de x^{k-1} , sendo x^0 o ponto inicial.
 - a. Calcula-se a direção de decréscimo, através do vetor gradiente da função objetivo avaliado no ponto anterior ($-\nabla f(x^{k-1})$).
 - b. Escreve-se x^k em função do tamanho de passo α na forma $x^k = x^{k-1} - \alpha \nabla f(x^{k-1})$.
 - c. Substitui-se x^k na função objetivo, obtendo-se uma função $f(\alpha)$.
 - d. Computa-se o gradiente da função $f(\alpha)$ e iguala-se a zero ($\nabla f(x) = 0$), obtendo-se o valor de α .
 - e. Com o valor de α determina-se o ponto x^k através da relação $x^k = x^{k-1} - \alpha \nabla f(x^{k-1})$.
 - f. Calcula-se o valor da função objetivo para este ponto, observando se houve decréscimo em relação ao valor da função objetivo no ponto anterior.
3. O algoritmo finaliza quando algum critério de parada é atingido.

As técnicas baseadas neste método podem ficar presas em soluções ótimas locais. Como exemplo, considera-se o problema de minimização da função definida por

$$f(x) = 1 + \cos(x) \cos(6x), \quad 0 \leq x \leq 3 \quad (45)$$

A função `fmincon` do MATLAB determina o mínimo de uma função objetivo baseando-se no Método do Gradiente. Para o exemplo, tem-se:

- Arquivo da função objetivo

```
function valor_otimo = fobjetivo(x)
valor_otimo = 1+cos(x)*cos(6*x);
```


- Execução do algoritmo `fmincon`

```
[x, fval] = fmincon(@fobjetivo, 2.6, [], [], [], [], 0, 3)
```

- Resultados da execução do algoritmo

```
x = 2.1371
```

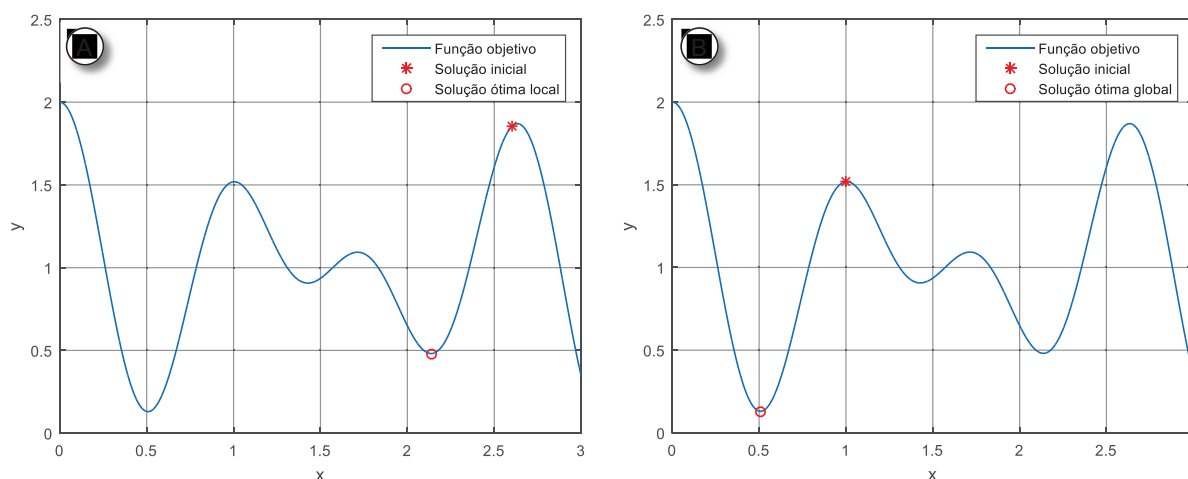
```
fval = 0.4810
```

Na Figura 2.10 (A) observa-se que o algoritmo ficou preso em uma solução ótima local do problema. Alterando o valor inicial de x de 2,6 para 1, observa-se na Figura 2.10 (B) que o algoritmo determina a solução ótima global do problema de minimização da função f , restrita ao intervalo $[0,3]$, obtendo como resultado

```
x = 0.5082
```

```
fval = 0.1301
```

Figura 2.10 – Localização da solução ótima global utilizando o Método do Gradiente com pontos iniciais de busca $x = 2,6$ (A) e $x = 1$ (B).



Fonte: Elaboração do autor.

2.6.2 Algoritmos Genéticos

Os Algoritmos Genéticos (AGs) foram inicialmente desenvolvidos por John Holland, e por seus colegas e estudantes na Universidade de Michigan, que pesquisaram sobre processos adaptativos de sistemas naturais e projetos de *softwares* de sistemas artificiais (GOLDBERG, 1989). Em 1975, John Holland publicou o livro *Adaptation in Natural and Artificial Systems*. Nos anos 80, David Goldberg, aluno de Holland, apresentou a estrutura básica dos Algoritmos Genéticos no livro *Genetic Algorithms in Search, Optimization and Machine Learning*.

Estes algoritmos são utilizados para resolver problemas de otimização,

incluindo problemas em que a função objetivo é descontínua, não diferenciável, estocástica ou altamente não linear (MATHWORKS, 2016e). Por demandarem um tempo de simulação maior que outros métodos, não são indicados para a resolução de problemas mais simples, onde uma solução ótima é encontrada facilmente por métodos determinísticos.

Goldberg (1989) coloca que os AGs são algoritmos de busca baseados na genética e na seleção natural. Em cada geração, os indivíduos mais aptos são utilizados para formar novos indivíduos. Esses algoritmos exploram eficientemente informações históricas sobre os indivíduos para especular sobre novos pontos de busca. Conforme exposto pela MathWorks (2016e, tradução nossa), um algoritmo genético “[...] seleciona indivíduos aleatoriamente da população atual para ser pais e os usa para produzir os filhos da próxima geração. Durante sucessivas gerações, a população ‘evolui’ para uma solução ótima”.

Estes algoritmos diferem de outras técnicas de otimização e de busca nos seguintes aspectos (GOLDBERG, 1989):

- Trabalham com uma codificação binária do conjunto de parâmetros.
- Realizam a busca da solução ótima a partir de uma população de indivíduos ao invés de apenas um indivíduo.
- Não trabalham com informações de derivadas, apenas com a função objetivo (função aptidão).
- Utilizam regras de probabilidade ao invés de regras determinísticas.

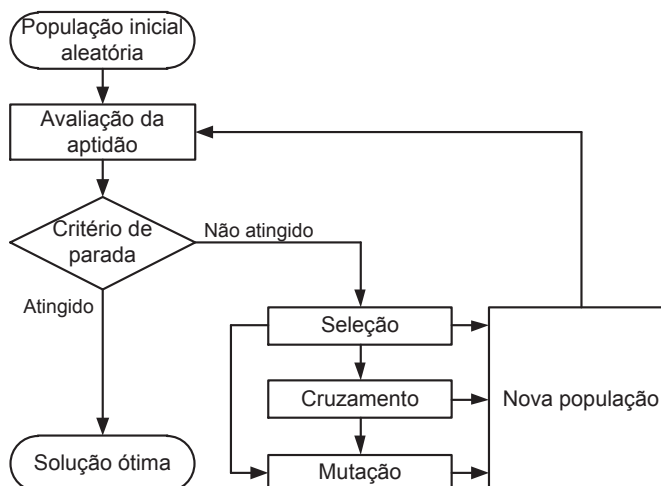
Os AGs são estruturados da seguinte maneira (MATHWORKS, 2016d):

1. Cria-se uma população inicial aleatória.
2. Cria-se uma sequência de novas populações. Em cada geração, o algoritmo utiliza os indivíduos da população atual para criar a próxima população, executando as seguintes etapas:
 - a. Computa-se o valor de aptidão de cada indivíduo da população atual.
 - b. Selecionam-se os indivíduos (pais), com base na sua aptidão.
 - c. Alguns dos indivíduos na população atual que têm os melhores valores de aptidão são escolhidos como elite. Estes indivíduos sobrevivem automaticamente para a próxima geração.
 - d. Produz-se filhos a partir dos pais. Os filhos são produzidos realizando mudanças aleatórias em um dos pais (mutação) ou combinando as entradas

- do vetor de um par de pais (cruzamento).
- e. Substitui-se a população atual com os filhos para formar a próxima geração.
3. O algoritmo finaliza quando algum critério de parada é atingido.

Esta estrutura é representada através do fluxograma da Figura 2.11.

Figura 2.11 – Fluxograma representativo de um Algoritmo Genético.



Fonte: Elaboração do autor.

Os AGs são métodos eficazes, pois não ficam presos em soluções ótimas locais. Um dos fatores que favorece isto, é o fato de que existe uma boa distribuição dos indivíduos das populações ao longo de todo o espaço de busca. Como exemplo, pode-se considerar o problema de minimização da função definida por

$$f(x) = 1 + \cos(x) \cos(6x), \quad 0 \leq x \leq 3 \quad (46)$$

A função `ga` do MATLAB determina o mínimo de uma função aptidão utilizando Algoritmos Genéticos. Para o exemplo, tem-se:

- Arquivo da função aptidão

```
function valor_otimo = fobjetivo(x)
valor_otimo = 1+cos(x)*cos(6*x);
```

- Execução do algoritmo `ga`

```
[x,fval] = ga(@fobjetivo,1,[],[],[],[],0,3)
```

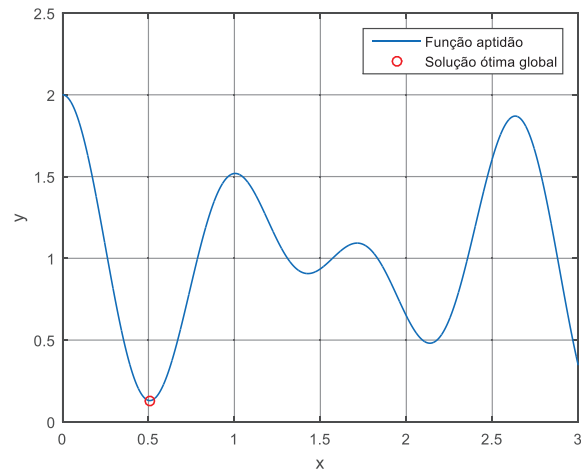
- Resultados da execução do algoritmo

```
x = 0.5082
fval = 0.1301
```

Na Figura 2.12 observa-se que o algoritmo encontrou, de fato, a solução ótima

global do problema de minimização da função f , restrita ao intervalo $[0,3]$.

Figura 2.12 – Localização da solução ótima global utilizando Algoritmos Genéticos.



Fonte: Elaboração do autor.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo apresenta-se alguns acontecimentos históricos relevantes que contribuíram para a evolução do controle de processos industriais e o estado da arte em relação à avaliação do desempenho e sintonia de controladores.

3.1 Síntese da História do Controle

Segundo Bennett (1996), a história do controle pode ser dividida em quatro períodos: início do controle, anterior a 1900, controle pré-clássico, de 1900 a 1940, controle clássico, de 1935 a 1960 e controle moderno, após 1955.

O início do desenvolvimento dos sistemas de controle automático com realimentação é comumente datado em 1788 com o regulador centrífugo de esferas, uma invenção empírica de James Watt, utilizado para controle da velocidade de máquinas a vapor (BENNETT, 1996; BERNSTEIN; BUSHNELL, 2002; BISSELL, 2009; DORF; BISHOP, 2001; OGATA, 2010). Porém, segundo Dorf e Bishop (2001), a Rússia reivindica que o primeiro sistema de controle com realimentação foi o regulador de boia para nível de água, desenvolvido por Ivan Polzunov em 1765.

Mas os registros sobre sistemas de controle de nível são ainda mais remotos. Segundo Bissell (2009, p. 1, tradução nossa), “O controle automático, em particular a aplicação de realimentação, foi fundamental para o desenvolvimento da automação. Suas origens estão no controle de nível, relógios de água, e pneumática/hidráulica do mundo antigo”. Dorf e Bishop (2001) e Bissell (2009) dizem que os primeiros sistemas de controle de nível com realimentação foram reguladores boia desenvolvidos na Grécia entre os anos 300 e 1 a.C. Bennett (1996) e Dorf e Bishop (2001) expõem que no início do primeiro século d.C., o livro *Pneumatica*, de Heron de Alexandria, abordava mecanismos de controle de nível de água utilizando reguladores boia.

Dorf e Bishop (2001) colocam que os controles automáticos eram desenvolvidos de forma empírica, levando por muitas vezes ao aumento das oscilações transitórias e à instabilidade do sistema. Assim, tornou-se indispensável o conhecimento teórico sobre controle. Conforme Bennett (1996), Dorf e Bishop (2001) e Bissell (2009), em 1868 James Clerk Maxwell desenvolveu a primeira teoria matemática para controle descrevendo como obter equações diferenciais lineares para diversos mecanismos reguladores. Em 1880, comenta Strothman (1995), William

Fisher inventou um regulador para manter a pressão constante em bombas de água para combate a incêndio. Finalizando a era do início do controle, em 1885, Albert M. Butz solicitou sua primeira patente de controle de temperatura.

No início do século XX, a utilização de controladores com realimentação cresceu rapidamente. Em 1902 a empresa Tagliabue desenvolveu um controlador de temperatura operado a ar, em 1911 Elmer Sperry desenvolveu um mecanismo automático para navegação utilizando controle PID (Proporcional-Integral-Derivativo) e ajuste de ganho automático e em 1915 a empresa Bristol, atual Foxboro, reivindicou o registro do primeiro controlador e registrador industrial (BENNETT, 1996; STROTHMAN, 1995).

Strothman (1995) aponta que, anterior à década de 1920, as inovações desenvolvidas na área do controle concentraram-se em dispositivos manuais e mecânicos. Na década de 1920, fabricantes de equipamentos para instrumentação desenvolveram controladores pneumáticos e elétricos com realimentação, onde os controladores *on-off* foram amplamente utilizados nos processos industriais.

Durante o século XX ocorreram importantes contribuições para o desenvolvimento da teoria de controle. Bennett (1996) e Ogata (2010) expõe que, em 1922, Nicholas Minorsky utilizou equações diferenciais para demonstrar como a estabilidade pode ser determinada em controladores automáticos e formulou uma lei de controle sobre os três termos PID. Bennett (1996), Ogata (2010) e Britannica (2015) apresentam que, em 1932, Nyquist determinou a estabilidade de sistemas de malha fechada através do desenvolvimento de um teorema que utiliza como base a resposta do sistema em malha aberta, o chamado teorema da estabilidade de Nyquist. Segundo Strothman (1995), Bennett (1996) e Ogata (2010), em 1934, Harold Locke Hazen realizou o primeiro estudo teórico importante sobre servomecanismos. Os trabalhos de Hazen deram início à próxima geração dos sistemas de controle.

Strothman (1995) e Alves (2013) afirmam que até 1940 as plantas industriais foram controladas através de instrumentos mecânicos operados localmente. Ainda segundo Alves (2013), com o aumento da mão de obra nas décadas de 1940 e 1950, o controle automático de processos industriais tornou-se indispensável. Strothman (1995), Ogata (2010) e Alves (2013) narram que, a partir de 1940, o desenvolvimento de instrumentos pneumáticos possibilitou a transmissão de sinais de monitoramento e de controle a distância, dando origem às salas de controle. Strothman (1995), Bennett (1996) e Ogata (2010) apontam que, em 1942, John Ziegler e Nathaniel

Nichols desenvolveram o método de sintonia Ziegler-Nichols para controladores PID.

Segundo Strothman (1995), John Bardeen, Walter Brittain e William Schockley mudaram a indústria de controle de processos com a invenção do transistor em 1947, dando início à era da eletrônica, substituindo controladores pneumáticos das décadas de 1920 e 1940. Bennett (1996) e Ogata (2010) expõem que a partir do final da década de 1950, os projetos dos sistemas de controle passaram a ter ênfase em ser ótimo em algum aspecto relevante e não apenas ser funcional. Conforme Ogata (2010, p. 2), “A teoria clássica de controle, que trata somente de sistemas com uma entrada e uma saída, tornou-se insuficiente para sistemas com múltiplas entradas e saídas.”

Ao final da era do controle clássico, conforme apontado por Strothman (1995), M. V. Long e E. G. Holzmann descreveram em 1953 aplicações para computadores em processos petrolíferos e químicos, o que atualmente é conhecido como controle supervisório, e em 1954 o primeiro sistema computadorizado foi aplicado.

Strothman (1995) traz que, no final da década de 1950, Richard Bellman iniciou o desenvolvimento da teoria de controle ótimo, procurando formular problemas de otimização determinísticos que poderiam ser resolvidos utilizando programação dinâmica. Entre as décadas de 1960 e 1980, o controle ótimo para controle de processos determinísticos e estocásticos foi vastamente pesquisado (OGATA, 2010).

Conforme Strothman (1995), em 1968 foram idealizados os atuais controladores lógicos programáveis (CLP), sendo os primeiros testes aplicados a controle de processos em 1969. Nas décadas de 1970 e 1980 os sistemas de controle passaram a ser digitais e as teorias de controle evoluíram. Alves (2013) aponta que, na mesma época, métodos para identificação, otimização e controle avançado de processos foram desenvolvidos. Em 1974, informa Strothman (1995), diversas empresas desenvolveram CLPs mais avançados. Além disso, em 1979 surgiu o sistema digital de controle distribuído (DCS).

Durante a década seguinte, expõe Strothman (1995), a empresa Leeds & Northrup apresentou o primeiro controlador automático com auto *tuning*, ou seja, auto sintonia, em 1981. Em 1987, a Foxboro apresentou o primeiro controlador a utilizar a tecnologia de inteligência artificial. Alves (2013) coloca que, a partir de 1990, sistemas de inteligência artificial, tais como sistemas especialistas, lógica difusa (*fuzzy*) e redes neurais foram aplicados ao controle de processos.

Nos últimos vinte anos, diversos fabricantes têm desenvolvido equipamentos voltados à área de controle de processos. Estes equipamentos têm evoluído

acompanhando os avanços da eletrônica, chegando na era da indústria 4.0. Conforme Lüders (2015), “A chamada indústria 4.0 será cada vez mais automatizada e controlada por robôs. Máquinas dotadas de sensores conseguirão comunicar-se entre si – e tornar o processo produtivo cada vez mais eficiente.” Paralelamente a isto, nos últimos anos, pesquisas têm sido realizadas visando a avaliação do desempenho de controladores industriais, procurando atender as necessidades das indústrias.

3.2 Sintonia de Malhas de Controle de Nível

Os controladores PID têm sido utilizados para controle industrial há muito tempo, e seu uso generalizado na indústria pode ser atribuído à sua simplicidade e facilidade de ressonância, mesmo quando em funcionamento, expõem Bansal et al. (2012). Nesta seção são apresentadas as contribuições de alguns pesquisadores, ocorridas em um período que abrange as últimas duas décadas, no que diz respeito à sintonia de malhas de controle de nível e metodologias baseadas em técnicas de otimização.

No final da década de 1990, Kelly (1998) relata que nem sempre o controle de nível em um tanque necessita ser preciso, e desta forma é possível utilizar a capacidade do tanque para absorver as perturbações minimizando a variância da vazão de saída a jusante do processo. Expõe também que muitos artigos já foram escritos abordando este tema, tanto no meio acadêmico, citando Cheung e Luyben (1980), McDonald e McAvoy (1986), Tyreus e Luyben (1992), Ye et al. (1995), quanto no meio industrial, citando Cutler (1982), Chien e Fruehauf (1990), Friedman (1994), Korchinski (1995). Kelly (1998) apresenta uma técnica para determinar os parâmetros de controladores PI para sistemas não autorregulatórios com tempo de atraso. A técnica visa conseguir a menor variância possível na vazão de saída. Utiliza como base dados históricos para estimar o ganho do processo e o tempo de atraso. Para isto, primeiramente o autor demonstra como identificar as características do sistema, assumindo que a vazão de entrada não é medida, sendo estimada através do modelo média móvel integrada (IMA), também denominado modelo de ruído *random-walk*. Após determinar as expressões algébricas que representam a variância do nível e a variância da vazão de saída, formula o problema de controle utilizando otimização para determinar os valores dos parâmetros ótimos do controlador PI. O problema de otimização formulado considera como função objetivo a minimização da

vazão de saída. A otimização foi desenvolvida utilizando programação quadrática sequencial, disponível no MATLAB. Kelly (1998) apresenta os resultados obtidos pela técnica proposta utilizando como estudo de caso um tanque de compensação industrial, demonstrando como um controlador PI existente pode ser modificado para se alcançar menor variância na vazão de saída, reduzindo as perturbações a jusante do processo. Sendo que o autor trata sobre o objetivo de controle nível médio, e não nível preciso, considera que ao utilizar a capacidade disponível do tanque, pode-se efetivamente dessintonizar o controlador PI a fim de minimizar a variância na vazão de saída.

Foley et al. (2000) apresentam uma solução utilizando controle linear quadrático (LQ) para a resolução do problema de controle de nível médio. Mostram que, apesar da lei geral do controle LQ utilizar a resolução de equações Diofantinas, para os modelos de processo geralmente encontrados no controle de nível a estrutura do regulador ótimo é idêntica à estrutura de um controlador proporcional-integral com um filtro específico em série. Além disso, os autores comentam que o controle apenas proporcional (P) apresenta um desempenho aquém do desejado tanto na presença de perturbações pequenas quanto grandes. Porém, controladores de faixa ampla e PI de faixa dividida agem de forma lenta em perturbações pequenas e de forma rápida em perturbações grandes, mas sem a certeza de obter um controle ótimo e de respeitar as restrições do processo.

Skogestad (2003) propõe um procedimento em duas etapas para a sintonia de controladores PID através de regras analíticas. Como primeira etapa, orienta à obtenção de um modelo aproximado de primeira ou de segunda ordem a partir do modelo original do processo. Como segunda etapa, o autor utiliza as regras de sintonia de controle por modelo interno (IMC), que tem ampla aceitação no meio industrial, para determinar os valores dos parâmetros PI ou PID. O autor propõe uma modificação no termo integral para melhorar a rejeição de perturbações para processos não autorregulatórios, denominando a técnica de SIMC (*Simple control* ou Skogestad IMC). Apresenta equações simples para determinar os parâmetros P, I e D para seis modelos típicos de processo, entre eles: processo de primeira ordem, processo de segunda ordem e processo integrador, onde há um único parâmetro a ser definido pelo usuário, a constante de tempo desejada em malha fechada.

Huang, Y. et al. (2006) propõem uma estratégia de controle adaptativo para o nível do tambor da caldeira de uma usina. Os autores utilizam o método de mínimos

quadrados para identificação da planta e, em seguida, Algoritmos Genéticos para determinar os parâmetros do controlador. Neste estudo de caso, os autores consideram três variáveis do processo, as entradas vazão de água e vazão de vapor e a saída nível do tambor, que são medidas e enviadas para o estimador de parâmetros do processo. Os autores explicam que com base na estimação dos parâmetros do processo, realizada em tempo real, o otimizador, através de Algoritmos Genéticos, ajusta os parâmetros do controlador PID para se adaptar às mudanças do processo. Através de simulação em MATLAB concluem que a estratégia de sintonia do controlador com Algoritmos Genéticos é capaz de rejeitar os distúrbios endógenos e exógenos de forma mais eficaz e rápida, tendo melhor capacidade de auto-adaptação e robustez, quando comparada com o controlador PID de parâmetros fixos.

Kumar et al. (2008) propõem o uso de Algoritmos Genéticos para melhorar o desempenho de um biorreator, comparando os resultados como os obtidos quando utilizados os métodos Ziegler-Nichols e Skogestad. As comparações realizadas através de simulações em MATLAB consideraram as condições estado estacionário, alteração do valor de referência, rejeição de perturbação e robustez. O desempenho relacionado às condições de estado estacionário apresentadas pelos autores demonstram que o controlador sintonizado utilizando Algoritmos Genéticos apresenta menores *overshoot* e *undershoot*, com o mesmo tempo de acomodação, que utilizando o método Ziegler-Nichols e apresenta menor tempo de acomodação que utilizando o método Skogestad. Em relação aos efeitos na alteração do valor de referência e para rejeição de perturbação, os autores afirmam que a sintonia com Algoritmos Genéticos mostrou-se melhor. Em relação à robustez, Kumar et al. (2008) apresentam que a estabilidade do controlador sintonizado com o método Skogestad é muito boa, porém é muito lenta. O controlador sintonizado com Algoritmos Genéticos apresenta maior estabilidade que o sintonizado com o método Ziegler-Nichols e maior agilidade que o sintonizado com o método Skogestad. Os autores concluem seu trabalho afirmando que a utilização de Algoritmos Genéticos fornece a sintonia PID ideal, superando os métodos Ziegler-Nichols e Skogestad quando analisados o *overshoot*, o *undershoot*, o tempo de acomodação, a alteração do valor de referência, a rejeição de perturbação e a robustez. Concluem também que o biorreator apresentou melhora considerável em seu desempenho e que a sintonia utilizando Algoritmos Genéticos pode ser considerada como uma metodologia de controle melhor para alcançar um desempenho aprimorado de um processo. Finalizam

comentando que uma melhoria na metodologia poderia ser feita projetando um controlador adaptativo em tempo real baseado em Algoritmos Genéticos.

Bansal et al. (2012) apresentam uma revisão sobre técnicas clássicas e sobre técnicas de otimização para sintonia de controladores PID, com o objetivo de disponibilizar informações abrangentes para profissionais da área. Conforme os autores, as técnicas clássicas fazem suposições sobre a planta com base em modelos gerais e sobre o resultado desejado, obtendo de forma gráfica ou analítica as características do processo determinando os valores dos parâmetros do controlador. Estas técnicas são de implementação simples, porém as suposições sobre a planta acarretam na necessidade de uma sintonia adicional dos parâmetros do controlador durante os testes práticos. Citam como exemplos de técnicas clássicas o método Ziegler-Nichols e o método Cohen-Coon. As técnicas denominadas computacionais ou de otimização são utilizadas para ajuste dos parâmetros de um controlador PID através da minimização de uma função objetivo. Além disso, modelam o processo e comparam as saídas para verificar se há existência de variações no processo. Bansal et al. (2012) apresentam algumas destas técnicas, entre elas os métodos Algoritmos Imunes, Colônia de Formigas, Algoritmos Genéticos e Simulated Annealing. Por fim, os autores afirmam que há uma grande quantidade de técnicas para sintonia dos parâmetros de controladores PID e que análises comparativas já foram realizadas, porém um estudo comparativo abrangente destas técnicas, testadas simultaneamente em diferentes condições, ainda precisa ser conduzido para avaliar o seu desempenho comparativo em uma plataforma comum.

Selvaraj e Nirmalkumar (2015) utilizam o método Ziegler-Nichols para sintonizar o controlador PI de um tanque de água esférico, com objetivo de controle nível preciso, e comparam os resultados com os obtidos utilizando otimização através de Algoritmos Genéticos em tempo real. Os autores explicam que no método em tempo real, os parâmetros do controlador PI são alterados dinamicamente enquanto o processo está em execução e o desempenho é analisado em tempo real. Os testes foram realizados de forma experimental, alterando sequencialmente o valor de referência para verificar o comportamento servo e alterando a vazão de saída para verificar o comportamento regulatório. Segundo os autores, a utilização de Algoritmos Genéticos em tempo real apresenta melhores resultados que o método Ziegler-Nichols, tanto para o comportamento servo quanto para o comportamento regulatório. Para um resultado satisfatório no controle do tanque esférico com o método Ziegler-Nichols, foram

necessários mais de quarenta conjuntos de parâmetros PI para controlar o nível do tanque em tempo real, tornando-se difícil de realizar. Com apenas quatro conjuntos, as respostas apresentaram-se oscilatórias para a maioria dos testes servo e regulatório. Com o método de ajuste que utiliza Algoritmos Genéticos em tempo real, os resultados foram satisfatórios para a maioria dos testes servo e regulatório. Selvaraj e Nirmalkumar (2015) finalizam afirmando que o método proposto pode ser adaptado para controle de nível em tanques lineares e não lineares e o algoritmo pode ser facilmente implementado através de controladores avançados usados por indústrias como Controladores Lógicos Programáveis e Sistemas de Controle Distribuídos.

Nos trabalhos apresentados observa-se que o uso de técnicas de otimização para sintonia de malhas de controle de nível resultam em melhores resultados que outras técnicas comparadas. Um resumo das contribuições fornecidas nas pesquisas destes autores é apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Algumas pesquisas que contribuíram para a sintonia de malhas de controle de nível nas últimas duas décadas.

<i>Autor/Ano</i>	<i>Contribuição</i>	<i>Técnica</i>	<i>Aplicação</i>
Kelly (1998)	Utiliza otimização para determinar os parâmetros de controladores PI para controle de nível médio.	Programação quadrática sequencial	Tanque de compensação
Foley et al. (2000)	Utilizam controle linear quadrático para a resolução do problema de controle de nível médio.	Controle linear quadrático	Tanque de compensação
Skogestad (2003)	Propõe um método de sintonia de controladores PID onde o usuário necessita definir apenas a constante de tempo em malha fechada.	Controle por modelo interno modificado	Seis modelos típicos de processo
Huang, Y. et al. (2006)	Utilizam otimização para determinar os parâmetros do controlador PID para controle de nível.	Algoritmos Genéticos	Tambor de caldeira
Kumar et al. (2008)	Utilizam Algoritmos Genéticos para sintonia de um controlador PID, comparando com o método Ziegler-Nichols e Skogestad.	Algoritmos Genéticos	Biorreator
Bansal et al. (2012)	Apresentam uma revisão sobre técnicas clássicas e sobre técnicas de otimização para sintonia de controladores PID.	Clássicas e de otimização	---
Selvaraj e Nirmalkumar (2015)	Utilizam Algoritmos Genéticos para sintonia de um controlador PI, comparando com o método Ziegler-Nichols.	Algoritmos Genéticos	Tanque esférico

Fonte: Elaboração do autor.

A partir dos trabalhos estudados, utiliza-se para o desenvolvimento desta pesquisa técnicas tradicionais e técnicas computacionais para sintonia do controlador PI, as quais são comparadas. Como técnicas tradicionais de sintonia são utilizados os métodos Skogestad e Lambda Tuning e como técnicas computacionais são utilizados o Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos. Os testes são realizados em ambiente de simulação MATLAB.

3.3 Auditoria de Malhas de Controle de Nível

O início da história da avaliação do desempenho de controladores de processo é relativamente recente, ao menos em pesquisas científicas acadêmicas, quando comparada à história do controle (KEMPF, 2003). Ao longo das últimas décadas, técnicas para avaliação do desempenho de controladores foram desenvolvidas. Estas técnicas de avaliação de desempenho podem ser classificadas como técnicas determinísticas e técnicas estocásticas. Conforme apresentado por Mejía (2008), o primeiro grupo, as técnicas determinísticas, comumente são baseadas em um valor de erro, e foram bastante utilizadas nas primeiras décadas de desenvolvimento dos sistemas de controle industrial. O segundo grupo, as técnicas estocásticas, avaliam o desempenho com base em um padrão referencial (*benchmark*). Ao longo das últimas décadas surgiram diversas propostas de indicadores estocásticos para avaliação do desempenho de controladores de processo, tais como os apresentados por Harris (1989) e Hugo (2001), entre outros. Quanto ao controle do nível em processos industriais, podem haver dois objetivos de controle distintos. Para o objetivo de controle nível preciso, a variável a ser avaliada é a variável de processo. Para o objetivo de controle nível médio, a variável a ser avaliada é a variável manipulada (LONGHI, 2017).

Conforme exposto por Jelali (2006), o monitoramento e a avaliação do desempenho de controle é importante para manter o comportamento operacional eficiente de sistemas de automação em unidades de produção, sendo um campo de pesquisa que iniciou com o estudo de Harris (1989). Nesta seção, apresenta-se uma revisão bibliográfica sobre avaliação do desempenho de controle em aplicações industriais nas últimas três décadas, ou seja, desde a abordagem sobre avaliação do desempenho em malha fechada realizada por Harris (1989) até os dias atuais.

Com base na teoria do controle de variância mínima (MVC) estabelecida por

Åström (1970) e por Box e Jenkins (1970), e com base na utilização desta teoria por DeVries e Wu (1978) para avaliação de desempenho, Harris (1989) sugere um índice de avaliação de desempenho baseado em variância mínima (MV), descrevendo em seu trabalho uma técnica, que considera muito simples, para determinar o melhor desempenho de controle teórico possível. O *benchmark* variância mínima pode ser estimado a partir de dados operacionais rotineiros da planta sem a necessidade de experimentos adicionais, desde que o tempo de atraso seja conhecido.

Hugo (2001) expõe o cenário da época onde estima-se que 66% a 80% dos controladores de processos industriais apresentam problemas de desempenho. Estes controladores, em sua maioria, utilizam algoritmos PID, mas podem ser baseados também em modelos avançados. Comenta ainda que a manutenção manual das malhas de controle pode ser negligenciada por longos períodos, sendo adequada a sua automação. Afirma que, durante a década de 1990, a avaliação do desempenho de controladores foi uma área de pesquisa ativa e que foram desenvolvidos vários algoritmos avançados disponíveis em pacotes de *softwares* comerciais para auxiliar na manutenção das malhas de controle. Explica que a avaliação do desempenho de controladores em geral envolve uma comparação do desempenho atual de controle com algum padrão. Em seu trabalho, Hugo (2001) explora a avaliação de desempenho de tanques de compensação, sobre o qual afirma que utiliza um controle diferente dos demais processos e, por consequência, necessita de uma técnica de avaliação diferente. Apresenta que um índice de avaliação de desempenho confiável para estes tipos de processo é baseado na comparação da variância do nível atual com a variância do nível que seria obtida se um controlador de nível ótimo fosse aplicado ao processo, onde o controlador de nível ótimo é um otimizador não linear com restrições, que tem como objetivo minimizar a variância da vazão de saída.

Horton et al. (2003) apresentam um índice de avaliação de desempenho, denominado índice de desempenho de suavização de fluxo, para tanques de compensação onde o objetivo de controle é minimizar a variância da vazão de saída. Avaliam malhas de controle de plantas piloto e de plantas industriais utilizando o índice de desempenho de suavização de fluxo, onde a variância ótima é determinada utilizando LQG, PI ótimo e MPC PI. Os resultados encontrados são comparados a um índice de desempenho de horizonte estendido. Os dois índices utilizados são normalizados de forma que um indique um controlador perfeito e zero indique um controlador instável. A avaliação é realizada considerando oito sistemas, entre eles:

um tanque de água cilíndrico, um separador de gasolina e uma torre gás óleo. Com base nos resultados obtidos, os autores recomendam como padrão referencial para o índice de desempenho de suavização de fluxo o PI ótimo, o qual apresentou melhores resultados quando comparado ao MPC PI. O padrão referencial LQG, por sua vez, apresenta a desvantagem de que sua aplicação não é suportada pela maioria dos sistemas DCS comerciais. Por fim, o índice de desempenho de fluxo suavizado proposto mostrou ser mais confiável do que o índice de desempenho de horizonte estendido, pois não existe nenhuma relação clara entre o comprimento do horizonte e a mínima variância de vazão de saída alcançável. O índice de fluxo suavizado, por outro lado, é uma medida direta da variação da vazão de saída, que é de preocupação primordial no objetivo de controle nível médio.

Jelali (2006) apresenta uma visão geral da tecnologia de avaliação de desempenho do controle. Aponta que o critério mais difundido para avaliação de desempenho é a variância, particularmente para o controle regulatório. Ressalta que a adoção do controlador de variância mínima como *benchmark* não implica que ele deve ser a meta que o controle existente deve atingir, ou que é possível de implementar. O autor expõe versões modificadas ou estendidas do índice de Harris, apresentadas por alguns pesquisadores durante a década de 1990, que incluem especificações de projeto do usuário, levando a índices de desempenho mais realistas, denominados *benchmarks* especificados pelo usuário. Jelali (2006) apresenta ainda que mais de 90% dos controladores industriais são do tipo PID e que, ao contrário dos controladores de variância mínima, possuem restrições de ordem, estrutura e ação. Portanto, devem ser utilizados indicadores de desempenho realistas para a sua avaliação. O interesse está em determinar como está o desempenho atual do controlador em relação ao seu melhor desempenho possível. O autor conclui que, geralmente, *benchmarks* mais sofisticados e realistas requerem mais conhecimento prévio e dados do processo, e que necessitam maior esforço computacional. Em contrapartida, os *benchmarks* baseados em dados históricos, sem a identificação do modelo, são a abordagem mais fácil, mas são muito subjetivos e podem ser enganosos. Em seu trabalho, Jelali (2006) apresenta também alguns métodos para melhorar o desempenho do controle, entre os quais está a resintonia dos parâmetros dos controladores. Comenta que, nas indústrias de processo, métodos de sintonia como o Lambda Tuning e o IMC são altamente recomendados. No entanto, o tipo de método de ajuste depende do objetivo de controle específico, podendo ser servo e/ou

regulatório. Quando o controlador deve ser sintonizado principalmente para rejeitar perturbações, outros métodos como o de Skogestad podem ser mais indicados.

Liu et al. (2011) avaliam o desempenho de malhas de controle utilizando *benchmarks* definidos pelo usuário. Os autores expõem que para avaliar o desempenho do controlador de um processo industrial é necessário um *benchmark*, o qual pode ser um controle de variância mínima ou uma trajetória de resposta em malha fechada especificada pelo usuário. Comentam que o controle de variância mínima raramente é implementado na prática devido à suas ações excessivas e à sua falta de robustez. Apontam que a trajetória de resposta em malha fechada especificada pelo usuário, também denominada resposta em malha fechada estruturada, é uma referência mais prática que o controle de variância mínima, mas deve obedecer certas restrições e não pode ser determinada de forma arbitrária. Liu et al. (2011) determinam as respostas de malha fechada estruturada substituindo a parte dependente de realimentação da resposta em malha fechada por respostas especificadas pelo usuário com requisitos de desempenho que incluem, por exemplo, limite superior de variância e amplitude de pico, sendo assim um problema multiobjetivo. Para demonstrar a validade do *benchmark* proposto, um processo contínuo composto por um tanque de aquecimento de água por vapor com agitador é utilizado como estudo de caso, sendo avaliado o desempenho do controlador com base no *benchmark* proposto, onde são controlados o nível de água dentro do tanque e a temperatura da água de saída através de um controlador PID.

Zhang e Hu (2012) tratam da avaliação de desempenho do sistema de controle de nível de água do gerador de vapor de uma usina nuclear. Argumentam que este controle está sendo cada vez mais considerado um ativo que deve ser mantido, mas que sua avaliação de desempenho ainda é um problema em aberto, pois poucos trabalhos direcionados a centrais nucleares foram desenvolvidos. Os autores desenvolvem um método de avaliação de desempenho utilizando o *benchmark* variância mínima, mas destacam que o uso do controlador de variância mínima como *benchmark* não implica que ele deve ser a meta que o controle existente deve atingir. Destacam também que a implementação do controlador de variância mínima não é recomendada na prática devido à sua fraca robustez e à sua ação de controle excessiva. Por outro lado, define um limite de desempenho para qualquer tipo de controlador no que se refere à variação da variável de interesse. A solução do problema de avaliação de desempenho do controlador de nível de água do gerador

de vapor é baseada em dois controladores PI. Por fim, os autores demonstram a eficácia do método proposto, testado em um modelo linearizado aproximado considerando vários níveis de potência, através de dados numéricos. Concluem apontando que trabalhos futuros podem incluir a aplicação da metodologia desenvolvida a casos práticos mais realistas e à identificação de processos, sendo necessário aprofundar a compreensão da avaliação do desempenho de sistemas de controle do nível de água do gerador de vapor, através de estudos teóricos e de experimentos.

Bauer et al. (2016) comentam que a variância é uma métrica óbvia como índice de avaliação de desempenho, pois muitos engenheiros comparam o antes, onde há uma variável flutuante, e o depois, onde há uma variável estabilizada. Expõem também que o foco na avaliação das malhas de controle deve-se ao fato de que estudos indicam que os controladores industriais estavam apresentando desempenho insatisfatório em relação ao esperado. A partir disso, a avaliação de desempenho tem sido uma área de pesquisa desenvolvida em cooperação com a indústria. Bauer et al. (2016) realizaram uma pesquisa com sessenta e nove especialistas em engenharia de controle, de vários países, sendo a maioria oriundos de indústrias químicas ou de petróleo e gás, e com média de quatorze anos de experiência na área. Conforme a pesquisa realizada, em torno de 60% dos profissionais entrevistados já utilizaram ferramentas para monitoramento do desempenho de malhas de controle, porém na maioria das indústrias estas ferramentas estão presentes a menos de dez anos. Baseados nesta pesquisa, os autores expõem que: quanto mais simples o método, maior a quantidade de profissionais que os acham útil; as técnicas baseadas em índices algorítmicos, em modelos e em variância mínima são desconhecidas por cerca de 25% dos entrevistados; o impacto que os índices de variação mínima, em particular o índice de Harris, causaram na comunidade acadêmica não é refletido na comunidade industrial; as categorias mais utilizadas são as estatísticas do modo de operação e estatísticas básicas, e as menos utilizadas são técnicas de variância mínima e estatísticas avançadas. A maior parte dos profissionais entrevistados percebe os benefícios na aplicação de métodos para monitoramento do desempenho de malhas de controle em seus processos industriais e estão razoavelmente satisfeitos com as ferramentas atuais. Porém, aparentemente há um potencial de melhoria, pois alguns entrevistados não estão satisfeitos. Este fato pode ser devido à ferramenta específica que estes entrevistados estão usando, mas o mais provável é

por ainda haver oportunidades de pesquisa. Com o trabalho de Bauer et al. (2016) evidencia-se que há um conhecimento considerável sobre desempenho de controle presente em muitas indústrias de processo.

Nos trabalhos apresentados observa-se que apesar das pesquisas sobre avaliação do desempenho de controladores terem iniciado há aproximadamente três décadas, ainda é uma área em aberto. Um resumo das contribuições fornecidas nas pesquisas destes autores é apresentado na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Algumas pesquisas que contribuíram para a avaliação do desempenho de controladores de nível nas últimas três décadas.

Autor/Ano	Contribuição
Harris (1989)	Utiliza controle de variância mínima para avaliação de desempenho.
Hugo (2001)	Explora a avaliação de desempenho de tanques de compensação considerando a variância ótima da variável de interesse.
Horton et al. (2003)	Exploram a avaliação de desempenho de tanques de compensação considerando a variância ótima da variável de interesse.
Jelali (2006)	Apresenta uma revisão sobre a tecnologia da avaliação de desempenho.
Liu et al. (2011)	Utilizam <i>benchmarks</i> definidos pelo usuário para avaliação de desempenho.
Zhang e Hu (2012)	Utilizam controle de variância mínima para avaliação de desempenho.
Bauer et al. (2016)	Realizam uma pesquisa sobre avaliação de desempenho com especialistas em engenharia de controle de vários países.

Fonte: Elaboração do autor.

Na última década, indicadores para avaliação do desempenho de malhas de controle onde a variável de interesse é a variável manipulada têm sido implementados em sistemas de suporte à decisão, porém os indicadores utilizados não são abertamente divulgados por se tratarem de *softwares* comerciais. São exemplos de sistemas de suporte à decisão o PlantTriage, da Metso ExperTune, o TriCLPM, da Trisolutions, e o Loop Scout, da Honeywell.

A partir dos trabalhos estudados, utiliza-se para o desenvolvimento desta pesquisa um *benchmark* definido pelo usuário, considerando a variância ótima da variável de interesse.

4 DESENVOLVIMENTO

Neste capítulo apresenta-se a metodologia proposta para avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível e um estudo de caso para um processo de nível autorregulatório.

4.1 Metodologia

Na Figura 4.1 apresenta-se um fluxograma com a metodologia proposta para avaliação do desempenho e sintonia de controladores para nível preciso e para nível médio, considerando o tipo de regulação do processo, as especificações da planta, a modelagem e simulação adotadas para parametrização do controlador, a formulação e resolução do problema de otimização, e a avaliação de desempenho do controlador. O fluxograma apresenta quatro entradas, podendo-se iniciar em qualquer uma delas, relacionadas à regulação do processo, ao modelo de perturbação e ao objetivo de controle. Como saída, apresenta três opções de tomada de decisão com relação aos parâmetros K_p e T_i do controlador.

Uma das etapas da metodologia consiste em determinar se o tipo de regulação do processo é conhecido. Em caso afirmativo, obtém-se o modelo do processo. Em caso negativo, verifica-se se é possível aplicar o teste ao degrau afim de identificar se o processo é autorregulatório ou não autorregulatório. Se for possível, aplica-se o teste e, posteriormente, obtém-se o modelo do processo. Se não for possível, analisa-se o diagrama P&I, desenvolve-se um projeto de identificação via mínimos quadrados e obtém-se o modelo do processo.

Quanto ao modelo de perturbação na vazão de entrada, verifica-se se este é conhecido. Em caso afirmativo, obtém-se o modelo de perturbação. Em caso negativo, analisa-se o histórico dos dados da planta real e estima-se o modelo de perturbação.

A partir do modelo do processo, do modelo de perturbação e de outras especificações da planta, parte-se para a simulação do modelo completo.

É necessário identificar qual o objetivo de controle a fim de determinar o problema de otimização para avaliação do desempenho e sintonia do controlador. No caso do objetivo nível preciso, define-se a função objetivo, que consiste em minimizar

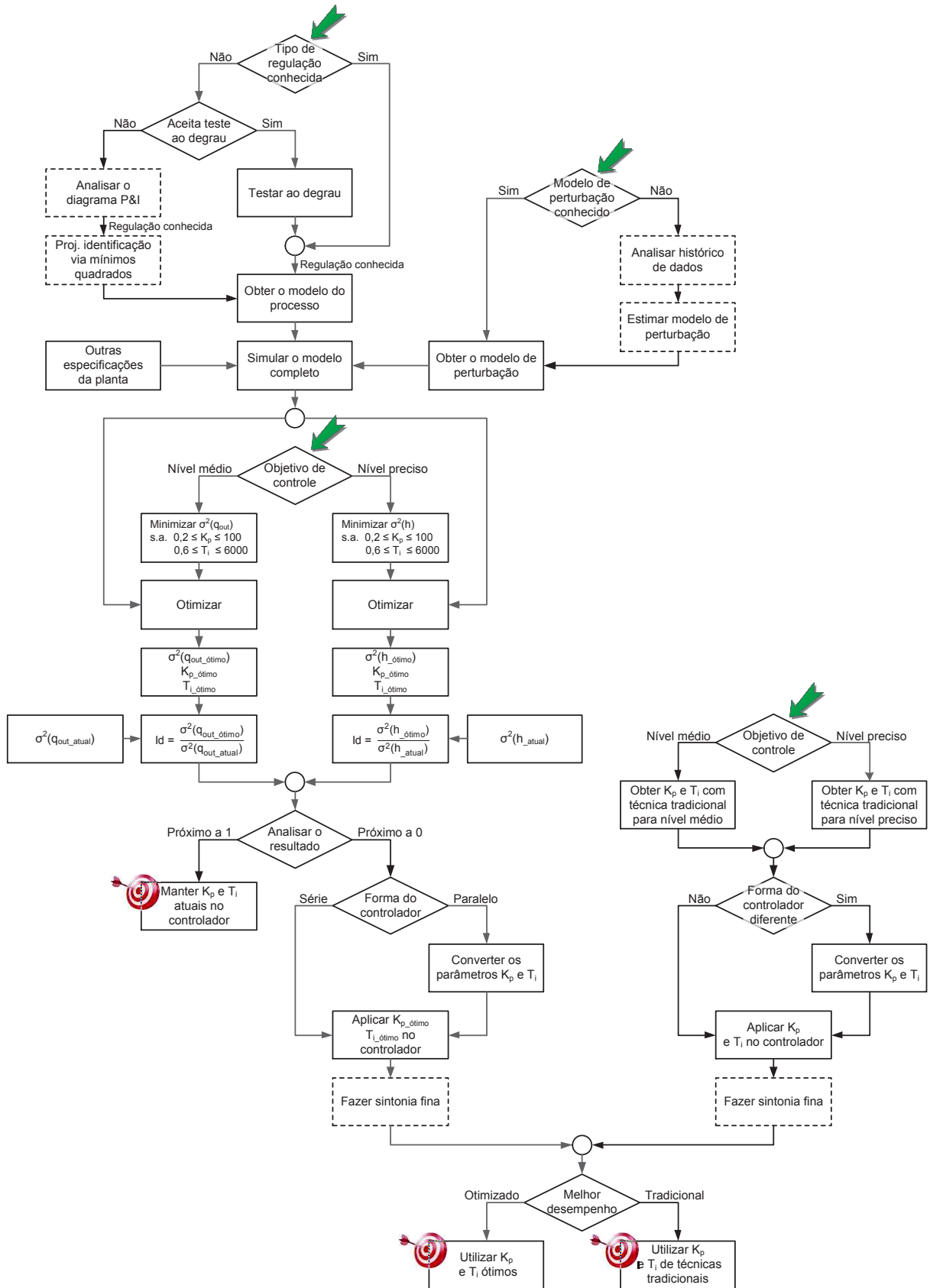
a variância do nível, e as restrições para os parâmetros do controlador. Na sequência, resolve-se o problema de otimização utilizando a função objetivo, as restrições do problema e a simulação do modelo completo da planta. Como resultado tem-se os parâmetros ótimos do controlador e, conseqüentemente, a variância do nível minimizada ($\sigma^2(h_{\acute{o}timo})$). A partir desta variância e da variância do nível existente na planta real ($\sigma^2(h_{\acute{a}tual})$), calcula-se o índice de desempenho do controlador. Para o objetivo nível médio o procedimento é o mesmo, sendo que a função objetivo consiste em minimizar a variância da vazão de saída. A partir da variância da vazão de saída minimizada ($\sigma^2(q_{out_{\acute{o}timo}})$) e da variância da vazão de saída existente na planta real ($\sigma^2(q_{out_{\acute{a}tual}})$), calcula-se o índice de desempenho do controlador.

O índice de avaliação de desempenho apresenta-se como um valor entre zero e um, onde a proximidade com zero indica pior desempenho e a proximidade com um indica melhor desempenho do controle. No caso da proximidade com um, mantêm-se os parâmetros atuais do controlador instalado na planta real. No caso da proximidade com zero, observa-se a forma do controlador, que pode ser série ou paralelo. Se for série, aplicam-se no controlador os parâmetros K_p e T_i encontrados através da otimização. Se for paralelo, converte-se os parâmetros encontrados e, em seguida, aplicam-se estes parâmetros no controlador. Faz-se então, se necessário, uma sintonia fina destes parâmetros.

Os parâmetros do controlador também podem ser obtidos através de técnicas tradicionais específicas para nível preciso ou para nível médio. Em ambos os casos, observa-se a forma do controlador da planta real. Se os parâmetros teóricos encontrados forem para um controlador de mesma forma que o controlador da planta, aplicam-se os mesmos no controlador. Se os parâmetros teóricos encontrados forem para um controlador de forma diferente que a forma do controlador da planta, convertem-se os parâmetros e, em seguida, aplicam-se estes no controlador. Faz-se então, se necessário, uma sintonia fina destes parâmetros.

Obtidos os parâmetros K_p e T_i do controlador por otimização e por técnica tradicional, analisa-se quais produzem o melhor desempenho e decide-se por utilizá-los na planta real.

Figura 4.1 – Fluxograma da metodologia proposta para avaliação do desempenho e sintonia de controladores para nível preciso e para nível médio.



Fonte: Elaboração do autor.

4.2 Aplicação da Metodologia em um Processo de Nível Autorregulatório

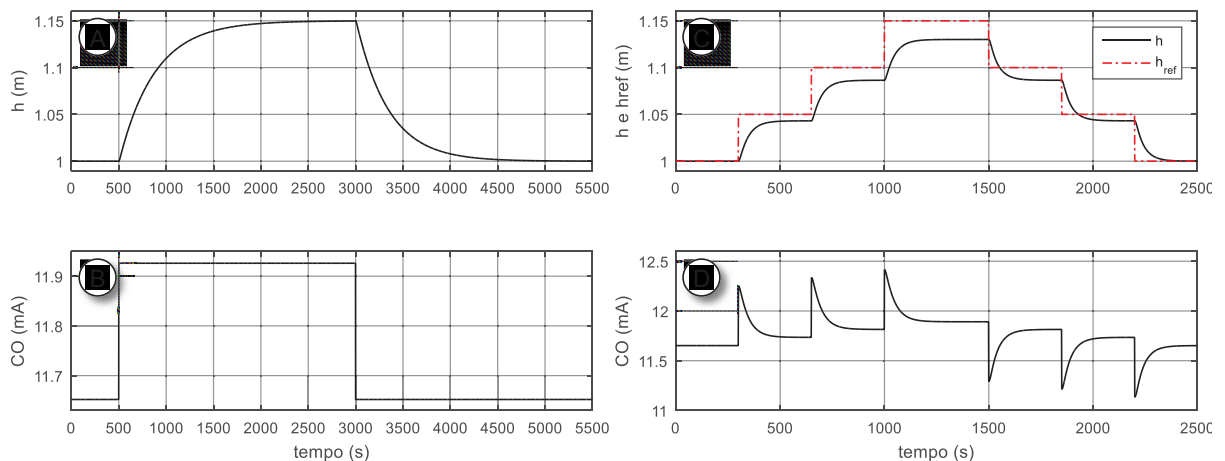
Nesta seção, apresenta-se a aplicação da metodologia proposta em um processo autorregulatório envolvendo controle de nível. Esta metodologia pode ser estendida a outros sistemas de controle.

Para realizar a aplicação da metodologia proposta, o processo de nível autorregulatório utilizado como planta real é, na realidade, um modelo desenvolvido em Simulink, o qual tem como base o modelo apresentado por Garcia (2005). Assim, adota-se como denominação os termos planta considerada, para referir-se ao que seria na metodologia proposta a planta real instalada, e planta modelada, para referir-se ao que seria a modelagem da planta real desenvolvida em Simulink.

4.2.1 Identificação do Tipo de Regulação do Processo

Assumindo desconhecido o tipo de regulação do processo, sua identificação pode ser dada através do teste ao degrau. Para a planta considerada, realizou-se o teste em malha aberta (Figura 4.2 A e B) e em malha fechada (Figura 4.2 C e D).

Figura 4.2 – Respostas do teste ao degrau realizado na planta considerada, em malha aberta (A e B) e em malha fechada (C e D).



Fonte: Elaboração do autor.

Em malha aberta (Figura 4.2 A e B) observa-se que inicialmente a saída do controlador CO e o nível h estão em estado estacionário. Ao ser aplicado um degrau ascendente e, em seguida, descendente na saída do controlador, o nível responde ao degrau, segundo a função de transferência do processo. Ao término do degrau, ambos retornam ao estado estacionário inicial.

Em malha fechada (Figura 4.2 C e D) observa-se que inicialmente a saída do controlador CO e o nível h estão em estado estacionário. Ao ser aplicada uma sequência de degraus ascendentes e, em seguida, descendentes no valor de referência h_{ref} observa-se que o nível acompanhou os degraus ascendentes do valor de referência com um aumento gradativo no *offset*, e acompanhou os degraus descendentes diminuindo o *offset* adquirido. Além disso, a saída do controlador apresenta um valor médio ascendente e descendente, seguindo o comportamento do valor de referência.

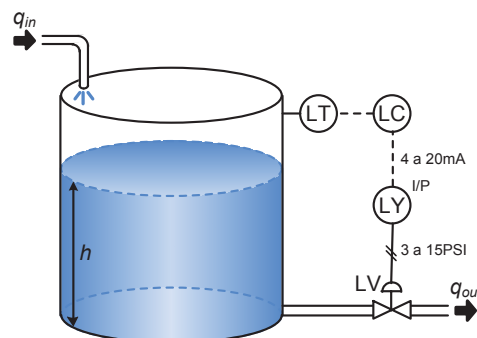
Com base nos conceitos apresentados na seção 2.2 e nos resultados observados nos gráficos obtidos (Figura 4.2) pode-se afirmar que o processo considerado é autorregulatório.

Existem ainda outros métodos de identificação, em especial quando se trata de processos de nível não autorregulatórios, como os apresentados por Longhi (2013).

4.2.2 Especificação da Planta

Assume-se como estudo de caso um processo de nível autorregulatório (Figura 4.3) composto por um tanque cilíndrico aberto de 1m^2 de área de seção transversal e 2m de altura, comportando 2m^3 de líquido. O líquido entra no tanque com uma vazão q_{in} . No tanque, há um transmissor de nível (LT), que informa ao controlador (LC) o nível h do líquido. Então, o controlador de nível envia um sinal de corrente ao conversor de nível (LY), que converte esta corrente em pressão, controlando a válvula (LV) e, conseqüentemente, manipulando a vazão de saída q_{out} .

Figura 4.3 – Representação da planta considerada.



Fonte: Elaboração do autor.

Uma descrição mais detalhada das características da planta considerada é

apresentada na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Características da planta considerada.

<i>Elemento</i>	<i>Parâmetro</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>
Tanque	Área da seção transversal (A)	1	m ²
	Altura máxima	2	m
Ambiente	Aceleração da gravidade (g)	9,8	m/s ²
	Pressão externa atuando sobre o fluido (P_{ext})	10 ⁵	Pa
	Pressão na saída da válvula (P_s)	10 ⁵	Pa
Fluido	Massa específica do fluido, água (ρ)	10 ³	kg/m ³
Controlador PI	Faixa dos sinais analógicos	4 a 20	mA
	Faixa de pressão na saída	3 a 15	psi
Conversor I/P	Faixa de corrente na entrada	4 a 20	mA
	Ganho	0,75	psi/mA
	Constante da válvula (K_V)	2,40153x10 ⁻⁵	–
Válvula de controle	Coefficiente de vazão (C_V)	400	gpm/ $\sqrt{\text{psi}}$
	Rangeabilidade (R_G)	30:1	–
	Constante de tempo do atuador (τ_{at})	5	s
	Vazão máxima	0,0425	m ³ /s
Transmissor	Faixa de nível na entrada	0 a 2	m
	Faixa de corrente na saída	4 a 20	mA
	Ganho (K_t)	8	mA/m
	Constante de tempo (τ_t)	0,5	s

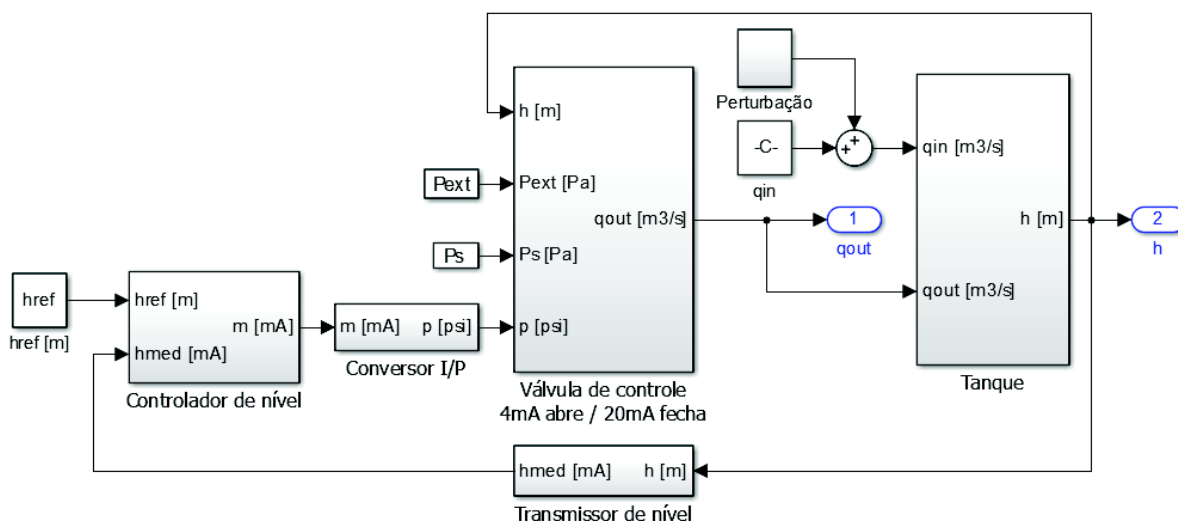
Fonte: Elaboração do autor.

4.2.3 Modelagem e Simulação da Planta

A modelagem da planta considerada foi implementada no Simulink, que é um editor gráfico integrado ao MATLAB, tendo como base o modelo apresentado por Garcia (2005) para o controle de nível em um tanque cilíndrico vertical aberto. O autor apresenta o modelo da válvula, do conversor I/P, do controlador, do transmissor de nível e do processo. O nível é controlado por meio de um controlador eletrônico do tipo PI, que opera na faixa de 4 a 20mA. O fluido considerado é água e são desconsideradas influências por variações de temperatura ou de pressão. Em relação ao modelo apresentado por Garcia (2005), não foi considerada a presença de uma

vazão de entrada relativa à chuva. Além disso, foram adicionados três tipos de perturbação à vazão de entrada, a qual foi aumentada visando resultar em maior impacto no processo. As perturbações são duas de comportamento senoidal, diferindo-se pela frequência, e uma de sinal aleatório. A Figura 4.4 apresenta a estrutura de controle construída no Simulink, através da representação em diagrama de blocos.

Figura 4.4 – Diagrama de blocos em Simulink do sistema em malha fechada.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 581).

A estrutura de controle é constituída basicamente por cinco grandes blocos, sendo: tanque, transmissor de nível, controlador de nível, conversor I/P e válvula de controle.

O tanque representa o processo da planta considerada e modelada. Recebe como entradas a vazão de entrada q_{in} , para a qual pode ser adicionada uma perturbação, e a vazão de saída q_{out} , proveniente da válvula de controle. Internamente, este bloco faz o balanço volumétrico, onde a taxa da variação do volume de líquido é igual à diferença entre as vazões de entrada e saída, retornando como saída o valor do nível h , que é direcionado ao transmissor de nível e ao corpo da válvula de controle.

O transmissor de nível, integrado a um sensor, mede o nível do tanque h e, através de uma função de transferência, transmite esta informação ao controlador de nível através do sinal de corrente h_{med} .

O controlador de nível é responsável por controlar o nível do tanque, manipulando a válvula de controle, e opera em modo direto, com realimentação

negativa. Recebe como entrada o nível de referência h_{ref} e o sinal de corrente h_{med} . Internamente, este bloco faz a conversão de h_{ref} para um valor em corrente. A diferença entre este valor em corrente e h_{med} resulta em um valor de erro e . O erro é tratado por um controle PI de forma série, apresentando como saída um sinal de controle em corrente representado por m .

O conversor I/P recebe o sinal de corrente m do controlador e o converte, através de um ganho, para um sinal de pressão p , o qual é direcionado à válvula.

A válvula de controle, formada por atuador e corpo, é responsável por controlar o nível do tanque através da manipulação da vazão de saída. Possui como entrada o sinal de pressão p , que é direcionado ao atuador. O atuador da válvula é responsável por produzir movimento mecânico da haste da válvula, com base neste sinal de pressão, considerando a dinâmica e a curva de resposta estática do atuador. A válvula possui também como entrada a pressão externa (atmosférica) P_{ext} , a pressão na saída da válvula P_s e o nível h , proveniente do tanque, que são direcionados ao corpo da válvula. Através do modelo do corpo da válvula, que considera a constante da válvula, o coeficiente de vazão, a curva característica inerente de vazão, a massa específica do fluido que escoar pela válvula, a aceleração da gravidade e o nível, obtém-se como saída deste bloco a vazão de saída q_{out} .

O detalhamento da modelagem da planta considerada encontra-se no Apêndice B.

Para a simulação da planta modelada em Simulink considerou-se as condições iniciais de operação apresentadas na Tabela 4.2.

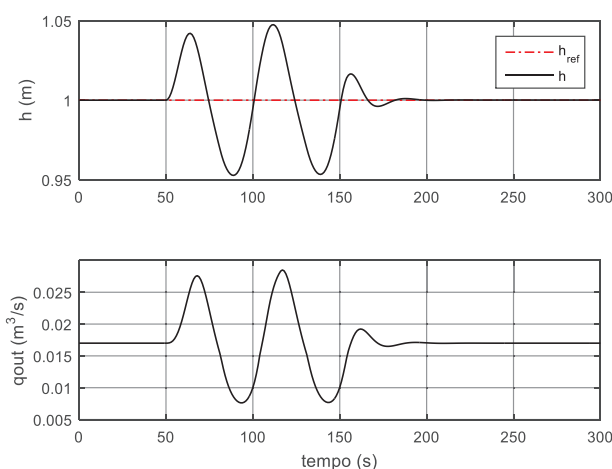
Tabela 4.2 – Condições iniciais de operação da planta modelada.

Parâmetro	Valor inicial	Unidade
Vazão nominal de entrada	0,017	m ³ /s
Valor de referência para o nível	1	m
Nível nominal do tanque	1	m
Vazão nominal de saída	0,017	m ³ /s
Saída nominal do transmissor de nível	12	mA
Sinal de saída manual do controlador PI	7,3540	mA
Saída nominal do conversor I/P	5,5155	psi
Saída do atuador da válvula normalizado	0,8323	p.u.

Fonte: Elaboração do autor.

Na Figura 4.5 apresenta-se o comportamento do nível e da vazão de saída da planta modelada mediante uma perturbação do tipo senoidal na vazão de entrada, que foi utilizada para exemplificar perturbações que podem acontecer no recebimento de matéria-prima, no recebimento de produto durante a produção, ou na estocagem do produto final. Neste caso a perturbação foi aplicada de 50 a 150s, com amplitude $0,0085\text{m}^3/\text{s}$ e período de 50s.

Figura 4.5 – Comportamento do nível e da vazão de saída da planta modelada mediante uma perturbação senoidal.



Fonte: Elaboração do autor.

Observa-se que inicialmente a planta modelada está em estado estacionário, onde o nível permanece no valor de referência e a vazão de saída permanece constante. Quando aplicada uma perturbação na vazão de entrada, aos 50s, a planta modelada responde com a alteração do nível e da vazão de saída. Com o término da perturbação aos 150s, o nível retorna ao estado estacionário, mantendo-se em 1m, e a vazão de saída retorna ao seu valor inicial de $0,017\text{m}^3/\text{s}$.

4.2.4 Formulação do Problema de Otimização

São considerados dois problemas de otimização, conforme o objetivo de controle. Para o objetivo de controle nível preciso, o problema de otimização consiste em minimizar a variância do nível, enquanto que para nível médio o problema consiste em minimizar a variância da vazão de saída. Em ambos os casos, consideram-se como restrições os limites para os parâmetros K_p e T_i do controlador.

No caso do objetivo de controle nível preciso, a variabilidade da vazão de entrada deve ser repassada para a vazão de saída, minimizando a variância do nível.

Para isso, os parâmetros K_p e T_i devem estar sintonizados de forma agressiva.

No caso do objetivo de controle nível médio, a variabilidade da vazão de entrada deve ser absorvida pelo nível, minimizando a variância da vazão de saída. Para isso, os parâmetros K_p e T_i devem estar sintonizados de forma relaxada.

Para determinar os limites do ganho proporcional K_p e do tempo integral T_i analisou-se os manuais de alguns controladores industriais para processos. Os parâmetros proporcional e integral dos controladores pesquisados encontram-se na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Parâmetros dos controladores industriais pesquisados.

Fabricante	Modelo	Forma	Termo Proporcional	Termo Integral
Autonics	TK Series	Paralelo	PB: 0,1 a 999,9%	T_i : 1 a 9999s
Coel	HW4300	Paralelo	PB: 1 a 9999%	T_i : 1 a 9999s
Contemp	C504	Paralelo	PB: 0,1 a 999,9%	T_i : 1 a 9999s
Inova	INV-40101	Paralelo	PB: 1 a 500%	T_i : 1 a 600s
Novus	N1030	Série	PB: 0,1 a 500%	I_r : 0,01 a 99,99rep/min
Samrello	CPS-4	Paralelo	PB: 0,1 a 2000%	T_i : 1 a 3600s

Fonte: Elaboração do autor.

Considerando que a modelagem da estrutura de controle construída no Simulink teve por base Garcia (2005), que utiliza um controlador PI de forma série com parâmetros K_p adimensional e T_i em s/rep , fez-se necessário converter os parâmetros dos controladores pesquisados para determinar os limites de K_p e T_i utilizados nos algoritmos implementados. As conversões, dadas pelas equações da seção 2.4, são apresentadas na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Resultado das conversões dos termos proporcional e integral dos controladores pesquisados.

Fabricante	Modelo	K_p	T_i (s/rep)
Autonics	TK Series	0,1 a 1000	0,1 a 9999000
Coel	HW4300	0,01 a 100	0,01 a 999900
Contemp	C504	0,1 a 1000	0,1 a 9999000
Inova	INV-40101	0,2 a 100	0,2 a 60000
Novus	N1030	0,2 a 1000	0,6 a 6000
Samrello	CPS-4	0,05 a 1000	0,05 a 3600000

Fonte: Elaboração do autor.

Visando obter, através dos algoritmos implementados, resultados que possam ser utilizados em controladores industriais de diferentes fabricantes, definiu-se como limites de K_p e T_i o maior valor entre os menores e o menor valor entre os maiores, resultando em $0,2 \leq K_p \leq 100$ e $0,6 \leq T_i \leq 6000$.

Desta forma, os problemas de otimização são definidos como:

- Problema de otimização para nível preciso: Minimizar a função objetivo

$$f(K_p, T_i) = \sigma^2(h) \quad (47)$$

sujeita às restrições

$$\begin{aligned} 0,2 &\leq K_p \leq 100 \\ 0,6 &\leq T_i \leq 6000 \end{aligned} \quad (48)$$

- Problema de otimização para nível médio: Minimizar a função objetivo

$$f(K_p, T_i) = \sigma^2(q_{out}) \quad (49)$$

sujeita às restrições

$$\begin{aligned} 0,2 &\leq K_p \leq 100 \\ 0,6 &\leq T_i \leq 6000 \end{aligned} \quad (50)$$

4.2.5 Resolução do Problema de Otimização

A resolução do problema de otimização, de acordo com o objetivo de controle, foi realizada em regime permanente, ou seja, com a variável de processo já estabilizada.

Os algoritmos desenvolvidos e utilizados para a obtenção dos resultados relacionados à avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível foram implementados no MATLAB R2015a. Os algoritmos utilizam como função objetivo a estrutura de controle construída no Simulink, apresentada na seção 4.2.3. Dois métodos de otimização foram utilizados nos algoritmos para determinar os parâmetros K_p e T_i do controlador: Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos.

4.2.5.1 Função `fmincon` do MATLAB

Para a minimização de uma função utilizando o Método do Gradiente, o MATLAB disponibiliza a função `fmincon`, sendo necessária a instalação do *Optimization Toolbox*. Esta função é utilizada para obter os valores ótimos de K_p e T_i nos algoritmos desenvolvidos de forma a minimizar a variância do nível h do controlador de nível preciso e de forma a minimizar a variância da vazão de saída q_{out} do controlador de nível médio.

Dentre as possíveis sintaxes para utilização da função `fmincon`, a utilizada nos algoritmos desenvolvidos foi

```
[x, fval, exitflag, output]=
    fmincon(fun, x0, A, b, Aeq, beq, lb, ub, nonlcon, options)
```

Nesta sintaxe, argumentos de entrada que não são necessários devem ser declarados como: `[]`. Os argumentos de entrada utilizados foram:

- `fun` – Nome do arquivo que contém a função objetivo, a qual é a estrutura construída no Simulink.
- `x0` – Ponto inicial para x representando o valor inicial das variáveis do problema, que são os parâmetros do controlador, K_p e T_i .
- `lb` – Vetor de limites inferiores para restrições na forma $lb \leq x \leq ub$, sendo que a primeira linha contém o valor mínimo de K_p e a segunda linha contém o valor mínimo de T_i .
- `ub` – Vetor de limites superiores para restrições na forma $lb \leq x \leq ub$, sendo que a primeira linha contém o valor máximo de K_p e a segunda linha contém o valor máximo de T_i .
- `options` – Estrutura contendo os parâmetros de otimização. Estes parâmetros possuem valores padrão que podem ser alterados através da função `optimoptions`.

Os valores para os argumentos de entrada utilizados na função `fmincon` são apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Valores para os argumentos de entrada utilizados na função `fmincon`.

Argumento	Valor
fun	@fobjetivo_fmincon_np ou @fobjetivo_fmincon_nm
x0	[49.9;2999.7] ou [0.3;2999.7]
lb	[0.2;0.6]
ub	[100;6000]
options	Declarados através da função <code>optimoptions</code>

Fonte: Elaboração do autor.

As opções declaradas em `options` através da função `optimoptions` (MATHWORKS, 2016b) foram:

- **Algorithm** – Algoritmo de otimização. Utilizou-se o algoritmo `interior-point`, que lida com problemas esparsos grandes e problemas densos pequenos.
- **TolFun** – Número real positivo. O algoritmo para se a variação média relativa no melhor valor da função for menor ou igual a TolFun.
- **MaxIter** – Número inteiro positivo que especifica o número máximo de iterações antes que o algoritmo pare.
- **Display** – Forma de apresentação das informações durante a execução da função `fmincon`. Utilizou-se 'iter', que apresenta o número da iteração, o número acumulado de avaliações da função, o valor atual da função objetivo, a viabilidade, a proximidade de um ponto x com o ponto ótimo e o tamanho do passo.

Os valores das opções para a função `optimoptions` são apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Valores para as opções utilizadas na função `optimoptions`.

Opções	Valor
Algorithm	<code>interior-point</code>
TolFun	1e-11
MaxIter	1000
Display	'iter'

Fonte: Elaboração do autor.

Em Mathworks (2016a) é recomendado a utilização do algoritmo `interior-`

`point`, o qual foi adotado para o `fmincon`. Além disso, MathWorks (2016b) sugere 1000 como número máximo de iterações para o algoritmo `interior-point`. O critério de parada `TolFun` foi modificado de 10^{-6} para 10^{-11} , visando obter resultados similares aos apresentados com o uso de Algoritmos Genéticos.

Dos argumentos de saída da função `fmincon`, os utilizados nos algoritmos implementados foram:

- `x` – Melhor valor obtido durante as iterações, sendo `x(1)` referente a K_p e `x(2)` referente a T_i .
- `fval` – Valor da função objetivo para o `x` encontrado, sendo a variância mínima de h para nível preciso e a variância mínima de q_{out} para nível médio.

4.2.5.2 Função `ga` do MATLAB

Para a minimização de uma função utilizando Algoritmos Genéticos, o MATLAB disponibiliza a função `ga`, sendo necessária a instalação do *Global Optimization Toolbox*. Esta função é utilizada para obter os valores ótimos de K_p e T_i nos algoritmos desenvolvidos de forma a minimizar a variância do nível h do controlador de nível preciso e de forma a minimizar a variância da vazão de saída q_{out} do controlador de nível médio.

Dentre as possíveis sintaxes para utilização da função `ga`, a utilizada nos algoritmos desenvolvidos foi

```
[x, fval, exitflag, output, population, scores]=
    ga(fitnessfcn, nvars, A, b, Aeq, beq, LB, UB, nonlcon, options)
```

Nesta sintaxe, argumentos de entrada que não são necessários devem ser declarados como: `[]`. Os argumentos de entrada utilizados foram:

- `fitnessfcn` – Nome do arquivo que contém a função objetivo, a qual é a estrutura construída no Simulink.
- `nvars` – Número inteiro positivo representando a quantidade de variáveis do problema, que são os parâmetros do controlador, K_p e T_i .
- `LB` – Vetor de limites inferiores para restrições na forma $LB \leq x \leq UB$, sendo que a primeira linha contém o valor mínimo de K_p e a segunda linha contém o valor

mínimo de T_i .

- UB – Vetor de limites superiores para restrições na forma $LB \leq x \leq UB$, sendo que a primeira linha contém o valor máximo de K_p e a segunda linha contém o valor máximo de T_i .
- options – Estrutura contendo os parâmetros de otimização. Estes parâmetros possuem valores padrão que podem ser alterados através da função `gaoptimset`.

Os valores para os argumentos de entrada utilizados na função `ga` são apresentados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Valores para os argumentos de entrada utilizados na função `ga`.

Argumento	Valor
fitnessfcn	@fobjetivo_ag_np ou @fobjetivo_ag_nm
nvars	2
LB	[0.2;0.6]
UB	[100;6000]
options	Declarados através da função <code>gaoptimset</code>

Fonte: Elaboração do autor.

As opções declaradas em `options` através da função `gaoptimset` (MATHWORKS, 2016c) foram:

- PopInitRange – Intervalo dos indivíduos na população inicial. Considerou-se o menor valor de LB e o maior valor de UB.
- PopulationSize – Tamanho da população.
- Generations – Número inteiro positivo que especifica o número máximo de iterações antes que o algoritmo pare.
- EliteCount – Número inteiro positivo que especifica quantos indivíduos na geração atual estão garantidos para sobreviver à próxima geração.
- SelectionFcn – Função que seleciona os indivíduos para formar a próxima geração. Utilizou-se o algoritmo `@selectionstochunif`, referente à seleção estocástica uniforme.
- CrossoverFcn – Função que especifica o algoritmo de cruzamento. Utilizou-se o

algoritmo `@crossoverintermediate`, próprio para restrições lineares, que cria filhos através de uma média ponderada dos pais.

- **CrossoverFraction** – Fração da população que é criada pela função cruzamento, não incluindo a elite.
- **MutationFcn** – Função que especifica o algoritmo de mutação. Utilizou-se o algoritmo `@mutationadaptfeasible`, que gera aleatoriamente vetores de direção que são adaptáveis em relação à última geração bem ou mal sucedida. É escolhido um tamanho de passo para cada direção de forma a satisfazer os limites e as restrições lineares.
- **TolFun** – Número real positivo. O algoritmo para se a variação média relativa no melhor valor de aptidão após 50 gerações for menor ou igual a TolFun.
- **Display** – Forma de apresentação das informações durante a execução da função `ga`. Utilizou-se 'iter', que apresenta o número da geração, o número acumulado de avaliações da função aptidão, o melhor valor e o valor médio da função aptidão em cada geração, e o número de gerações sem apresentar melhora no valor da função aptidão.

Os valores das opções para a função `gaoptimset` são apresentados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 – Valores para as opções utilizadas na função `gaoptimset`.

Opções	Valor
PopInitRange	[0.2;6000]
PopulationSize	25
Generations	100
EliteCount	3
SelectionFcn	<code>@selectionstochunif</code>
CrossoverFcn	<code>@crossoverintermediate</code>
CrossoverFraction	0.8
MutationFcn	<code>@mutationadaptfeasible</code>
TolFun	1e-9
Display	'iter'

Fonte: Elaboração do autor.

Conforme MathWorks (2016c), para problemas com menos de cinco variáveis

o tamanho da população sugerido é de 50 indivíduos. Como o problema abordado nesta pesquisa possui menos de cinco variáveis, apenas K_p e T_i , realizou-se testes em torno do valor sugerido por MathWorks (2016c), com tamanhos de 25, 50 e 100 indivíduos. Observou-se nos testes realizados, para cada tamanho de população, que o menor resultado para o valor de aptidão, a menor média para o valor de aptidão e a menor variação para os resultados da variável $x(2)$, considerando a diferença entre o menor e o maior resultado, foram obtidos com 25 indivíduos e, portanto, adotou-se este tamanho de população.

Em MathWorks (2016c) é sugerido como número máximo de gerações 100 vezes o número de variáveis do problema, no caso 200 gerações. Com os testes realizados para a população de 25 indivíduos, observou-se que o número de gerações executadas se manteve abaixo de 100, atingindo, portanto, em todos os testes, o critério de parada TolFun, ao invés do número de gerações. Portanto, adotou-se 100 gerações.

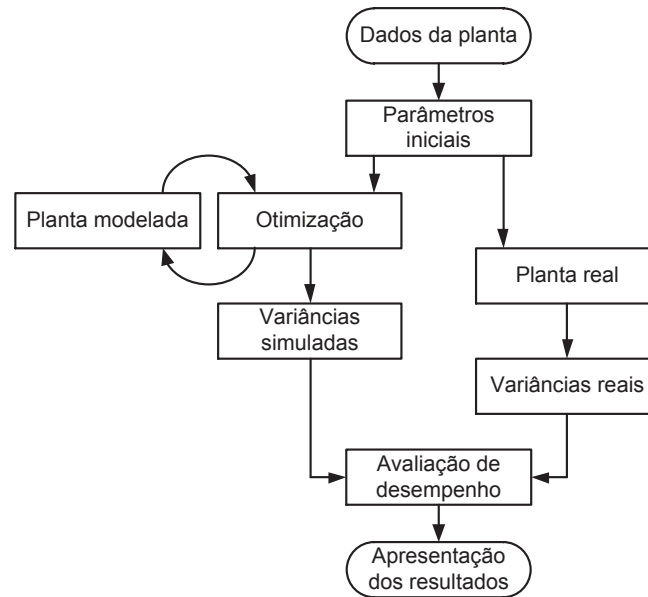
Dos argumentos de saída da função ga , os utilizados nos algoritmos implementados foram:

- x – Melhor valor obtido durante as iterações, sendo $x(1)$ referente a K_p e $x(2)$ referente a T_i .
- $fval$ – Valor da função objetivo para o x encontrado, sendo a variância mínima de h para nível preciso e a variância mínima de q_{out} para nível médio.
- $population$ – Matriz cujas linhas contêm os indivíduos da população final, sendo que a primeira linha contém os valores de K_p e a segunda linha contém os valores de T_i .
- $scores$ – Vetor coluna com os valores de $fval$ para a população final.

4.2.5.3 Estrutura dos Algoritmos Desenvolvidos

Na Figura 4.6 apresenta-se um fluxograma dos algoritmos desenvolvidos para a sintonia e para a avaliação do desempenho de um controlador de nível preciso ou médio. Os dados da planta modelada utilizados nos algoritmos desenvolvidos encontram-se no Apêndice A.

Figura 4.6 – Fluxograma dos algoritmos desenvolvidos em MATLAB R2015a.



Fonte: Elaboração do autor.

Foram desenvolvidos quatro algoritmos para a realização da sintonia e da avaliação de controladores:

- Simulacao_fmincon_np: Realiza a sintonia e a avaliação de controladores de nível preciso utilizando Método do Gradiente.
- Simulacao_fmincon_nm: Realiza a sintonia e a avaliação de controladores de nível médio utilizando Método do Gradiente.
- Simulacao_AG_np: Realiza a sintonia e a avaliação de controladores de nível preciso utilizando Algoritmos Genéticos.
- Simulacao_AG_nm: Realiza a sintonia e a avaliação de controladores de nível médio utilizando Algoritmos Genéticos.

Na etapa denominada Dados da planta é realizada a leitura de *scripts*, onde constam os dados do tanque, do ambiente, do fluido, do controlador, do conversor I/P, da válvula e do transmissor de nível. Após, na etapa denominada Parâmetros iniciais, são obtidos os parâmetros iniciais a partir dos dados da planta modelada, onde são determinadas as condições nominais e as condições iniciais de operação da planta modelada no Simulink, bem como seus parâmetros de simulação, e os tipos de perturbação para a vazão de entrada. Estes dados e parâmetros são comuns aos quatro algoritmos.

Na etapa da otimização, cada algoritmo difere pela técnica de otimização, Método do Gradiente ou Algoritmos Genéticos, e pelo objetivo de controle, nível

preciso ou médio. Nos algoritmos `Simulacao_fmincon_np` e `Simulacao_fmincon_nm` utiliza-se a função `fmincon` do MATLAB para determinar os parâmetros ótimos do controlador PI, enquanto que nos algoritmos `Simulacao_AG_np` e `Simulacao_AG_nm` utiliza-se a função `ga`.

Para os algoritmos `Simulacao_fmincon_np` e `Simulacao_fmincon_nm` inicialmente são definidas as restrições do problema, os valores iniciais para K_p e T_i , o tipo de algoritmo de otimização, a tolerância no valor da função e o número máximo de iterações. Em seguida, estes algoritmos executam a função `fmincon` utilizando as funções objetivo declaradas nos *scripts* `fobjetivo_fmincon_np` ou `fobjetivo_fmincon_nm`. A função objetivo constitui-se na planta modelada no Simulink. A função `fmincon` retorna os parâmetros ótimos de K_p e T_i .

Para os algoritmos `Simulacao_AG_np` e `Simulacao_AG_nm` inicialmente são definidas as restrições do problema e os parâmetros genéticos, como o tamanho da população, o número de gerações, os métodos de seleção, cruzamento e mutação, a tolerância, entre outros. Em seguida, estes algoritmos executam a função `ga` utilizando as funções objetivo declaradas nos *scripts* `fobjetivo_ag_np` ou `fobjetivo_ag_nm`. A função objetivo constitui-se na planta modelada no Simulink. A função `ga` retorna então os valores ótimos de K_p e T_i .

Após o processo de otimização, os algoritmos simulam o modelo da planta considerada com os parâmetros do controlador PI previamente sintonizados. Nos algoritmos adotou-se $K_p = 10$ e $T_i = 2500s/rep$. Obtêm-se dados do comportamento do nível e da vazão de saída ao longo do tempo, e calcula-se a variância do nível nos algoritmos de nível preciso ou a variância da vazão de saída nos algoritmos de nível médio.

Na sequência, os algoritmos simulam a planta modelada com os valores ótimos obtidos com o otimizador, retornando o comportamento do nível e da vazão de saída, e calcula-se a variância do nível nos algoritmos de nível preciso ou a variância da vazão de saída nos algoritmos de nível médio.

A partir das variâncias calculadas, faz-se a avaliação do desempenho do controlador através de um índice que relaciona o desempenho atual da variável de interesse (resultado da planta modelada com os parâmetros atuais da planta considerada) com o desempenho da mesma baseado em um padrão referencial (resultado da planta modelada com os parâmetros obtidos por otimização).

4.2.6 Avaliação de Desempenho do Controlador

A avaliação de desempenho considera índices de acordo com o objetivo de controle. Para nível preciso, onde observa-se a variável de processo, utilizou-se o índice Id_{varPV} que relaciona a variância atual do nível com a variância encontrada na resolução do problema de otimização, dado por

$$Id_{varPV} = \frac{\sigma^2(h_{otimo})}{\sigma^2(h_{atual})} \quad (51)$$

onde Id_{varPV} é o índice de avaliação de desempenho baseado na variância da variável de processo, $\sigma^2(h_{otimo})$ a variância do nível encontrada na resolução do problema de otimização e $\sigma^2(h_{atual})$ a variância atual do nível na planta considerada.

As variâncias do nível apresentadas pela planta considerada encontram-se em uma faixa de $9,31 \times 10^{-6}$ a $3,50 \times 10^{-4} \text{m}^2$, dependendo da perturbação simulada na vazão de entrada (seção 5.1). Para o caso de uma perturbação senoidal com amplitude $0,0085 \text{m}^3$ e período de 10s, a variância apresentada foi $4,5139 \times 10^{-5} \text{m}^2$, e parametrizando o controlador com os valores encontrados na resolução do problema de otimização a variância apresentada foi $4,2536 \times 10^{-5} \text{m}^2$, resultando em

$$Id_{varPV} = \frac{4,2536 \times 10^{-5}}{4,5139 \times 10^{-5}} \approx 0,9423 \quad (52)$$

Para nível médio, onde observa-se a variável manipulada, utilizou-se o índice Id_{varMV} que relaciona a variância atual da vazão de saída com a variância encontrada na resolução do problema de otimização, dado por

$$Id_{varMV} = \frac{\sigma^2(q_{out\ otimo})}{\sigma^2(q_{out\ atual})} \quad (53)$$

onde Id_{varMV} é o índice de avaliação de desempenho baseado na variância da variável manipulada, $\sigma^2(q_{out\ otimo})$ a variância da vazão de saída encontrada na resolução do problema de otimização e $\sigma^2(q_{out\ atual})$ a variância atual da vazão de saída na planta considerada.

As variâncias da vazão de saída apresentadas encontram-se em uma faixa de $1,57 \times 10^{-7}$ a $1,72 \times 10^{-5} (\text{m}^3/\text{s})^2$, dependendo da perturbação simulada na vazão de entrada. Para o caso de uma perturbação senoidal com amplitude $0,0085 \text{m}^3$ e período

de 10s, a variância apresentada foi $3,7681 \times 10^{-7} (\text{m}^3/\text{s})^2$, e parametrizando o controlador com os valores encontrados na resolução do problema de otimização a variância apresentada foi $8,0299 \times 10^{-9} (\text{m}^3/\text{s})^2$, resultando em

$$Id_{varPV} = \frac{8,0299 \times 10^{-9}}{3,7681 \times 10^{-7}} \approx 0,0213 \quad (54)$$

Analisando o resultado do índice utilizado, a proximidade com um indica que os parâmetros atuais do controlador devem ser mantidos, ou seja, o controlador encontra-se satisfatoriamente sintonizado. A proximidade com zero indica que o controlador necessita ser sintonizado. Caso sua forma seja série, deve ser parametrizado diretamente com os valores de K_p e T_i encontrados na otimização. Caso seja paralelo, deve-se converter os parâmetros encontrados conforme exposto na seção 2.5, para posteriormente sintonizar o controlador.

4.2.7 Aplicação de Métodos Tradicionais para Sintonia

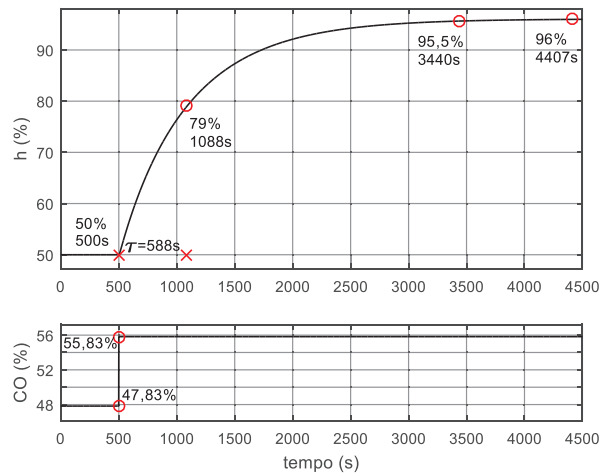
Os parâmetros do controlador foram determinados também através de duas técnicas tradicionais, Método de Skogestad e Método Lambda Tuning, afim de comparar o desempenho da planta obtido com técnicas tradicionais com o desempenho obtido através de técnicas de otimização.

4.2.7.1 Método de Skogestad

Para o Método de Skogestad, descrito na seção 2.5.1, aplicou-se na planta considerada o teste ao degrau em malha aberta, afim de obter-se o tempo de atraso θ , a constante de tempo τ e o ganho do processo K .

Inicialmente em regime permanente, o nível h encontra-se em 50% (1m) e a saída do controlador em 47,83% (11,652mA). Aplicando-se o degrau no tempo de 500s, alterando a saída do controlador CO , em malha aberta, de 47,83% para 55,83%, o nível aumenta conforme verifica-se na Figura 4.7. Em 4407s o nível atinge 96%, estando novamente em regime permanente. O comportamento do nível durante este período de 3907s é a resposta transiente da função de transferência do processo.

Figura 4.7 – Comportamento do nível mediante a aplicação do teste ao degrau em malha aberta.



Fonte: Elaboração do autor.

Analisando o gráfico da Figura 4.7 observa-se que não há tempo de atraso, ou seja, $\theta = 0$. A constante de tempo é determinada pelo tempo, a partir do degrau aplicado pela saída do controlador, descontando o tempo de atraso, em que o nível atinge 63,2% de sua variação entre os regimes permanentes inicial e final, sendo $\tau = 588s$. Segundo Franchi (2013, p. 82), “[...] a saída do processo nunca alcança o valor máximo em regime permanente, apenas o tangencia assintoticamente, portanto é possível aproximar o valor máximo em um tempo igual a 5τ ”. Para este valor de tempo, obtém-se 99,3% da variação total da variável de processo. Assim, considera-se que o regime permanente foi atingido em 4407s, como exposto anteriormente.

O ganho do processo é dado por

$$K = \frac{h_f - h_i}{CO_f - CO_i} = \frac{96\% - 50\%}{55,83\% - 47,83\%} = 5,75 \quad (55)$$

Segundo Skogestad (2003), um pequeno valor de τ_c favorece uma rápida velocidade de resposta e um grande valor de τ_c favorece a estabilidade. Desta forma, nesta pesquisa adotou-se como valor de τ_c para nível preciso 1% de τ , visando ocasionar rápida correção do nível frente à perturbações, e para nível médio 100% de τ , visando que o nível do tanque absorva as perturbações da vazão de entrada resultando em estabilidade no controle da vazão de saída.

Assim, os parâmetros do controlador para nível preciso, utilizando as equações (40) e (41), são

$$K_p = \frac{588}{5,75(0,01 \cdot 588 + 0)} \approx 17,4 \quad (56)$$

$$T_i = \min\{588; 4(0,01 \cdot 588 + 0)\} = \min\{588; 23,52\} \approx 23,5s/rep \quad (57)$$

De forma análoga, os parâmetros do controlador para nível médio são

$$K_p \approx 0,2 \quad (58)$$

$$T_i = 588s/rep \quad (59)$$

4.2.7.2 Método Lambda Tuning

Tendo por base as informações da planta considerada, apresentadas na seção 4.2.7.1, determinou-se os valores de λ para os objetivos de controle nível preciso e nível médio. Conforme Beall (2016), um λ menor produz uma sintonia mais agressiva e um λ maior produz uma sintonia mais estável. O menor λ recomendado é o valor de θ , e o valor de λ recomendado para proporcionar estabilidade é três vezes o maior valor entre θ e τ . Desta forma, não havendo tempo de atraso na planta considerada, adotou-se $\lambda = 1$ para nível preciso e $\lambda = 3\tau$ para nível médio.

Assim, os parâmetros do controlador para nível preciso, utilizando as equações (43) e (44), são

$$K_p = \frac{588}{5,75(1 + 0)} \approx 102,26 \quad (60)$$

$$T_i = 588s/rep \quad (61)$$

De forma análoga, os parâmetros do controlador para nível médio são

$$K_p \approx 0,06 \quad (62)$$

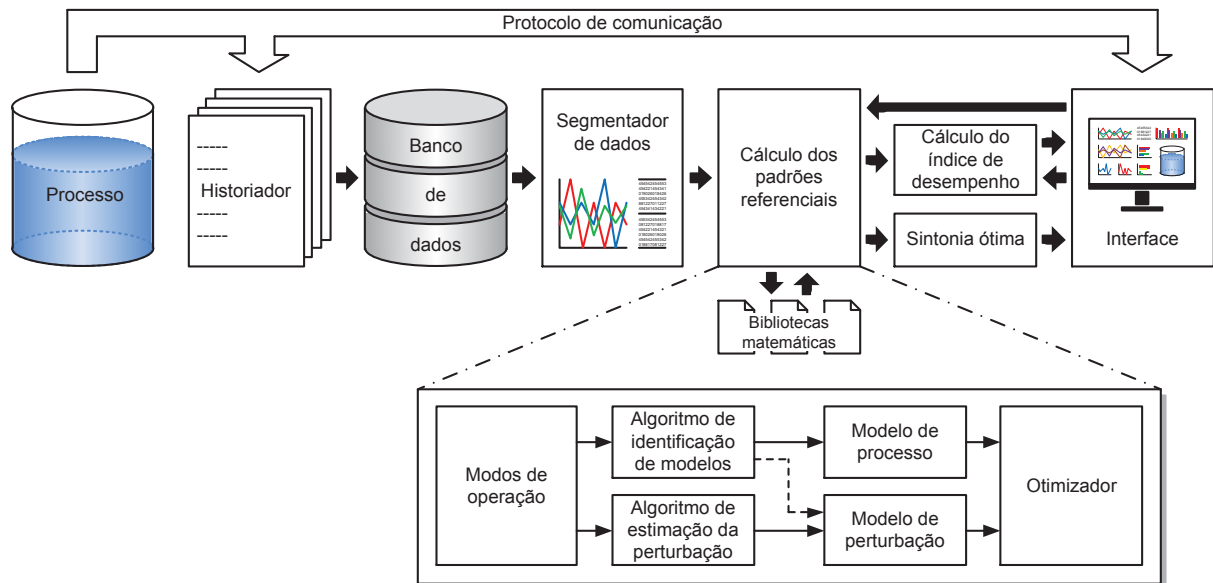
$$T_i = 588s/rep \quad (63)$$

Considerando os limites dos parâmetros do controlador PI, definidos nesta pesquisa na seção 4.2.4 como $0,2 \leq K_p \leq 100$ e $0,6 \leq T_i \leq 6000$, adotou-se $K_p = 100$ e $T_i = 588s/rep$ para nível preciso, e $K_p = 0,2$ e $T_i = 588s/rep$ para nível médio.

4.3 Considerações para a Automação da Metodologia

Esta seção apresenta considerações para realizar a automação da metodologia proposta possibilitando sua implantação em sistemas de suporte à decisão (Figura 4.8). No entanto, esta automação não faz parte do escopo desta dissertação.

Figura 4.8 – Automação da metodologia proposta.



Fonte: Elaboração do autor.

Para tornar a metodologia automatizada, através de um modelo discreto, necessita-se de técnicas para identificação do modelo do tanque. Para estas técnicas de identificação do modelo faz-se necessário a definição de uma estrutura de modelo. Esta estrutura possui parâmetros que podem mudar ao longo do tempo. Dentre estas estruturas, pode-se ter modelos lineares ou modelos não lineares (ARX, ARMAX, NARMAX, entre outros).

Definida a estrutura de modelo, faz-se necessário definir os pontos de operação onde o modelo será válido. Definidos os pontos de operação, necessita-se implementar técnicas para garantir que o sinal de excitação seja apropriado, um sinal de boa qualidade. Após, necessita-se implementar técnicas para identificação do modo de operação nas séries temporais. O modo de operação pode ser: regime permanente, um ponto de operação específico, transitório ou oscilatório. Estes modos são condições de disparo para outras técnicas.

No caso de modelos com características complexas, pode ser necessária a utilização de técnicas adaptativas. Deve-se implementar técnicas que avaliem a

qualidade do modelo e que atualizem este modelo, realizando sua adaptação.

Assim como pode-se implementar um modelo discreto, poder-se-ia implementar um modelo contínuo, utilizando, por exemplo, linguagem de programação C com algumas bibliotecas específicas.

Quanto à perturbação, sendo sua dinâmica conhecida, obtém-se seu modelo, podendo ser discreto ou contínuo. Sendo sua dinâmica desconhecida, deve-se aplicar técnicas para estimar a perturbação, por exemplo, através do uso da estimação de derivadas.

Em seguida, deve-se inserir estes modelos, do processo e da perturbação, em um algoritmo de otimização onde define-se o objetivo de controle, podendo ser nível preciso ou nível médio. No algoritmo de otimização devem estar implementados critérios de parada como a convergência dos dados, a quantidade de iterações e/ou o tempo computacional.

Com isso, obtêm-se os padrões referenciais (*benchmark*) para comparação, ou seja, as variâncias ótimas de nível e de vazão. As variâncias ótimas possibilitam calcular os índices de avaliação de desempenho. Paralelamente, obtêm-se os parâmetros K_p e T_i ótimos para o controlador.

Esta identificação deve ser baseada em dados armazenados em historiadores de dados do processo (PIMS) que contenham as informações necessárias das séries temporais, atuando em diferentes modos de operação, como regime permanente, um ponto de operação específico, transitório ou oscilatório.

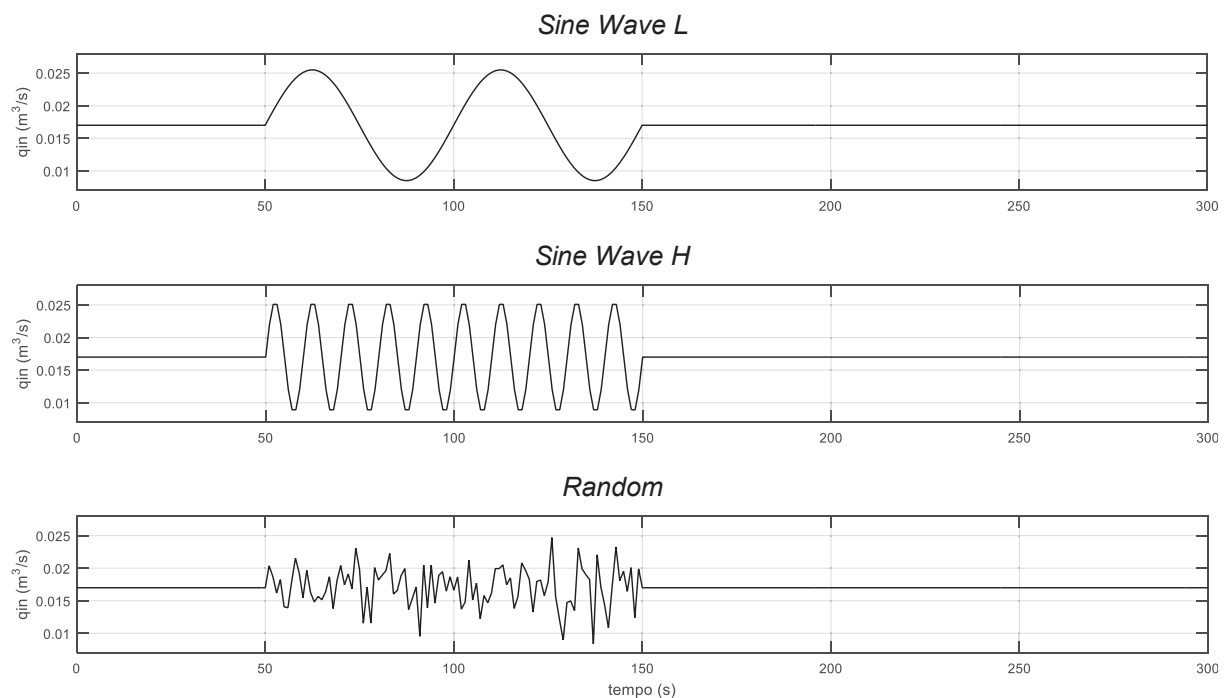
5 SIMULAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

Neste capítulo apresenta-se os resultados para a avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível preciso e médio, mediante três tipos de perturbação na vazão de entrada. São consideradas também incertezas no modelo do processo, afim de analisar seu impacto na avaliação de desempenho do controlador. Além disso, apresenta-se a magnitude do erro obtido quando utilizado um índice de avaliação de desempenho inadequado.

5.1 Perturbações Simuladas na Vazão de Entrada

Nas simulações realizadas considerou-se três tipos de perturbação, adicionados ao valor nominal (inicial) da vazão de entrada: *Sine Wave L*, *Sine Wave H* e *Random* (Figura 5.1).

Figura 5.1 – Vazão de entrada com diferentes tipos de perturbação.



Fonte: Elaboração do autor.

O tipo de perturbação *Sine Wave L* gera um sinal senoidal com amplitude de $0,0085m^3/s$ e período de 50s, enquanto a perturbação do tipo *Sine Wave H* gera uma onda senoidal com a mesma amplitude e período de 10s. A perturbação do tipo *Random*, por sua vez, gera um sinal aleatório de distribuição normal (Gaussiana) com variância de 9×10^{-6} .

5.2 Incertezas no Modelo do Processo

Por simplicidade, comumente desconsidera-se a existência de incertezas nos modelos que representam uma planta real. As incertezas do modelo podem estar relacionadas a variações de parâmetros, como por exemplo desgastes mecânicos ao longo do tempo, e a dinâmicas modeladas de forma simplificada ou não modeladas.

Conforme Torrico (2007), as incertezas podem ter como origem parâmetros que são aproximações dos valores reais, variações do modelo devido a não linearidades ou mudanças no ponto de operação, erros na medição de variáveis, desconhecimento do comportamento do processo em alta frequência ou utilização de modelos de baixa ordem.

Ogata (2010) orienta que deve haver uma conciliação entre a simplicidade e a precisão do modelo. Para obter um modelo relativamente simplificado, torna-se necessário ignorar certas propriedades físicas, não linearidades e alguns parâmetros. Se os efeitos das características ignoradas forem pequenos, pode-se obter boa aproximação entre os resultados simulados através do modelo e os resultados experimentais da planta. No caso do modelo simplificado envolver erros consideráveis, um modelo mais completo deve ser construído, possibilitando que sejam obtidos resultados mais precisos.

Para a planta considerada, a área da seção transversal do tanque, o coeficiente de vazão da válvula e o nível inicial do tanque podem ser considerados como incertezas. Estas incertezas estão relacionadas com o ganho do processo K e com a constante de tempo τ , conforme apresentado a seguir.

A partir da modelagem de processos de nível autorregulatórios, apresentada na seção 2.3, considera-se a equação 8, obtida a partir do balanço volumétrico transiente

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{A}(q_{in} - k\sqrt{h}) \quad (64)$$

Considerando um incremento no nível e na vazão de entrada, obtém-se

$$\frac{d\Delta h}{dt} = \frac{1}{A}\Delta q_{in} - \frac{k}{2A\sqrt{h_0}}\Delta h \quad (65)$$

onde h_0 representa o nível inicial do tanque. Aplicando-se a Transformada de Laplace nesta equação tem-se

$$sH(s) = \frac{1}{A} Q_{in}(s) - \frac{k}{2A\sqrt{h_0}} H(s) \quad (66)$$

Desta forma,

$$\frac{H(s)}{Q_{in}(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (67)$$

onde

$$K = \frac{2\sqrt{h_0}}{k} \quad (68)$$

$$\tau = \frac{2A\sqrt{h_0}}{k} \quad (69)$$

Com estas duas últimas equações, percebe-se que incertezas geradas na área da seção transversal do tanque A , no coeficiente dependente da área da seção transversal da saída do tanque e da aceleração da gravidade k e no nível inicial do tanque h_0 influenciam no ganho do processo K e na constante de tempo τ .

Nesta dissertação, assume-se a incerteza de mais 10% na área da seção transversal do tanque, para fins acadêmicos, e de menos 5% no coeficiente de vazão da válvula, o qual afeta o valor de k .

5.3 Simulações do Comportamento do Nível e da Vazão de Saída

Nesta seção apresenta-se o comportamento do nível e da vazão de saída frente a perturbações na vazão de entrada, tanto para o objetivo de controle nível preciso quanto para nível médio, considerando quatro métodos de sintonia para os parâmetros do controlador. O Método do Gradiente (GR) e Algoritmos Genéticos (AG) são utilizados para obter o desempenho da planta sintonizada através de otimização. Os métodos Skogestad (SK) e Lambda Tuning (LT) são utilizados para obter o desempenho da planta sintonizada com técnicas tradicionais. Os resultados obtidos com estes quatro métodos são gerados considerando os modelos sem incertezas (GR+, AG+, SK+ e LT+) e com incertezas (GR-, AG-, SK- e LT-), e comparados ao comportamento atual (AT) da planta real.

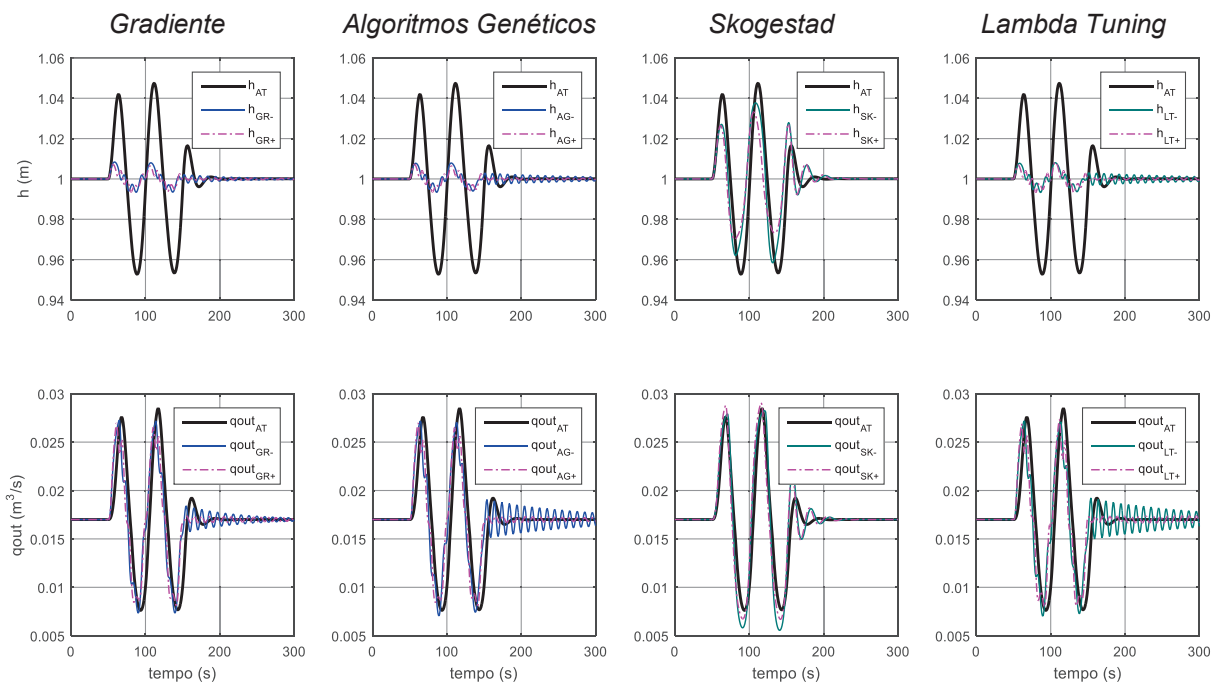
Para a simulação da existência de uma planta real (planta considerada) e, conseqüentemente, a obtenção do comportamento atual (AT), considerou-se as

especificações da planta apresentadas na seção 4.2.2. O período de simulação foi 300s, com as perturbações aplicadas de 50s a 150s. Para a simulação da existência de um controlador previamente sintonizado, adotou-se $K_p=10$ e $T_i=2500s/rep$.

5.3.1 Perturbação *Sine Wave L*

Para a perturbação do tipo *Sine Wave L*, com objetivo de controle nível preciso, apresenta-se na Figura 5.2 (superior) o comportamento atual do nível e o comportamento dos níveis resultantes dos métodos utilizados para a determinação dos parâmetros do controlador. Da mesma forma, na Figura 5.2 (inferior) apresenta-se o comportamento das respectivas vazões de saída.

Figura 5.2 – Comportamento dos níveis (superior) e das vazões de saída (inferior) para perturbação do tipo *Sine Wave L* e objetivo de controle nível preciso.



Fonte: Elaboração do autor.

Na Tabela 5.1 observa-se que todos os métodos utilizados resultaram em menor variância do nível em comparação com a variância atual do nível da planta, independentemente do modelo utilizado apresentar incertezas ou não. Porém, considerando os testes realizados, o modelo com incertezas apresentou em média uma variância de nível 47% maior em relação ao modelo sem incertezas. Dentre os resultados, as menores variâncias do nível foram obtidas com o Método do Gradiente, Algoritmos Genéticos e Lamba Tuning.

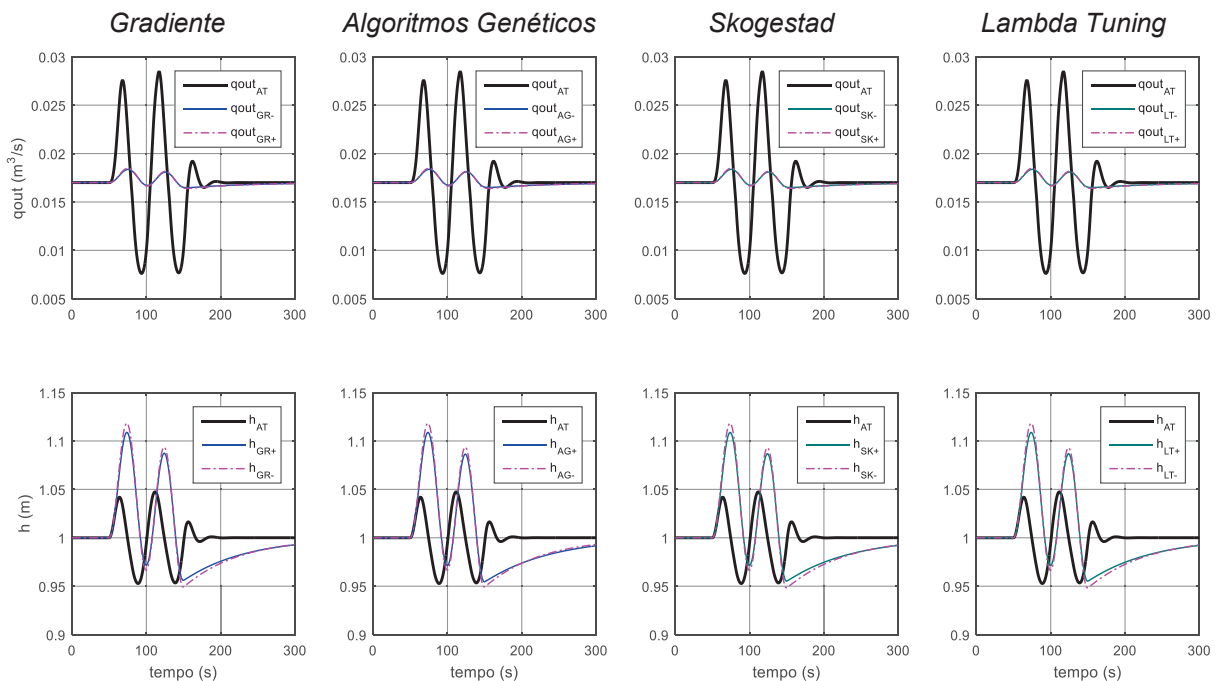
Tabela 5.1 – Parâmetros do controlador e variâncias dos níveis e das vazões de saída para perturbação do tipo *Sine Wave L* e objetivo de controle nível preciso.

	Modelo sem incertezas			Modelo com incertezas		
	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 h$ ((m ³ /s) ²)	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 h$ ((m ³ /s) ²)
Valores atuais	10	2500	3,5016x10 ⁻⁴	10	2500	3,5016x10 ⁻⁴
Gradiente	93,7	2999,7	4,5520x10 ⁻⁶	91,2	2999,7	6,8113x10 ⁻⁶
Algoritmos Genéticos	93,6	3484,7	4,5518x10 ⁻⁶	100	2306,7	6,6309x10 ⁻⁶
Skogestad	17,4	23,5	1,6513x10 ⁻⁴	17,4	23,5	2,4914x10 ⁻⁴
Lambda Tuning	100	588	5,0389x10 ⁻⁶	100	588	7,0385x10 ⁻⁶

Fonte: Elaboração do autor.

Para a perturbação do tipo *Sine Wave L*, com objetivo de controle nível médio, apresenta-se na Figura 5.3 (superior) o comportamento atual da vazão de saída e o comportamento das vazões de saída resultantes dos métodos utilizados para a determinação dos parâmetros do controlador. Da mesma forma, na Figura 5.3 (inferior) apresenta-se o comportamento dos respectivos níveis.

Figura 5.3 – Comportamento das vazões de saída (superior) e dos níveis (inferior) para perturbação do tipo *Sine Wave L* e objetivo de controle nível médio.



Fonte: Elaboração do autor.

Na Tabela 5.2 observa-se que todos os métodos utilizados resultaram em menor variância da vazão de saída em comparação com a variância atual da vazão de saída da planta, independentemente do modelo utilizado apresentar incertezas ou não. Porém, considerando os testes realizados, o modelo com incertezas apresentou

em média uma variância de vazão de saída 15% menor em relação ao modelo sem incertezas. Dentre os resultados, as variâncias da vazão de saída foram semelhantes para qualquer método aplicado.

Tabela 5.2 – Parâmetros do controlador e variâncias das vazões de saída e dos níveis para perturbação do tipo *Sine Wave L* e objetivo de controle nível médio.

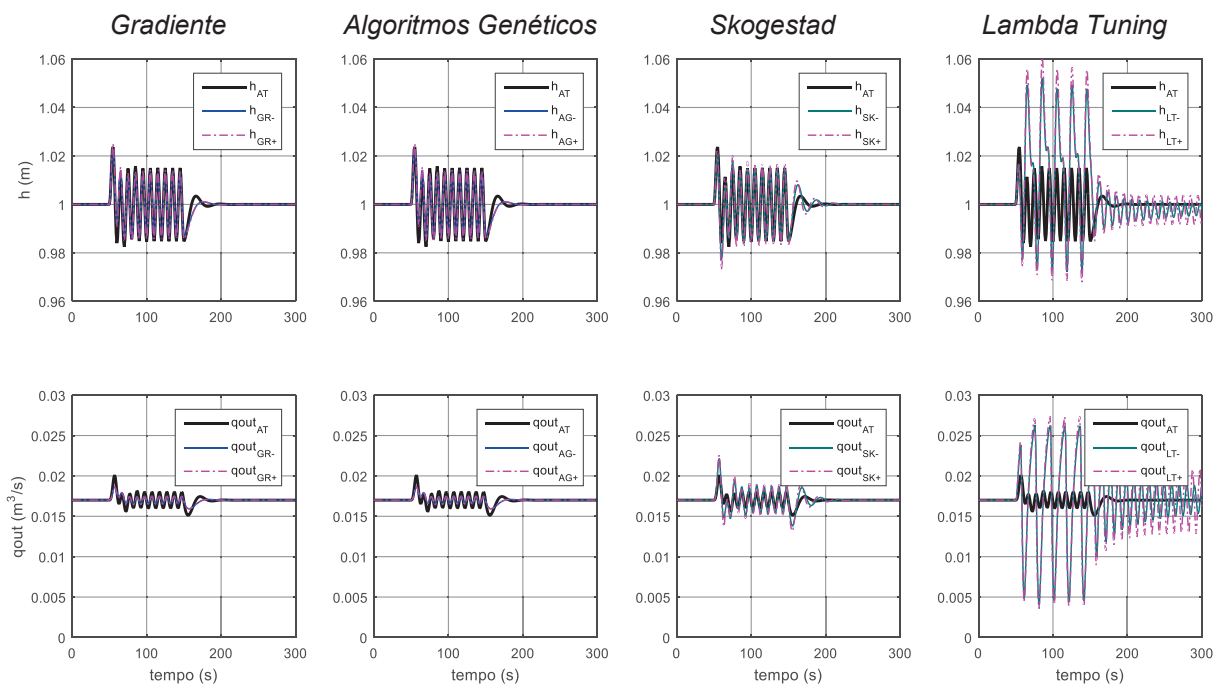
	<i>Modelo sem incertezas</i>			<i>Modelo com incertezas</i>		
	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 q_{out}$ ((m^3/s) ²)	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 q_{out}$ ((m^3/s) ²)
Valores atuais	10	2500	$1,7135 \times 10^{-5}$	10	2500	$1,7135 \times 10^{-5}$
Gradiente	0,2	2999,7	$2,5996 \times 10^{-7}$	0,2	2999,7	$2,2009 \times 10^{-7}$
Algoritmos Genéticos	0,2	4112,4	$2,5979 \times 10^{-7}$	0,2	349,7	$2,2452 \times 10^{-7}$
Skogestad	0,2	588	$2,6268 \times 10^{-7}$	0,2	588	$2,2238 \times 10^{-7}$
Lambda Tuning	0,2	588	$2,6268 \times 10^{-7}$	0,2	588	$2,2238 \times 10^{-7}$

Fonte: Elaboração do autor.

5.3.2 Perturbação *Sine Wave H*

Para a perturbação do tipo *Sine Wave H*, com objetivo de controle nível preciso, apresenta-se na Figura 5.4 (superior) o comportamento dos níveis e na Figura 5.4 (inferior) apresenta-se o comportamento das vazões de saída.

Figura 5.4 – Comportamento dos níveis (superior) e das vazões de saída (inferior) para perturbação do tipo *Sine Wave H* e objetivo de controle nível preciso.



Fonte: Elaboração do autor.

Na Tabela 5.3 observa-se que apenas o Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos resultaram em menor variância do nível em comparação com a variância atual do nível da planta, independentemente do modelo utilizado apresentar incertezas ou não. Considerando os testes realizados utilizando os quatro métodos de sintonia, o modelo com incertezas apresentou em média uma variância de nível 20% menor em relação ao modelo sem incertezas.

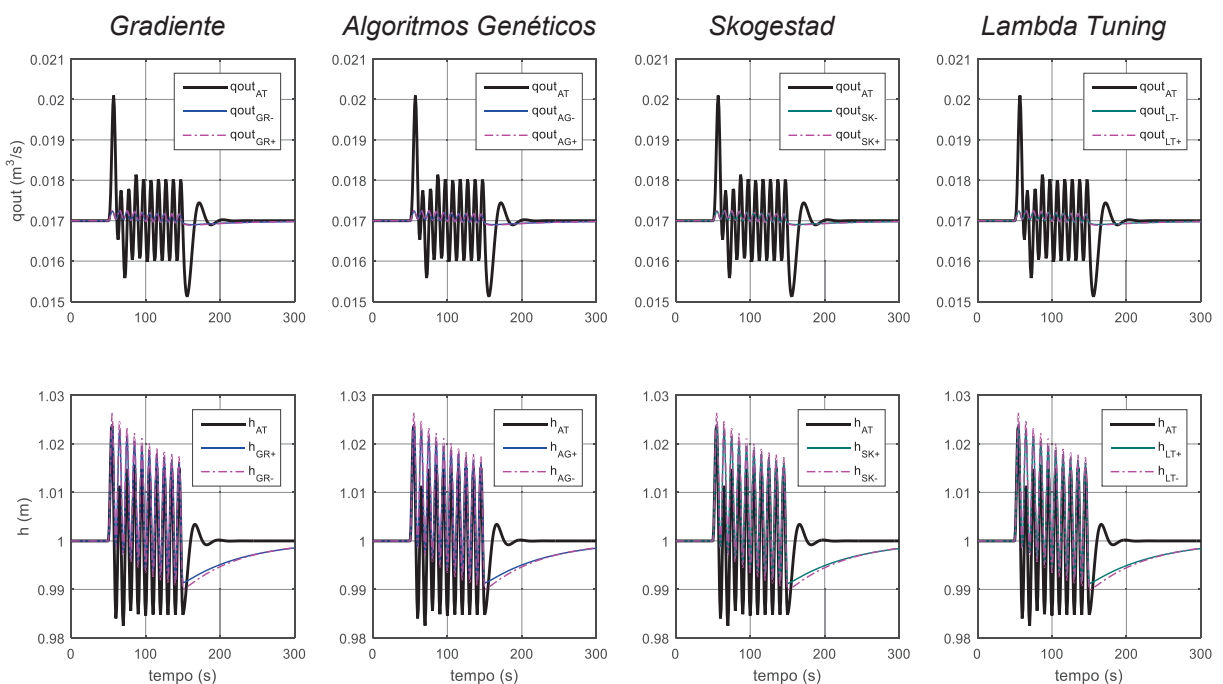
Tabela 5.3 – Parâmetros do controlador e variâncias dos níveis e das vazões de saída para perturbação do tipo *Sine Wave H* e objetivo de controle nível preciso.

	<i>Modelo sem incertezas</i>			<i>Modelo com incertezas</i>		
	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 h$ ((m ³ /s) ²)	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 h$ ((m ³ /s) ²)
Valores atuais	10	2500	4,5139x10 ⁻⁵	10	2500	4,5139x10 ⁻⁵
Gradiente	5,0	2999,7	4,2486x10 ⁻⁵	5,5	2999,7	3,5170x10 ⁻⁵
Algoritmos Genéticos	5,0	1021,5	4,2536x10 ⁻⁵	5,5	3974	3,5164x10 ⁻⁵
Skogestad	17,4	23,5	5,6911x10 ⁻⁵	17,4	23,5	4,4933x10 ⁻⁵
Lambda Tuning	100	588	3,2346x10 ⁻⁴	100	588	2,4452x10 ⁻⁴

Fonte: Elaboração do autor.

Para a perturbação do tipo *Sine Wave H*, com objetivo de controle nível médio, apresenta-se na Figura 5.5 (superior) os comportamentos das vazões de saída e na Figura 5.5 (inferior) apresenta-se os comportamentos dos respectivos níveis.

Figura 5.5 – Comportamento das vazões de saída (superior) e dos níveis (inferior) para perturbação do tipo *Sine Wave H* e objetivo de controle nível médio.



Fonte: Elaboração do autor.

Na Tabela 5.4 observa-se que todos os métodos utilizados resultaram em menor variância da vazão de saída em comparação com a variância atual da vazão de saída da planta, independentemente do modelo utilizado apresentar incertezas ou não. Porém, considerando os testes realizados, o modelo com incertezas apresentou em média uma variância de vazão de saída 15% menor em relação ao modelo sem incertezas. Dentre os resultados, as variâncias da vazão de saída foram semelhantes para qualquer método aplicado.

Tabela 5.4 – Parâmetros do controlador e variâncias das vazões de saída e dos níveis para perturbação do tipo *Sine Wave H* e objetivo de controle nível médio.

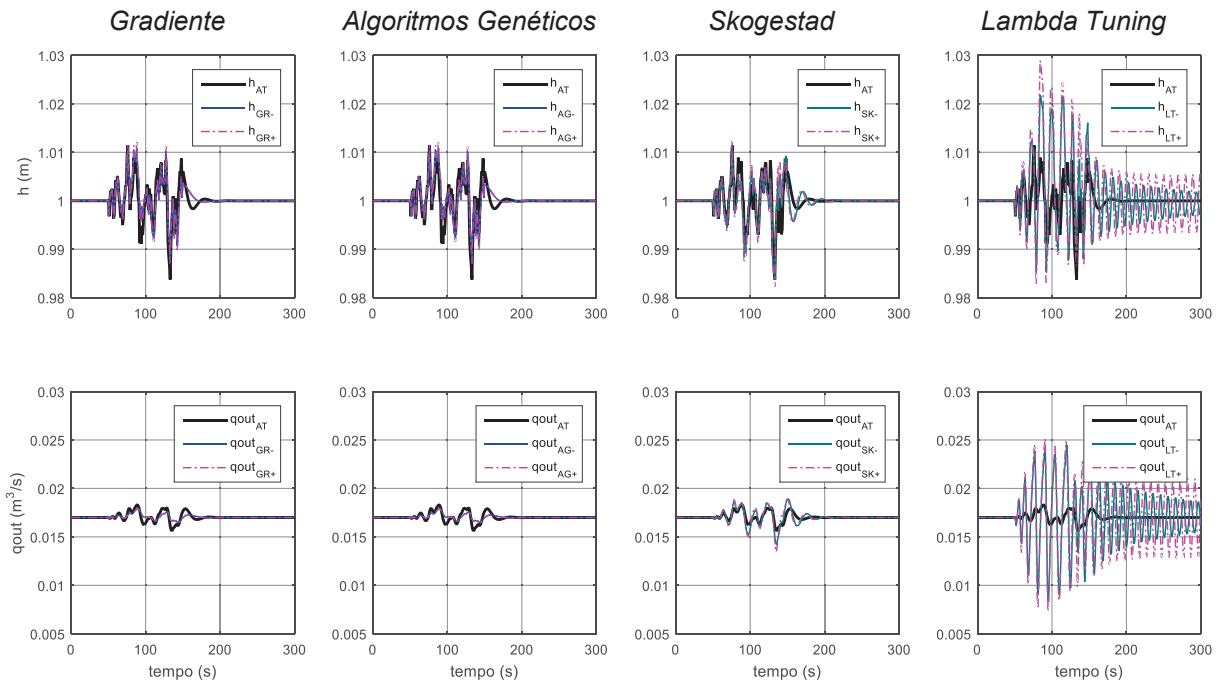
	Modelo sem incertezas			Modelo com incertezas		
	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 q_{out}$ ((m ³ /s) ²)	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 q_{out}$ ((m ³ /s) ²)
Valores atuais	10	2500	3,7681x10 ⁻⁷	10	2500	3,7681x10 ⁻⁷
Gradiente	0,2	2999,7	8,0130x10 ⁻⁹	0,2	2999,7	6,8282x10 ⁻⁹
Algoritmos Genéticos	0,2	1735,8	8,0299x10 ⁻⁹	0,2	1177,3	6,8591x10 ⁻⁹
Skogestad	0,2	588	8,1127x10 ⁻⁹	0,2	588	6,9130x10 ⁻⁹
Lambda Tuning	0,2	588	8,1127x10 ⁻⁹	0,2	588	6,9130x10 ⁻⁹

Fonte: Elaboração do autor.

5.3.3 Perturbação *Random*

Para a perturbação do tipo *Random*, com objetivo de controle nível preciso, apresenta-se na Figura 5.6 (superior) o valor de referência do nível, o comportamento atual do nível e o comportamento dos níveis resultantes dos métodos utilizados para a determinação dos parâmetros do controlador. Da mesma forma, na Figura 5.6 (inferior) apresenta-se o comportamento das respectivas vazões de saída.

Figura 5.6 – Comportamento dos níveis (superior) e das vazões de saída (inferior) para perturbação do tipo *Random* e objetivo de controle nível preciso.



Fonte: Elaboração do autor.

Na Tabela 5.5 observa-se que apenas o Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos resultaram em menor variância do nível em comparação com a variância atual do nível da planta, independentemente do modelo utilizado apresentar incertezas ou não. Considerando os testes realizados utilizando os quatro métodos de sintonia, o modelo com incertezas apresentou em média uma variância de nível 21% menor em relação ao modelo sem incertezas.

Tabela 5.5 – Parâmetros do controlador e variâncias dos níveis e das vazões de saída para perturbação do tipo *Random* e objetivo de controle nível preciso.

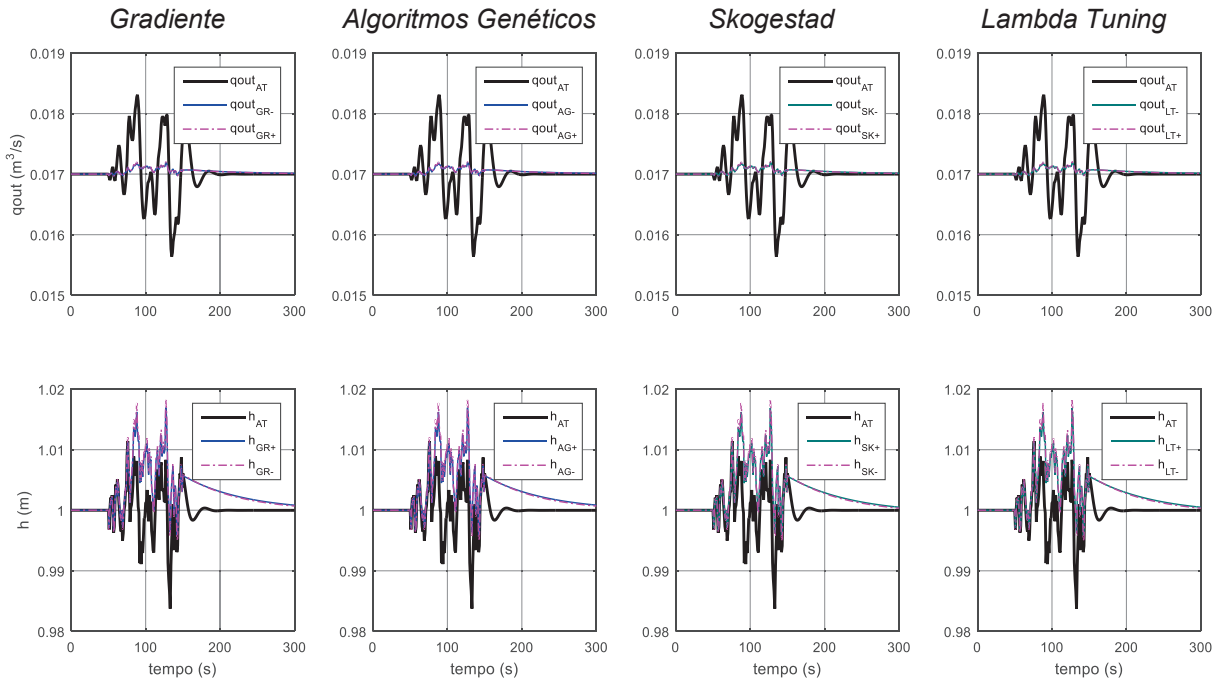
	<i>Modelo sem incertezas</i>			<i>Modelo com incertezas</i>		
	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 h$ ((m^3/s) ²)	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 h$ ((m^3/s) ²)
Valores atuais	10	2500	$9,3061 \times 10^{-6}$	10	2500	$9,3061 \times 10^{-6}$
Gradiente	4,4	2999,7	$9,0936 \times 10^{-6}$	4,9	2999,7	$7,5440 \times 10^{-6}$
Algoritmos Genéticos	4,4	4990,7	$9,0860 \times 10^{-6}$	4,9	4764,4	$7,5381 \times 10^{-6}$
Skogestad	17,4	23,5	$1,1595 \times 10^{-5}$	17,4	23,5	$9,6121 \times 10^{-6}$
Lambda Tuning	100	588	$6,3285 \times 10^{-5}$	100	588	$4,1552 \times 10^{-5}$

Fonte: Elaboração do autor.

Para a perturbação do tipo *Random*, com objetivo de controle nível médio, apresenta-se na Figura 5.7 (superior) o comportamento atual da vazão de saída e o comportamento das vazões de saída resultantes dos métodos utilizados para a

determinação dos parâmetros do controlador. Da mesma forma, na Figura 5.7 (inferior) apresenta-se o comportamento dos respectivos níveis.

Figura 5.7 – Comportamento das vazões de saída (superior) e dos níveis (inferior) para perturbação do tipo *Random* e objetivo de controle nível médio.



Fonte: Elaboração do autor.

Na Tabela 5.6 observa-se que todos os métodos utilizados resultaram em menor variância da vazão de saída em comparação com a variância atual da vazão de saída da planta, independentemente do modelo utilizado apresentar incertezas ou não. Porém, considerando os testes realizados, o modelo com incertezas apresentou em média uma variância de vazão de saída 14% menor em relação ao modelo sem incertezas. Dentre os resultados, as variâncias da vazão de saída foram semelhantes para qualquer método aplicado.

Tabela 5.6 – Parâmetros do controlador e variâncias das vazões de saída e dos níveis para perturbação do tipo *Random* e objetivo de controle nível médio.

	<i>Modelo sem incertezas</i>			<i>Modelo com incertezas</i>		
	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 q_{out}$ ((m³/s)²)	K_p	T_i (s/rep)	$\sigma^2 q_{out}$ ((m³/s)²)
Valores atuais	10	2500	$1,5772 \times 10^{-7}$	10	2500	$1,5772 \times 10^{-7}$
Gradiente	0,2	2999,7	$1,9725 \times 10^{-9}$	0,2	2999,7	$1,6850 \times 10^{-9}$
Algoritmos Genéticos	0,2	2924,4	$1,9726 \times 10^{-9}$	0,2	3592	$1,6842 \times 10^{-9}$
Skogestad	0,2	588	$1,9985 \times 10^{-9}$	0,2	588	$1,7087 \times 10^{-9}$
Lambda Tuning	0,2	588	$1,9985 \times 10^{-9}$	0,2	588	$1,7087 \times 10^{-9}$

Fonte: Elaboração do autor.

5.3.4 Resumo dos Resultados das Simulações

Nesta subseção apresenta-se tabelas resumo segundo cada objetivo de controle, contemplando os resultados obtidos nas simulações realizadas para os modelos sem e com incertezas, expondo a classificação dos métodos aplicados a cada perturbação, bem como quais apresentaram resultados melhor ou pior que a planta atual.

Em relação às simulações do comportamento do nível, para o objetivo de controle nível preciso, realizadas frente a três tipos de perturbação na vazão de entrada, considerando quatro métodos de sintonia para os parâmetros do controlador, observa-se na Tabela 5.7 que os melhores resultados foram obtidos utilizando o Método do Gradiente ou Algoritmos Genéticos, apresentando menor variância do nível em comparação com a variância atual do nível da planta. Os métodos de Skogestad e Lambda Tuning, da forma como foram aplicados, apresentaram os piores resultados dentre os métodos utilizados.

Tabela 5.7 – Resumo dos resultados obtidos com os métodos de sintonia utilizados para objetivo de controle nível preciso.

	<i>Modelo sem incertezas</i>				<i>Modelo com incertezas</i>			
	<i>GR+</i>	<i>AG+</i>	<i>SK+</i>	<i>LT+</i>	<i>GR-</i>	<i>AG-</i>	<i>SK-</i>	<i>LT-</i>
<i>Sine Wave L</i>	✓✓✓	✓✓✓✓	✓	✓✓	✓✓✓	✓✓✓✓	✓	✓✓
<i>Sine Wave H</i>	✓✓✓	✓✓✓✓	✓✓	X	✓✓✓	✓✓✓✓	✓✓	X
<i>Random</i>	✓✓✓	✓✓✓✓	X	X	✓✓✓	✓✓✓✓	X	X

✓✓✓✓: Melhor resultado entre os que apresentaram menor variância que a variância atual.

✓: Pior resultado entre os que apresentaram menor variância que a variância atual.

X: Apresentou maior variância que a variância atual.

Fonte: Elaboração do autor.

Em relação às simulações do comportamento da vazão de saída, para o objetivo nível médio, realizadas nas mesmas condições citadas anteriormente, observa-se na Tabela 5.8 que os melhores resultados, para a maioria das perturbações simuladas, foram obtidos utilizando o Método do Gradiente ou Algoritmos Genéticos, apresentando menor variância da vazão de saída em comparação com a variância atual da vazão de saída da planta. Os métodos de Skogestad e Lambda Tuning apresentaram, em geral, os piores resultados dentre os métodos utilizados.

Tabela 5.8 – Resumo dos resultados obtidos com os métodos de sintonia utilizados para objetivo de controle nível médio.

	<i>Modelo sem incertezas</i>				<i>Modelo com incertezas</i>			
	<i>GR+</i>	<i>AG+</i>	<i>SK+</i>	<i>LT+</i>	<i>GR-</i>	<i>AG-</i>	<i>SK-</i>	<i>LT-</i>
<i>Sine Wave L</i>	✓✓✓	✓✓✓✓	✓✓	✓✓	✓✓✓✓	✓✓	✓✓✓	✓✓✓
<i>Sine Wave H</i>	✓✓✓✓	✓✓✓	✓✓	✓✓	✓✓✓✓	✓✓✓	✓✓	✓✓
<i>Random</i>	✓✓✓✓	✓✓✓	✓✓	✓✓	✓✓✓	✓✓✓✓	✓✓	✓✓

✓✓✓✓: Melhor resultado entre os que apresentaram menor variância que a variância atual.

✓: Pior resultado entre os que apresentaram menor variância que a variância atual.

Fonte: Elaboração do autor.

O desempenho dos métodos utilizados deve-se ao fato de que o Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos consideram o tipo de perturbação a ser rejeitada e o modelo da planta, procurando uma solução ótima. Por outro lado, os métodos de Skogestad e Lambda Tuning possuem apenas um parâmetro a ser definido para responder a uma mudança ao degrau no valor de referência, sem considerar perturbação na carga (vazão de entrada).

Além disso, observa-se nas Tabelas 5.7 e 5.8 que em geral os resultados obtidos com o Método do Gradiente são bastante próximos, ou melhores, que os obtidos com Algoritmos Genéticos. Assim, pode-se considerar que, tendo por base os testes apresentados, o Método do Gradiente torna-se mais vantajoso para implementação em *hardwares* ou *softwares* industriais devido, principalmente, ao seu bom desempenho e baixo custo computacional. Nas simulações realizadas, o Método do Gradiente utilizou em torno de dez segundos para execução, enquanto que o método Algoritmos Genéticos utilizou em torno de três minutos.

5.4 Avaliação de Desempenho do Controlador

Conforme apresentado na seção 4.2.6, utilizou-se o índice Id_{varPV} para avaliar o desempenho do controlador de nível preciso através da razão entre a variância do nível encontrada na resolução do problema de otimização e a variância atual do nível na planta. Os resultados dos índices de avaliação de desempenho do controlador utilizando o Método do Gradiente, bem como a diferença entre os modelos sem e com incertezas, são apresentados na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível preciso utilizando o Método do Gradiente e o impacto das incertezas.

Perturbação	$\sigma^2(h_{otimo})$ atual	$\sigma^2(h_{otimo})$ GR+	$\sigma^2(h_{otimo})$ GR-	Id_{varPV} GR+	Id_{varPV} GR-	Diferença Id_{varPV}
<i>Sine Wave L</i>	$3,5016 \times 10^{-4}$	$4,5520 \times 10^{-6}$	$6,8113 \times 10^{-6}$	0,0130	0,0195	0,0065
<i>Sine Wave H</i>	$4,5139 \times 10^{-5}$	$4,2486 \times 10^{-5}$	$3,5170 \times 10^{-5}$	0,9412	0,7791	0,1621
<i>Random</i>	$9,3061 \times 10^{-6}$	$9,0936 \times 10^{-6}$	$7,5440 \times 10^{-6}$	0,9772	0,8106	0,1665

Fonte: Elaboração do autor.

Os resultados dos índices de avaliação de desempenho do controlador utilizando o método Algoritmos Genéticos, bem como a diferença entre os modelos sem e com incertezas, são apresentados na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível preciso utilizando Algoritmos Genéticos e o impacto das incertezas.

Perturbação	$\sigma^2(h_{otimo})$ atual	$\sigma^2(h_{otimo})$ AG+	$\sigma^2(h_{otimo})$ AG-	Id_{varPV} AG+	Id_{varPV} AG-	Diferença Id_{varPV}
<i>Sine Wave L</i>	$3,5016 \times 10^{-4}$	$4,5518 \times 10^{-6}$	$6,6309 \times 10^{-6}$	0,0130	0,0189	0,0059
<i>Sine Wave H</i>	$4,5139 \times 10^{-5}$	$4,2536 \times 10^{-5}$	$3,5164 \times 10^{-5}$	0,9423	0,7790	0,1633
<i>Random</i>	$9,3061 \times 10^{-6}$	$9,0860 \times 10^{-6}$	$7,5381 \times 10^{-6}$	0,9763	0,8100	0,1663

Fonte: Elaboração do autor.

Os índices obtidos com o Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos são bastante próximos devido ao fato de as variâncias do nível encontradas na resolução do problema de otimização com os dois métodos serem bastante próximas. Para estes índices, a proximidade com um indica que os parâmetros atuais do controlador devem ser mantidos e a proximidade com zero indica que o controlador necessita ser sintonizado.

Considerando o modelo sem incertezas, conclui-se com os dados apresentados na Tabela 5.9 e na Tabela 5.10 que o controlador da planta, da maneira como está sintonizado atualmente, apresenta um bom desempenho para o objetivo de controle nível preciso no caso de perturbações do tipo *Sine Wave H* e *Random*, podendo-se manter os parâmetros atuais. Porém, apresenta um desempenho ruim para a perturbação *Sine Wave L*, onde faz-se necessária a sintonização do controlador conforme os valores dos parâmetros K_p e T_i encontrados na resolução do problema de otimização.

O impacto das incertezas nos índices de avaliação de desempenho é maior nas

perturbações *Sine Wave H* e *Random*. Nestes dois casos, os índices demonstram que a planta está relativamente bem sintonizada, porém não tão bem sintonizada como apresentado com a utilização de um modelo sem incertezas.

Como os índices de desempenho da Tabela 5.9, e da Tabela 5.10, indicam a fração de qualidade que a planta está atingindo atualmente em relação ao que poderia atingir com os parâmetros encontrados na resolução do problema de otimização, considerando o modelo sem incertezas, pode-se reescrevê-los como na Tabela 5.11.

Tabela 5.11 – Fração de qualidade atingida pela planta no controle nível preciso em relação ao máximo possível com os resultados da otimização.

<i>Perturbação</i>	<i>Gradiente</i>	<i>Algoritmos Genéticos</i>
<i>Sine Wave L</i>	1/100	1/100
<i>Sine Wave H</i>	94/100	94/100
<i>Random</i>	98/100	98/100

Fonte: Elaboração do autor.

Pode-se afirmar que o controlador está melhor sintonizado para as perturbações *Sine Wave H* e *Random*, atingindo acima de noventa partes da fração de qualidade que a planta poderia atingir com os parâmetros encontrados na resolução do problema de otimização. Para a perturbação *Sine Wave L*, atinge apenas uma de cem partes da fração de qualidade.

Para avaliar o desempenho do controlador de nível médio utilizou-se o índice Id_{varMV} , que considera a razão entre a variância da vazão de saída encontrada na resolução do problema de otimização e a variância atual da vazão de saída na planta. Os resultados dos índices de avaliação de desempenho do controlador utilizando o Método do Gradiente, bem como a diferença entre os modelos sem e com incertezas, são apresentados na Tabela 5.12.

Tabela 5.12 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível médio utilizando o Método do Gradiente e o impacto das incertezas.

<i>Perturbação</i>	$\sigma^2(q_{out\ otimo})$ <i>atual</i>	$\sigma^2(q_{out\ otimo})$ <i>GR+</i>	$\sigma^2(q_{out\ otimo})$ <i>GR-</i>	Id_{varMV} <i>GR+</i>	Id_{varMV} <i>GR-</i>	<i>Diferença</i> Id_{varMV}
<i>Sine Wave L</i>	$1,7135 \times 10^{-5}$	$1,6463 \times 10^{-3}$	$1,3915 \times 10^{-3}$	0,0152	0,0128	0,0023
<i>Sine Wave H</i>	$3,7681 \times 10^{-7}$	$6,5681 \times 10^{-5}$	$5,5484 \times 10^{-5}$	0,0213	0,0181	0,0031
<i>Random</i>	$1,5772 \times 10^{-7}$	$1,4464 \times 10^{-5}$	$1,2259 \times 10^{-5}$	0,0125	0,0107	0,0018

Fonte: Elaboração do autor.

Os resultados dos índices de avaliação de desempenho do controlador utilizando o método Algoritmos Genéticos, bem como a diferença entre os modelos sem e com incertezas, são apresentados na Tabela 5.13.

Tabela 5.13 – Índices de avaliação de desempenho para objetivo de controle nível médio utilizando Algoritmos Genéticos e o impacto das incertezas.

Perturbação	$\sigma^2(q_{out_{otimo}})$ atual	$\sigma^2(q_{out_{otimo}})$ AG+	$\sigma^2(q_{out_{otimo}})$ AG-	Id_{varMV} AG+	Id_{varMV} AG-	Diferença Id_{varMV}
<i>Sine Wave L</i>	1,7135x10 ⁻⁵	2,5996x10 ⁻⁷	2,2009x10 ⁻⁷	0,0152	0,0131	0,0021
<i>Sine Wave H</i>	3,7681x10 ⁻⁷	8,0299x10 ⁻⁹	6,8591x10 ⁻⁹	0,0213	0,0182	0,0031
<i>Random</i>	1,5772x10 ⁻⁷	1,9725x10 ⁻⁹	1,6850x10 ⁻⁹	0,0125	0,0107	0,0018

Fonte: Elaboração do autor.

Os índices obtidos com o Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos são bastante próximos devido ao fato de as variâncias do nível encontradas na resolução do problema de otimização com os dois métodos serem bastante próximas.

Para estes índices a proximidade com um indica que os parâmetros atuais do controlador devem ser mantidos e a proximidade com zero indica que o controlador necessita ser sintonizado.

Considerando o modelo sem incertezas, conclui-se com os dados apresentados na Tabela 5.12 e na Tabela 5.13 que o controlador da planta, da maneira como está sintonizado atualmente, apresenta um desempenho ruim para o objetivo de controle nível médio em todas as perturbações, onde faz-se necessária a sintonia do controlador conforme os valores dos parâmetros K_p e T_i encontrados na resolução do problema de otimização.

O impacto das incertezas nos índices de avaliação de desempenho é, na prática, desprezível para todas as perturbações simuladas. Os índices demonstram que a planta está mal sintonizada.

Como os índices de desempenho da Tabela 5.12, e da Tabela 5.13, indicam a fração de qualidade que a planta está atingindo atualmente em relação ao que poderia atingir com os parâmetros encontrados na resolução do problema de otimização, considerando o modelo sem incertezas, pode-se reescrevê-los como na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 – Fração de qualidade atingida pela planta no controle nível médio em relação ao máximo possível com os resultados da otimização.

<i>Perturbação</i>	<i>Gradiente</i>	<i>Algoritmos Genéticos</i>
<i>Sine Wave L</i>	2/100	2/100
<i>Sine Wave H</i>	2/100	2/100
<i>Random</i>	1/100	1/100

Fonte: Elaboração do autor.

Pode-se afirmar que o controlador está mal sintonizado para o objetivo de controle nível médio, independente da perturbação simulada, atingindo no melhor caso apenas duas das cem partes da fração de qualidade que a planta poderia atingir com os parâmetros encontrados na resolução do problema de otimização.

5.5 Consequências das Incertezas nos Parâmetros de Modelagem

Conforme descrito na seção 5.3, as incertezas, de mais 10% na área da seção transversal do tanque e de menos 5% no coeficiente de vazão da válvula, impactaram nas variâncias do nível e da vazão de saída, conforme cada objetivo de controle e cada tipo de perturbação, como observa-se na Tabela 5.15.

Tabela 5.15 – Impacto das incertezas do modelo nas variâncias em relação ao modelo sem incertezas.

<i>Perturbação</i>	<i>Impacto na variância do nível para nível preciso</i>	<i>Impacto na variância da vazão de saída para nível médio</i>
<i>Sine Wave L</i>	47% maior	15% menor
<i>Sine Wave H</i>	20% menor	15% menor
<i>Random</i>	21% menor	14% menor

Fonte: Elaboração do autor.

Para o objetivo de controle nível preciso, observou-se as maiores influências, sendo a maior delas ocorrida na presença da perturbação *Sine Wave L*. No caso desta perturbação, a de menor frequência, a variância do nível foi maior do que no modelo sem incertezas. No caso das perturbações *Sine Wave H* e *Random*, as de maior frequência, as variâncias do nível foram menores do que no modelo sem incertezas. Para o objetivo de controle nível médio, independentemente do tipo de perturbação, as influências das incertezas foram próximas e as variâncias da vazão de saída foram menores do que no modelo sem incertezas.

Conforme apresentado na seção 5.4, as incertezas impactaram nos índices de avaliação do desempenho Id_{varPV} e Id_{varMV} , segundo cada objetivo de controle e cada tipo de perturbação e, conseqüentemente, impactaram na necessidade de sintonizar o controlador. Apresenta-se esta análise na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 – Impacto das incertezas na necessidade de sintonizar o controlador.

<i>Perturbação</i>	<i>Sintonia para nível preciso</i>		<i>Sintonia para nível médio</i>	
	<i>Modelo sem incertezas</i>	<i>Modelo com incertezas</i>	<i>Modelo sem incertezas</i>	<i>Modelo com incertezas</i>
<i>Sine Wave L</i>				
<i>Sine Wave H</i>				
<i>Random</i>				

: Maior necessidade de sintonizar o controlador.

: Menor necessidade de sintoniza o controlador.

Fonte: Elaboração do autor.

Com base nos índice de avaliação de desempenho apresentados na seção 5.4, a Tabela 5.16 demonstra que para as perturbações *Sine Wave H* e *Random*, para o objetivo de controle nível preciso, não há necessidade de sintonizar o controlador, quando considerado o modelo sem incertezas. Porém, se considerado o modelo com incertezas, conclui-se que o controlador não está tão bem sintonizado. Para os demais casos as incertezas não impactaram na necessidade de sintonizar o controlador.

5.6 Consequências da Utilização de Índices de Avaliação de Desempenho Inadequados

Conforme exposto na seção 5.4, nesta pesquisa utilizou-se o índice Id_{varPV} para avaliar o desempenho do controlador de nível preciso e o índice Id_{varMV} para avaliar o desempenho do controlador de nível médio. O índice Id_{varPV} considera a variável de processo, ou seja, o nível, que deve permanecer no valor desejado enquanto ocorre a transferência da variabilidade da vazão de entrada para a vazão de saída. O índice Id_{varMV} , por sua vez, considera a variável manipulada, ou seja, a vazão de saída, que deve ter sua taxa de variação minimizada enquanto o tanque absorve as perturbações oriundas da vazão de entrada.

Nas indústrias existem tanques que podem ter como objetivo de controle nível preciso ou nível médio. Quando ocorrem equívocos na escolha do índice de avaliação

de desempenho, como por exemplo utilizar um índice que considera a variável de processo para avaliar um tanque com objetivo de controle nível médio, pode-se gerar conclusões equivocadas sobre o desempenho do controlador, levando a uma má sintonia de seus parâmetros. Um exemplo deste tipo de equívoco seria a utilização de índices de avaliação de desempenho, presentes em sistemas de suporte à decisão, que consideram a variável de processo, no caso o nível do tanque, para avaliar um tanque de compensação, onde dever-se-ia considerar a variável manipulada, no caso a vazão de saída. Outro equívoco que pode ocorrer é o reconhecimento incorreto do objetivo de controle da planta. Um exemplo deste tipo de equívoco seria considerar que um tanque que tem a função de armazenamento, onde faz-se necessário o controle de nível para estocagem, deva ter a variância de sua vazão de saída minimizada, ou considerar que um tanque que tem a função de absorver oscilações presentes para que não se propagem no processo a jusante, onde faz-se necessário a minimização da variância de sua vazão de saída, deva ter seu nível mantido em um valor de referência.

Assumindo o equívoco na escolha do índice de avaliação de desempenho, ou seja, utilizar o índice Id_{varMV} para nível preciso ou o índice Id_{varPV} para nível médio, calculou-se os índices de desempenho do controlador segundo seu objetivo.

Na Tabela 5.17, apresenta-se as variâncias da vazão de saída e os índices de desempenho do controlador calculados incorretamente para controle de nível preciso.

Tabela 5.17 – Variâncias da vazão de saída e índices de desempenho do controlador calculados incorretamente para objetivo de controle nível preciso.

Perturbação	$\sigma^2(q_{out_{atual}})$	$\sigma^2(q_{out_{otimo}})$ GR	$\sigma^2(q_{out_{otimo}})$ AG	Id_{varMV} GR	Id_{varMV} AG
<i>Sine Wave L</i>	1,7135x10 ⁻⁵	1,3360x10 ⁻⁵	1,3358x10 ⁻⁵	0,7797	0,7796
<i>Sine Wave H</i>	3,7681x10 ⁻⁷	1,2737x10 ⁻⁷	1,2798x10 ⁻⁷	0,3380	0,3397
<i>Random</i>	1,5772x10 ⁻⁷	4,1563x10 ⁻⁸	4,1517x10 ⁻⁸	0,2635	0,2632

Fonte: Elaboração do autor.

Os resultados apresentados considerando a utilização de um índice de avaliação de desempenho inadequado demonstram que, para a perturbação *Sine Wave L*, o controlador está relativamente bem sintonizado, o que contraria os resultados da Tabela 5.9 e da Tabela 5.10. Além disso, para as perturbações *Sine Wave H* e *Random*, o índice inadequado aponta para a necessidade de sintonizar os parâmetros do controlador, o que também contraria os resultados obtidos quando da

utilização do índice de avaliação adequado.

Na Tabela 5.18, apresenta-se as variâncias do nível e os índices de desempenho do controlador calculados incorretamente para controle de nível médio.

Tabela 5.18 – Variâncias do nível e índices de desempenho do controlador calculados incorretamente para objetivo de controle nível médio.

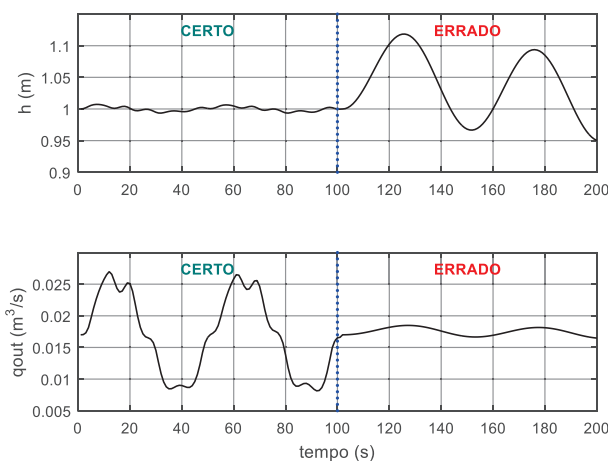
<i>Perturbação</i>	$\sigma^2(h_{atual})$	$\sigma^2(h_{otimo})$ GR	$\sigma^2(h_{otimo})$ AG	Id_{varPV} GR	Id_{varPV} AG
<i>Sine Wave L</i>	$3,5016 \times 10^{-4}$	$1,6463 \times 10^{-3}$	$1,6450 \times 10^{-3}$	4,7015	4,6978
<i>Sine Wave H</i>	$4,5139 \times 10^{-5}$	$6,5681 \times 10^{-5}$	$6,5811 \times 10^{-5}$	1,4551	1,4580
<i>Random</i>	$9,3061 \times 10^{-6}$	$1,4464 \times 10^{-5}$	$1,4466 \times 10^{-5}$	1,5543	1,5544

Fonte: Elaboração do autor.

Nestes resultados observa-se o índice calculado resultando em um valor maior que um, o que indicaria que o desempenho do controlador com os parâmetros encontrados na resolução do problema de otimização ficaria pior que seu atual desempenho, contradizendo o apresentado na Tabela 5.12 e na Tabela 5.13, que aponta para a necessidade de sintonizar os parâmetros do controlador.

Assumindo o equívoco no reconhecimento do objetivo de controle da planta, ou seja, considerar que o objetivo de controle de um tanque é nível médio quando na realidade é nível preciso, determina-se os parâmetros do controlador visando minimizar a variância da vazão de saída, ao invés de minimizar a variância do nível. A Figura 5.8 apresenta o comportamento da planta, frente à perturbação *Sine Wave L* quando sintonizada considerando corretamente o objetivo de controle e quando sintonizada considerando o objetivo de forma equivocada.

Figura 5.8 – Comportamento da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível preciso, e equivocadamente, para objetivo de controle nível médio.



Fonte: Elaboração do autor.

As características do comportamento da planta nas condições apresentadas acima podem ser observadas na Tabela 5.19.

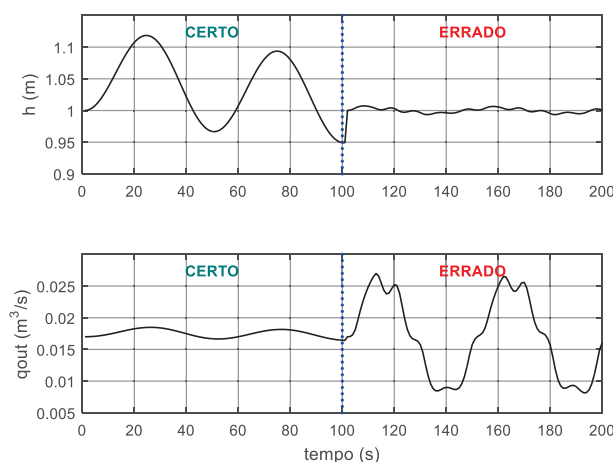
Tabela 5.19 – Características da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível preciso, e equivocadamente, para objetivo de controle nível médio.

Característica	Nível (h)		Vazão de saída (q_{out})	
	Certo	Errado	Certo	Errado
Mínimo	0,9935m	0,9493m	0,0081m ³ /s	0,0164m ³ /s
Máximo	1,0072m	1,1184m	0,0270m ³ /s	0,0185m ³ /s
Máxima variação	0,0137m	0,1691m	0,0188m ³ /s	0,0021m ³ /s
Variância	$1,3512 \times 10^{-05}$	0,0026	$4,0022 \times 10^{-05}$	$3,6628 \times 10^{-07}$
Valor médio	1m	1,0370m	0,0170m ³ /s	0,0175m ³ /s
Desvio padrão	0,0037	0,0511	0,0063	$6,0521 \times 10^{-04}$

Fonte: Elaboração do autor.

Similar ao apresentado, assumindo o equívoco no reconhecimento do objetivo de controle da planta, ou seja, considerar que o objetivo de controle de um tanque é nível preciso quando na realidade é nível médio, determina-se os parâmetros do controlador visando minimizar a variância do nível, ao invés de minimizar a variância da vazão de saída. A Figura 5.9 apresenta o comportamento da planta, frente à perturbação *Sine Wave L* quando sintonizada considerando corretamente o objetivo de controle e quando sintonizada considerando o objetivo de forma equivocada.

Figura 5.9 – Comportamento da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível médio, e equivocadamente, para objetivo de controle nível preciso.



Fonte: Elaboração do autor.

As características do comportamento da planta nas condições apresentadas acima podem ser observadas na Tabela 5.20.

Tabela 5.20 – Características da planta sintonizada corretamente, para objetivo de controle nível médio, e equivocadamente, para objetivo de controle nível preciso.

Característica	Nível (h)		Vazão de saída (q_{out})	
	Certo	Errado	Certo	Errado
Mínimo	0,9493m	0,9935m	0,0164m ³ /s	0,0081m ³ /s
Máximo	1,1184m	1,0072m	0,0185m ³ /s	0,0270m ³ /s
Máxima variação	0,1691m	0,0137m	0,0021m ³ /s	0,0188m ³ /s
Variância	0,0026	1,3512x10 ⁻⁵	3,6628x10 ⁻⁷	4,0022x10 ⁻⁵
Valor médio	1,0370m	1m	0,0175m ³ /s	0,0170m ³ /s
Desvio padrão	0,0511	0,0037	6,0521x10 ⁻⁴	0,0063

Fonte: Elaboração do autor.

6 CONCLUSÕES E POSSIBILIDADES DE TRABALHOS FUTUROS

Conforme o objetivo geral desta pesquisa, apresentou-se um estudo e a implementação de técnicas para avaliação do desempenho e sintonia de controladores de nível segundo o objetivo de controle. Foram consideradas diferentes perturbações na vazão de entrada a fim de verificar o funcionamento dos algoritmos desenvolvidos, bem como comparar métodos de sintonia que utilizam otimização com métodos tradicionais, mediante diferentes cenários. Considerou-se a existência de incertezas no modelo do processo e seu impacto na avaliação de desempenho do controlador. Além disso, explorou-se a eficácia dos índices de avaliação de desempenho para controladores de nível segundo seu objetivo de controle, frente ao comportamento regulatório para diferentes perturbações. Neste capítulo são apresentados os desenvolvimentos realizados e as conclusões desta pesquisa, bem como possibilidades de trabalhos futuros.

6.1 Desenvolvimentos Realizados

Em relação aos desenvolvimentos realizados, mediante os estudos efetuados, esta pesquisa apresenta:

- Técnicas para identificação de processos autorregulatórios e não autorregulatórios.
- Modelagem matemática detalhada de um processo de nível autorregulatório.
- Considerações para a implementação de controladores PI série e paralelo.
- Revisão sobre técnicas de sintonia e de avaliação de desempenho pesquisadas nas últimas décadas. Em relação à avaliação de desempenho, analisando a literatura, percebe-se ser esta uma área ainda em aberto para pesquisas que tratem, por exemplo, da melhoria de métodos para monitoramento do desempenho de malhas de controle.
- Metodologia para sintonia e avaliação do desempenho de controladores para nível preciso e para nível médio, considerando o tipo de regulação do processo, as especificações da planta, a modelagem e simulação adotadas para parametrização do controlador, a formulação e resolução do problema de otimização, e a avaliação de desempenho do controlador. Apresenta considerações para realizar a automação da metodologia a fim de possibilitar sua

implantação em sistemas de suporte à decisão. A metodologia foi aplicada em um processo de nível autorregulatório.

6.2 Conclusões do Trabalho

Os métodos de otimização Método do Gradiente e Algoritmos Genéticos apresentaram resultados melhores que os métodos tradicionais Skogestad e Lambda Tuning, para as simulações de comportamento do nível e da vazão de saída realizadas, visto que os métodos de otimização consideram o modelo da planta e o tipo de perturbação na vazão de entrada. Os métodos tradicionais utilizados possuem um parâmetro a ser definido pelo usuário para o qual a faixa de valores aceitáveis é ampla. Assim, devido a esta característica, a escolha do valor deste parâmetro pode levar a resultados melhores ou piores.

Para as simulações realizadas, o Método do Gradiente mostrou-se mais vantajoso que os Algoritmos Genéticos devido ao seu bom desempenho e baixo custo computacional.

Nos testes realizados, as incertezas paramétricas, de mais 10% na área da seção transversal do tanque e de menos 5% no coeficiente de vazão da válvula, consideradas no modelo apresentaram impacto na necessidade de sintonizar o controlador apenas para o objetivo de controle nível preciso, dependendo do tipo de perturbação. Para o objetivo de controle nível médio, as incertezas não apresentaram impacto.

A partir dos resultados obtidos nesta pesquisa, observa-se que a utilização de índices de avaliação de desempenho inadequados apresenta como resultado negativo a indicação da necessidade de sintonizar os parâmetros de um controlador que está bem sintonizado. Além disso, dependendo do caso, poderá indicar a necessidade de não sintonizar os parâmetros de um controlador que está mal sintonizado.

Verificou-se por meio dos resultados obtidos nesta pesquisa que para determinar o índice adequado para a avaliação do desempenho de controladores de nível deve-se primeiramente identificar o objetivo de controle de forma correta, o que nem sempre acontece na indústria. Em geral, em sistemas de suporte à decisão são disponibilizados índices de avaliação de desempenho que consideram objetivos relacionados com a variável de processo. Assim, esta pesquisa atenta sobre uma possível má interpretação, pois algumas malhas de controle podem considerar

objetivos relacionados com a variável manipulada. O objetivo de controle nível preciso ocorre quando necessita-se minimizar a variância da variável de processo. Em aplicações industriais, esta situação ocorre, por exemplo, em tanques de estocagem onde deseja-se verificar qual é a quantidade de produto disponível para utilização em uma linha de produção. O objetivo de controle nível médio ocorre quando necessita-se minimizar a variância da variável manipulada. Em aplicações industriais, esta situação ocorre, por exemplo, em tanques de compensação onde deseja-se absorver as perturbações da vazão de entrada para que não comprometam o desempenho de equipamentos de linha de produção instalados a jusante.

Por fim, pode-se afirmar que os objetivos específicos foram integralmente atingidos e os questionamentos desta pesquisa foram adequadamente respondidos.

6.3 Possibilidades de Trabalhos Futuros

Como extensão desta pesquisa, para trabalhos futuros sugere-se:

- Testar a metodologia proposta em uma planta real.
- Adaptar a metodologia proposta para processos de nível não autorregulatórios.
- Implementar algoritmos para estimação de modelos de perturbações reais.
- Identificar os tipos de estrutura com base no estudo de diagramas P&I, e fazer o projeto de mínimos quadrados para identificar o modelo.
- Explorar métodos de sintonia fina para controladores PI.

REFERÊNCIAS

- AGUIRRE, L. A. **Fundamentos de instrumentação**. São Paulo: Pearson Education do Brasil, 2013.
- ALVES, J. L. L. **Instrumentação, controle e automação de processos**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2013.
- ÅSTRÖM, K. J. **Introduction to Stochastic Control Theory**. Academic Press, 1970.
- ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. **Advanced PID Control**. Durham, NC, EUA: Instrument Society of America, 2006.
- BANSAL, H. O.; SHARMA, R.; SHREERAMAN, P. R. PID controller tuning techniques: a review. **Journal of Control Engineering and Technology**, v. 2, n. 4, p. 168-176, 2012.
- BAUER, M.; HORCH, A.; XIE, L.; JELALI, M.; THORNHILL, N. The current state of control loop performance monitoring – a survey of application in industry. **Journal of Process Control**, v. 38, p. 1-10, 2016.
- BEALL, J. Loop tuning basics: self-regulating processes. 2016. Disponível em: <<https://www.isa.org/intech/201606basics/>>. Acesso em: 31 jan. 2017.
- BEGA, E. A.; DELMEÉ, G. J.; COHN, P. E.; BULGARELLI, R.; KOCH, R.; FINKEL; V. S. **Instrumentação industrial**. 3. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2011.
- BENNETT, S. A brief history of automatic control. **IEEE Control Systems**, v. 16, n. 3, p. 17-25, 1996.
- BERNSTEIN, D. S.; BUSHNELL, L. G. The history of control: from idea to technology. **IEEE Control Systems**, v. 22, n. 2, p. 21-69, 2002.
- BISSELL, C. A History of Automatic Control. In: NOF, S. Y. (Ed.). **Springer Handbook of Automation**. London: Springer-Verlag, 2009. cap. 4.
- BOX, G. E. P.; JENKINS, G. M. **Time series analysis: forecasting and control**. Holden-Day, 1970.
- BRITANNICA, E. Harry Nyquist. 2015. Disponível em: <<http://www.britannica.com/biography/Harry-Nyquist>>. Acesso em: 27 dez. 2015.
- CAMPOS, M. C. M. M. D.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 2. ed. São Paulo: Blucher, 2010.
- CAMPOS, P. R. B. D.; CAMPOS, C. A. B. D. Sintonia de controladores para processos didáticos sem atraso de transporte. **Anais do XLII Congresso Brasileiro de Educação em Engenharia**, 2014.

CASTRO, R. E. D. **Otimização de estruturas com multi-objetivos via algoritmos genéticos**. 2001. (Tese). Programa de Pós-Graduação de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ.

CHEUNG, T. F.; LUYBEN, W. L. Nonlinear and non-conventional liquid level controllers. **Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 19, p. 93-98, 1980.

CHIEN, I.-L.; FRUEHAUF, P. S. Consider IMC tuning to improve controller performance. **Chemical Engineering Progress**, v. 86, n. 10, p. 33-41, 1990.

CUTLER, C. R. Dynamic matrix control of imbalanced systems. **ISA Transactions**, v. 21, n. 1, p. 1-6, 1982.

DEVRIES, W. R.; WU, S. M. Evaluation of process control effectiveness and diagnosis of variation in paper basis weight via multivariate time-series analysis. **IEEE Transactions on Automatic Control**, v. 23, n. 4, p. 702-708, 1978.

DORF, R. C.; BISHOP, R. H. **Sistemas de controle moderno**. 8. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2001.

FOLEY, M. W.; KWOK, K. E.; COPELAND, B. R. Polynomial LQ solution to the averaging level control problem. In: 16th International Conference on CAD/CAM, Robotics and Factories of the Future, 2000. Port of Spain, Trinidad, West Indies.

FOX, R. W.; PRITCHARD, P. J.; MCDONALD, A. T. **Introdução à mecânica dos fluidos**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2011.

FRANCHI, C. M. **Controle de processos industriais: princípios e aplicações**. 1. ed. São Paulo: Érica, 2013.

FRIEDMAN, Y. Z. Tuning averaging level controllers. **Hydrocarbon Processing**, v. 73, n. 12, p. 101-104, 1994.

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

GIACOMETTI, J. A. D. **Reeducare: lições para pais e mestres**. Caxias do Sul, RS: Quatrilha, 2013.

GOLDBERG, D. E. **Genetic algorithms in search, optimization, and machine learning**. Boston, MA, USA: Addison-Wesley, 1989.

HARRIS, T. J. Assessment of control loop performance. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**. v. 67, n. 5, p. 856-861, 1989.

HARRIS, T. J.; DESBOROUGH, L. Performance assessment measures for univariate feedback control. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**. v. 70, n. 6, p. 1186-1197, 1992.

HORTON, E. C.; FOLEY, M. W.; KWOK, K. E. Performance assessment of level controllers. **International journal of adaptative controle and signal processing**. v. 17, n. 7-9, p. 663-684, 2003.

HUANG, B.; SHAH, S. L. **Performance assessment of control loops : theory and aplications**. London: Springer-Verlag, 1999.

HUANG, Y.; LI, N.; SHIL, Y.; YI, Y. Genetic adaptive control for drum level of a power plant boiler. IMACS Multiconference on Computational Engineering in Systems Applications, 2006. Beijing, China. IEEE.

HUGO, A. J. Process controller performance monitoring and assessment. **Hydrocarbon Processing**. p. 85-90, 2001.

_____. Performance assessment of single-loop industrial controllers. **Journal of Process Control**. v. 16, n. 8, p. 785-794, 2006.

JELALI, M. An overview of control performance assessment technology and industrial applications. **Control Engineering Practice**. v. 14, n. 5, p. 441-446, 2006.

_____. **Control performance management in industrial automation : assessment, diagnosis and improvement of control loop performance**. London: Springer-Verlag, 2013.

JOHNSON, M. A.; MORADI, M. H. **PID Control: new identification and design methods**. London: Springer-Verlag, 2005.

KELLY, J. D. Tuning digital PI controllers for minimal variance in manipulated input moves applied to imbalanced systems with delay. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**. v. 76, n. 5, p. 967-974, 1998.

KEMPF, A. D. O. **Avaliação de desempenho de malhas de controle**. 2003. (Dissertação). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS.

KORCHINSKI, W. J. Advanced level control: explained and analyzed. **Hydrocarbon Processing**. v. 74, n. 6, p. 65-70, 1995.

KUMAR, S. M. G.; JAIN, R.; ANANTHARAMAN, N.; DHARMALINGAM, V.; BEGUM, K. M. M. S. Genetic algorithm based PID controller tuning for a model bioreactor. **Indian Chemical Engineer**. v. 50, n. 3, p. 214-226, 2008.

LIU, C.; HUANG, B.; WANG, Q. Control performance assessment subject to multi-objective user-specified performance characteristics. **IEEE Transactions on Control Systems Technology**. v. 19, n. 3, p. 682-691, 2011.

LONGHI, L. G. S. **Sobre a identificação de processos integradores com atraso e tempo-morto**. Controle & Instrumentação. 183: 37-40 p. 2013.

_____. **Uma heurística fundamental - e normalmente esquecida - para o projeto de sistemas de controle: justificativa e exemplos industriais**. Revista Técnica da Universidade Petrobras. 1: 36-75 p. 2017.

LÜDERS, G. Indústria 4.0 exigirá um novo profissional. 2015. Disponível em: <<http://exame.abril.com.br/publicidade/siemens/conteudo-patrocinado/industria-4-0-exigira-um-novo-profissional>>. Acesso em: 14 jan. 2016.

MATHWORKS. Documentation: choosing the algorithm. 2016a. Disponível em: <<https://www.mathworks.com/help/optim/ug/choosing-the-algorithm.html>>. Acesso em: 04 fev. 2017.

_____. Documentation: fmincon. 2016b. Disponível em: <<https://www.mathworks.com/help/optim/ug/fmincon.html>>. Acesso em: 09 jan. 2017.

_____. Documentation: gaoptimset. 2016c. Disponível em: <<https://www.mathworks.com/help/gads/gaoptimset.html>>. Acesso em: 30 dez. 2016.

_____. Documentation: how the genetic algorithm works. 2016d. Disponível em: <<https://www.mathworks.com/help/gads/how-the-genetic-algorithm-works.html>>. Acesso em: 30 dez. 2016.

_____. Documentation: what is the genetic algorithm?. 2016e. Disponível em: <<https://www.mathworks.com/help/gads/what-is-the-genetic-algorithm.html?requestedDomain=www.mathworks.com>>. Acesso em: 30 dez. 2016.

MAYA, P.; LEONARDI, F. **Controle essencial**. 2. ed. São Paulo: Pearson Education do Brasil, 2014.

MCDONALD, K. A.; MCAVOY, T. J. Optimal averaging level control. **Aiche journal**. v. 32, n. 1, p. 75-86, 1986.

MEJÍA, R. I. G. **Métodos para a análise do desempenho e da robustez de processos industriais orientados a dados: abordagem determinística e estocástica**. 2008. (Tese). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC.

MEJÍA, R. I. G.; COELHO, A. A. R.; FARENZENA, M.; TRIERWEILER, J. O.; CAVALCANTI, G. N. Auditoria de malhas de controle em processos industriais. **Tutoriais do XVII Congresso Brasileiro de Automática**. p. 160-211, 2008.

MENDES, P. R. D. C. **Controle avançado de um sistema de separação trifásica e tratamento de água**. 2012. 160 p. (Dissertação). Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC.

NATIONAL-INSTRUMENTS. Explicando a teoria PID. 2011. Disponível em: <www.ni.com/white-paper/3782/pt>. Acesso em: 05 jul. 2017.

_____. How Do I Convert PID Parameters From Gain to Time?. 2014. Disponível em: <<http://digital.ni.com/public.nsf/allkb/6E76EC47B831FAED86256E4E007347DC>>. Acesso em: 22 dez. 2016.

NUNES, G. C.; MEDEIROS, J. L. D.; ARAÚJO, O. D. Q. F. **Modelagem e controle na produção de petróleo: aplicações em MATLAB**. 1. ed. São Paulo: Blucher, 2010.

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

PINTO, J. E. M. G. **Aplicação prática do método de sintonia de controladores PID utilizando o método do relé com histerese**. 2014. (Dissertação). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica e de Computação, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN.

RICE, B.; COOPER, D. Recognizing integrating (non-self regulating) process behavior. 2015. Disponível em: <<http://controlguru.com/recognizing-integrating-non-self-regulating-process-behavior/>>. Acesso em: 09 jan. 2017.

SELVARAJ, S. P.; NIRMALKUMAR, A. Constrained GA based online PI controller parameter tuning for stabilization of water level in spherical tank system. **International Journal of Mechanical & Mechatronics Engineering**. v. 15, n. 1, p. 19-31, 2015.

SKOGESTAD, S. Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning. **Journal of Process Control**. v. 13, n. 4, p. 291-309, 2003.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. **Princípios e prática do controle automático de processo**. 3. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2015.

STROTHMAN, J. More than a century of measuring and controlling industrial processes. **InTech**, 1995.

TAHA, H. A. **Pesquisa operacional**. 8. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2008.

TORRICO, B. C. **Contribuições ao controle preditivo robusto de sistemas com atraso**. 2007. 168 p. (Tese). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC.

TYREUS, B. D.; LUYBEN, W. L. Tuning PI controllers for integrator/dead-time processes. **Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 31, p. 2625-2631, 1992.

VANDOREN, V. Fundamentals of lambda tuning: understanding a particularly conservative PID controller design technique. 2013. Disponível em: <<http://www.controleng.com/single-article/fundamentals-of-lambda-tuning/010e177f99bb831fc647e8b8975a073a.html>>. Acesso em: 17 jan. 2017.

VISIOLI, A.; ZHONG, Q.-C. **Control of integral processes with dead time**. London: Springer-Verlag, 2011.

YE, N.; MCAVOY, T. J.; KOSANOVICH, K. A.; PIOVOSO, M. J. Optimal averaging level control for the tennessee eastman problem. **Canadian Journal of Chemical Engineering**. v. 73, p. 234-240, 1995.

ZHANG, Z.; HU, L.-S. Performance assessment for the water level control system in steam generator of the nuclear power plant. **Annals of Nuclear Energy**. v. 45, p. 94–105, 2012.

APÊNDICE A – DADOS DA PLANTA

Os apêndices A.1 a A.7 apresentam os *scripts* que incluem os dados da planta.

A.1 Dados do Tanque

```
% DADOS DO TANQUE

Ar = 1;           % [m2] Área da base do tanque
hmax = 2;        % [m] Altura máxima do tanq
```

A.2 Dados do Ambiente

```
% DADOS DO AMBIENTE

g = 9.8;         % [m/s2] Aceleração normal da gravidade
Pext = 100000;  % [Pa] Pressão externa atuando sobre o fluido no tanque
Ps = 100000;    % [Pa] Pressão na saída da válvula (considerada igual a
atmosférica)
```

A.3 Dados do Fluido

```
% DADOS DO FLUIDO

rho = 1000;     % [kg/m3] Massa específica da água
```

A.4 Dados do Controlador

```
% DADOS DO CONTROLADOR PI

sinal_min = 4;  % [mA] Corrente mínima dos sinais analógicos do controlador
sinal_max = 20; % [mA] Corrente máxima dos sinais analógicos do controlador
```

A.5 Dados do Conversor I/P

```
% DADOS DO CONVERTOR I/P

p_min = 3;           % [psi] Pressão mínima na saída do conversor I/P
p_max = 15;          % [psi] Pressão máxima na saída do conversor I/P
m_min = sinal_min;  % [mA] Corrente mínima na entrada do conversor I/P
m_max = sinal_max;  % [mA] Corrente máxima na entrada do conversor I/P
pchapeu = p_max - p_min;
mchapeu = m_max - m_min;

Kip = pchapeu/mchapeu; % [psi/mA] Ganho do conversor I/P
```

A.6 Dados da Válvula

```
% DADOS DA VÁLVULA DE CONTROLE
```

```
Kv = 2.40153e-5;      % [adim] Constante para ajuste de unidades no cálculo
de vazão pela válvula
Cv = 400;             % [gpm/sqrt(psi)] Coeficiente de vazão da válvula
R = 30;               % [adim] Rangeabilidade da válvula, R = 30:1
Tau_at = 5;          % [s] Constante de tempo do atuador da válvula
qout_max = 0.0425;   % [m3/s] Vazão máxima da válvula com h = 2m
```

A.7 Dados do Transmissor de Nível

```
% DADOS DO TRANSMISSOR DE NÍVEL
```

```
hmed_min = sinal_min; % [mA] Corrente mínima na saída do transmissor de
nível
hmed_max = sinal_max; % [mA] Corrente máxima na saída do transmissor de
nível
h_min = 0;             % [m] Nível mínimo na entrada do transmissor de nível
h_max = hmax;         % [m] Nível máximo na entrada do transmissor de nível
range_I = hmed_max - hmed_min;
range_h = h_max - h_min;

Kt = range_I/range_h; % [mA/m] Ganho do transmissor de nível

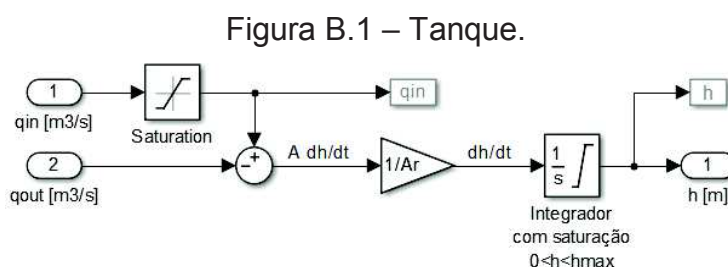
Tau_t = 0.5;          % [s] Constante de tempo do transmissor
```

APÊNDICE B – MODELAGEM DA ESTRUTURA DE CONTROLE

Os apêndices B.1 a B.5 apresentam a modelagem da estrutura de controle, abordada na seção 4.2.3, tendo por base Garcia (2005).

B.1 Tanque

O tanque representa o processo da planta implementada. Em relação ao modelo apresentado por Garcia (2005), não foi considerada a presença de uma vazão de entrada relativa à chuva. Além disso, foi adicionado um saturador na vazão de entrada, a fim de evitar que o efeito causado pelas perturbações simuladas resultassem em valores fora dos limites estabelecidos para q_{in} . A representação do tanque no Simulink é apresentada na Figura B.1.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 575).

A estrutura da Figura B.1 apresenta um elemento saturador, que limita o valor do nível entre 0 e 2 metros.

O modelo do tanque é dado pela equação

$$A \frac{dh}{dt} = q_{in}(t) - q_{out}(t) \quad (70)$$

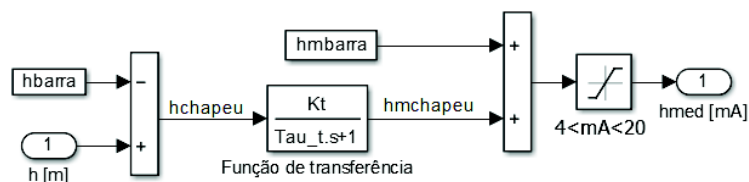
onde A representa a área da seção transversal do tanque.

B.2 Transmissor de Nível

O transmissor de nível, integrado a um sensor, é responsável por medir o nível do tanque e transmitir a informação ao controlador de nível. Em relação ao modelo apresentado por Garcia (2005), foi adicionado um saturador na saída do transmissor de nível, a fim de garantir que o sinal de saída em corrente atue na faixa de 4 a 20mA,

assim como os transmissores comerciais que utilizam esse padrão industrial. A representação do transmissor no Simulink é apresentada na Figura B.2.

Figura B.2 – Transmissor de nível.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 575).

O transmissor de nível é considerado linear e o modelo obtido por um sistema de primeira ordem com constante de tempo $\tau_t = 0,5s$. Dessa forma, a função de transferência do transmissor é obtida pela razão

$$G_{transmissor}(s) = \frac{\hat{H}_{med}(s)}{\hat{H}(s)} \quad (71)$$

ou seja,

$$G_{transmissor}(s) = \frac{K_t}{1 + \tau_t s} \quad (72)$$

sendo K_t o ganho da função de transferência do transmissor. Nesta equação, o ganho da função de transferência é dado por

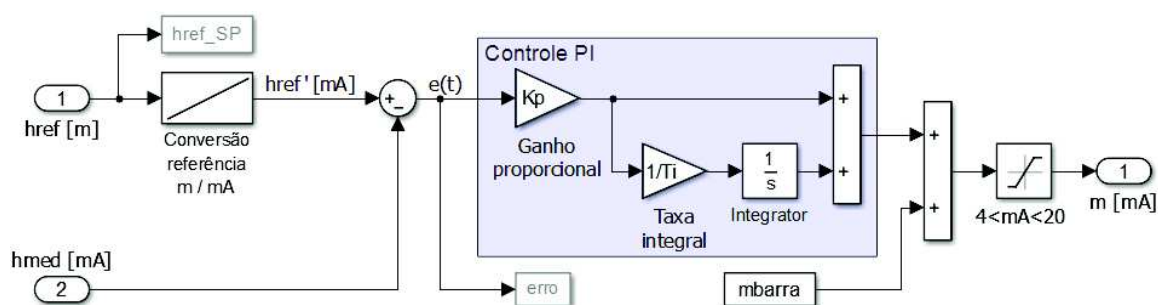
$$K_t = \frac{signal_{max} - signal_{min}}{h_{max} - h_{min}} \quad (73)$$

onde $signal_{min}$ é a corrente mínima, $signal_{max}$ a corrente máxima, h_{min} o nível mínimo e h_{max} o nível máximo.

B.3 Controlador de Nível

O controlador de nível é responsável por controlar o nível do tanque manipulando a válvula de controle. Em relação ao modelo apresentado por Garcia (2005), foi alterada a forma de conversão do nível de referência para corrente, a fim de possibilitar testes em diferentes faixas de sinal elétrico, caso desejado. Além disso, não foi implementado o anti *windup* integral, a fim de simplificar a estrutura do controlador. A representação do controlador no Simulink é apresentada na Figura B.3.

Figura B.3 – Controlador de nível.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 581).

A função de transferência do controlador é obtida pela razão entre o sinal de saída do controlador $\hat{M}(s)$ e o erro $\hat{E}(s)$

$$G_{controlador}(s) = \frac{\hat{M}(s)}{\hat{E}(s)} \quad (74)$$

ou seja,

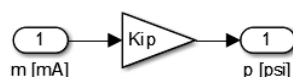
$$G_{controlador}(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (75)$$

sendo K_p o ganho proporcional e T_i o tempo integral.

B.4 Conversor I/P

O conversor I/P é responsável pela conversão de corrente para pressão. Sua representação no Simulink é apresentada na Figura B.4.

Figura B.4 – Conversor I/P.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 573).

Assume-se que este conversor é ideal (dinâmica desprezível) e que possui comportamento linear. Desta forma, o modelo é composto apenas por um ganho, dado pela razão entre a saída e a entrada do conversor

$$K_{conversor} = \frac{p}{m} \quad (76)$$

A pressão p , em psi, pode ser modelada como

$$p = \frac{p_{max} - p_{min}}{sinal_{max} - sinal_{min}} m \quad (77)$$

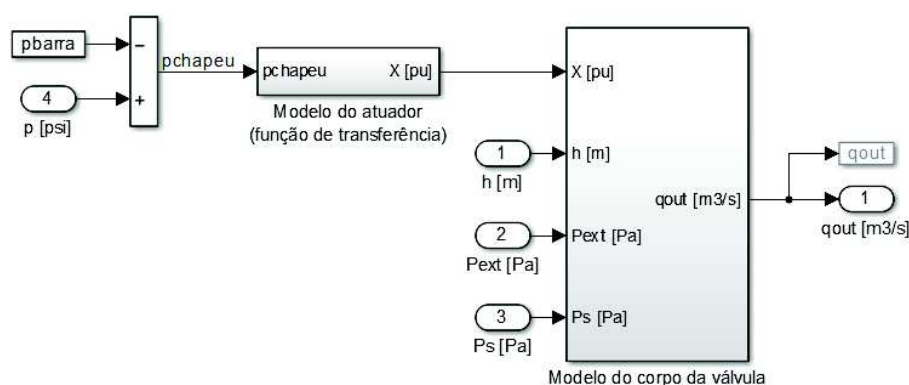
onde p_{min} é a pressão mínima e p_{max} a pressão máxima. A saída do conversor possui uma faixa de operação de 3 a 15psi. Desta forma, $p = 0,75m$, e o ganho do conversor torna-se

$$K_{conversor} = 0,75 \frac{psi}{mA} \quad (78)$$

B.5 Válvula de Controle

A válvula de controle, formada pelo atuador e pelo corpo, é responsável por controlar o nível do tanque através da manipulação da vazão de saída. Sua representação no Simulink é apresentada na Figura B.5.

Figura B.5 – Válvula de controle.

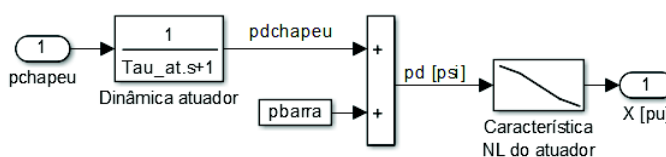


Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 573).

Conforme Garcia (2005, p. 567), “A dinâmica da válvula é concentrada no atuador, ao passo que o equacionamento que define a vazão que passa por ela é feito no modelo do corpo”.

O atuador da válvula é responsável por produzir movimento mecânico da haste da válvula, com base em um sinal de pressão p , proveniente do conversor I/P. Sua representação no Simulink é apresentada na Figura B.6.

Figura B.6 – Atuador da válvula.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 574).

Ao se modelar a válvula, não é possível representar o atuador apenas através de uma função de transferência, pois a curva de resposta estática da válvula é não linear.

A dinâmica do atuador é modelada por um sistema de primeira ordem com constante de tempo $\tau_{at} = 5s$. Na Figura B.6, pd corresponde ao sinal p que chega na válvula, após afetado pela dinâmica (atraso) do atuador.

A função de transferência do atuador é obtida pela razão

$$G_{atuador}(s) = \frac{\widehat{Pd}}{\widehat{p}} \quad (79)$$

ou seja,

$$G_{atuador}(s) = \frac{1}{1 + \tau_{at}s} \quad (80)$$

O movimento mecânico produzido pelo atuador, ou seja, a abertura da válvula, dada pela variável X , é normalizada para que seu valor esteja entre 0 e 1. A curva de resposta estática do atuador é fornecida pela Tabela B.1.

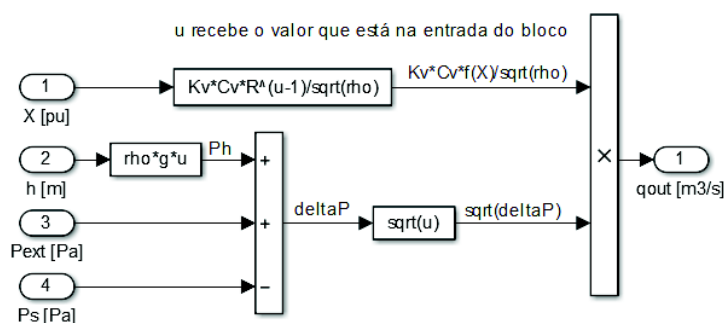
Tabela B.1 – Curva de resposta estática do atuador da válvula de controle.

Sinal de entrada pd (psi)	Sinal de saída X (p.u.)
3	1
6	0,8
9	0,5
12	0,2
15	0

Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 567).

A representação do corpo da válvula no Simulink é apresentada na Figura B.7.

Figura B.7 – Corpo da válvula.



Fonte: Adaptado de Garcia (2005, p. 574).

Conforme apresentado por Garcia (2005), a equação base que relaciona a abertura da válvula X , para válvulas totalmente abertas, à sua vazão volumétrica Q emprega o coeficiente de vazão da válvula C_v , sendo

$$Q = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{G}} \quad (81)$$

onde ΔP é a queda de pressão na válvula e G a densidade (relativa) do fluido. Para realizar a modulação da válvula de controle, o termo $f(X)$, que corresponde à curva característica inerente de vazão, é acrescentado, obtendo-se

$$Q = C_v f(X) \sqrt{\frac{\Delta P}{G}} \quad (82)$$

Para substituir a densidade (relativa) do fluido G pela massa específica do fluido que escoar pela válvula ρ e utilizar unidades do Sistema Internacional na equação (82), é necessário o uso da constante $K_v = 2,40153 \times 10^{-5}$ para ajuste de unidades no cálculo de vazão pela válvula, resultando em

$$Q' = K_v C_v f(X) \sqrt{\frac{\Delta P'}{G}} \quad (83)$$

onde a vazão volumétrica pela válvula Q' passa a ser dada em m^3/s e a queda de pressão $\Delta P'$ na válvula em Pa . Assim, sendo $\Delta P = \rho g h + P_{ext} - P_s$, o modelo do corpo da válvula é dado pela equação da vazão volumétrica q_{out} como

$$q_{out} = K_V C_V f(X) \sqrt{\frac{\rho g h + P_{ext} - P_s}{\rho}} \quad (84)$$

onde $C_V = 400 \text{ gpm}/\sqrt{\text{psi}}$ é o coeficiente de vazão da válvula, que corresponde ao coeficiente de uma válvula globo de sede simples com 6 polegadas, $f(X)$ a curva característica inerente de vazão, ρ a massa específica do fluido que escoar pela válvula (considerando a água como fluido, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$), $g = 9,8 \text{ m/s}^2$ a aceleração da gravidade, P_{ext} a pressão externa atuando sobre o fluido no tanque, e P_s a pressão na saída da válvula ($P_{ext} = P_s = 100000 \text{ Pa}$).

A válvula possui característica inerente de vazão do tipo igual porcentagem, com rangeabilidade R_G de 30:1. Dessa forma, $f(X) = R_G^{X-1}$, onde R_G é a relação entre a máxima vazão e a mínima vazão que a válvula pode apresentar. Em uma válvula do tipo igual porcentagem, a mesma variação de X resulta na mesma variação percentual de vazão, independente do ponto de operação (AGUIRRE, 2013).

Para iniciar a planta nas condições nominais, a vazão de saída q_{out} deve ser igual a vazão nominal de entrada \bar{q}_{in} , onde $\bar{q}_{in} = 6 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$. Dessa forma, com a equação (85), determina-se a abertura da válvula através do valor da variável \bar{X} , normalizado entre 0 e 1, considerando $R_G = 30$,

$$\bar{X} = \frac{\log f(\bar{X})}{\log R_G} + 1 \quad (85)$$

Para determinar a pressão $\bar{p}_d = \bar{p}$ que deve ser aplicada à válvula pelo conversor I/P e obter a vazão de saída necessária, faz-se uma interpolação linear por partes com base na equação 86, dada por

$$\bar{p}_d = \left(\frac{(\bar{X} - X_{min})(pd_{max} - pd_{min})}{X_{max} - X_{min}} \right) + pd_{min} \quad (86)$$