



INSTITUTO TECNOLÓGICO VALE



Programa de Pós Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de
Processos de Mineração - PROFICAM
Universidade Federal de Ouro Preto - Escola de Minas
Associação Instituto Tecnológico Vale - ITV

Dissertação

MÉTODO DE SINTONIA ÓTIMO PID EM SISTEMA CASCATA -
APLICAÇÃO EM CONTROLE DE DENSIDADE DE UM PROCESSO
SIMULADO DE REMOAGEM

Diego Santana Torga

Ouro Preto
Abril de 2018

Diego Santana Torga

**MÉTODO DE SINTONIA ÓTIMO PID EM SISTEMA CASCATA -
APLICAÇÃO EM CONTROLE DE DENSIDADE DE UM PROCESSO
SIMULADO DE REMOAGEM**

Dissertação apresentada ao curso de Mestrado Profissional em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração da Universidade Federal de Ouro Preto e do Instituto Tecnológico Vale, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Controle e Automação.

Linha de Pesquisa: Análise e Projeto de Sistemas de Controle Avançado

Orientador: Prof. D.Sc. Thiago Antonio Melo Euzébio

Coorientador: Prof. D.Sc. Frederico Gadelha Guimarães

Ouro Preto, MG – Brasil
Abril de 2018

T682m Torga, Diego Santana.
Método de sintonia ótimo PID em sistema cascata [manuscrito]: Aplicação em controle de densidade de um processo simulado de remoagem / Diego Santana Torga. - 2018.
xvi,48f.: il.: color; tabs.

Orientador: Prof. Dr. Thiago Antonio Melo Euzébio.
Coorientador: Prof. Dr. Frederico Gadelha Guimarães.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Ouro Preto. Escola de Minas. Departamento de Engenharia de Controle e Automação e Técnicas Fundamentais. Programa de Pós Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração.

1. Sistema em Cascata. 2. Controle PID. 3. Problema de Otimização. I. Euzébio, Thiago Antonio Melo. II. Guimarães, Frederico Gadelha. III. Universidade Federal de Ouro Preto. IV. Título.

CDU: 681.5:622.2

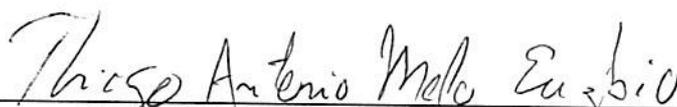
Catálogo: www.sisbin.ufop.br

Mestrado Profissional em Instrumentação, Controle e Automação de Processos
de Mineração - PROFICAM

Método de Sintonia Ótimo PID em Sistema Cascata - Aplicação em Controle de
Densidade de um Processo Simulado de Remoagem

Diego Santana Torga

Dissertação defendida e aprovada em 16 de abril de 2018 pela banca
examinadora constituída pelos professores:



D.Sc. Thiago Antonio Melo Euzébio
Orientador – Instituto Tecnológico Vale (ITV)



D.Sc. Frederico Gadelha Guimarães
Coorientador - Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG)



D.Sc. Paulo Marcos de Barros Monteiro
Membro interno - Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)



Ph.D. Sávio Augusto Lopes da Silva
Membro interno – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)



D.Sc. Luís Gustavo Soares Longhi
Membro externo – Petrobras

*..... é através da determinação,
persistência e muito amor que
chegamos à vitória!*

Agradecimentos

Agradeço inicialmente aos meus pais, Denis e Cleuza, pelo apoio incondicional em todo este período do mestrado. Sem o suporte deles, com certeza, não estaria aqui terminando mais este desafio.

Agradeço também a minha irmã Gabriela e a minha namorada Karina pelo apoio e torcida desde o início do mestrado.

Agradeço também a todos os professores da Universidade Federal de Ouro Preto e do Instituto Tecnológico Vale que tive a oportunidade de ser aluno e com eles melhorar a minha formação profissional e pessoal.

Um agradecimento especial para todos os amigos da primeira turma deste mestrado e também do laboratório do ITV pelos momentos vividos e aprendizados compartilhados.

Por fim, um agradecimento mais que especial ao professor Thiago Antonio Melo Euzébio que me acompanhou durante estes dois anos e, apesar de todas as dificuldades, me orientou com total paciência. Com certeza todos os seus conselhos e críticas vão ser levados para toda a minha vida. Meu muito obrigado!

Resumo da Dissertação apresentada à Escola de Minas/UFOP e ao ITV como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

MÉTODO DE SINTONIA ÓTIMO PID EM SISTEMA CASCATA - APLICAÇÃO EM CONTROLE DE DENSIDADE DE UM PROCESSO SIMULADO DE REMOAGEM

Diego Santana Torga

Abril/2018

Orientadores: Thiago Antonio Melo Euzébio
Frederico Gadelha Guimarães

Neste trabalho é formulado um método para sintonizar simultaneamente os dois controladores PID de um sistema em configuração cascata, por meio de um problema de otimização. A função de custo proposta busca minimizar a integral do erro absoluto (IAE) na saída do sistema, quando aplicado um distúrbio. A estabilidade e a robustez do sistema de controle em malha fechada são asseguradas por restrições aplicadas sobre o máximo da função sensibilidade. O problema de otimização formulado é não linear e o algoritmo usado para solução é o *active set*, disponível no *software* Matlab[®]. Três exemplos simulados são usados para demonstrar a eficácia da sintonia proposta. O método é ainda aplicado em uma malha cascata de controle de densidade de um processo simulado de remoagem. A malha de controle interna atua no controle de fluxo de água na caixa de descarga do moinho por meio de uma válvula, enquanto a malha externa, no controle de densidade na saída da caixa. Na simulação são inseridos alguns distúrbios que podem ocorrer na prática, como a variação no tamanho da partícula e a porcentagem de sólidos na alimentação do circuito e no fluxo de água que alimenta a caixa para diluição da polpa. Além disso, é analisada a variação na referência do processo para verificar como a sintonia proposta se comporta.

Palavras-chave: Sistema em Cascata, Controle PID, Problema de Otimização

Abstract of Dissertation presented to Escola de Minas/UFOP and ITV as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

PID OPTIMAL TUNING METHOD IN CASCADE SYSTEM - APPLICATION IN
DENSITY CONTROL OF A REGRINDING SIMULATED PROCESS

Diego Santana Torga

April/2018

Advisors: Thiago Antonio Melo Euzébio
Frederico Gadelha Guimarães

In this work a method is formulated to simultaneously tune the two PID controllers from a system in cascade configuration, through an optimization problem. The cost function aims to minimize the integral absolute error (IAE) of the system output when a disturbance is applied. The stability and robustness of the closed-loop control system are ensured by constraints applied on the maximum sensitivity function. The formulated optimization problem is non-linear and the algorithm used for solution is the active set, available in Matlab[®] software. Three simulated examples are used to demonstrate the effectiveness of the proposed tuning. The method is further applied in a cascade density control of a regrinding simulated process. The inner control loop acts on the sump box water rate control in the mill discharge by means of a valve whereas the outer loop, on the sump box output density control. In the simulation are inserted some disturbances that can occur in practice, such as variation in particle size and solids percent in the circuit feed and in the water flow that feeds the sump box for pulp dilution. Also, the variation in the process setpoint is analyzed to verify how the proposed tuning behaves.

Keywords: Cascade System, PID Control, Optimization Problem

Lista de Figuras

2.1	Malha de controle com realimentação simples. G_c representa o controlador e G_p representa o processo.	6
2.2	Especificações de desempenho baseado na resposta na referência do processo para um degrau unitário. Modificado de ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995).	8
2.3	Exemplos do critério de Nyquist: (a) sistema estável e (b) sistema instável. Modificado de NISE (2011).	11
2.4	Margem de ganho (G_M) e margem de fase (ϕ_M) no diagrama de Nyquist. Modificado de NISE (2011).	13
2.5	Interpretação geométrica da sensibilidade máxima M_s para a função de transferência de ganho de malha no diagrama de Nyquist. A frequência de cruzamento de sensibilidade ω_{sc} e a frequência ω_{ms} , onde a sensibilidade tem seu maior valor. Todos os pontos dentro do círculo com centro no -1 têm sensibilidades maiores que 1. Fonte: ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006).	14
2.6	Ilustração dos efeitos do parâmetro M_s . À esquerda as curvas de Nyquist para a função de transferência de ganho de malha junto com os círculos de M_s igual 1,2, 1,4 e 2,0. À direita as respostas de saída da variável de processo (imagem superior) e os sinais de controle (imagem inferior), correspondentes aos valores de M_s , para a resposta ao degrau unitário na referência em $t = 0$ e distúrbio em $t = 25$. Modificado de ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006).	15
3.1	Sistema típico de controle em cascata.	16
3.2	Restrição de estabilidade para o sistema em cascata em malha fechada. Em (a) um sistema instável e (b) um sistema estável. Circunferências com $M_{s1} = 2,0$	23
4.1	Controle em cascata reator. Fonte: (MARLIN,2000).	26
4.2	Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para o exemplo 1.	26

4.3	Diagramas de Nyquist para o exemplo 01. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 3,1 e M_{s1} igual a 1,3.	28
4.4	Resposta em malha fechada para um degrau unitário na referência em $t = 0s$ e um distúrbio com magnitude de 2 em d_2 em $t = 700s$	29
4.5	Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para o exemplo 2.	30
4.6	Diagramas de Nyquist para o exemplo 02. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 2,0 e M_{s1} igual a 1,3.	31
4.7	Resposta em malha fechada para um degrau unitário na referência em $t = 0s$ e um distúrbio com magnitude de -10 em d_2 em $t = 80s$	32
4.8	Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para o exemplo 3.	33
4.9	Diagramas de Nyquist para o exemplo 03. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 2,0 e M_{s1} igual a 1,5.	35
4.10	Resposta em malha fechada para um degrau unitário na referência em $t = 5s$ e um distúrbio com magnitude de -1 em d_2 em $t = 40s$. Eixo amplitude do sinal de controle limitado entre 0 a 3.	36
5.1	Processo de remoagem.	38
5.2	Sistema de controle em cascata implementado no processo de remoagem.	38
5.3	Modelo do processo de remoagem <i>IDEAS</i>	39
5.4	Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para remoagem.	40
5.5	Diagramas de Nyquist para remoagem. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 1,5 e M_{s1} igual a 1,3.	42
5.6	Controle de densidade e vazão para a estratégia em cascata implementada no processo de remoagem. Sintonia Proposta (linha sólida - preta) e Ponto inicial (linha tracejada/pontilhada - vermelha)	43

Lista de Tabelas

3.1	Implementação adequada para um controle em cascata.	17
3.2	Sintonia SIMC para modelos FOPDT	24
4.1	Parâmetros dos controladores PID - Exemplo 01	27
4.2	Índice IAE - Exemplo 1	29
4.3	Parâmetros dos controladores PID - Exemplo 02	30
4.4	Índice IAE - Exemplo 2	32
4.5	Parâmetros dos controladores PID - Exemplo 03	34
4.6	Índice IAE - Exemplo 3	34
5.1	Parâmetros dos controladores PID - Remoagem	41
5.2	Lista de distúrbios externos e variação na referência do processo	41
5.3	Índice IAE - Remoagem	42

Lista de Abreviaturas e Siglas

FOPDT Primeira Ordem mais Atraso

IAE Integral do Erro Absoluto

IE Integral do Erro

IMC Controle por Modelo Interno

ISE Integral do Erro Quadrático

ITAE Integral do Erro Absoluto Multiplicado pelo Tempo

ITSE Integral do Erro Quadrático Multiplicado pelo Tempo

OPC *Open Platform Communications*

PI Controlador Proporcional Integral

PID Controlador Proporcional Integral e Derivativo

PSD Distribuição do Tamanho da Partícula

SIMC Controle por Modelo Interno de Skogestad

SISO *Single Input and Single Output*

Lista de Símbolos

λ Parâmetro de Desempenho Sintonia IMC e SIMC

D_{50} Diâmetro da Partícula em 50% do Passante no PSD Acumulativo

d Distúrbio

e Erro

t_f Filtro Derivativo

ϕ_M Margem de Fase

S Função Sensibilidade

T Função de Transferência em Malha Fechada

K Ganho do Sistema

K_d Ganho Derivativo

K_i Ganho Integral

K_p Ganho Proporcional

K_u Ganho Crítico

G_c Função de Transferência do Controlador

G_{eq} Função de Transferência entre y_1/u_1 no Diagrama de Blocos do Sistema em Cascata (Figura 3.1)

\tilde{G}_{eq} Função de Transferência Aproximada de Primeira Ordem mais Atraso de G_{eq}

G_l Função de Transferência de Ganho de Malha

G_M Margem de Ganho

G_p Função de Transferência do Processo
 s Operador de Laplace
 M_s Sensibilidade Máxima
 M_t Sensibilidade Complementar Máxima
 n Identificação da Malha Cascata: 1 para a Malha Externa e 2 para a Malha Interna
 N Número de Circunscrições em Torno de -1 no Diagrama de Nyquist
 P Número de Pólos em Malha Aberta da Função de Transferência de Ganho de Malha no Semiplano s Direito
 Z Número de Pólos em Malha Fechada no Semiplano s Direito
 O Sobressinal
 ω Frequência
 r Referência do Processo
 ρ Conjunto dos Parâmetros dos Controladores PID no Problema de Otimização
 τ Constante de Tempo do Processo
 T_d Tempo Derivativo
 θ Atraso do Sistema
 T_i Tempo Integral
 t_r Tempo de Subida
 t_s Tempo de Acomodação
 $p\%$ Erro Permitido em Estado Estacionário
 T_u Período Crítico
 u Sinal de Controle
 ω_{gc} Frequência de Cruzamento de Ganho
 ω_{ms} Frequência onde a Função Sensibilidade é Máxima
 ω_{mt} Frequência onde a Função Sensibilidade Complementar é Máxima
 ω_{sc} Frequência de Cruzamento de Sensibilidade
 y Variável de Processo

Sumário

1	Introdução	1
1.1	Contexto	1
1.2	Motivação	3
1.3	Objetivo Geral	3
1.3.1	Objetivos Específicos	3
1.4	Limitações do Trabalho	4
1.5	Questões a Serem Respondidas	4
1.6	Organização do Texto	4
2	Índices e Critérios de Desempenho e Robustez	5
2.1	Introdução	5
2.2	Especificação de Desempenho	5
2.2.1	Distúrbios de Carga	5
2.2.2	Resposta na Referência do Processo	8
2.3	Especificação de Robustez	9
2.3.1	Critério de Estabilidade de Nyquist	10
2.3.2	A Função Sensibilidade	12
3	Sistema de Controle em Cascata	16
3.1	Introdução	16
3.2	O Controle em Cascata	16
3.3	Revisão Bibliográfica	18
3.3.1	Métodos de Sintonia Tradicionais	18
3.3.2	Métodos de Sintonia Simultâneos	18
3.3.3	Métodos de Sintonia Baseados em Otimização	19
3.4	Método de Sintonia PID Ótimo Cascata	21
3.4.1	Função de Custo	21
3.4.2	Conjunto de Restrições	22
3.4.3	Formulação do Problema de Otimização	23
3.4.4	Procedimento de Sintonia	23

4	Exemplos Simulados	25
4.1	Introdução	25
4.2	Exemplo I	25
4.3	Exemplo II	29
4.4	Exemplo III	33
5	Estudo de Caso Aplicado em um Processo Simulado de Remoagem	37
5.1	Introdução	37
5.2	O Processo de Remoagem	37
5.3	Simulação Remoagem	39
5.4	Resultados	41
6	Conclusão e Trabalhos Futuros	44
6.1	Conclusão	44
6.2	Trabalhos Futuros	45
	Referências Bibliográficas	46

Capítulo 1

Introdução

1.1 Contexto

O termo "controle de processo", em geral, é usado para referenciar sistemas de controle que têm como objetivo manter certas variáveis de processo da planta entre seus limites operacionais desejáveis (CAMPOS e TEIXEIRA,2006). O controle de processo é cada vez mais importante nas plantas industriais, dado a concorrência global, condições econômicas, regulamentações ambiental e de seguranças mais rigorosas e desenvolvimento de produtos de mais qualidade.

A tecnologia de controle mais utilizada nos sistemas de controle na indústria de processo ainda é o controlador proporcional, integral e derivativo (PID) (YU,2006). Esta popularidade é justificada pela sua eficácia de conduzir a variável de processo para o valor de referência, de forma a atender especificações de desempenho e robustez. Além disso, é simples para implementação prática, robusto e de fácil entendimento se comparado a grande parte dos controladores avançados. Em geral, os controladores PID são aplicados em sistemas de controle com realimentação simples do tipo *single input and single output* (SISO).

O bom desempenho do controle PID depende da sintonia de seus parâmetros proporcional, integral e derivativo. Um dos primeiros trabalhos e precursor para sintonizar controladores PID em sistema SISO é apresentado por (ZIEGLER e NICHOLS,1942). Outros métodos propostos estão reunidos em (O'DWYER,2006). No entanto, segundo BAUER *et al.* (2016), a sintonia ruim ainda é um dos principais motivos para o baixo desempenho dos sistemas de controle.

Os sistemas de controle com realimentação simples, apesar dos diversos métodos de sintonia disponíveis, podem não proporcionar um desempenho satisfatório quando as especificações de desempenho sob efeito de distúrbios são altas. Em geral, para processos com dinâmica lenta e que estão sujeitos a distúrbios fortes, haja visto, que a ação corretiva só começa quando há desvios entre a referência e a variável de processo (KAYA e

NALBANTOGLU,2016).

Para melhorar o desempenho dos sistemas de controle com realimentação simples, algumas implementações alternativas usando controladores PID são realizadas, como a estratégia de controle em cascata. A abordagem clássica do controle em cascata é a utilização de duas malhas de controle com realimentação simples, na qual uma malha está interna à outra. O controlador da malha interna é chamado de secundário ou escravo, enquanto que o controlador da malha externa é chamado de primário ou mestre. Além disto, é necessário que a malha interna tenha uma dinâmica rápida para atenuar os efeitos do distúrbio e minimizar que este afete a saída primária, na qual está a variável de processo de interesse (ARRIETA *et al.*,2008).

O projeto de sintonia do controle em cascata é mais complexo, já que são dois controladores PID para sintonizar. A abordagem usual consiste em sintonizar primeiro o controlador secundário, enquanto o controlador primário está em modo manual. Em seguida, sintonizar o controlador primário, considerando a ação do controlador secundário da malha interna. Este procedimento de sintonia realizado em duas etapas pode ser demorado, pois dois testes na planta (degrau ou relé) são geralmente necessários, tais como nos trabalhos de (HANG *et al.*,1994) e (VIVEK e CHIDAMBARAM,2013). Todavia, métodos com apenas um único experimento na planta para sintonizar os dois controladores PID têm sido formulados, como em (SONG *et al.*,2002), (TAN *et al.*,2000) e (VERONESI e VISIOLI,2011a).

Com o avanço tecnológico, principalmente na área da eletrônica e da informática, métodos mais recentes de sintonia baseados em problemas de otimização têm sido desenvolvidos (ARRIETA *et al.*,2008), (JENG e LEE,2012), (JENG,2014) e (KAYA e NALBANTOGLU,2016). Os métodos ótimos buscam os melhores parâmetros do controlador PID que minimizam ou maximizam a função de custo do problema e atendam as restrições impostas. De acordo com GARPINGER *et al.* (2014), o conflito entre desempenho e robustez é a questão chave no projeto de controle.

Dessa forma, neste trabalho é formulado um método de sintonia ótimo para calcular os parâmetros dos dois controladores PID do sistema de controle em cascata simultaneamente. A função de custo proposta busca minimizar a integral do erro absoluto (IAE) na saída do sistema, quando aplicado um distúrbio. A robustez e a estabilidade são asseguradas por restrições aplicadas sobre o máximo da função sensibilidade. Exemplos simulados comparados a outros trabalhos demonstram a eficácia da sintonia proposta.

O método é ainda aplicado em uma malha de controle de densidade de um processo simulado de remoagem. A malha de controle interna atua no controle de fluxo de água na caixa de descarga do moinho por meio de uma válvula, enquanto que a malha externa atua no controle de densidade, na saída desta caixa. Na simulação são inseridos alguns distúrbios que podem ocorrer na prática, como a variação no tamanho da partícula e a porcentagem de sólidos na alimentação do circuito e no fluxo de água que alimenta a caixa

para diluição da polpa. Além disso, é analisada a variação na referência do processo para verificar como a sintonia proposta se comporta.

1.2 Motivação

Segundo YU (2006), somente 32% dos sistemas de controle existentes na indústria que usam controladores PID estão operando com bom desempenho. Dentre os vários problemas, os motivos dominantes são a sintonia ruim dos controladores e os defeitos de atuadores e sensores (BAUER *et al.*, 2016).

Em aplicações reais, os sistemas de controle estão sujeitos a diversos tipos de distúrbios. O efeito destes distúrbios é a maior preocupação no controle regulatório. Estes podem levar a variável controlada para valores indesejados, caso uma ação rápida não seja tomada pelo sistema de controle.

O controle em cascata é uma estratégia que melhora a rejeição do efeito do distúrbio na saída do processo. Para isso, é necessário que os dois controladores estejam sintonizados adequadamente. No entanto, o problema de sintonia aumenta neste tipo de estratégia, já que são dois controladores PID para sintonizar.

Dessa forma, a motivação deste trabalho é que os controladores PID do sistema em cascata sejam sintonizados adequadamente para melhorar o desempenho do controle regulatório e assegurem um sistema robusto em malha fechada.

1.3 Objetivo Geral

Propor método para sintonizar os dois controladores PID do sistema em cascata simultaneamente, por meio de um problema de otimização, para minimizar os efeitos dos distúrbios na saída do processo.

1.3.1 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos deste trabalho são:

- Revisar bibliografia de métodos de sintonia para controle em cascata.
- Formular função de custo que minimize o efeito do distúrbio na variável de processo.
- Formular restrições que assegurem robustez e estabilidade do sistema cascata em malha fechada.
- Realizar comparação a outros trabalhos que desenvolvem métodos de sintonia para o controle em cascata.
- Aplicar o método proposto em um processo simulado de remoagem.

1.4 Limitações do Trabalho

O método proposto é aplicado somente para a estrutura de controle em cascata simples. Além disso, os processos devem ser estáveis em malha aberta, independente da ordem do processo. Essa característica é necessária para que o problema de otimização formulado satisfaça as restrições e garanta um sistema estável em malha fechada. É ainda assumido que os modelos de processo já estão identificados. Neste trabalho não é tratada a identificação dos modelos de processo do sistema de controle em cascata.

1.5 Questões a Serem Respondidas

As seguintes perguntas são formuladas para serem respondidas nesta pesquisa.

1. Q01 - É possível formular um problema de otimização para calcular os parâmetros dos dois controladores PID do sistema em cascata de forma simultânea?
2. Q02 - No problema de otimização é possível formular restrições que garantam robustez às duas malhas do sistema em cascata?
3. Q03 - O método proposto é eficaz na rejeição ao distúrbio?

1.6 Organização do Texto

No capítulo 2 são apresentados alguns dos principais índices e critérios para especificar desempenho e robustez de um sistema de controle e que são usados para formular o método proposto. No capítulo 3 é apresentado o sistema de controle em cascata. Além disso, é apresentada uma revisão bibliográfica de métodos de sintonia para este tipo de sistema. Por fim, é apresentado o método proposto que tem como objetivo sintonizar os dois controladores PID simultaneamente por meio de um problema de otimização. Três exemplos simulados e comparados a outros métodos de sintonia estão no capítulo 4. No capítulo 5 é apresentada a aplicação do método proposto em um processo simulado de remoagem. Por fim, no capítulo 6 são apresentadas as conclusões do trabalho por meio das respostas das perguntas da Subseção 1.5 e, ainda, as propostas de trabalhos futuros desta pesquisa.

Capítulo 2

Índices e Critérios de Desempenho e Robustez

2.1 Introdução

Neste capítulo são apresentados alguns métodos, no domínio do tempo, utilizados para avaliar o desempenho dos sistemas de controle e que podem ser usados como índices de desempenho para calcular os parâmetros do controlador. Além disso, no domínio da frequência, são apresentados o critério de Nyquist e, ainda, a função sensibilidade, que é útil para expressar a robustez do sistema e que pode ser usada como restrição para assegurar que o sistema de controle em malha fechada seja estável.

2.2 Especificação de Desempenho

Antes de solucionar um problema de controle é necessário definir qual é o objetivo primário que se deve alcançar. Em geral, de acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995), os dois principais tipos comuns de problemas são o rastreamento da referência e a rejeição ao distúrbio. O primeiro problema é o que define o controle servo, o qual é desejado que o sistema siga as trajetórias definidas pela referência. No controle de processo, a referência frequentemente é mantida constante a maior parte do tempo, sendo que as mudanças normalmente são feitas somente quando a produção é alterada. Dessa forma, o segundo problema é a questão chave no controle de processo. A seguir são apresentados os principais índices de desempenho para os dois problemas citados.

2.2.1 Distúrbios de Carga

Os distúrbios de carga são distúrbios que afetam o sistema enquanto o mesmo se encontra no seu estado estacionário e levam as variáveis de processos a valores indesejáveis ou

inesperados. Logo, atenuar estes distúrbios é a preocupação primária no controle de processo. De acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995), os distúrbios são frequentemente de baixa frequência. Além disso, os sinais de degrau são constantemente usados como padrão de distúrbios. Os distúrbios podem entrar nos sistemas de controle de diversas maneiras. No entanto, se nada mais é conhecido, é assumido que o distúrbio surge na entrada do processo, conforme pode ser visualizado na Figura 2.1, representado como d .

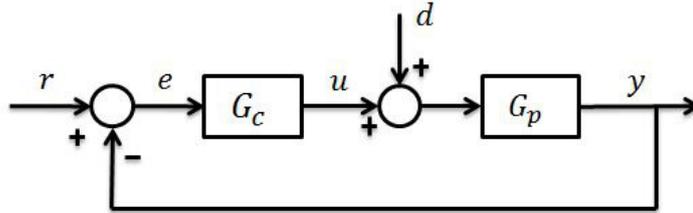


Figura 2.1: Malha de controle com realimentação simples. G_c representa o controlador e G_p representa o processo.

Para quantificar a rejeição ao distúrbio que um sistema oferece, diversos são os índices que usam o erro do sistema de controle

$$e(t) = r(t) - y(t),$$

em que $r(t)$ é a referência e $y(t)$ é a variável de processo medida. O primeiro índice é a integral do erro - *integral error* (IE):

$$IE = \int_0^{\infty} e(t) dt. \quad (2.1)$$

No entanto, para processos oscilatórios ou oscilatórios pouco amortecidos essa integral pode-se anular, devido à variações entre valores negativos e positivos do erro, o que poderia resultar na possibilidade de grandes erros positivos e negativos dar um IE pequeno. Apesar disso, qualquer IE não nulo indica que houve um bias na janela analisada. Essa é a maior utilidade desta medida, quando dividida pelo intervalo de tempo da integral. Entretanto, para resolver o problema dos erros se anularem, o índice integral do erro absoluto - *integral absolute error* (IAE) foi formulado:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt. \quad (2.2)$$

A desvantagem desse índice é que para seu valor ser significativo é necessário uma simulação por longos períodos, uma vez que o índice é baseado em uma integral infinita. Em comum com o índice IE, esse índice será o mesmo se o erro não mudar o sinal ou será próximo para sistemas bem amortecidos.

O índice integral do erro quadrático - *integral square error* (ISE)

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t)dt, \quad (2.3)$$

é um índice que tem como desvantagem quantificar em maior escala os erros maiores (iniciais) que possam ocorrer em sistemas oscilatórios, sendo recomendado para malhas com características menos oscilatórias. Para tratar esse problema, os índices integral do erro absoluto multiplicado pelo tempo - *integral of time multiplied absolute error* (ITAE) e integral do erro quadrático multiplicado pelo tempo - *integral of time multiplied square error* (ITSE) utilizam critérios que ponderam esses erros, conforme são apresentados a seguir.

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |e(t)| dt \quad (2.4)$$

$$ITSE = \int_0^{\infty} te^2(t)dt \quad (2.5)$$

Uma desvantagem comum a todos esses índices é que levam em consideração apenas o erro do sistema de controle. Esses não possuem qualquer peso nas ações de controle, que é uma variável importante para ser analisada, já que atuadores e equipamentos industriais possuem limitações físicas em suas ações. A maior utilidade desses índices é como critério de comparação com o próprio sistema. Para comparar com outros sistemas, é necessário alguma referência, perdendo assim o valor como comparador absoluto.

Apesar de haver diversos índices baseados no erro do sistema de controle, para ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995), a principal razão para usar o IE é que seu valor está diretamente relacionado ao parâmetro K_i do controlador PID, conforme é demonstrado na subseção seguinte.

Ganho Integral e IE para Distúrbios de Carga

Considere a lei de controle do controlador PID na forma paralela da Equação 2.6

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t)dt + K_d \frac{de(t)}{dt}, \quad (2.6)$$

e que esta garanta um sistema estável em malha fechada. Além disso, assume-se que o erro inicial seja zero, que um distúrbio de carga na forma de degrau unitário seja aplicado na entrada do processo, conforme ilustrado na Figura 2.1 como d , e que o controlador possua ação integral, logo, o erro irá para zero em estado estacionário. Dessa forma, obtem-se

$$u(\infty) - u(0) = K_i \int_0^{\infty} e(t)dt. \quad (2.7)$$

Visto que o distúrbio de carga é aplicado na entrada do processo, a mudança no sinal de controle é igual à mudança do distúrbio. Assim, $u(\infty) - u(0) = 1$. Dessa maneira, o índice IE é igual a

$$IE = \int_0^{\infty} e(t)dt = \frac{1}{K_i}, \quad (2.8)$$

o qual o ganho integral K_i é inversamente proporcional a IE.

2.2.2 Resposta na Referência do Processo

Para quantificar o desempenho do sistema de controle para variações na referência do processo, as principais especificações no domínio do tempo são: o tempo de subida, o tempo de acomodação, o sobressinal e o erro em estado estacionário, que são definidas a seguir. Estas especificações estão representadas na Figura 2.2.

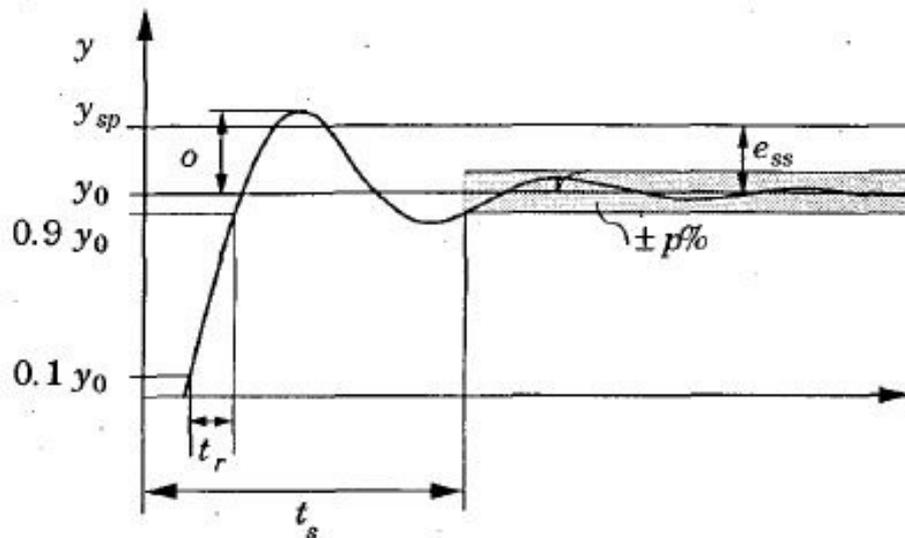


Figura 2.2: Especificações de desempenho baseado na resposta na referência do processo para um degrau unitário. Modificado de ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995).

- O tempo de subida, t_r , é definido como sendo o tempo necessário para que a resposta ao degrau varie de 10% para 90% do seu valor no estado estacionário.
- O tempo de acomodação, t_s , é o tempo que o sistema leva para que a resposta ao degrau permaneça dentro de $p\%$ do seu valor de estado estacionário. Os valores de p comuns são 1%, 2% e 5%.
- O sobressinal (overshoot), O , é a diferença do primeiro pico e o valor estacionário da resposta ao degrau, normalmente dado em porcentagem. Em geral, é desejável uma resposta bem amortecida, sem haver sobressinal.
- O erro em estado estacionário ($e_{ss} = y_{sp} - y_0$) é o erro de controle no estado estacionário. Este sempre será zero se o controlador tiver ação integral.

De acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995), os índices IE, IAE e ISE podem ser usados para caracterizar a resposta na referência do processo, desde que o erro nas Equações 2.1, 2.2 e 2.3 sejam interpretados como um erro devido a uma mudança ao degrau unitário na referência. Neste caso, sempre haverá um erro inicial grande. A partir disso, utilizar os índices ITAE e ITSE são mais aconselháveis para avaliar o desempenho, uma vez que colocam pouco peso no erro inicial. Estas integrais são finitas, caso o erro em estado estacionário seja zero.

2.3 Especificação de Robustez

Para muitos processos na indústria, é comum a operação em diversas condições de funcionamento. Assim, a robustez é uma característica importante do sistema de controle em malha fechada pois, um sistema de controle robusto proporciona uma maior margem às incertezas do modelo do processo, menor sensibilidade do sistema ao ruído de medição e menor variação exigida na ação de controle (EUZÉBIO *et al.*, 2014). Em geral, as especificações de robustez podem ser relacionadas à função de transferência de ganho de malha, também conhecida como função de transferência em malha aberta, e são convenientemente expressas no domínio da frequência.

A seguir são apresentadas as principais características que podem ser utilizadas como medida de robustez usando a função de transferência de ganho de malha, sendo algumas dessas ilustradas nas subseções seguintes.

- Margem de ganho - G_M .
- Margem de fase - ϕ_M .
- Frequência de cruzamento de ganho - ω_{gc} .
- Sensibilidade máxima - M_s .
- Frequência onde a função sensibilidade é máxima - ω_{ms} .
- Frequência de cruzamento de sensibilidade - ω_{sc} .
- Sensibilidade complementar máxima - M_t .
- Frequência onde a função sensibilidade complementar é máxima - ω_{mt} .

Essas características, normalmente, são analisadas em termos do diagrama de Nyquist, o qual é explicitado na próxima subseção.

2.3.1 Critério de Estabilidade de Nyquist

O critério de Nyquist relaciona a estabilidade de um sistema de controle em malha fechada com a resposta em frequência e a posição dos pólos, ambas em malha aberta (NISE,2011). A partir disso, o critério de Nyquist pode nos dizer quantos pólos do sistema em malha fechada estão no semiplano direito.

Para demonstrar o critério de Nyquist, considera-se o sistema de controle da Figura 2.1, no domínio de laplace (s) e $d = 0$, onde

$$G_c(s) = \frac{N_{G_c}}{D_{G_c}} \quad \text{e} \quad G_p(s) = \frac{N_{G_p}}{D_{G_p}}. \quad (2.9)$$

N_G e D_G representam os numeradores e denominadores das funções de transferências do controlador e do processo.

Logo, a função de transferência de ganho de malha (ou a função de transferência em malha aberta) é

$$G_l(s) = G_c(s)G_p(s) = \frac{N_{G_c}N_{G_p}}{D_{G_c}D_{G_p}}. \quad (2.10)$$

Além dessa, obtem-se a função de transferência em malha fechada

$$T(s) = \frac{G_c(s)G_p(s)}{1 + G_c(s)G_p(s)} = \frac{N_{G_c}N_{G_p}}{D_{G_c}D_{G_p} + N_{G_c}N_{G_p}}, \quad (2.11)$$

e a equação característica do sistema

$$1 + G_c(s)G_p(s) = 1 + \frac{N_{G_c}N_{G_p}}{D_{G_c}D_{G_p}} = \frac{D_{G_c}D_{G_p} + N_{G_c}N_{G_p}}{D_{G_c}D_{G_p}} = 0. \quad (2.12)$$

Dessa forma, conclui-se que: (i) *os zeros da equação característica (2.12) são os mesmos que os pólos do sistema em malha fechada $T(s)$ e (ii) os pólos de $1 + G_c(s)G_p(s)$ são os mesmos que os pólos de $G_c(s)G_p(s)$ do sistema em malha aberta.* Portanto, para que um sistema seja estável, todos os zeros da equação característica devem estar situados no semiplano s da esquerda ou, no domínio da frequência, a esquerda do eixo $j\omega$.

Como resultado, Nyquist utiliza um contorno que envolve inteiramente o semiplano s da direita e determina se há zeros no interior do contorno, utilizando o teorema de Cauchy

$$Z = N + P, \quad (2.13)$$

isto é, traça um contorno no plano $1 + G_c(s)G_p(s)$ e determina o número de circunscritões N da origem. Z é o número de pólos em malha fechada (ou número de zeros de $1 + G_c(s)G_p(s)$) no semiplano s da direita e P é o número de pólos de $G_c(s)G_p(s)$ em malha aberta no mesmo semiplano.

Uma vez que todos os pólos e zeros de $G_c(s)G_p(s)$ são conhecidos e que o contorno

resultante é o mesmo que um mapeamento através de $1 + G_c(s)G_p(s)$ deslocado de uma unidade para a esquerda, o número de circunscrições N , no sentido horário, é convenientemente definido em torno de -1 em vez da origem.

Portanto, na Equação 2.13, se o número de pólos de $G_c(s)G_p(s)$ no semiplano s da direita for zero ($P = 0$), para o sistema ser estável é necessário que $N = 0$, ou seja, o contorno no plano $G_c(s)G_p(s)$ não circunscreva o ponto -1 . Além disso, se P for diferente de zero e se deseja que o sistema seja estável, é necessário que $Z = 0$, assim $N = -P$, ou seja, P circunscrições no sentido anti-horário. Este mapeamento é chamado de *diagrama de Nyquist* ou *curva de Nyquist* para $G_c(s)G_p(s)$. Para formar a resposta em frequência, basta substituir $s = j\omega$.

Na Figura 2.3 é apresentado um exemplo do critério de Nyquist. Em (a) para um sistema estável. Neste caso, $P = 0$ e $N = 0$, logo $Z = 0$. Já em (b) para um sistema instável. Neste caso, $P = 0$ e $N = 2$, logo $Z = 2$. Para este sistema ser estável ($Z = 0$), a função de transferência de ganho de malha deveria ter dois pólos no semiplano s direito e o contorno no plano $G_c(j\omega)G_p(j\omega)$ circunscrever o ponto -1 duas vezes no sentido anti-horário e não no sentido horário.

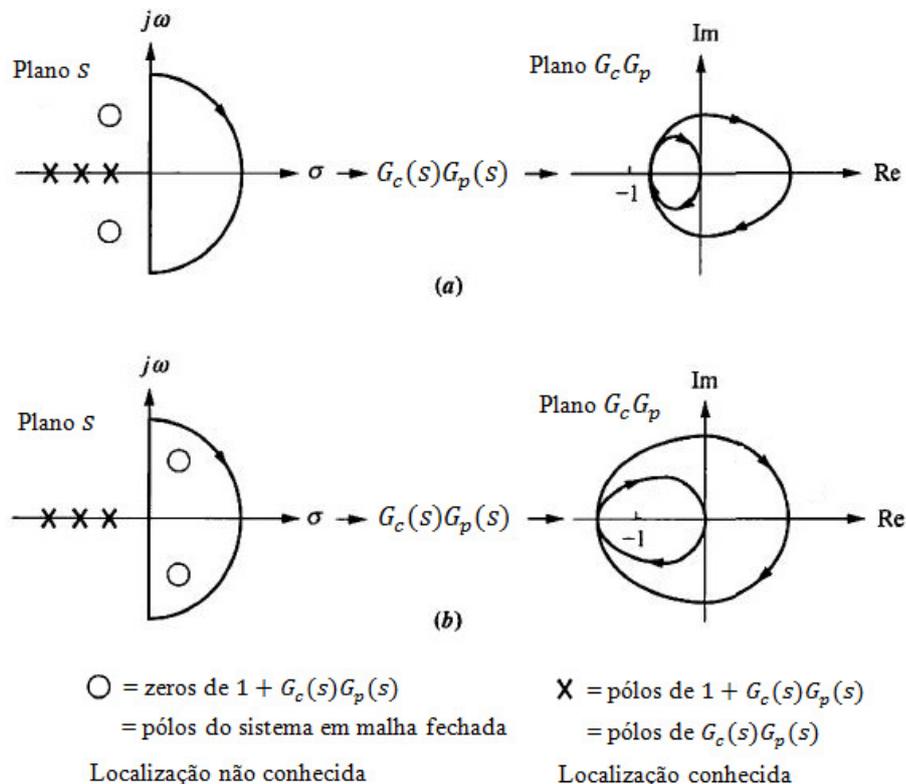


Figura 2.3: Exemplos do critério de Nyquist: (a) sistema estável e (b) sistema instável. Modificado de NISE (2011).

Estabilidade Relativa e Critério de Nyquist

A estabilidade relativa no critério de Nyquist é definida em termos do ponto crítico $(-1,0)$. Neste caso, para um sistema estável em malha aberta, quanto mais próximo a resposta em frequência de $G_l(j\omega)$ estiver do ponto crítico, menor é a robustez do sistema. O sistema é marginalmente estável quando a resposta em frequência passa pelo ponto crítico e instável quando esta circunscreve o ponto -1 .

Margem de Ganho e Margem de Fase

A margem de ganho e a margem de fase são duas medidas quantitativas usadas para definir quão estável é um sistema. Um sistema com maiores margens de ganho e fase pode suportar maiores mudanças nos parâmetros do sistema antes de se tornar instável. Neste caso, o sistema se torna mais robusto. No entanto, o sistema terá uma resposta mais lenta, tanto na resposta na referência do processo quanto à rejeição ao distúrbio. Define-se margem de ganho e margem de fase:

Margem de ganho (G_M) - é o acréscimo no ganho do sistema, quando a fase for igual a -180° , e que resultará em um sistema marginalmente estável, com a intersecção do ponto crítico $(-1,0)$ pelo diagrama de Nyquist (DORF e BISHOP,2001).

Margem de fase (ϕ_M) - é o quanto de defasagem da função de transferência de ganho de malha com magnitude unitária que resultará em um sistema marginalmente estável, com a intersecção do ponto crítico $(-1,0)$ pelo diagrama de Nyquist (DORF e BISHOP,2001).

As duas definições estão representadas graficamente no diagrama de Nyquist da Figura 2.4. A função de transferência de ganho de malha, neste caso, é correspondente ao diagrama de blocos da Figura 2.1. G_M é expresso em decibéis (dB) e é calculado como $G_M = 20 \log a$.

2.3.2 A Função Sensibilidade

De acordo com ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995), uma vez que os parâmetros do processo podem mudar, é importante que os parâmetros do controlador sejam escolhidos, de tal maneira, que o sistema de controle em malha fechada não seja tão sensível as variações na dinâmica do processo. Esta sensibilidade pode ser representada usando a função de transferência de ganho de malha (Equação 2.10 do diagrama de blocos da Figura 2.1) e é descrita como

$$S = \frac{1}{1 + G_c(j\omega)G_p(j\omega)} = \frac{1}{1 + G_l(j\omega)}, \quad (2.14)$$

onde S é chamada de *função sensibilidade*.

Para frequências ω onde a função sensibilidade é pequena, o sistema em malha fechada se torna muito insensível às variações do processo. Essa característica é na verdade um dos principais motivos de se utilizar a realimentação (ÅSTRÖM e HÄGGLUND,2006). Outra

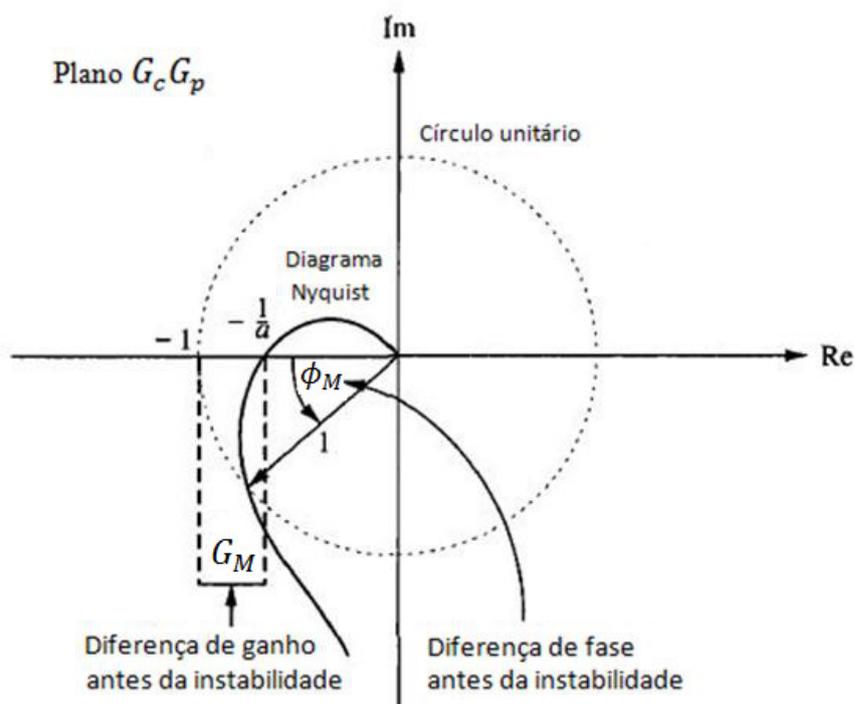


Figura 2.4: Margem de ganho (G_M) e margem de fase (ϕ_M) no diagrama de Nyquist. Modificado de NISE (2011).

característica importante da função sensibilidade é em relação à atenuação de distúrbios. Para distúrbios (Figura 2.1 representado como d) com frequências ω tais que $|S(j\omega)| < 1$, os mesmos são atenuados pela realimentação, enquanto que distúrbios com frequências ω tais que $|S(j\omega)| > 1$ são amplificados.

A função sensibilidade usada como medida de robustez pode ser expressa em relação ao seu valor máximo

$$M_s = \max_{\omega} |S(j\omega)| = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1 + G_c(j\omega)G_p(j\omega)} \right| = \left| \frac{1}{1 + G_l(j\omega)} \right|. \quad (2.15)$$

Conhecida como sensibilidade máxima (M_s), seu valor pode ser interpretado como o inverso da distância mínima entre a função de transferência de ganho de malha $G_l(j\omega)$ e o ponto crítico $(-1,0)$ no diagrama de Nyquist, como mostrado na Figura 2.5. A sensibilidade é, portanto, inferior a um para todos os pontos fora de uma circunferência com raio 1 e centro em -1. Os distúrbios dessas frequências são atenuados pela realimentação (ÅSTRÖM e HÄGGLUND,2006).

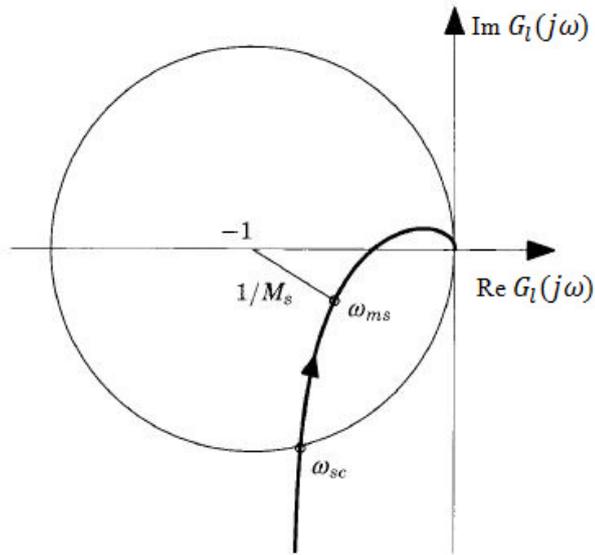


Figura 2.5: Interpretação geométrica da sensibilidade máxima M_s para a função de transferência de ganho de malha no diagrama de Nyquist. A frequência de cruzamento de sensibilidade ω_{sc} e a frequência ω_{ms} , onde a sensibilidade tem seu maior valor. Todos os pontos dentro do círculo com centro no -1 têm sensibilidades maiores que 1. Fonte: ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006).

Parâmetro M_s

Uma vez que a interpretação geométrica de M_s pode ser formulada como uma circunferência que engloba o ponto crítico (-1,0) no diagrama de Nyquist, a condição de que a maior sensibilidade seja menor que M_s é equivalente à condição de que a curva de Nyquist da função de transferência de ganho de malha $G_l(j\omega)$ esteja fora da circunferência com centro em -1 e raio $1/M_s$. Na Figura 2.6 é apresentado um exemplo de como seriam os efeitos do parâmetro M_s para os valores de 1,2, 1,4 e 2,0 na formulação da circunferência, na curva de Nyquist, na saída da variável de processo e no sinal de controle aplicado à variável manipulada.

Na literatura é comum a sugestão de valores entre $1,2 \leq M_s \leq 2,0$ (ÅSTRÖM *et al.*,1998). Assim, para valores de M_s menores, o sistema em malha fechada se torna mais robusto, o que assegura maior margem de fase (ϕ_M). Neste caso, a circunferência com centro -1 e raio $1/M_s$ será maior, conseqüentemente, ϕ_M da curva de Nyquist da função de transferência de ganho de malha também será maior. Na Figura 2.6 é possível verificar esta relação entre M_s e ϕ_M , onde na Seção 2.3.1 está conceituado e representado ϕ_M .

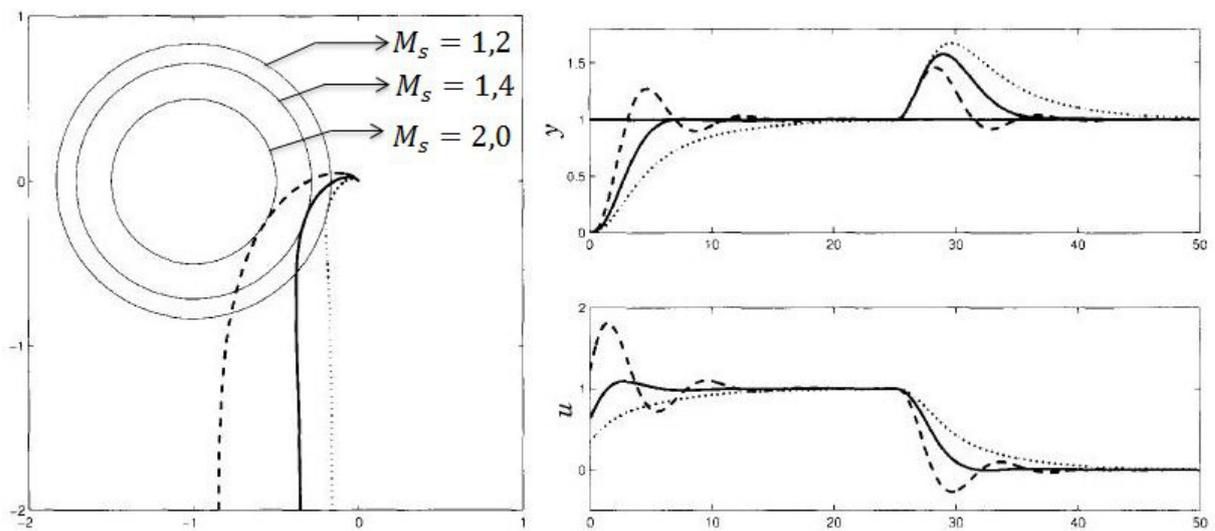


Figura 2.6: Ilustração dos efeitos do parâmetro M_s . À esquerda as curvas de Nyquist para a função de transferência de ganho de malha junto com os círculos de M_s igual 1,2, 1,4 e 2,0. À direita as respostas de saída da variável de processo (imagem superior) e os sinais de controle (imagem inferior), correspondentes aos valores de M_s , para a resposta ao degrau unitário na referência em $t = 0$ e distúrbio em $t = 25$. Modificado de ÅSTRÖM e HÄGGLUND (2006).

Capítulo 3

Sistema de Controle em Cascata

3.1 Introdução

Neste capítulo é explicado o sistema de controle em cascata. Além disso, é apresentado uma revisão bibliográfica de métodos de sintonia PID para este tipo de sistema. A revisão realizada possui métodos de sintonia tradicionais, simultâneos e baseado em problemas de otimização. Por fim, o método ótimo proposto para sintonizar simultaneamente os controladores PID do sistema em cascata é apresentado.

3.2 O Controle em Cascata

O sistema de controle em cascata é caracterizado por usar uma medida adicional de uma variável de processo para auxiliar o sistema de controle. Na Figura 3.1 é apresentada a estrutura típica do sistema em cascata, em que G_{p2} é o processo da malha interna e G_{p1} é o processo da malha externa. O controlador secundário, G_{c2} , é o responsável pela ação de controle aplicada à variável manipulada, u_2 . Sua entrada é a diferença entre a saída do controlador primário, u_1 , neste caso referência da malha interna, e o sinal da variável adicional, y_2 . Já a entrada do controlador primário, G_{c1} , é a diferença entre a referência, r (valor desejado na variável de processo), e o sinal da variável de processo de interesse, y_1 . O distúrbio pode ocorrer em dois pontos como mostrado em d_2 e d_1 . Assim, é visto que qualquer distúrbio em d_2 pode ser rapidamente detectado e corrigido por G_{c2} minimizando o efeito do distúrbio na variável de processo de interesse.

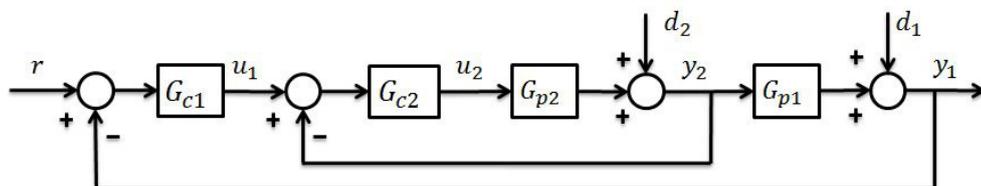


Figura 3.1: Sistema típico de controle em cascata.

O sistema de controle em cascata é amplamente utilizado na indústria de processo. Este sistema melhora o desempenho com relação ao sistema de controle com realimentação simples, quando os processos possuem constantes de tempo ou atrasos elevados. É ainda útil quando os distúrbios estão associados à variável manipulada ou o elemento final de controle exibe um comportamento não linear (SEBORG *et al.*,2010).

Para o sistema de controle em cascata funcionar corretamente, a malha interna deve responder mais rápida que a malha externa. Segundo SEBORG *et al.* (2010), quando isso ocorre, o controle em cascata obtém características de estabilidade melhores, o que deve permitir maiores ganhos proporcional no controlador primário. Em geral, de acordo com MARLIN (2000), a malha interna deve ser pelo menos três vezes mais rápida que a malha externa. Ainda segundo MARLIN (2000), alguns critérios devem ser satisfeitos para uma implementação adequada do sistema de controle em cascata, conforme são apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Implementação adequada para um controle em cascata.

Quando o controle em cascata é desejado:
<ol style="list-style-type: none"> 1. Sistema com realimentação simples não fornecer desempenho satisfatório. 2. Variável secundária estiver disponível para medição.
Crítérios que devem ser satisfeitos por uma variável secundária:
<ol style="list-style-type: none"> 1. A variável secundária deve indicar a ocorrência de um distúrbio importante. 2. A variável secundária deve ser influenciada pela variável manipulada.

Com relação aos parâmetros dos controladores PID, primário e secundário, MARLIN (2000) destaca:

- A parcela integrativa é frequentemente usada no controlador secundário, pois, (1) elimina totalmente o erro proveniente do distúrbio e evita que esse afete a variável de processo de interesse e (2) o cascata, às vezes, pode ser operado de forma parcial, sem a operação do controlador primário, por exemplo, na situação do sensor da malha externa não estar funcionando ou estar em processo de calibração. No entanto, o ganho integral pode promover uma resposta oscilatória no sistema, porém, esta pode não ser significativa quando a malha interna for muito mais rápida que a malha externa. No trabalho de KRISHNASWAMY e RANGAIAH (1992) é demonstrada a eficácia da parcela integrativa no controlador PID secundário. Além disso, o controlador secundário pode ter a parcela derivativa, se necessário, mas a dinâmica rápida da malha interna frequentemente não possui atraso suficiente para justificar seu uso.
- No controlador primário, os parâmetros do PID são selecionados iguais ao projeto do sistema de controle com realimentação simples. Em geral, são usados os tipos PI ou PID.

3.3 Revisão Bibliográfica

Diversos são os trabalhos desenvolvidos para sintonizar controladores PID aplicados em sistema de controle em cascata. A seguir são apresentados os trabalhos que foram estudados durante a pesquisa e, alguns deles, usados para comparar com o método proposto. Os resultados de comparação estão na Seção 4.

3.3.1 Métodos de Sintonia Tradicionais

Os métodos de sintonia tradicionais são aqueles que são necessários dois testes (degrau ou relé) na planta para sintonizar os dois controladores PID do sistema em cascata.

No trabalho de (HANG *et al.*,1994) são propostos dois testes do relé para identificar os ganhos críticos (K_u) e os períodos críticos de oscilações (T_u), para cada malha, sem necessidade de colocar o controlador primário no modo manual. O primeiro teste é realizado na malha interna, com o controlador primário em automático ou manual. O segundo teste é realizado na malha externa, com a ação do relé, ao invés do controlador primário. Para isso, o controlador secundário já deve ter sido sintonizado e colocado em operação. Os dois controladores são sintonizados usando a regra de sintonia de Ziegler-Nichols com os parâmetros K_u e T_u encontrados. A vantagem deste método é a simplicidade para verificar o quanto a malha interna é mais rápida que a malha externa, característica importante para comprovar a eficácia do controle em cascata. Basta fazer a relação entre as últimas frequências realizadas nos dois testes do relé. Em contra partida, é um método que depende de dois ensaios na planta, o que pode ser mais complicado de se realizar.

Os trabalhos de (SRINIVASAN e CHIDAMBARAM,2004) e (SRINIVASAN e CHIDAMBARAM,2003) também aplicam o método do relé para sintonizar os controladores PID, porém, em sistema de controle com realimentação simples. O primeiro, melhora o método do relé convencional propondo um método para calcular o valor de K_u usando um valor apropriado do número de harmônicas que estão disponíveis na saída do sistema. Assim, um valor exato de K_u é obtido. Já o segundo, propõe uma melhora do desempenho aplicando o método do relé de forma assimétrica. Com base nestes dois trabalhos, (VIVEK e CHIDAMBARAM,2013) os utilizam para sintonizar os dois controladores PID do sistema em cascata, similar ao trabalho de (HANG *et al.*,1994). Para o controle em cascata, a aplicação destes métodos também foram positivas, uma vez que os resultados para a resposta ao degrau na referência e um distúrbio na malha interna foram melhores, em relação ao método do relé convencional.

3.3.2 Métodos de Sintonia Simultâneos

No trabalho de (VERONESI e VISIOLI,2011a) a proposta é identificar simultaneamente os dois modelos de processo do sistema em cascata. Estes modelos são obtidos avaliando

a resposta ao degrau em malha fechada. Com os modelos da malha interna e externa identificados é aplicado o método do controle por modelo interno (IMC), para sintonizar os controladores primário e secundário. A contribuição deste trabalho é a identificação dos dois modelos com um simples teste do degrau em malha fechada. Além disso, o *trade-off* entre desempenho e robustez pode ser definido durante a sintonia, ajustando o parâmetro de desempenho da sintonia IMC. O método ainda propõe um índice de desempenho, que leva em consideração o índice IE, a amplitude do degrau e o atraso do sistema, para avaliar a resposta ao degrau na referência do processo.

O trabalho de (SONG *et al.*,2002) tem a proposta de identificar simultaneamente os modelos de processo do sistema em cascata por meio de um único teste do relé, aplicado à malha externa. Para este teste, a malha interna deve estar aberta e um *"bypass"* deve ser realizado no controlador secundário. Com os modelos identificados, ambos de primeira ordem com atraso, o controlador secundário é sintonizado. Na sintonia do controlador primário, um método baseado no coeficiente de Padé e na aproximação do parâmetro de Markov é proposto para o desempenho geral do sistema.

Em (TAN *et al.*,2000) a proposta é realizar todo processo de sintonia em um único experimento do relé, aplicado na referência da malha externa. A sintonia dos dois controladores PID usa uma abordagem direta. O interessante deste trabalho é a formulação de duas análises de robustez que são usadas para verificar e garantir uma sintonia robusta do sistema em cascata. Além disso, todo procedimento de sintonia pode ser automatizado e realizado de forma *on-line*. Um dos pontos que pode ser negativo é que o método requer informações prévias do processo.

3.3.3 Métodos de Sintonia Baseados em Otimização

O trabalho de (KAYA e NALBANTOGLU,2016) tem como proposta sintonizar os controladores PID do sistema em cascata simultaneamente, por meio de um problema de otimização, usando o algoritmo genético. Os parâmetros dos controladores são encontrados com base no sobressinal e no tempo de acomodação definidos pelo usuário na sintonia e que estão relacionados à função de custo do problema. Neste método não existem restrições que precisam ser satisfeitas no problema de otimização. Dessa forma, a solução para o problema de otimização se torna mais fácil. Além disso, o método não possui limitações quanto aos tipos de modelos de processo do sistema de controle em cascata. Podem ser usados modelos estáveis e instáveis.

Já o trabalho de (JENG,2014) tem como objetivo sintonizar simultaneamente os dois controladores PID do sistema em cascata usando diretamente os dados de resposta da planta, quando aplicado um degrau na referência, sem necessitar obter os modelos de processo. Os dados da planta usados são y_1 , y_2 , u_1 e u_2 , conforme mostrado na Figura 3.1. O método aplica um modelo de referência apropriado para a malha interna e externa. Este

modelo descreve a função de transferência desejada em malha fechada para cada malha. O objetivo é obter os parâmetros do controlador primário e secundário, de tal forma que, as malhas interna e externa resultantes se comportem de forma tão similar quanto possível aos modelos de referência. Os dados de processo são usados uma vez que o objetivo na malha interna é minimizar a diferença entre u_2 medido e \tilde{u}_2 calculado. Já para a malha externa é minimizar a diferença entre u_1 medido (referência para a malha interna) e \tilde{u}_1 calculado. Considerações de robustez usando a sensibilidade máxima são aplicadas nos modelos de referência e são usadas para definir o *trade-off* entre desempenho e robustez para as duas malhas. Já as funções de custo são aplicadas para minimizar a diferença dos valores medidos dos valores calculados, sendo as funções de custo somente em função dos atrasos dos modelos de referência. Não há restrições no problema de otimização deste trabalho.

No trabalho de (JENG e LEE,2012) os controladores PID do sistema em cascata são sintonizados simultaneamente, por meio da resposta ao degrau em malha fechada. A técnica de sintonia aplicada neste caso utiliza a abordagem do controle por modelo interno (IMC), para sintonizar os dois controladores. Um dos pontos interessante deste trabalho é o uso da série *B-spline* usada para identificar informações dos processos. Além disso, um método de aproximação de modelos de alta ordem para modelos de primeira e segunda ordem com atraso, usando a resposta em frequência, é apresentado. Com estes modelos de baixa ordem é aplicada a abordagem IMC. Tanto na identificação dos modelos quanto na aproximação é utilizada a técnica dos mínimos quadrados para resolver os problemas de otimização. O método ainda aplica filtros nos controladores IMC primário e secundário propostos. Um dos parâmetros usado nos filtros está relacionado com o valor da sensibilidade máxima, usado como o *trade-off* entre desempenho e robustez para as duas malhas. Por fim, o método proposto usa a série de Maclaurin para aproximar os parâmetros dos controladores IMC para os parâmetros K_p , T_i e T_d dos controladores PID padrão.

O trabalho de (ARRIETA *et al.*,2008) tem como proposta sintonizar o controlador secundário baseado nas condições do modo de operação (servo ou regulatório) esperado para o controlador. Segundo este trabalho pode ser desejado um desempenho balanceado entre os dois modos de operação, especialmente quando distúrbios afetam a malha externa. Já no controlador primário, um método de aproximação é aplicado para obter um modelo de primeira ordem mais atraso (FOPDT), adequado para sintonizar o controlador. Dois são os problemas de otimização deste trabalho. No primeiro, a função de custo está relacionada com a degradação de desempenho dos modos de operação e é usada na sintonia do controlador secundário. No segundo, a função de custo está relacionada com o método de aproximação para o modelo de primeira ordem mais atraso usado na sintonia do controlador primário. A vantagem deste método é obter uma sintonia balanceada entre os dois modos de operação. Não há restrições nos problemas de otimização deste

trabalho.

3.4 Método de Sintonia PID Ótimo Cascata

Para aplicação do método proposto é necessário obter os modelos de processo G_{p1} e G_{p2} , conforme apresentado na Figura 3.1. Existem diversos métodos de identificação que podem ser usados nessa etapa, conforme alguns citados na Seção 3.3, outros podem ser encontrados em (ÅSTRÖM e HÄGGLUND,2006).

Com os modelos conhecidos, a proposta é sintonizar simultaneamente os controladores primário e secundário por meio de um problema de otimização. A função de custo visa melhorar o desempenho do sistema para uma resposta ao distúrbio de carga. Além disso, são inseridas restrições de robustez sobre o máximo da função sensibilidade com a finalidade de garantir um sistema robusto para ambas as malhas.

A formulação do PID utilizada nos controladores primário e secundário, na forma paralela, é

$$G_{cn} = K_{pn} + \frac{K_{in}}{s} + \frac{K_{dn}s}{t_f s + 1}, \quad (3.1)$$

onde K_{pn} é o ganho proporcional, K_{in} é o ganho integral, K_{dn} é o ganho derivativo e t_f é o filtro derivativo, neste trabalho definido igual a 0,1. n é assumido como "1" para a malha externa e "2" para a malha interna.

O novo método de sintonia ótimo é resumidamente descrito nas subseções subsequentes.

3.4.1 Função de Custo

Segundo ÅSTRÖM e HÄGGLUND (1995), o IAE é um índice de desempenho convencionalmente usado para quantificar o quanto um processo rejeita um distúrbio. Além disso, é explicitado pelos mesmos autores que o ganho integral K_i do controlador PID é inversamente proporcional ao índice de desempenho IE, como apresentado na Subseção 2.2.1. Em comum, os índices são iguais caso o erro não mude de sinal ou próximos para sistemas bem amortecidos, que, neste trabalho, são assegurados por restrições sobre o máximo da função sensibilidade. Dessa forma, a função de custo proposta é formulada pela minimização da soma dos dois ganhos integrais dos controladores PID do sistema em cascata e é descrita como

$$J = \frac{1}{|K_{i1}|} + \frac{1}{|K_{i2}|}. \quad (3.2)$$

O objetivo dessa função de custo é obter os melhores parâmetros dos controladores PID do sistema em cascata que minimize o efeito do distúrbio na saída do sistema, seja esse ocorrido na malha interna ou externa.

3.4.2 Conjunto de Restrições

Como o sistema em cascata (Figura 3.1) é composto por duas malhas de controle, é usada a sensibilidade máxima como medida de robustez na malha interna e externa. Esta é formulada como restrições no problema de otimização.

As funções de transferências de ganho de malha interna e externa são, respectivamente:

$$G_{l2}(j\omega) = G_{c2}(j\omega)G_{p2}(j\omega), \quad (3.3)$$

$$G_{l1}(j\omega) = G_{c1}(j\omega)G_{p1}(j\omega) \left(\frac{G_{c2}(j\omega)G_{p2}(j\omega)}{1 + G_{c2}(j\omega)G_{p2}(j\omega)} \right). \quad (3.4)$$

Logo, as restrições são formuladas como

$$\|S_2\|_{\infty} = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1 + G_{l2}(j\omega)} \right| \leq M_{s2}, \quad (3.5)$$

$$\|S_1\|_{\infty} = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1 + G_{l1}(j\omega)} \right| \leq M_{s1}. \quad (3.6)$$

Os valores dos parâmetros M_{s1} e M_{s2} , definidos durante a sintonia, são os que vão determinar o quanto a sintonia será robusta.

Além dessas restrições de robustez, a seguinte restrição é aplicada à malha externa

$$C = -\min(\text{real}(G_{l1}(j\omega))) - 1 - \frac{1}{M_{s1}} \leq 0 \quad \forall \omega, \quad (3.7)$$

que tem como objetivo, em conjunto com a restrição 3.6, assegurar que a curva de Nyquist da função de transferência em (3.4) não circunscreva o ponto crítico (-1,0). Graficamente, é como traçar uma reta vertical na extremidade esquerda da circunferência com centro em -1 e raio $1/M_{s1}$ e o valor mínimo do eixo real do ganho de malha $G_{l1}(j\omega)$, no diagrama de Nyquist, não poder ultrapassar essa reta. Na Figura 3.2 é ilustrada essa restrição em duas situações para M_{s1} igual a 2. Em (a) para um sistema instável em malha fechada. Neste caso, satisfaz a restrição 3.6, mas não a restrição 3.7. Já em (b) para um sistema estável, na qual as duas restrições são satisfeitas. Esta restrição proposta em conjunto com restrição 3.6 garante um sistema estável em malha fechada.

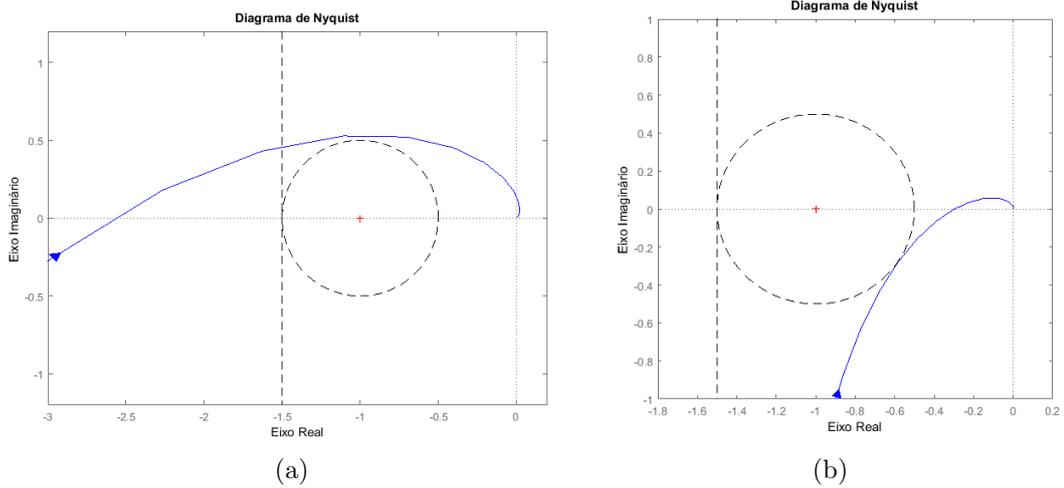


Figura 3.2: Restrição de estabilidade para o sistema em cascata em malha fechada. Em (a) um sistema instável e (b) um sistema estável. Circunferências com $M_{s1} = 2, 0$.

3.4.3 Formulação do Problema de Otimização

Baseado na função de custo definida em (3.2) e nas restrições descritas em (3.5), (3.6) e (3.7), o seguinte problema de otimização é formulado.

$$\begin{aligned}
 & \underset{\rho}{\text{minimizar}} \quad J \\
 & \text{sujeito:} \\
 & \quad \|S_1\|_{\infty} \leq M_{s1}, \\
 & \quad \|S_2\|_{\infty} \leq M_{s2}, \\
 & \quad C \leq 0.
 \end{aligned} \tag{3.8}$$

ρ representa o conjunto dos parâmetros dos dois controladores PID e é descrito da seguinte forma.

$$\rho = [K_{p1}, K_{i1}, K_{d1}, K_{p2}, K_{i2}, K_{d2}] \tag{3.9}$$

3.4.4 Procedimento de Sintonia

O procedimento para o método proposto é apresentado conforme a seguir:

1. Identificar os modelos de processo G_{p1} e G_{p2} ;
2. Definir os valores de robustez, M_{s1} e M_{s2} , desejados para cada malha. Sugestão conforme literatura: $1, 2 \leq M_s \leq 2, 0$ (ÅSTRÖM *et al.*, 1998);
3. Solucionar o problema de otimização.

No item 3, diversos são os algoritmos disponíveis para solução do problema de otimização não linear formulado. O algoritmo usado neste trabalho é o *active set*, disponível

na *toolbox* *optimtool* do *software* Matlab®.

Este algoritmo necessita de um ponto inicial no problema de otimização, que são os parâmetros dos dois controladores PID do sistema em cascata, G_{c1} e G_{c2} , como mostrado na Figura 3.1. Como referência podem ser usados os dados de sintonia da própria planta, se disponíveis, ou iniciar o problema com os parâmetros como zero. No entanto, iniciar como zero pode não ser a melhor opção, devido a convergência do algoritmo para solução do problema de otimização. Desta forma, neste trabalho é proposta uma referência inicial, caso as duas propostas iniciais não sejam usadas. O ponto inicial proposto utiliza a sintonia SIMC formulada por (SKOGESTAD,2003) para modelos de primeira ordem mais atraso (FOPDT), conforme apresentado na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Sintonia SIMC para modelos FOPDT

Modelo	K_p	K_i	K_d
$G_p(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1}$	$\frac{\tau}{K(\lambda + \theta)}$	$\frac{K_p}{\min\{\tau, 4(\lambda + \theta)\}}$	-

K é o ganho do processo;

τ é a constante de tempo do processo;

θ é o atraso de transporte;

λ é o valor da constante de tempo de malha fechada desejada;

K_p é o ganho proporcional do controlador;

K_i é o ganho integral do controlador;

K_d é o ganho derivativo do controlador.

Para o valor de λ é usado ($\lambda = \theta$), valor recomendado por SKOGESTAD (2003) para sintonia de sistema de controle com realimentação simples. A seguir é descrito como o vetor ρ , apresentado em 3.9, é preenchido para ser o ponto inicial do problema de otimização.

1. Sintonizar G_{c2} com o modelo G_{p2} (FOPDT) para um valor de λ_2 , de acordo com a Tabela 3.2;
2. Obter o modelo equivalente G_{eq} , conforme apresentado na Equação 3.10. Este modelo descreve a relação entre y_1/u_1 no digrama de blocos da Figura 3.1;

$$G_{eq}(s) = \frac{G_{c2}(s)G_{p2}(s)}{1 + G_{c2}(s)G_{p2}(s)}G_{p1}(s) \quad (3.10)$$

3. Identificar o modelo equivalente aproximado de G_{eq} para primeira ordem mais atraso (\tilde{G}_{eq}) pelo experimento da curva de reação do processo. Com \tilde{G}_{eq} sintonizar G_{c1} para um valor de λ_1 , de acordo com a Tabela 3.2.

Capítulo 4

Exemplos Simulados

4.1 Introdução

Neste capítulo são apresentados três exemplos simulados. Para demonstrar a eficácia do método proposto, entre os exemplos estão trabalhos com método simultâneo e ótimo.

Para analisar os métodos, nos exemplos são apresentados os cálculos do índice IAE para o distúrbio na malha interna e para a resposta ao degrau unitário na referência. Além disso, são usados os valores de sobressinal e tempo de acomodação para a resposta ao degrau. São ainda apresentados os digramas de Nyquist das funções de transferências de ganho de malha (interna e externa) para verificar a proposta do método formulado e, também, as respostas do controle em cascata simulado no ambiente Simulink.

4.2 Exemplo I

Neste exemplo, o processo de um reator considerado em (MARLIN,2000) é utilizado. O objetivo é controlar a concentração de saída medida por AC1, por meio do controle em cascata, mostrado na Figura 4.1.

Os modelos de processo da malha externa e interna são apresentados a seguir:

$$G_{p1}(s) = \frac{-0,19e^{-20s}}{50s + 1} \quad \text{e} \quad G_{p2}(s) = \frac{0,57e^{-8s}}{20s + 1}. \quad (4.1)$$

Conforme descrito na Subseção 3.4.4, G_{c2} é sintonizado com G_{p2} para λ_2 igual a 8. Já, o modelo equivalente \tilde{G}_{eq} obtido para sintonizar G_{c1} é

$$\tilde{G}_{eq} = \frac{-0,19e^{-36s}}{63s + 1}, \quad (4.2)$$

para λ_1 igual a 36. Os parâmetros iniciais de G_{c1} e G_{c2} estão na Tabela 4.1, descritos como Ponto inicial.

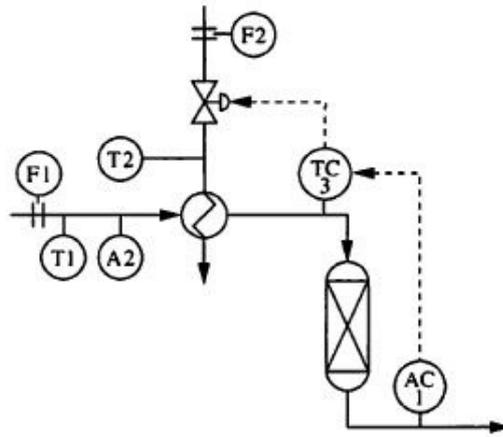


Figura 4.1: Controle em cascata reator. Fonte: (MARLIN,2000).

As respostas para os dois modelos G_{eq} (Equação 3.10) e \tilde{G}_{eq} para uma entrada ao degrau unitário são apresentadas na Figura 4.2.

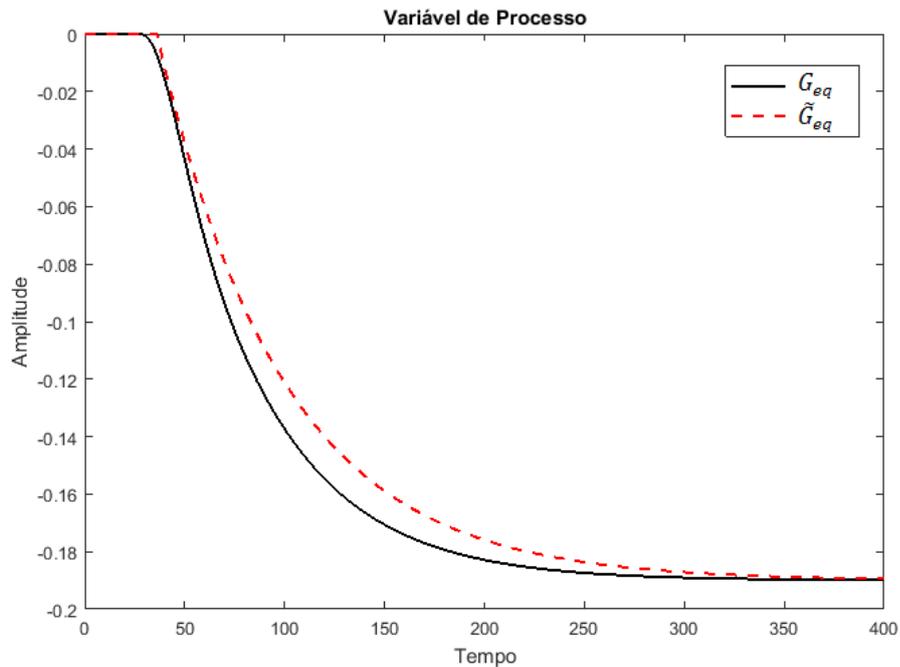


Figura 4.2: Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para o exemplo 1.

No método formulado, os valores de robustez definidos são M_{s1} igual a 1,3 e M_{s2} igual a 3,1. Para comparação com a sintonia Proposta, os trabalhos de (SONG *et al.*,2003) e (MARLIN,2000) são utilizados. Os resultados das sintonias estão na Tabela 4.1.

Tabela 4.1: Parâmetros dos controladores PID - Exemplo 01

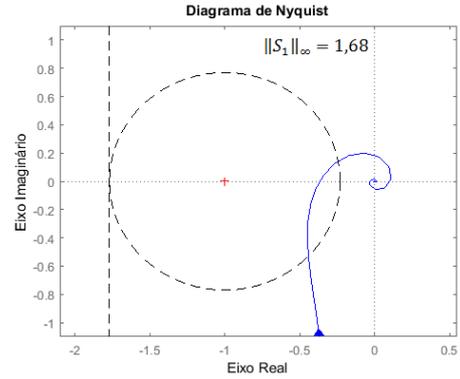
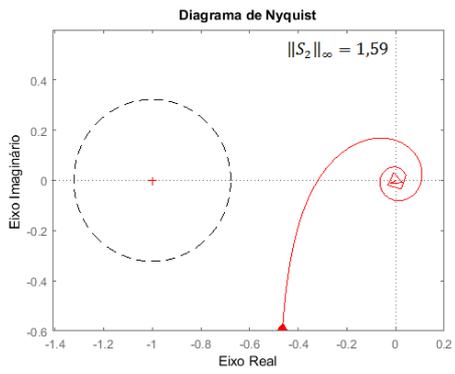
	Controlador Primário				Controlador Secundário		
	K_{p1}	K_{i1}	K_{d1}	t_{f1}	K_{p2}	K_{i2}	K_{d2}
Ponto inicial	-4,60	-0,07	-	-	2,20	0,11	-
Proposta	-2,15	-0,06	-	-	3,29	0,29	-
Marlin	-3,70	-0,05	-	-	2,40	0,10	-
Song <i>et al.</i>	-4,98	-0,11	-33,70	-4,22	3,11	0,17	-

Na Figura 4.3 estão representados os diagramas de Nyquist para a malha interna (esquerda) e externa (direita). Além disso, são ilustradas as circunferências com relação aos valores de robustez de M_{s1} e M_{s2} definidos na sintonia. São ainda apresentados os valores das sensibilidades máximas das funções de transferências de ganho de malha, G_{l1} e G_{l2} .

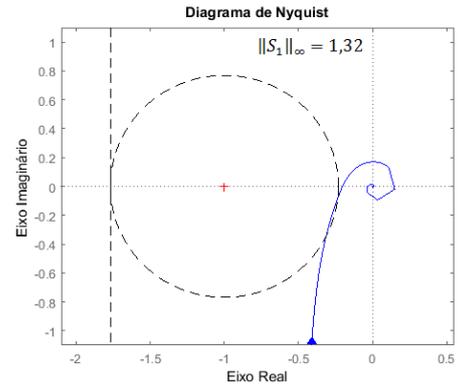
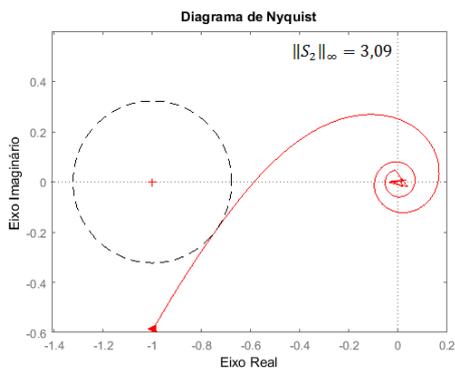
Com relação ao Ponto inicial (a) e a sintonia Proposta (b), é possível verificar que o método proposto assegura o desempenho e a robustez desejada. Quanto às sintonias de (MARLIN,2000) (c) e (SONG *et al.*,2003) (d), a sintonia Proposta obtém uma resposta para a malha interna mais agressiva, uma vez que essa agressividade está relacionada com a distância mínima do ponto crítico e, ainda, com a menor margem de fase ($25,5^\circ$ para a sintonia Proposta contra $65,4^\circ$ para Marlin e $46,2^\circ$ para Song). Essas características são importantes para obter uma maior rejeição ao distúrbio, que neste caso é garantido na respectiva sintonia. Já para a malha externa, o desempenho é mais robusto pois, por atender a restrição de robustez definida na sintonia, sua sensibilidade máxima do ganho de malha $\|S_1\|_\infty$ é a menor, com 1,32.

As respostas para as três sintonias quando submetidas a um degrau unitário na referência e um distúrbio com magnitude 2 em d_2 no instante de tempo 700s são apresentadas na Figura 4.4. Como já explicitado, a sintonia Proposta obtém uma resposta ao distúrbio mais rápida, como é comprovada pelo cálculo do índice IAE, apresentado na Tabela 4.2. Nesta tabela são ainda apresentados os valores em porcentagem de quanto as sintonias de (MARLIN,2000) e (SONG *et al.*,2003) aumentam ou diminuem o índice IAE para a sintonia Proposta. Logo, é possível comprovar a eficácia do método proposto com relação à rejeição ao distúrbio.

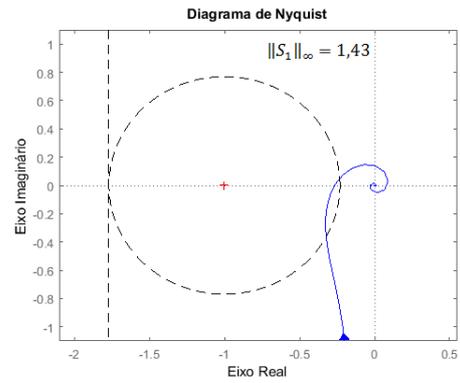
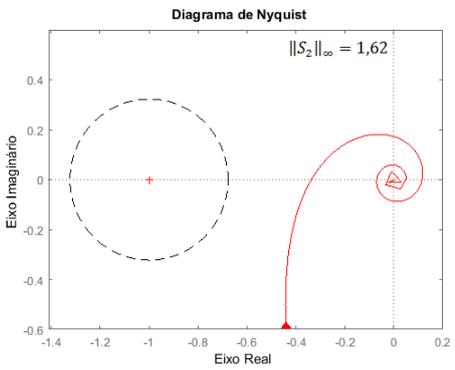
Para a variação na referência, a sintonia Proposta responde ainda com um sobressinal de 0,60%, se comparado a (SONG *et al.*,2003) com 5,67% que, além disso, obtém um sinal de controle mais agressivo, com uma variação na amplitude próxima de -40 . No entanto, a sintonia Proposta demora 76,3s a mais para entrar no seu estado estacionário. Já com relação a (MARLIN,2000), o tempo de acomodação (t_s) para a sintonia Proposta é de 107,2s menor.



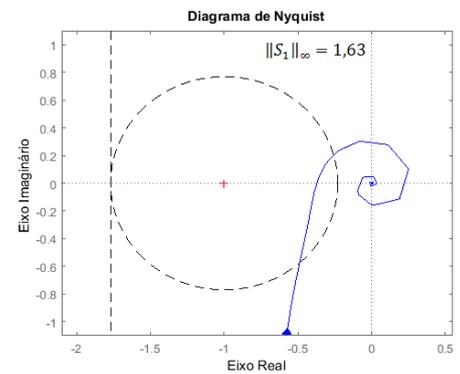
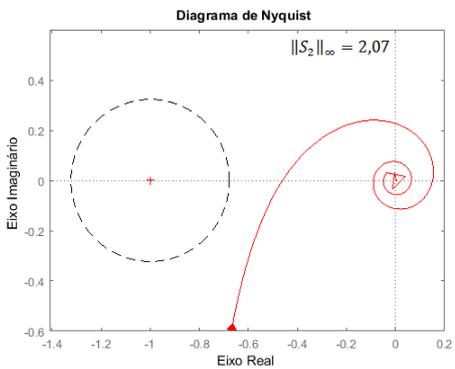
(a) Ponto inicial



(b) Proposta



(c) Marlin



(d) Song *et al.*

Figura 4.3: Diagramas de Nyquist para o exemplo 01. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s_2} igual a 3, 1 e M_{s_1} igual a 1, 3.

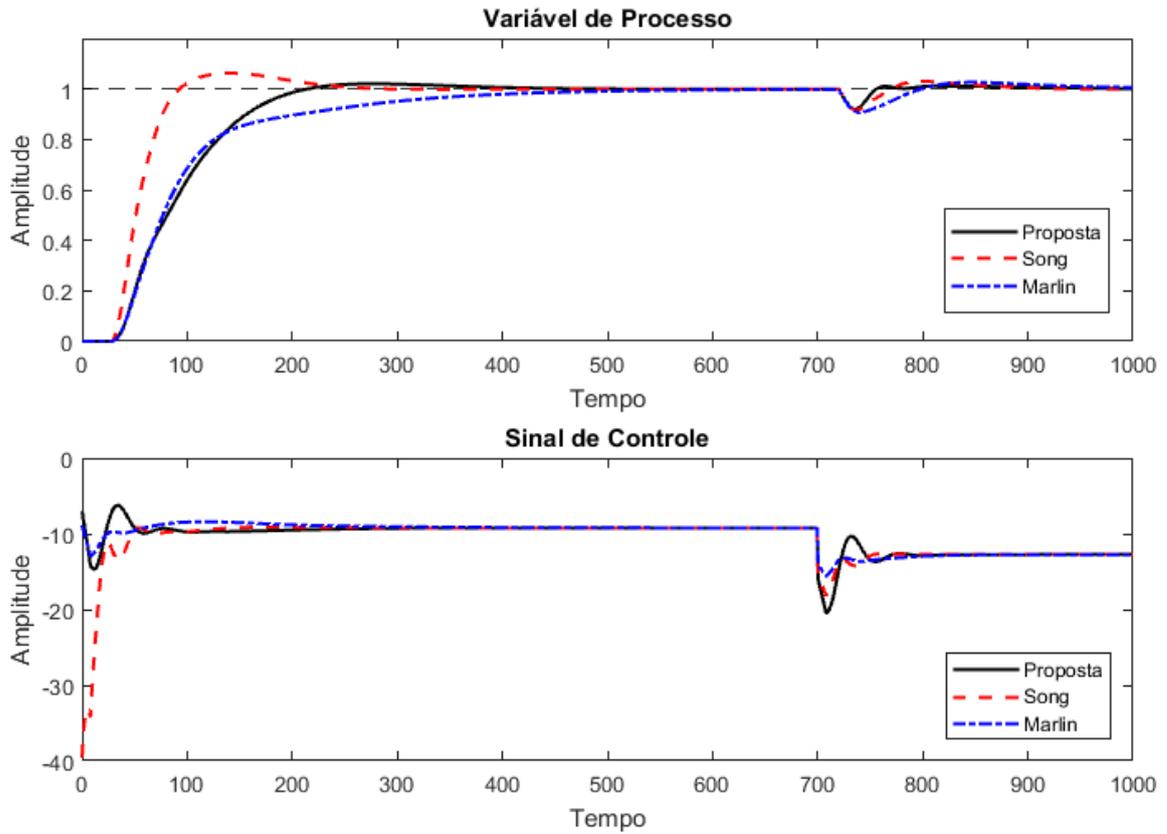


Figura 4.4: Resposta em malha fechada para um degrau unitário na referência em $t = 0s$ e um distúrbio com magnitude de 2 em d_2 em $t = 700s$.

Tabela 4.2: Índice IAE - Exemplo 1

Sintonia	Referência		Distúrbio	
Proposta	9352,00	N/A	339,47	N/A
Marlin	10511,00	+12,39%	785,72	+131,45%
Song <i>et al.</i>	6032,10	-35,50%	477,03	+40,52%

N/A - Não se aplica.

4.3 Exemplo II

Para o exemplo II é considerado o trabalho de (VERONESI e VISIOLI,2011b). Em uma de suas aplicações, os modelos de processo estudados do controle em cascata são:

$$G_{p1}(s) = \frac{1}{(10s + 1)(4s + 1)(s + 1)^2} \quad \text{e} \quad G_{p2}(s) = \frac{1}{2s + 1}. \quad (4.3)$$

Conforme descrito na Subseção 3.4.4, G_{c2} é sintonizado com G_{p2} para λ_2 , neste caso, igual a 0,5, uma vez que λ_2 igual a θ_2 (G_{p2} sem atraso) não seria possível satisfazer a

sintonia SIMC utilizada. Já, o modelo equivalente \tilde{G}_{eq} obtido para sintonizar G_{c1} é

$$\tilde{G}_{eq} = \frac{1e^{-4s}}{19s + 1}, \quad (4.4)$$

para λ_1 igual a 4. Os parâmetros iniciais de G_{c1} e G_{c2} estão na Tabela 4.3.

Na Figura 4.5 são apresentadas as respostas dos modelos G_{eq} (Equação 3.10) e \tilde{G}_{eq} quando submetidos a um degrau unitário.

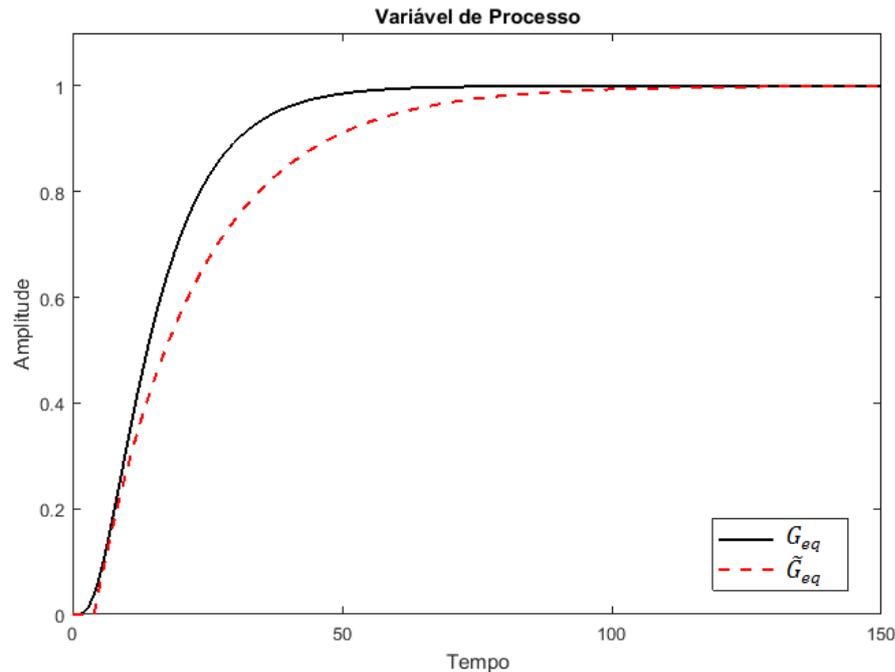


Figura 4.5: Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para o exemplo 2.

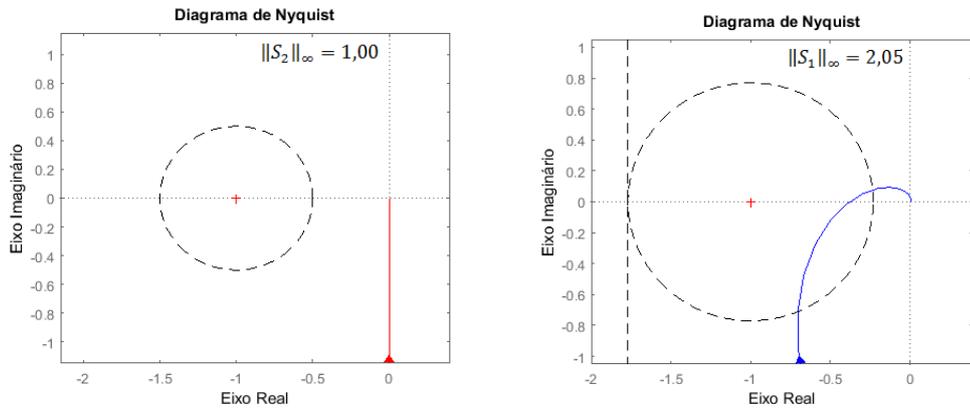
Na configuração do método proposto, os valores de robustez definidos são M_{s1} igual a 1, 3 e M_{s2} igual a 2, 0. Os resultados das sintonias são apresentados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3: Parâmetros dos controladores PID - Exemplo 02

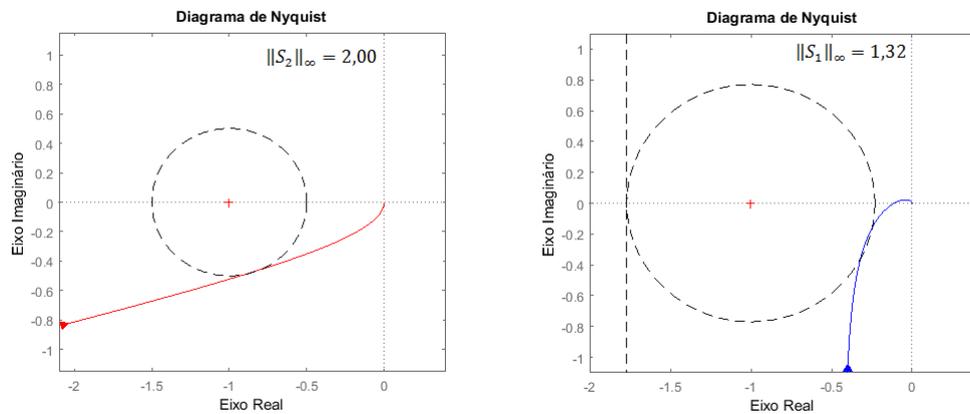
	Controlador Primário				Controlador Secundário			
	K_{p1}	K_{i1}	K_{d1}	t_{f1}	K_{p2}	K_{i2}	K_{d2}	t_{f2}
Ponto inicial	2,37	0,12	-	-	4,00	2,00	-	-
Proposta	0,69	0,07	-	-	9,25	197,36	-	-
Veronesi <i>et al.</i>	1,16	0,10	0,43	0,038	4,05	2,08	0,20	0,040

Como pode ser observado na Figura 4.6, a sintonia Proposta (b) assegura o desempenho e a robustez desejada. Como consequência, minimiza o efeito do distúrbio na malha interna, já que sua sensibilidade máxima $\|S_2\|_\infty$ do ganho de malha é maior que (VERONESI e VISIOLI,2011b) e o Ponto inicial. Além disso, assegura maior robustez do

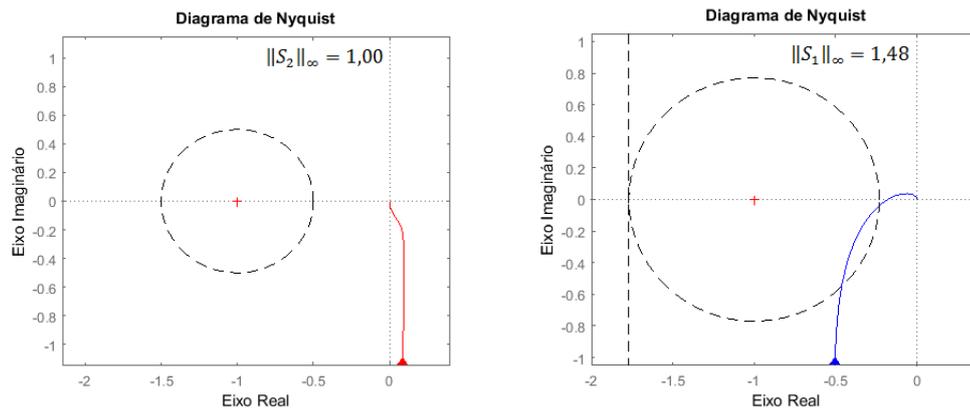
controle em cascata em malha fechada, garantido pela restrição de robustez na malha externa, que limita a sensibilidade máxima $\|S_1\|_\infty$ do ganho de malha em 1, 3.



(a) Ponto inicial



(b) Proposta



(c) Veronesi *et al.*

Figura 4.6: Diagramas de Nyquist para o exemplo 02. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 2,0 e M_{s1} igual a 1,3.

Na Figura 4.7 são apresentadas as respostas para as duas sintonias quando submetidas a um degrau unitário na referência e um distúrbio em d_2 com magnitude de -10 no instante de tempo 80s. Quando inserido o distúrbio, é observado que a sintonia de (VE-

RONESI e VISIOLI,2011b) responde de forma oscilatória, diferente da sintonia Proposta, que responde de maneira bem amortecida e minimiza o desvio da variável de processo a referência. Isso pode ser relacionado com os valores de IAE calculados na Tabela 4.4, uma vez que o IAE para a sintonia de (VERONESI e VISIOLI,2011b) é superior a sintonia Proposta de 6289, 83%. Para isso, a sintonia Proposta precisa de uma ação mais agressiva na variável manipulada, como visto no sinal de controle.

Para a resposta ao degrau unitário na referência, apesar da sintonia de (VERONESI e VISIOLI,2011b) reduzir o IAE, a sintonia Proposta minimiza o sobressinal em 73, 46% e ainda atinge seu regime permanente depois de 30, 8s, contra 36, 4s, para $p = 2\%$.

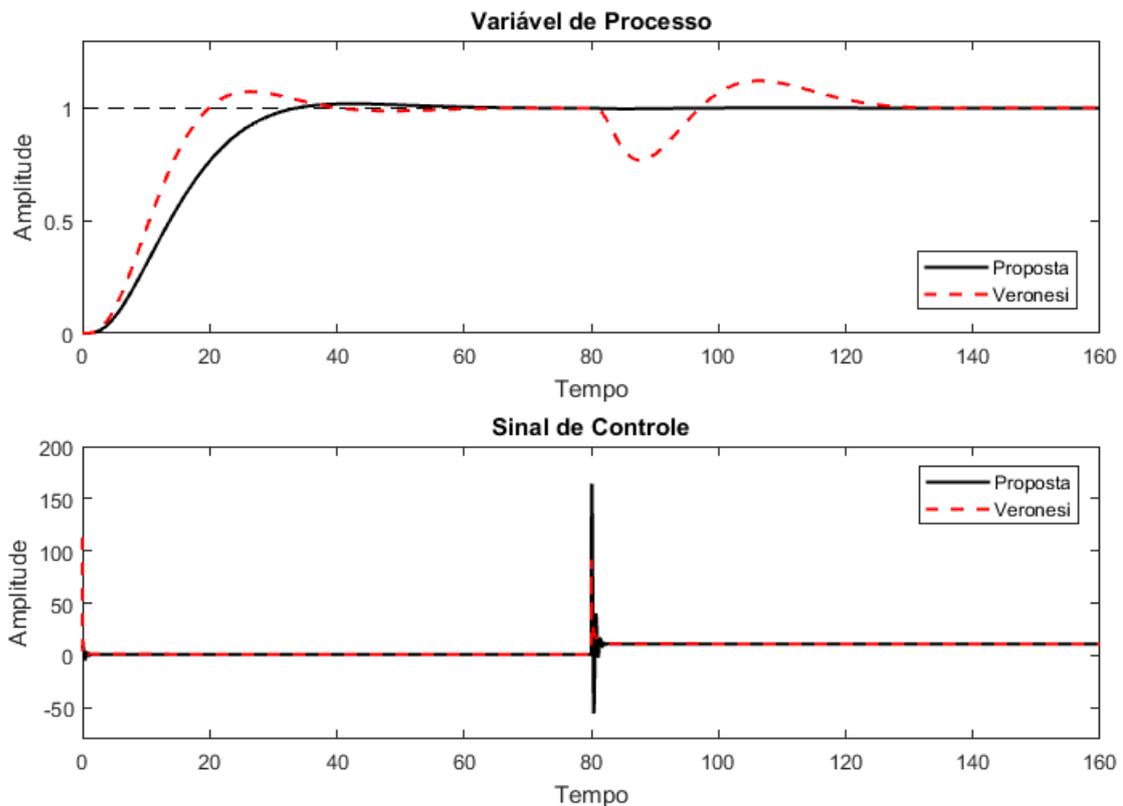


Figura 4.7: Resposta em malha fechada para um degrau unitário na referência em $t = 0s$ e um distúrbio com magnitude de -10 em d_2 em $t = 80s$.

Tabela 4.4: Índice IAE - Exemplo 2

Sintonia	Referência	Distúrbio
Proposta	1508,60 N/A	6,79 N/A
Veronesi <i>et al.</i>	1182,40 $-21,62\%$	433,87 $+6289,83\%$

N/A - Não se aplica.

4.4 Exemplo III

Para esse exemplo são considerados os seguintes processos

$$G_{p1}(s) = \frac{1e^{-s}}{(s+1)^2} \quad \text{e} \quad G_{p2}(s) = \frac{1e^{-0,1s}}{0,1s+1}, \quad (4.5)$$

que são estudados nos trabalhos de (KAYA e NALBANTOGLU,2016) e (TAN *et al.*,2000).

No trabalho de (KAYA e NALBANTOGLU,2016) é usado o tipo PID para o controlador primário e o tipo PI para o controlador secundário. Já em (TAN *et al.*,2000) e o proposto neste trabalho são do tipo PI para os dois controladores.

Para o ponto inicial, descrito na Subseção 3.4.4, G_{c2} é sintonizado com G_{p2} para λ_2 igual a 0,1. Já, o modelo equivalente \tilde{G}_{eq} obtido para sintonizar G_{c1} é

$$\tilde{G}_{eq} = \frac{1e^{-1,5s}}{2,73s+1}, \quad (4.6)$$

para λ_1 igual 1,5. Os parâmetros iniciais de G_{c1} e G_{c2} estão apresentados na Tabela 4.5.

As respostas para os dois modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para uma entrada ao degrau unitário estão apresentadas na Figura 4.8.

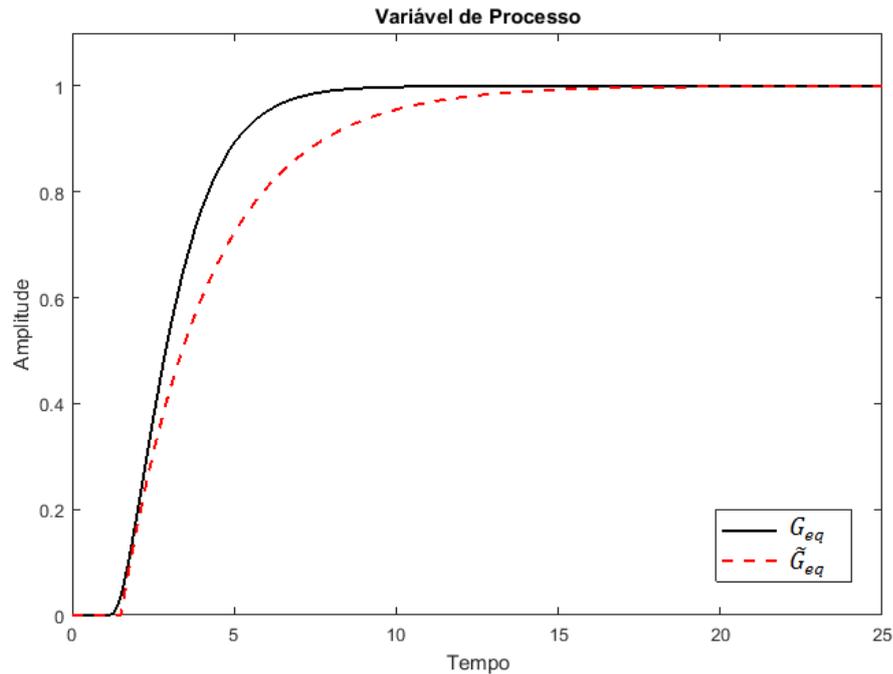


Figura 4.8: Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para o exemplo 3.

O método formulado é configurado com M_{s1} igual a 1,5 e M_{s2} igual a 2,0. Os resultados das sintonias de (KAYA e NALBANTOGLU,2016), (TAN *et al.*,2000) e a sintonia Proposta estão apresentadas na Tabela 4.5, além do ponto inicial já calculado.

Tabela 4.5: Parâmetros dos controladores PID - Exemplo 03

	Controlador Primário			Controlador Secundário		
	K_{p1}	K_{i1}	K_{d1}	K_{p2}	K_{i2}	K_{d2}
Ponto inicial	0,91	0,33	-	0,50	5,00	-
Proposta	0,40	0,26	-	0,63	7,13	-
Kaya <i>et al.</i>	1,00	0,32	0,61	1,22	1,22	-
Tan <i>et al.</i>	0,39	0,27	-	0,53	3,12	-

Com relação ao método proposto, o desempenho e a robustez são assegurados, como pode ser observado na Figura 4.9 para a sintonia Proposta (b). Para a malha interna, apesar da sintonia de (KAYA e NALBANTOGLU,2016) (c) obter um maior valor de $\|S_2\|_\infty$ e, conseqüentemente, uma menor distância para o ponto crítico (-1,0), sua margem de fase é a maior, com $95,2^\circ$, contra $81,7^\circ$ para a sintonia de (TAN *et al.*,2000) (d) e $47,4^\circ$ para a sintonia Proposta, de forma a minimizar a sua eficácia na rejeição ao distúrbio, como pode ser verificado na Figura 4.10.

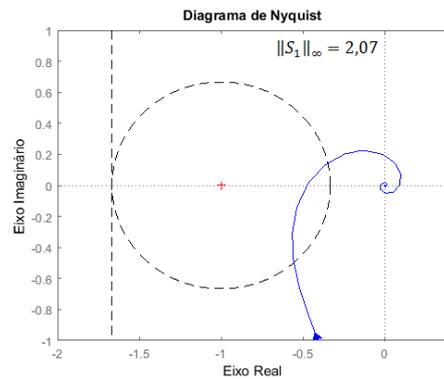
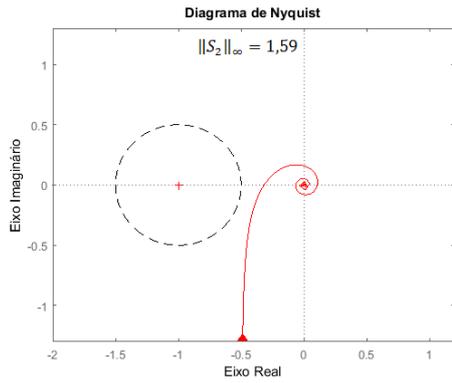
Nesta figura, são apresentadas as respostas para as três sintonias quando submetidas a um degrau unitário na referência no instante de tempo 5s e um distúrbio em d_2 com magnitude de -1 no instante de tempo 40s. Como pode ser observado, a sintonia Proposta é então a que obtém a maior rejeição ao distúrbio e, conseqüentemente, o menor valor do índice IAE, como calculado e apresentado na Tabela 4.6.

A sintonia Proposta ainda obtém o menor tempo de acomodação na resposta ao degrau unitário na referência, 12,37s, contra 15,23s para (KAYA e NALBANTOGLU,2016) e 16,64s para (TAN *et al.*,2000). No entanto, a sintonia de (KAYA e NALBANTOGLU,2016) reduz o IAE e obtém uma resposta mais amortecida, porém, as variações e amplitudes do sinal de controle no transitório da resposta são maiores. As amplitudes máxima e mínima são de $+75$ e $-9,22$. Na Figura 4.10 o eixo amplitude para o sinal de controle é restringido entre 0 a 3, para facilitar a visualização da resposta do sinal de controle para a sintonia Proposta e (TAN *et al.*,2000).

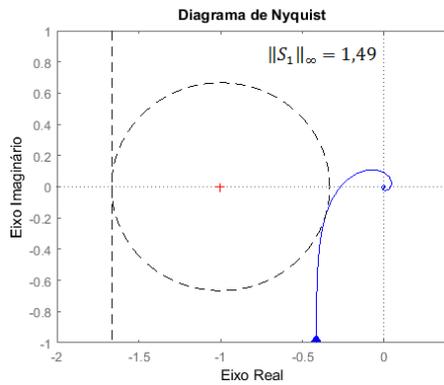
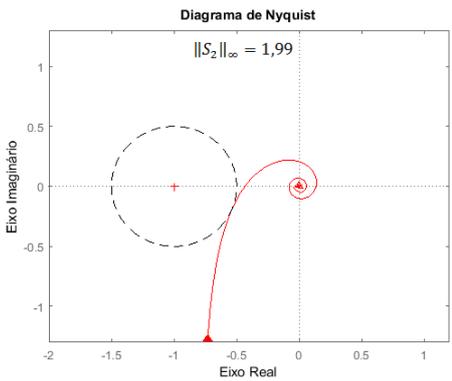
Tabela 4.6: Índice IAE - Exemplo 3

Sintonia	Referência	Distúrbio
Proposta	390,58	N/A
Kaya <i>et al.</i>	315,98	-19,09%
Tan <i>et al.</i>	416,99	+6,76%

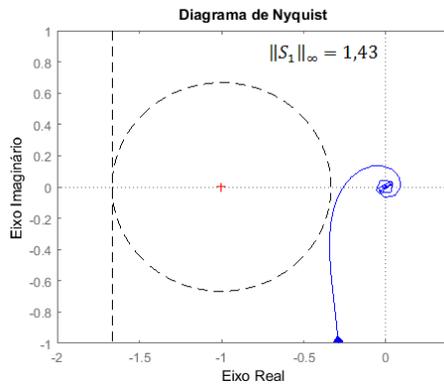
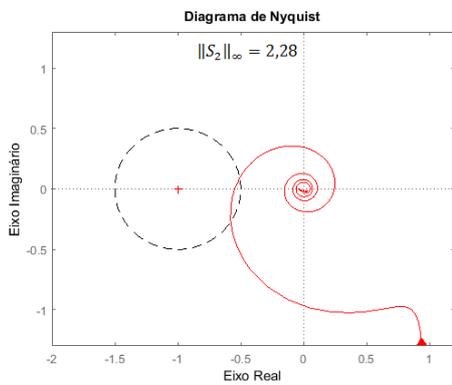
N/A - Não se aplica.



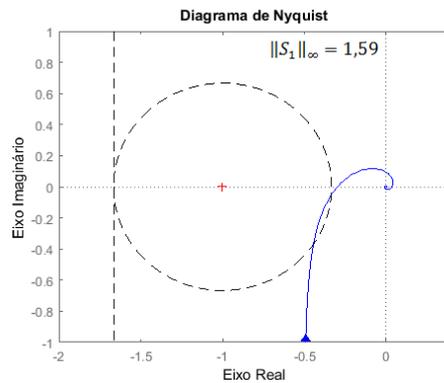
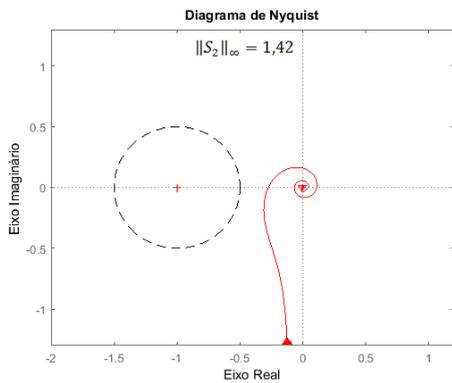
(a) Ponto inicial



(b) Proposta



(c) Kaya *et al.*



(d) Tan *et al.*

Figura 4.9: Diagramas de Nyquist para o exemplo 03. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 2,0 e M_{s1} igual a 1,5.

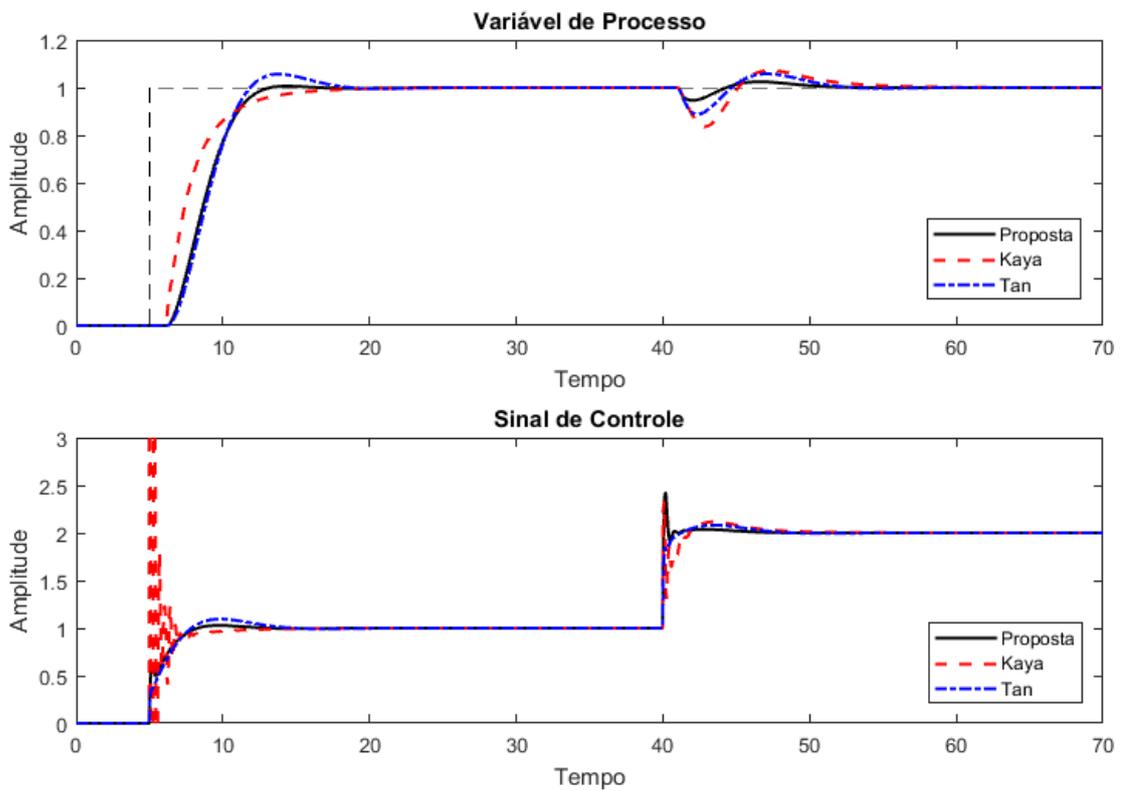


Figura 4.10: Resposta em malha fechada para um degrau unitário na referência em $t = 5$ s e um distúrbio com magnitude de -1 em d_2 em $t = 40$ s. Eixo amplitude do sinal de controle limitado entre 0 a 3.

Capítulo 5

Estudo de Caso Aplicado em um Processo Simulado de Remoagem

5.1 Introdução

Neste capítulo é apresentado à aplicação do método proposto ao controle de densidade de polpa de minério de ferro em um processo simulado de remoagem. Em primeiro lugar, é explicitado o processo de remoagem estudado. Além disso, explica-se como a estratégia de controle em cascata é aplicada e qual a importância de controlar a densidade na entrada dos ciclones. Também, é apresentada a planta de remoagem modelada no *software* IDEAS, bem como os modelos de processo da malha interna e externa, o ajuste do problema de otimização e o experimento realizado. Por fim, são apresentados os resultados da aplicação do método proposto.

5.2 O Processo de Remoagem

O processo de remoagem (ou moagem secundária) é uma operação de redução de tamanho utilizada na indústria mineral para liberar o mineral valioso da ganga descartável. A redução de tamanho é realizada pela combinação de impacto, compressão, abrasão e atrito, a um tamanho adequado à liberação do mineral. Este processo é realizado por meio da utilização de moinhos, em geral, moinhos de bolas. O produto do moinho requer classificação de tamanho, realizado por meio de ciclones. Os finos ou o produto (*overflow*) dos ciclones alimentam as operações unitárias seguintes, de concentração, como a flotação ou separação magnética, e um fluxo de material mais grosseiro (*underflow*) é retornado novamente para a operação de remoagem. Na Figura 5.1, é apresentado o fluxograma do processo de remoagem estudado. Os ciclones usados na entrada do processo são usados para fazer uma classificação inicial e evitar que as partículas finas, já nos tamanhos especificados, passem novamente pelo processo de moagem.

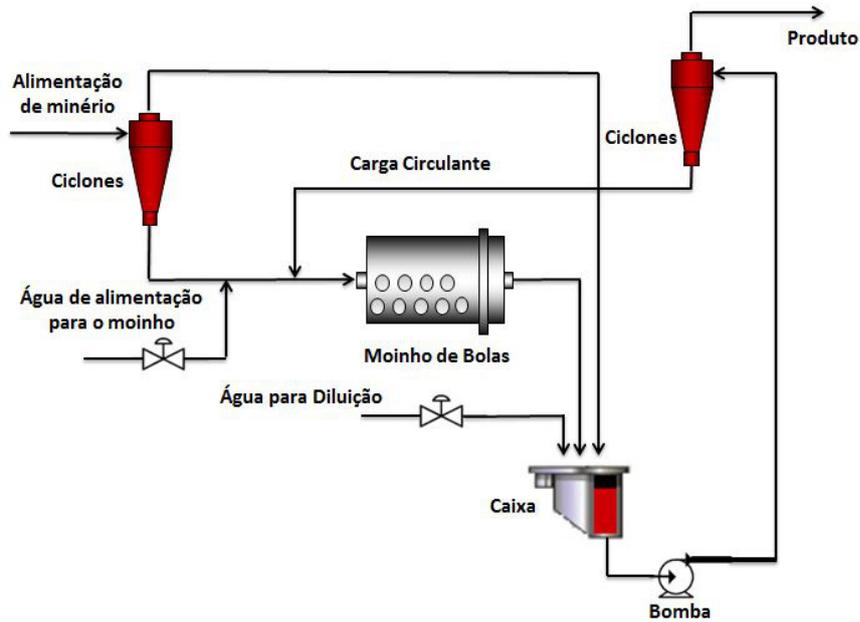


Figura 5.1: Processo de remoagem.

Neste trabalho, as variáveis controladas são: a densidade da polpa na saída da caixa (malha externa) e o fluxo de água que entra na caixa e é usado para a diluição da polpa (malha interna). A única variável manipulada é a válvula que controla a taxa de fluxo de água para diluição. Na Figura 5.2 é ilustrado como o sistema de controle em cascata é implementado no processo de remoagem estudado. O fluxo de água na entrada do moinho e a velocidade da bomba são mantidos constantes no experimento realizado.

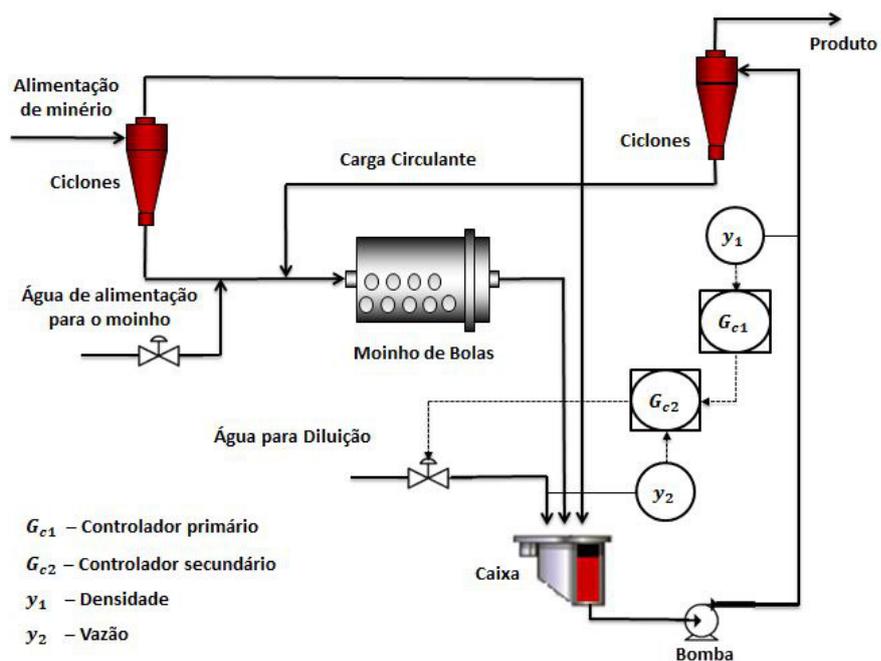


Figura 5.2: Sistema de controle em cascata implementado no processo de remoagem.

A densidade quando é diferente do valor operacional desejado, tem influência direta no processo de classificação dos ciclones e, conseqüentemente, no processo de flotação seguinte. A recuperação na flotação é reduzida se o tamanho da partícula ou a densidade no produto dos ciclones forem altos. Além disso, pode causar redução da produção (WEI e CRAIG,2009). O processo de classificação dos ciclones ainda tem efeito na carga circulante, que segundo SBÁRBARO e DEL VILLAR (2010) é uma variável importante, pois, a alta recirculação em um tamanho de produto fixo significa um menor consumo de energia. Portanto, a importância de controlar a densidade na entrada dos ciclones, após a remoagem.

5.3 Simulação Remoagem

Para aplicação do método proposto no circuito de remoagem (Figura 5.2) é utilizado o *software* de simulação de processo chamado *IDEAS*. Com o *IDEAS* é possível realizar simulações dinâmicas de processo, por exemplo, em processo de mineração ou papel e celulose, por meio de modelos fenomenológicos adequados. Na Figura 5.3, é apresentado o circuito de remoagem modelado no *IDEAS*.

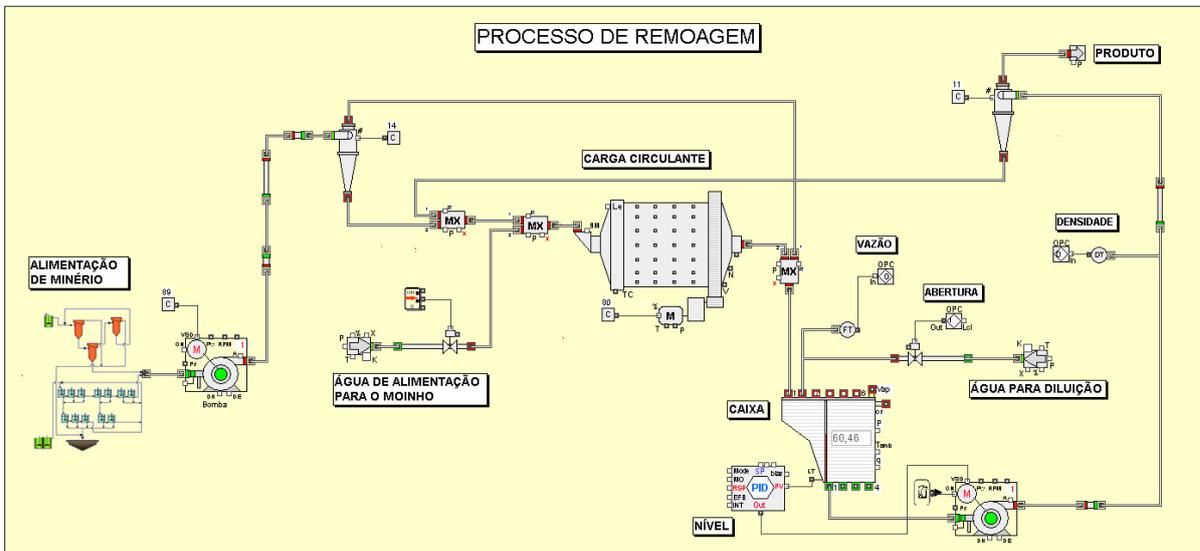


Figura 5.3: Modelo do processo de remoagem *IDEAS*.

Para realizar o controle em cascata explicitado na Seção 5.2, é usado o ambiente Simulink do *software* Matlab®. Para isso, são realizadas as leituras das variáveis de vazão e densidade e escrita do sinal de controle na válvula, no *IDEAS*. A comunicação entre o *IDEAS* e o Simulink é realizada via *Open Platform Communications* (OPC). Para a bomba na saída da caixa é usado o próprio bloco PID do simulador, que no experimento realizado é mantido com uma ação fixa na velocidade da bomba.

Os modelos de processo da malha externa e interna, como são apresentados na Figura 3.1, são obtidos por meio do experimento da curva de reação do processo e são apresentados a seguir:

$$G_{p1}(s) = \frac{-0,66e^{-0,4s}}{29,2s + 1} \quad \text{e} \quad G_{p2}(s) = \frac{9,88e^{-0,5s}}{1s + 1}. \quad (5.1)$$

O modelo da malha interna, G_{p2} , representa como a vazão de água na entrada da caixa se comporta com um degrau na abertura da válvula, (y_2/u_2) . Já o modelo da malha externa, G_{p1} , como a densidade na saída da caixa se comporta com a variação da vazão de água na alimentação da caixa, (y_1/y_2) . As variáveis y_1 , y_2 e u_2 são a densidade, o fluxo de água na caixa e o sinal de controle na válvula, respectivamente.

O ponto inicial é calculado conforme descrito na Subseção 3.4.4. Logo, G_{c2} é sintonizado com G_{p2} para λ_2 igual a 1. Já, o modelo equivalente \tilde{G}_{eq} obtido para sintonizar G_{c1} é

$$\tilde{G}_{eq} = \frac{-0,66e^{-1,72s}}{32,6s + 1}, \quad (5.2)$$

para λ_1 igual a 10. Este ponto inicial é usado para comparação com a sintonia Proposta e é apresentado na Tabela 5.1. Não é usado ($\lambda = \theta$) neste exemplo, pois o ponto inicial neste caso ficou oscilatório quando aplicado no processo simulado de remoagem.

Na Figura 5.4 são apresentadas as respostas dos modelos G_{eq} (Equação 3.10) e \tilde{G}_{eq} quando submetidos a um degrau unitário.

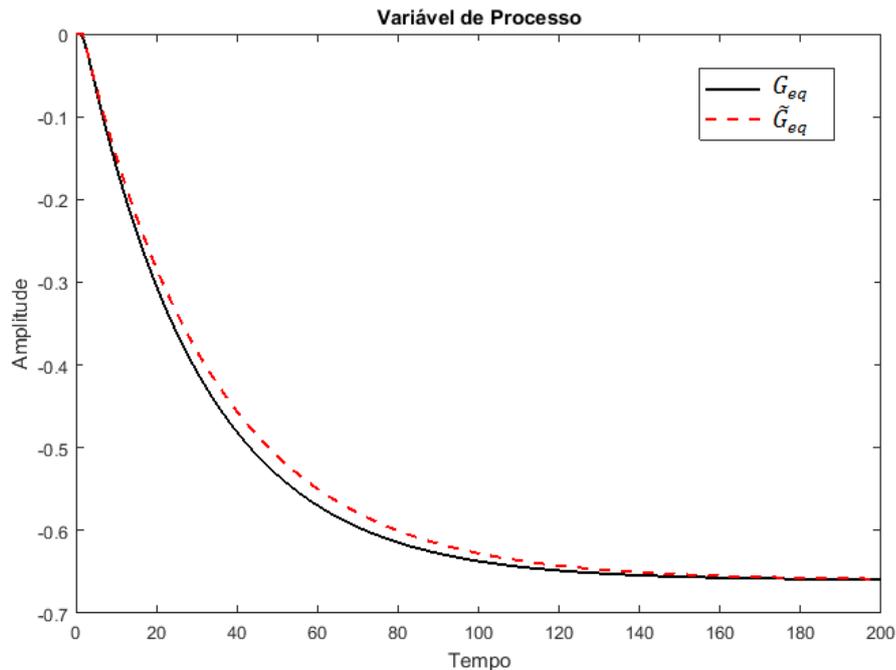


Figura 5.4: Comparação da resposta ao degrau unitário para os modelos G_{eq} e \tilde{G}_{eq} para remoagem.

Os valores de robustez definidos no método formulado são M_{s1} igual a 1,3 e M_{s2} igual a 1,5. Os resultados das sintonias estão na Tabela 5.1

Tabela 5.1: Parâmetros dos controladores PID - Remoagem

	Controlador Primário		Controlador Secundário	
	K_{p1}	K_{i1}	K_{p2}	K_{i2}
Ponto inicial	-4,210	-0,130	0,070	0,070
Proposta	-7,885	-0,345	0,076	0,097

Na Tabela 5.2 é apresentado o cenário para o qual o circuito de remoagem apresentado na Figura 5.3 é exposto.

Tabela 5.2: Lista de distúrbios externos e variação na referência do processo

Tempo (s)	Mudança na referência do processo ou distúrbio
665	Degrau na referência de densidade: de 1888 para 1891 kg/m^3
856	Distúrbio na pressão de alimentação de água na caixa: de $2,5 \times 10^5$ para $2,25 \times 10^5 Pa$
1004	Distúrbio na alimentação do circuito: de polpa com 48% de sólidos com PSD D_{50} igual a 42,74 para polpa com 50% de sólidos com PSD D_{50} igual a 47,84 μm
1202	Retornado para polpa com 48% de sólidos com PSD D_{50} igual a 42,74 μm

PSD - Distribuição do tamanho da partícula.

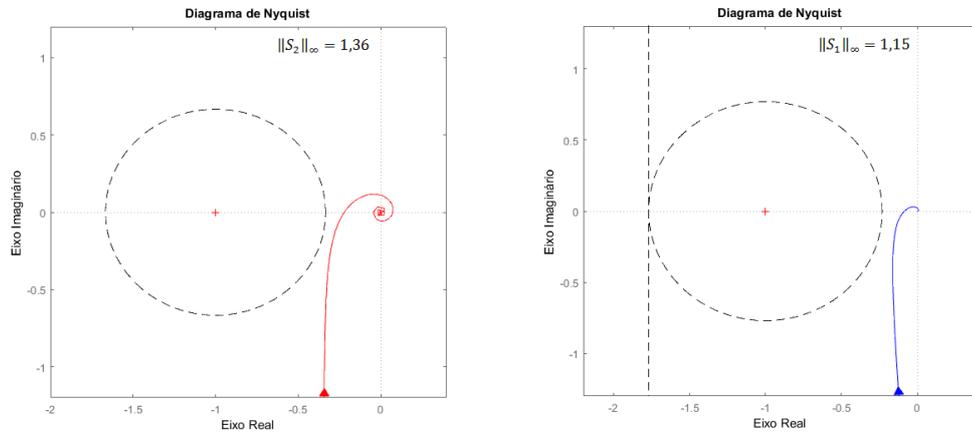
D_{50} - Diâmetro da partícula em 50% do passante no PSD acumulativo.

5.4 Resultados

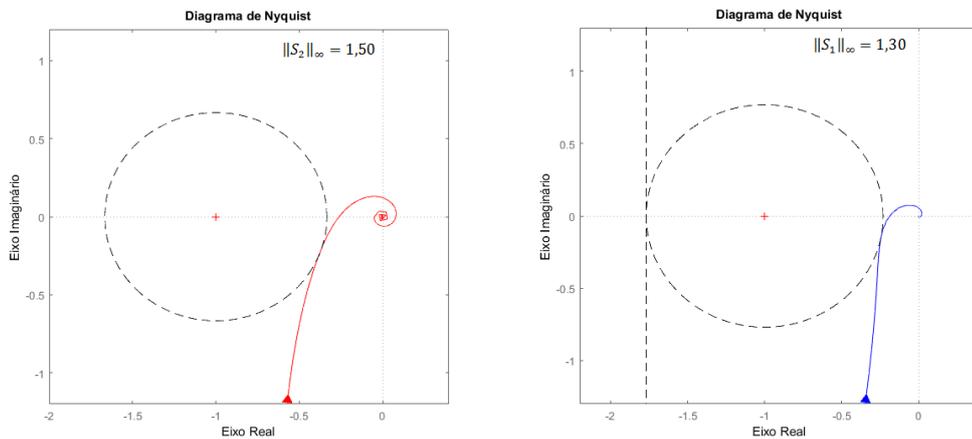
Na Figura 5.5 é possível verificar que o método proposto melhora o desempenho e garante a robustez, tanto para a malha interna quanto para a malha externa, já que as curvas de Nyquist estão mais próximas do ponto crítico (-1,0) e as restrições não são violadas.

As respostas de controle para a densidade (malha externa) e para o fluxo de água na caixa (malha interna) são apresentadas na Figura 5.6. De fato, a sintonia Proposta atua sobre o distúrbio de forma mais eficaz nas duas situações, como é comprovado pelo cálculo do IAE apresentado na Tabela 5.3. O aumento do IAE para o distúrbio 1 é mais que 90% e para o distúrbio 2 é mais que 150%, para o Ponto inicial. O distúrbio 1 é referente a queda de pressão na alimentação de água na caixa e o distúrbio 2 é referente a mudança na especificação da polpa de minério na entrada do processo.

Para a mudança na referência do processo, a sintonia Proposta também responde mais rápida, com um tempo de acomodação de 693,5s, contra 764s para o Ponto inicial. Além disso, reduz o IAE em 63,86%.



(a) Ponto inicial



(b) Proposta

Figura 5.5: Diagramas de Nyquist para remoagem. À esquerda para a malha interna e à direita para a malha externa. Os valores de robustez definidos são M_{s2} igual a 1,5 e M_{s1} igual a 1,3.

Tabela 5.3: Índice IAE - Remoagem

Sintonia	Referência		Distúrbio 1		Distúrbio 2	
Proposta	89,28	<i>N/A</i>	16,78	<i>N/A</i>	725,53	<i>N/A</i>
Ponto inicial	247,04	+176,70%	33,00	+96,66%	1839,03	+153,47%

N/A - Não se aplica.

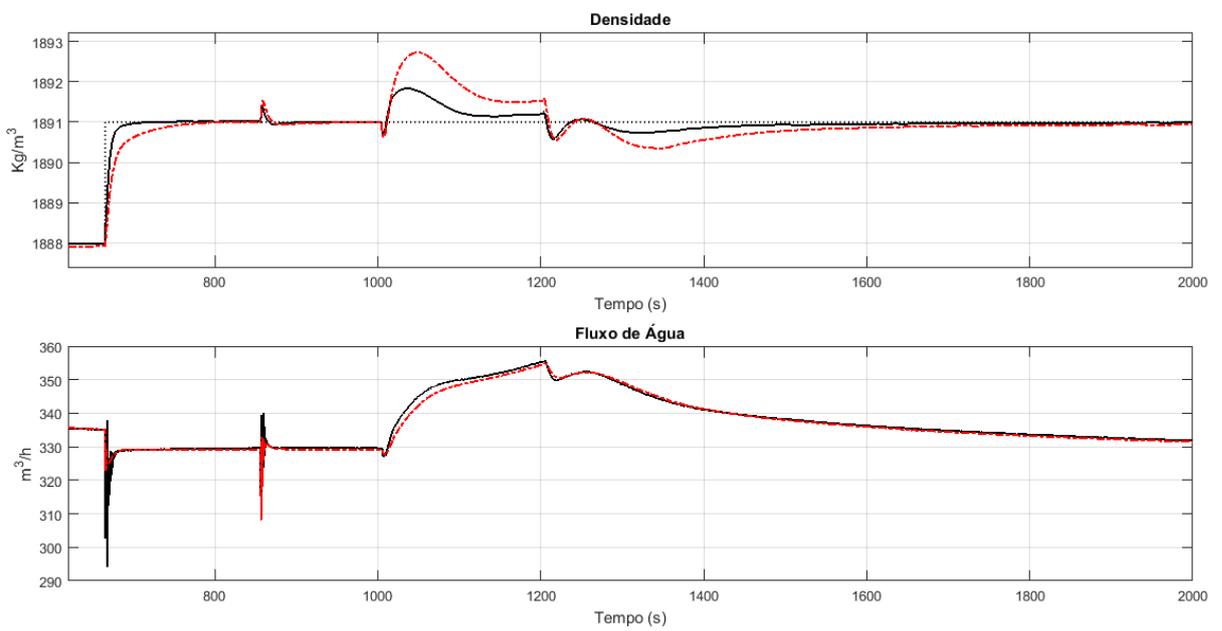


Figura 5.6: Controle de densidade e vazão para a estratégia em cascata implementada no processo de remoagem. Sintonia Proposta (linha sólida - preta) e Ponto inicial (linha tracejada/pontilhada - vermelha)

Capítulo 6

Conclusão e Trabalhos Futuros

6.1 Conclusão

A conclusão deste trabalho é conduzida por meio das respostas das perguntas da Subseção 1.5, conforme a seguir.

Q01 - É possível formular um problema de otimização para calcular os parâmetros dos dois controladores PID do sistema em cascata de forma simultânea?

- Sim. Os parâmetros dos dois controladores PID neste trabalho são obtidos simultaneamente pelo problema de otimização formulado em 3.8. O desempenho desejado do sistema de controle em cascata é considerado como a capacidade de rejeição do efeito do distúrbio na saída do sistema. Isso é feito maximizando a soma dos ganhos integrais dos controladores primário e secundário. Já a estabilidade em malha fechada do sistema em cascata é garantida pela restrição formulada em 3.7 em conjunto com a restrição 3.6. Estas restrições garantem que a função de transferência de ganho de malha da malha externa em 3.4 não circunscreva o ponto crítico $(-1,0)$. Quanto à robustez é usado o máximo da função sensibilidade às duas malhas para definir a velocidade de resposta quando na presença de um distúrbio.

Q02 - No problema de otimização é possível formular restrições que garantam robustez às duas malhas do sistema em cascata?

- Sim. Neste trabalho é usado o máximo da função sensibilidade (Equação 2.15) para garantir robustez às duas malhas. As restrições formuladas em 3.5 e 3.6 limitam a agressividade da resposta da malha interna e externa, respectivamente, por meio dos parâmetros M_{s2} e M_{s1} definidos na sintonia. Quanto menor os valores de M_{sn} mais distantes as curvas de Nyquist da malha interna e externa vão estar do ponto crítico $(-1,0)$ e, conseqüentemente, maior robustez das duas malhas.

Q03 - O método proposto é eficaz na rejeição ao distúrbio?

- Com base nos resultados dos cálculos do índice IAE nos exemplos simulados (Seção 4) e na aplicação da remoagem (Seção 5), o método proposto é sim eficaz na rejeição ao distúrbio. Em todas as aplicações, o método obteve uma redução do IAE quando na presença de um distúrbio na malha interna, em relação às sintonias comparadas. A função de custo formulada (Equação 3.2) garante a minimização do efeito do distúrbio na saída do sistema, uma vez que a maximização do ganho integral K_i no controlador PID reduz o índice IE e este é igual ao IAE quando o erro não muda de sinal ou próximo, quando o sistema possui uma resposta bem amortecida. Este tipo de resposta é assegurado neste trabalho por meio das restrições sobre o máximo da função sensibilidade.

6.2 Trabalhos Futuros

A seguir são apresentados dois trabalhos futuros que são sugeridos para se agregar à pesquisa realizada e ampliar a aplicação do método proposto.

- No primeiro, formular restrição de estabilidade que seja possível usar modelos de processo com dinâmica integradora na malha externa, uma vez que este tipo de processo está presente em diversas malhas de controle na indústria.
- No segundo, levar em consideração índices de desempenho na função de custo que avaliam o tempo de acomodação, o tempo de subida e/ou o sobressinal desejado, para uma resposta ao degrau. Desta maneira, é possível obter uma sintonia balanceada entre problemas servo e regulatório.

Referências Bibliográficas

- ARRIETA, O., VILANOVA, R., BALAGUER, P., 2008, “Procedure for cascade control systems design: Choice of suitable PID tunings”, *International Journal of Computers Communications & Control*, v. 3, n. 3, pp. 235–248.
- ÅSTRÖM, K. J., HÄGGLUND, T., 2006, *Advanced PID control*. ISA-The Instrumentation, Systems and Automation Society.
- ÅSTRÖM, K. J., PANAGOPOULOS, H., HÄGGLUND, T., 1998, “Design of PI controllers based on non-convex optimization”, *Automatica*, v. 34, n. 5, pp. 585–601.
- ÅSTRÖM, K. J., HÄGGLUND, T., 1995, *PID controllers: theory, design, and tuning*, v. 2. Instrument society of America Research Triangle Park, NC.
- BAUER, M., HORCH, A., XIE, L., et al., 2016, “The current state of control loop performance monitoring—A survey of application in industry”, *Journal of Process Control*, v. 38, pp. 1–10.
- CAMPOS, M. C. M. M., TEIXEIRA, H. C., 2006, *Controles típicos de equipamentos e processos industriais*. Edgard Blücher.
- DORF, R., BISHOP, R., 2001, “Sistemas de Controle Modernos, oitava edição edn”, *LTC-Livros Técnicos e Científicos Editora SA, Rio de Janeiro, Brasil*.[\[Links\]](#).
- EUZÉBIO, T. A. M., DAL BEM, L. A. R., SOARES, L. G., et al., 2014, “Ganho Integral Ótimo para Controle PI Suave-Aplicação em Malha de Vazão de Gás”, *XX Congresso Brasileiro de Automática*.
- GARPINGER, O., HÄGGLUND, T., ÅSTRÖM, K. J., 2014, “Performance and robustness trade-offs in PID control”, *Journal of Process Control*, v. 24, n. 5, pp. 568–577.
- HANG, I. C., LOH, A. P., VASNANI, V. U., 1994, “Relay feedback auto-tuning of cascade controllers”, *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, v. 2, n. 1, pp. 42–45.

- JENG, J., 2014, “Simultaneous closed-loop tuning of cascade controllers based directly on set-point step-response data”, *Journal of Process Control*, v. 24, n. 5, pp. 652–662.
- JENG, J., LEE, M. W., 2012, “Simultaneous automatic tuning of cascade control systems from closed-loop step response data”, *Journal of Process Control*, v. 22, n. 6, pp. 1020–1033.
- KAYA, I., NALBANTOGLU, M., 2016, “Simultaneous tuning of cascaded controller design using genetic algorithm”, *Electrical Engineering*, v. 98, n. 3, pp. 299–305.
- KRISHNASWAMY, P., RANGAIAH, G., 1992, “Role of Secondary Integral Action in Cascade Control”, pp. 149–152.
- MARLIN, E. T., 2000, *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*.
- NISE, N. S., 2011, “Control system engineering, John Wiley & Sons”, Inc, New York.
- O'DWYER, A., 2006, *Handbook of PI and PID controller tuning rules*.
- SBÁRBARO, D., DEL VILLAR, R., 2010, *Advanced control and supervision of mineral processing plants*. Springer Science & Business Media.
- SEBORG, D. E., MELLICHAMP, D. A., EDGAR, T. F., et al., 2010, *Process dynamics and control*. John Wiley & Sons.
- SKOGESTAD, S., 2003, “Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning”, *Journal of Process Control*, v. 13, n. 4, pp. 291–309.
- SONG, S., XIE, L., CAI, W.-J., 2002, “Auto-tuning of cascade control systems”, *Proceedings of the 4th World Congress on. IEEE*, pp. 3339–3343.
- SONG, S., CAI, W., WANG, Y.-G., 2003, “Auto-tuning of cascade control systems”, *ISA transactions*, v. 42, n. 1, pp. 63–72.
- SRINIVASAN, K., CHIDAMBARAM, M., 2003, “Modified relay feedback method for improved system identification”, *Computers & chemical engineering*, v. 27, n. 5, pp. 727–732.
- SRINIVASAN, K., CHIDAMBARAM, M., 2004, “An improved autotune identification method”, *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly*, v. 18, n. 3, pp. 249–256.

- TAN, K. K., LEE, T. H., FERDOUS, R., 2000, “Simultaneous online automatic tuning of cascade control for open loop stable processes”, *ISA transactions*, v. 39, n. 2, pp. 233–242.
- VERONESI, M., VISIOLI, A., 2011a, “Simultaneous closed-loop automatic tuning method for cascade controllers”, *IET Control Theory and Applications*, v. 5, n. 2, pp. 263–270.
- VERONESI, M., VISIOLI, A., 2011b, “Simultaneous closed-loop automatic tuning method for cascade controllers”, *IET Control Theory & Applications*, v. 5, n. 2, pp. 263–270.
- VIVEK, S., CHIDAMBARAM, M., 2013, “Cascade controller tuning by relay auto tune method”, *Journal of the Indian Institute of Science*, v. 84, n. 3 & 4, pp. 89.
- WEI, D., CRAIG, I. K., 2009, “Grinding mill circuits—a survey of control and economic concerns”, *International Journal of Mineral Processing*, v. 90, n. 1-4, pp. 56–66.
- YU, C.-C., 2006, *Autotuning of PID controllers: a relay feedback approach*. Springer Science & Business Media.
- ZIEGLER, G. J., NICHOLS, B. N., 1942, “Optimum settings for automatic controller”, *trans. ASME*, v. 64, n. 11.