



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

Dissertação

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA ALIMENTADORES DE ELEVADO TEMPO MORTO EM CIRCUITOS DE TRANSPORTADORES DE CORREIA

Tiago Alves Moraes

Ouro Preto Minas Gerais, Brasil 2022

Tiago Alves Moraes

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA ALIMENTADORES DE ELEVADO TEMPO MORTO EM CIRCUITOS DE TRANSPORTADORES DE CORREIA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação 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.

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

Coorientador: Prof. Moisés Tavares da Silva, D.Sc.

SISBIN - SISTEMA DE BIBLIOTECAS E INFORMAÇÃO

M827e	Moraes, Tiago Alves. Estratégias de controle para alimentadore em circuitos de transportadores de correia. [n Moraes 2022. 98 f.	s de elevado tempo morto nanuscrito] / Tiago Alves
	Orientador: Prof. Dr. Thiago Antonio Melo Coorientador: Prof. Dr. Moisés Tavares Da Dissertação (Mestrado Profissional). Unive Preto. Programa de Mestrado Profissional em Automação de Processos de Mineração. Progra Instrumentação, Controle e Automação de Pro Área de Concentração: Engenharia de Con Processos Minerais.	Euzebio. Silva. rsidade Federal de Ouro Instrumentação, Controle e ama de Pós-Graduação em cessos de Mineração. trole e Automação de
	1. Controle automático - Controle regulató Controladores PID - Preditor de Smith. 3. Miné automático - Tempo morto. 5. Correias transp Moisés Tavares. II. Euzebio, Thiago Antonio Ma de Ouro Preto. IV. Título.	rio avançado. 2. rios de ferro. 4. Controle ortadoras. I. Da Silva, elo. III. Universidade Federal CDU 681.5:622.2

Bibliotecário(a) Responsável: Maristela Sanches Lima Mesquita - CRB-1716



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO UNIVERSIDADE FEDERAL DE OURO PRETO REITORIA ESCOLA DE MINAS PROGR. POS GRAD. PROF. INST. CONT. E AUT. PROCESSOS DE MIN.



FOLHA DE APROVAÇÃO

Tiago Alves Moraes

Estratégias de controle para alimentadores de elevado tempo morto em circuitos de transportadores de correia

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração (PROFICAM), Convênio Universidade Federal de Ouro Preto/Associação Instituto Tecnológico Vale - UFOP/ITV, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Controle e Automação na área de concentração em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração Aprovada em 08 de setembro de 2022

> Membros da banca

Doutor - Thiago Antonio Melo Euzébio - Orientador - Helmholtz-Zentrum Dresden Rossendorf

Doutor - Moisés Tavares da Silva - Instituto Tecnológico Vale Doutor - Adrielle de Carvalho Santana - Universidade Federal de Ouro Preto Doutor - George Acioli Júnior - Universidade Federal de Campina Grande

Thiago Antonio Melo Euzébio, orientador do trabalho, aprovou a versão final e autorizou seu depósito no Repositório Institucional da UFOP em 04/11/2022



Documento assinado eletronicamente por **Bruno Nazário Coelho**, **COORDENADOR(A) DE CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM INST. CONTROLE AUTOMAÇÃO DE PROCESSOS DE MINERAÇÃO**, em 07/11/2022, às 14:31, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do <u>Decreto nº 8.539</u>, de 8 de outubro de 2015.



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site <u>http://sei.ufop.br/sei/controlador_externo.php?</u> <u>acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0</u>, informando o código verificador **0422430** e o código CRC **AA766A12**.

Referência: Caso responda este documento, indicar expressamente o Processo nº 23109.015033/2022-65

SEI nº 0422430

R. Diogo de Vasconcelos, 122, - Bairro Pilar Ouro Preto/MG, CEP 35402-163 Telefone: (31)3552-7352 - www.ufop.br

À minha avó, Iza Alves, À minha mãe, Albanisa (in memorian), À minha esposa, Mirelly Paula.

Agradecimentos

Inicialmente deixo meus explícitos agradecimentos a todos que interagiram comigo, diretamente e indiretamente, durante este trabalho.

Agradeço ao nosso Deus Criador pela oportunidade da vida junto com as faculdades que nos permitem evoluir e alcançar nossos objetivos.

À minha avó, Iza Alves Do Egito, agradeço o investimento em mim, a proteção e o carinho que me permitiram chegar a este momento. Aos meus avós, Sizenando Morais e Beatriz Gonçalves de Moraes, agradeço a proteção e o carinho durante meu crescimento que permitiram chegar a este dia.

À minha mãe, Albanisa Alves Do Egito, agradeço os ensinamentos, carinho, proteção e aprendizados que contribuíram para que se chegasse a esse momento. Ao meu Pai, Aldair Gonçalves de Moraes, agradeço as experiências que contribuíram para chegar a este momento.

À minha esposa, Mirelly Paula, agradeço a oportunidade de ter sua presença ao meu lado, seu amor e seu papel como fundação que me permite correr atrás dos meus objetivos. Aos meus filhos, Tamires e Teodoro, agradeço a motivação que a presença de vocês em minha vida trouxe para chegar a este momento.

Aos meus irmãos Talita, Thyers e Thayse, e ao meu cunhado, Kayque, agradeço o carinho e compreensão que contribuíram para chegada a este momento.

Aos meus Orientadores, Thiago Euzébio e Moisés Tavares, agradeço o aprendizado e sobretudo a paciência em orientar um aluno que esteve na linha de frente durante a pandemia em uma área que normalmente exige bastante, que é a manutenção.

Aos Gestores da Vale S.A. Pedro Bemfica, Ricardo Alexandre, Rodrigo Mamud e José Renato Ottoboni Filho, agradeço o investimento neste trabalho e a confiança para realização do mesmo.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, Brasil (CAPES), Código de Financiamento 001; do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq); da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG); e da Vale SA.

"Os dias mais importantes na sua vida são o dia em que você nasce, e o dia em que você descobre o porquê"– Mark Twain

Resumo

Resumo Dissertação apresentado ao Programa de Pós Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA ALIMENTADORES DE ELEVADO TEMPO MORTO EM CIRCUITOS DE TRANSPORTADORES DE CORREIA

Tiago Alves Moraes

Setembro/2022

Orientadores: Thiago Antonio Melo Euzébio Moisés Tavares da Silva

Neste trabalho são abordadas estratégias de regulação de fluxo mássico em alimentadores para circuitos de transportadores de correia, em processos de beneficiamento de minério de ferro, quando o tempo morto é elevado. Neste caso, o tempo morto consiste na diferença entre o instante do evento de mudança de velocidade do alimentador e o instante do evento da detecção do efeito desta mudança na balança de medição de vazão deste equipamento. A motivação deste trabalho é o desempenho inferior medido nas malhas de controle, atuantes nos alimentadores de correia com maior tempo morto, em relação às demais malhas do Complexo Minerador em Carajás, no Pará. O esforço neste sentido é justificado pela obtenção do aumento da segurança operacional, evitando valores de vazão acima da referência nominal dos equipamentos, e pelo alcance do uso otimizado da capacidade dos circuitos de transporte de massa. Estes resultados são entregues para as equipes de controle de processo, por meio do emprego e do aprimoramento de estratégias avançadas de controle para este tipo de malha. Inicialmente, são investigadas as melhores estratégias aplicadas atualmente em plantas de beneficiamento de minério de ferro na Vale S.A. Para isso, por meio de identificação de sistemas, é obtido um modelo do sistema físico que compõe o alimentador alvo do estudo. São avaliadas as seguintes estratégias de controle: controlador PID, controlador IMC (Internal Model Control) e preditor de Smith. Conclui-se que o emprego da estrutura com Preditor de Smith, com aderência de massa alimentada de 99,08%, foi a de melhor desempenho.

Palavras-chave: Controle Regulatório Avançado, Preditor de Smith, Minério de Ferro, Tempo

Morto, Transportador de Correia.

Macrotema: Usina; Linha de Pesquisa: Análise e Projeto de Sistemas de Controle Avançado; Tema: Redução de Variabilidade e Melhoria de Controle; Área Relacionada da Vale: Serra Norte de Carajás.

Abstract

Abstract of Dissertation presented to the Graduate Program on Instrumentation, Control and Automation of Mining Process as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

CONTROL STRATEGIES FOR HIGH DEAD TIMES FEEDERS IN BELT CONVEYOR CIRCUITS

Tiago Alves Moraes

September/2022

Advisors: Thiago Antonio Melo Euzébio Moisés Tavares da Silva

In this work, strategies for regulating mass flow in feeders in conveyor belt circuits are discussed, in mining processes, when the dead time is high. In this case, dead time consists of the difference between the instant of the event of change of feeder speed and the instant of the detection event of the effect of this change in the flow measurement scale of this equipment. The motivation of this work is the inferior measured performance of the control loops, active in the feeders with longer dead time, in relation to the other loops of Mining Complex at Carajás, Pará. The effort in this sense is justified by the achievement of increased operational safety, avoiding flow values above the nominal reference of the equipment, and by the reach of the optimized capacity of the mass transport circuits. These results are delivered to the process control teams, through the use and improvement of advanced control strategies for this type of control loop. Initially, the best strategies currently applied in iron ore processing plants at Vale S.A. are investigated. For this, through system identification, a model of the physical system that composes the target feeder of the study is elaborated. The following control strategies are evaluated: PID controller, IMC controller and Smith predictor. It is concluded that the use of the structure with Smith Predictor, with feed mass adherence of 99,08%, had the best performance.

Keywords: Advanced Regulatory Control, Smith Predictor, Iron Ore, Dead Time, Belt Conveyor.

Macrotheme: Plant; Research Line: Analysis and Design of Advanced Control Systems; Theme: Variability Reduction and Control Improvement; Related Area of Vale:Serra Norte de Carajás.

Lista de Figuras

Figura 2.11	Diagrama de blocos do controlador com preditor de Smith para $q(t) = 0$ e	
$P_m(s)$	= P(s). Fonte: Próprio autor	38
Figura 3.1	Desenhos de britadores típicos para britagem primária. Fonte: www.metso.	
com. A	Acessado em 30/01/2021	41
Figura 3.2	Diagrama típico de britagem primária. Fonte: Lopes Júnior (2019)	42
Figura 3.3	Alimentador de esteira na planta BSM3 do complexo minerador de Carajás,	
no Par	á. Fonte: Próprio autor	43
Figura 3.4	Malha override em circuito de britagem. Fonte: Lopes Júnior (2019)	44
Figura 3.5	Alimentador de sapatas. Fonte: NAPIER-MUNN e WILLS (2006)	44
Figura 3.6	Visão Aérea da BSM3 e parte da mina de N5. Fonte: Próprio autor	45
Figura 3.7	Parte da tela sinótica da BSM3. Fonte: Próprio autor	45
Figura 3.8	Alimentador e balança na britagem primária semimóvel 3 em Carajás, no	
Pará. I	Fonte: Próprio autor.	46
Figura 3.9	Alimentador e balança na britagem primária semimóvel 3 em Carajás, no	
Pará. I	Fonte: Próprio autor.	46
Figura 3.10	Parte dos circuitos de correias que convergem para britagem Secundária da	
Usina	1. Fonte: Manual do sistema de <i>tracking</i> da Vale S.A. de Carajás	47
Figura 3.11	Tela sinótica com transportadores rastreados da BSM3. Fonte: Próprio autor.	48
Figura 3.12	Tela sinótica do sistema de rastreamento e controle de vazão no complexo	
minera	ador de Carajás. Fonte: Próprio autor	50
Figura 3.13	Tela sinótica do sistema de rastreamento e controle de vazão no complexo	
minera	ador de Carajás. Fonte: Próprio autor	51
Figura 3.14	Comportamento ideal dos sinais na situação de P2 com regulação ideal.	
Fonte:	Próprio autor.	53
Figura 3.15	Comportamento da vazão quando o controlador não compensa em tempo a	
reduçã	io de vazão em <i>P2</i> . Fonte: Próprio autor	53
Figura 3.16	Comportamento da vazão quando é empregada margem de sobreposição em	
função	o da lentidão do controlador em P2. Fonte: Próprio autor	54
Figura 4.1	Processo de projeto de sistema de controle. Fonte: NISE (2013)	56
Figura 4.2	Ciclos PDCA e SDCA. Fonte: Werkema (2013)	57
Figura 4.3	Aplicativo Aspen Process Explorer [®] do sistema Aspentech Infoplus PIMS.	
Fonte:	Próprio autor.	59
Figura 4.4	Aplicativo Aspen SQL Plus [®] do sistema Aspentech Infoplus PIMS [®] . Fonte:	
Própri	o autor	60
Figura 4.5	Suplemento Aspen Process Data [®] no Microsoft Excel [®] . Fonte: Próprio autor.	60
Figura 4.6	software MATLAB [®] na versão online. Fonte: Próprio autor	61
Figura 4.7	Ferramenta Simulink [®] presente na plataforma MATLAB [®] na versão online.	
Fonte:	Próprio autor.	62

Figura 4.8	Sistema de supervisão <i>FactoryTalk View SE</i> [®] . Fonte: Próprio autor	63
Figura 4.9	Aplicativo $RSLogix 5000^{\text{®}}$ da $Rockwell Automation$. Fonte: Próprio autor.	64
Figura 5.1	Gráfico com sinais do AL117K01 durante uma partida. Fonte: Próprio autor.	65
Figura 5.2	Gráfico com sinais do AL117K01 durante uma mudança de velocidade em	
malha	aberta. Fonte: Próprio autor	66
Figura 5.3	Gráfico com sinais do AL117K01 no aplicativo RsLogix 5000 [®] . Fonte:	
Própri	o autor	67
Figura 5.4	Curvas com dados do ensaio de resposta ao degrau da planta. Fonte: Próprio	
autor.		68
Figura 5.5	Curvas da Saída do modelo e da saída real do processo. Fonte: Próprio autor.	69
Figura 5.6	Perturbação mapeada na planta. Fonte: Próprio autor	70
Figura 5.7	Sinais utilizados para simular a reprodução da perturbação mapeada na	
planta	. Fonte: Próprio autor.	70
Figura 5.8	Sinal de perturbação utilizado na simulação. Fonte: Próprio autor	74
Figura 5.9	Sinal de referência <i>r</i> utilizado na simulação. Fonte: Próprio autor	75
Figura 5.10	Curvas dos sinais de saída y, gerados para o cenário 1 da seção 5.4, após	
simula	ção dos controladores PID. Fonte: Próprio autor	77
Figura 5.11	Curvas dos sinais de entrada u gerados para o cenário 1 da seção 5.4. Fonte:	
Própri	o autor	78
Figura 5.12	Curvas dos sinais de saída y gerados para o cenário 2 da seção 5.4. Fonte:	
Própri	o autor	78
Figura 5.13	Curvas dos sinais de saída y gerados para o cenário 1 da seção 5.4. Fonte:	
Própri	o autor	79
Figura 5.14	Curvas dos sinais de saída y_{IMC} , y_{PS} e y_{CC} obtidos para o cenário 1 da seção	
5.4. Fo	onte: Próprio autor	81
Figura 5.15	Curvas dos sinais de saída u_{IMC} , u_{PS} e u_{CC} obtidos para o cenário 1 da seção	
5.4. Fo	onte: Próprio autor	82
Figura 5.16	Curvas dos sinais de saída y_{IMC} , y_{PS} e y_{CC} obtidos para o cenário 2 da seção	
5.4. Fo	onte: Próprio autor	82
Figura 5.17	Curvas dos sinais de saída u_{IMC} , u_{PS} e u_{CC} obtidos para o cenário 2 da seção	
5.4. Fo	onte: Próprio autor	83
Figura 5.18	Lógica implementada para aplicação do Preditor de Smith em FBD no con-	
trolade	or da Planta. Fonte: Próprio autor	85
Figura 5.19	Lógica implementada em FBD para simular planta no controlador empre-	
gado p	para simulação. Fonte: Próprio autor	86
Figura 5.20	Curva do sinal de saída y do sistema em malha fechada simulado no con-	
trolade	or e simulado na plataforma $Simulink^{\otimes}$ para uma mesma referência r. Fonte:	
Própri	o autor	86

Figura 5.21 Solici	tação de mudança para implementação do Preditor de Smith na Planta.	
Fonte: Própri	o autor	87
Figura 5.22 Lógic	a em FBD para chaveamento entre o controle existente e o do Preditor	
de Smith. Fo	nte: Próprio autor	88
Figura 5.23 Sinal	de saída antes e depois da implantação do controlador. Fonte: Próprio	
autor		89
Figura 5.24 Sinal	de saída em malha fechada durante transição do setpoint. Fonte:	
Próprio autor		89
Figura 5.25 Sinal	de saída em malha fechada durante transição do setpoint de 5000 ton/h	
para 6500 <i>tor</i>	n/h. Fonte: Próprio autor	90
Figura 5.26 Sinal	de saída em malha fechada com estrutura do preditor de Smith e com	
PID existente	e. Fonte: Próprio autor.	91

Lista de Tabelas

Tabela 5.1	Parâmetros especificados para os projetos dos Controladores pelos métodos	
de Zieg	gler-Nichols, Cohen-Coon e Chien, Hrones e Reswick (CHR). Fonte: Próprio	
autor.		72
Tabela 5.2	KPIs contabilizados para os controladores projetados. Fonte: Próprio autor.	79
Tabela 5.3	Totalização de número de KPIs, nos quais houve melhor registro de desem-	
penho,	para cada projeto de controlador PID simulado. Fonte: Próprio autor	80
Tabela 5.4	KPIs contabilizados para o IMC, preditor de Smith e PID melhor avaliado.	
Fonte:	Próprio autor.	84
Tabela 5.5	Totalização de número de KPIs, nos quais houve melhor registro de desem-	
penho,	para cada projeto de controlador simulado. Fonte: Próprio autor	84
Tabela 5.6	KPIs contabilizados para comparação do controlador anterior e o implemen-	
tado. F	Fonte: Próprio autor	91

Lista de Siglas e Abreviaturas

- LIC Controlador Indicador de Nível
- WIC Controlador de Vazão Mássica
- CLP Controlador Lógico Programável
- CV Variável Controlada (Controlled Variable)
- FBD Function Block Diagram
- IMC Internal Model Controller
- KPIs Key Performance Indicators
- PDCA Plan-Do-Check-Act (Metologia de Gestão)
- PID Controlador Proporcional-Integral-Derivativo
- PIDE Bloco Proporcional-Integral-Derivativo Melhorado (PID Enhanced) em FBD
- PIMS Process Information Management System
- ROM Run Of Mine
- SDCA Standard-Do-Check-Act (Metologia de Gestão)
- SFC Sequential Functin Charts
- SISO Sistema com uma Entrada e uma Saída

Sumário

1	Intr	odução	18
	1.1	Contexto	18
	1.2	Motivação	21
	1.3	Objetivos	23
		1.3.1 Objetivo Geral	23
		1.3.2 Objetivos Específicos	23
	1.4	Perguntas	23
2	Refe	erencial Teórico	24
	2.1	Sistemas de Primeira Ordem com Atraso	25
	2.2	Estruturas de Controle para Sistemas de Primeira Ordem com Atraso Elevado .	29
		2.2.1 Estrutura Clássica com Controlador Proporcional, Integral e Derivativo	
		(PID)	29
		2.2.2 Estrutura com Internal Model Controler (IMC)	32
		2.2.3 Estrutura com Preditor de Smith (PS)	37
3	Desc	crição do Processo de Britagem e do Transporte por Correias Transportadoras	41
	3.1	Estágio Primário de Britagem	41
	3.2	Britagem Semi-móvel 3 (BSM3)	44
	3.3	Sistema de Rastreamento de Minério de Ferro de Carajás	47
	3.4	Descrição da estratégia de distribuição e controle de massa em circuitos de	
		correias transportadoras em Carajás	49
	3.5	Trabalhos Relacionados	54
4	Mat	erial e Métodos	56
	4.1	Caracterização da Área de Estudo	56
	4.2	Metodologia de Gestão: PDCA	56
	4.3	Etapas Estabelecidas	57
	4.4	Recursos Empregados	58
		4.4.1 Sistema Historiador de Dados <i>Infoplus PIMS</i> [®]	58

		4.4.2 Plataforma de Computação Numérica e Simulação:	
		MATLAB/Simulink [®]	61
		4.4.3 Sistema de Supervisão: <i>FactoryTalk View SE</i> [®]	62
		4.4.4 Aplicativo de Edição <i>RSLogix 5000</i> [®]	63
5	Des	envolvimento e Aplicação das Estratégias de Controle	65
	5.1	Identificação do modelo da planta alvo na BSM3	65
		5.1.1 Resultados e Discussões	68
		5.1.2 Análise das Perturbações e Aspectos de Variabilidade	69
	5.2	Projetos dos Controladores PID	72
	5.3	Projeto dos controladores IMC e Preditor de Smith	72
	5.4	Diretrizes para Comparação dos Projetos dos Controladores	73
	5.5	Simulação dos Projetos de Controladores PID	76
		5.5.1 Resultados e Discussões	77
	5.6	Implementação e Comparação dos Projetos de Controladores IMC, Preditor de	
		Smith e PID Melhor Avaliado	80
		5.6.1 Resultados e Discussões	80
	5.7	Simulação do Preditor de Smith no Controlador Lógico Programável	84
		5.7.1 Resultados e Discussões	86
	5.8	Implementação e Validação do Preditor de Smith no CLP da BSM3	87
		5.8.1 Resultados e Discussões	88
6	Con	clusões e Perspectivas de Trabalhos Futuros	92
	6.1	Conclusões	92
	6.2	Perspectivas Trabalhos Futuros	93
Ref	Referências Bibliográficas 94		

1 Introdução

1.1 Contexto

A indústria de mineração apresenta um papel importante na economia e na geração de milhares de empregos no Brasil (CORDEIRO *et al.*, 2021). Observando-se o mercado de minério de ferro, o rápido aumento na produção de aço bruto gerou grandes expansões na produção mundial deste minério indo da ordem de 1 bilhão de toneladas em 2001 para mais de 2,9 de toneladas em 2012 (LU, 2015). A recuperação do mercado de minério de ferro na década de 2000 viabilizou inúmeros projetos de mineração nos quais jazidas antes desvantajosas economicamente passaram a ser empreendimentos de valor agregado (JOSÉ *et al.*, 2017).

Neste panorama de processamento mineral de grandes volumes, o uso de tecnologias que suportem os requisitos de demanda é cada vez mais crucial. Nas minas, onde é iniciada a cadeia de processamento mineral, pode-se identificar a movimentação de dois tipos de materiais: aqueles que não serão processados, denominados estéril, e os que serão modificados na cadeia para obtenção de produtos, denominados *ROM (Run Of Mine)*. De acordo com Barnewold e Lottermoser (2020), considera-se que existe uma adoção maior do controle de processos avançado em locais onde a movimentação de ROM é maior que 10 milhões de toneladas por ano. Nesta direção, Castrucci *et al.* (2018) cita que o controle automático objetiva um desempenho técnico específico em uma variável física, que deve obedecer um sinal de referência e resistir a perturbações, sendo que o resultado disso costuma ser essencial para se atingirem metas mais abrangentes, usualmente de natureza econômica. Estes elementos citados corroboram com a procura em aplicar estratégias de controle para atender a produção de minério de ferro solicitada dentro das exigências de volume, qualidade e custo.

A ação inicial da cadeia de interesse deste trabalho é a de lavrar, que é efetivamente a exploração do terreno de mineração. Segundo Cordeiro *et al.* (2021), entre esta etapa e o beneficiamento ocorrem os processos de carregamento e transporte. O ROM é retirado do terreno por escavadeiras, que podem ser elétricas ou hidráulicas, ou por carregadeiras. Este material extraído é direcionado comumente para o primeiro estágio de britagem, que é a primeira etapa do processo de beneficiamento. Neste estágio existem alimentadores cuja vazão é regulada. Nesta direção são empregadas estratégias de controle de vazão para que o ROM seja conduzido por circuitos de correias transportadoras até o estágio seguinte.

Para a execução do beneficiamento do minério de ferro são empregados vários estágios, que funcionam de forma integrada, visando-se a transformação da massa extraída das minas em produtos comerciais para geração de valor. De acordo com NAPIER-MUNN e WILLS (2006), o propósito essencial é realizar reduções para se alcançar o volume de minério que deve ser transportado e processado na fundição, por meio do uso de métodos físicos de baixa energia e de custos relativamente baixos, para separar os minerais de valor agregado dos minerais residuais.

A Vale S.A. tem operações de extração e beneficiamento em alguns estados brasileiros

para a produção de minério de ferro. Dentre as unidades produtivas, existe o Complexo de Carajás, em Parauapebas, no estado do Pará. Para efeito de observação quantitativa da massa envolvida neste complexo, foram expedidos de 2016 a 2018 uma massa acima de 130 milhões de toneladas por ano (BARTOLOMEO, 2020).

Em Carajás, existem várias minas onde é extraído o ROM a ser inserido na entrada da planta. Este material é transportado por caminhões ao estágio de britagem que é o primeiro onde ocorre a redução de blocos de ROM (GUPTA e YAN, 2016). Pás carregadeiras também podem ser empregadas para alimentar o estágio primário. Na Figura 1.1 é esquematizado este fluxo mássico em Carajás. Observe que existem várias entradas de ROM.



Figura 1.1: Diagrama com entradas de ROM do complexo de Carajás para primeiro estágio de britagem e com topologia de correias para o estágio secundário. Fonte: Próprio autor.

Conforme o exposto na Figura 1.1, existem atualmente sete entradas (BR1, BSM2, BSM3, BSM4, BSM5, BSM6 e BSM7) de britagem primária para receber o ROM. Adicionalmente, existe uma entradas de minério, denominada de *hopper*. Este último tipo de entrada não possui britadores, sendo destinadas ao ROM cuja granulometria não exige britagem primária. Na Figura 1.1 pode-se observar estas unidades e a topologia do circuito de transportadores de correia que conduzem o minério até o estágio secundário, que é representado no diagrama pelas instalações denominadas por Usina 1 e Usina 2.

No estágio primário encontra-se equipamentos denominados alimentadores. A função dos mesmos é garantir determinado fluxo mássico no britador primário do estágio. A massa bri-

tada vai integralmente para um circuito de correias transportadoras que conduzem este material para o estágio de britagem secundária.

Ainda de acordo com a Figura 1.1, pode-se observar que os circuitos de correias transportadoras confluem em alguns transportadores à medida que se aproxima do estágio secundário. Os alimentadores, além de fornecer o ROM para os britadores, são utilizados para controle do fluxo mássico para os circuitos de transportadores de correia. Essa tarefa é realizada respeitandose os limites nominais dos equipamentos envolvidos. Trabalhar muito abaixo destes limites introduz perdas por subutilização e muito acima pode causar paradas ou anomalias estruturais nos transportadores. As duas situações causam quebras de ciclo de transporte de caminhões na mina. Isso é um obstáculo operacional que causa perdas e atrasos. Assim, uma regulação deste fluxo é relevante para produção estável dos estágios posteriores da planta e atendimento das metas operacionais de produção.

Para a regulação de velocidade dos alimentadores são empregadas balanças dinâmicas que medem a massa geralmente na primeira correia transportadora após o britador. A vazão medida é utilizada para aumentar ou reduzir a velocidade do alimentador no estágio primário de forma automática. Em alguns alimentadores do primeiro estágio, a distância entre este equipamento e a balança é de tal forma que uma variação de velocidade só é percebida após um tempo relativamente alto na carga medida pela respectiva balança. Esse tempo corresponde ao que se denomina tempo morto no sistema de controle. Observando-se de uma outra forma, para processos desse tipo, toda ação executada na variável manipulada do processo (velocidade do alimentador de correia) irá somente afetar a variável a ser controlada (vazão na balança de fluxo), após o tempo morto. Devido a isso, a análise e o projeto de controladores para sistemas deste tipo são mais complexos (NORMEY-RICO e CAMACHO, 2007). Pode-se visualizar isso observando-se parte da tela sinótica de um dos estágios primários, como o exposto na Figura 1.2. A localização do alimentador e da balança estão destacados nesta Figura. O estágio em questão é a Britagem Semi-móvel 3 (BSM3). A massa sai do alimentador e passa pela TR117K01 até a TR117K03. Neste último transportador a massa chega até a balança. O tempo que leva para o deslocamento da massa é o tempo morto que aparece no modelo do sistema.





Neste trabalho é realizado o estudo, a simulação e a aplicação de estratégias avançadas de controle em alimentadores de correia com elevado tempo morto no Complexo Minerador de Carajás buscando-se responder qual a melhor estratégia para este caso. Como planta alvo

considera-se a BSM3.

1.2 Motivação

A regulação de alimentadores de correia pode ser realizada por meio de várias estratégias de controle. Especificamente quando o tempo morto é baixo em relação ao tempo de resposta do processo, estratégias clássicas de controle têm desempenho dentro do requerido operacionalmente (OGATA e SEVERO, 1998). Para o caso de elevado tempo morto, estas estratégias, quando aplicadas, contribuem para ocorrência de indicadores de variabilidade e de erro fora do esperado para as equipes de controle de processo.

Pode-se observar de forma quantizada o efeito não desejado dos fatores citados anteriormente observando-se o erro entre a referência e a medição instantânea de vazão oriunda da balança presente no transportador TR117K03. Observe nas Figuras 1.3, 1.4 e 1.5 o histórico diário por meio de *boxplots*. Nesta estratificação estão sendo desconsiderados os erros quando o alimentador está parado ou em partida. Também foram desconsiderados dias nos quais o alimentador operou por menos de 5 horas de forma que sejam exibidos dias típicos de produção nesta unidade operacional. Normalmente situações nas quais a planta opera por poucas horas são em cenários de preparação para manutenções ou testes.



Figura 1.3: Erro em toneladas por hora da vazão da TR117K03 em relação ao *setpoint* na BSM3 em Abril de 2021. Fonte: Próprio autor.

Pode-se observar que existem dias nos quais foram registrados erros acima de 700 ton/h. Quando isso ocorre em muitos momentos, pode aparecer uma sobrevazão nas confluências de transportadores para o estágio de britagem subsequente e, portanto, o número de eventos deste tipo deve ser minimizado. Ainda pelas Figuras 1.3 a 1.5, pode-se observar que existem valores abaixo da referência solicitada da ordem de 500 ton/h em vários dias. Isso representa uma perda de produtividade não desejada. Logo, atuar na regulação neste contexto, minimizando estes efeitos, pode trazer retornos tanto em evitar a ocorrência de cenários de sobrecarga como



Figura 1.4: Erro em toneladas por hora da vazão da TR117K03 em relação ao *setpoint* na BSM3 em Maio de 2021. Fonte: Próprio autor.



Figura 1.5: Erro em toneladas por hora da vazão da TR117K03 em relação ao *setpoint* na BSM3 em Junho de 2021. Fonte: Próprio autor.

no aumento do fluxo mássico. Portanto, o devido controle regulatório dos alimentadores deste tipo, nesta direção, trará os seguintes retornos:

- Ganhos em segurança operacional, advindos da menor variabilidade e do menor risco de sobrecargas, por meio da redução dos cenários de risco, e;
- Melhor uso da capacidade dos circuitos fazendo-se passar mais massa por unidade de tempo sem gerar vazões acima dos valores nominais dos equipamentos.

O esforço é justificado pela obtenção dos dois pontos citados acima, para as equipes de controle de processo, por meio do emprego e do aprimoramento de estratégias avançadas de controle para este tipo de malha, usando-se técnicas que apresentam os melhores desempenhos em sistemas de comportamento análogo. Logo, o desempenho inferior medido das malhas de controle, atuantes nos alimentadores com maior tempo morto, em relação às demais malhas do Complexo da Vale S.A. em Carajás, no Pará, motivam este trabalho.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo Geral

Melhorar o desempenho dos alimentadores de correia, com elevado tempo morto, no Complexo de Carajás, por meio do estudo, aprimoramento e aplicação de estratégias avançadas de controle regulatório respondendo-se qual a melhor estratégia para este caso.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Revisar estratégias, a partir da literatura de controle regulatório avançado, específicas para regulação em sistemas com elevado tempo morto;
- Revisar estratégias aplicadas em Complexos Minerais de Ferrosos da Vale S.A. para regulação de alimentadores com elevado tempo morto;
- Simular as principais estratégias e avaliá-las com relação ao tempo nas quais a vazão está acima da referência pedida e com relação ao erro, e;
- Aplicar a melhor estratégia simulada no processo real e concluir aquela que melhor se adéqua à solução do problema no Complexo de Carajás.

1.4 Perguntas

Ao final deste trabalho, pretende-se responder às seguintes questões:

- 1. Quais estratégias de controle regulário para alimentadores com elevado tempo morto são aplicadas atualmente no Complexo Minerador de Carajás?
- 2. Quais estratégias concebidas especificamente para processos com tempo morto podem ser aplicadas em alimentadores de circuitos de transportadores de correia das entradas?
- 3. Qual estratégia apresentou melhores resultados no alimentador alvo do trabalho?

2 Referencial Teórico

De acordo com Ogata e Severo (1998), é importante definir as seguintes terminologias básicas no contexto de sistemas de controle:

- Variável Controlada (y): Trata-se da quantidade ou condição que é medida e controlada.
- Variável Manipulada (*u*): É a quantidade ou condição que é variada pelo controlador de forma a afetar o valor da variável controlada.
- Sistema: Conjunto de componentes que atuam juntos e realizam um dado objetivo.
- Planta (P(s)): Conjunto de partes de uma máquina que funcionam juntas com o propósito de desempenhar uma função. Aqui considera-se como qualquer sistema físico alvo a ser controlado.
- Distúrbios (q): Sinal que tende a afetar de forma adversa o valor da saída de um sistema.
- Controle por realimentação: Operação na qual, durante a presença de distúrbios, ocorre a tendência de se reduzir a diferença entre a saída do sistema e uma referência de entrada sendo isso feito a partir desta diferença.

Na Figura 2.1 é exibido um diagrama com os componentes principais envolvidos no contexto dos principais sinais do sistema de controle da BSM3. A variável controlada é a vazão instantânea, a variável manipulada é a referência de velocidade que é enviada ao inversor mestre, que controla a velocidade dos 2 motores do alimentador de sapatas. Tem-se dois sistemas relevantes:

- O sistema de britagem, composto pelos ativos de processo AL117K01, AL117K02, PN117K01 e BR117K01.
- O sistema de transporte, composto pelos transportadores de correia nos quais destaca-se o TR117K01 e o TR117K03.

Ainda pela Figura 2.1, nota-se a planta alvo no trabalho. Na direção de identificar distúrbios ao controle esquematizado, pode-se considerar a variação da altura da camada de massa no alimentador de sapatas, que pode ocorrer em função do nível de silo onde os caminhões basculam o material a ser processado. No controlador da planta busca-se seguir a referência de vazão, que é determinada no controlador do sistema de *tracking* dos transportadores, por meio de uma estratégia de controle por realimentação, de forma que a margem de erro entre a referência e a vazão instantânea seja alcançada. O modelo típico da planta em questão é de primeira ordem com atraso.



Figura 2.1: Diagrama de blocos dos Componentes envolvidos e dos sinais principais do sistema de controle da BSM3. Fonte: Próprio autor.

2.1 Sistemas de Primeira Ordem com Atraso

De acordo com NISE (2013), um sistema pode ser modelado por meio da redução de modelos dos subsistemas que o compõe de forma que se obtenha uma representação resultante própria para análise e projeto. Pode-se descrever esta versão reduzida, para o caso de um sistema SISO (Sistema com uma Entrada e uma Saída) no domínio de Laplace, pelo diagrama de blocos apresentado na Figura 2.2, no qual a saída é dada por *y*, cuja representação em Laplace é Y(s), a entrada é dada por *u*, cuja representação em Laplace é dada por U(s), e a função característica do sistema é dada por P(s). No contexto desse trabalho, a saída é a representação, no domínio de Laplace, do sinal de vazão instantânea em uma balança de um transportador que recebe minério do alimentador. A entrada é a referência de velocidade para o inversor do alimentador. Observe que, neste caso, o inversor de frequência que aciona o motor do alimentador é parte integrante do modelo da planta.



Figura 2.2: Diagrama de blocos simplificado de um sistema SISO. Fonte: Próprio autor.

Um sistema típico de primeira ordem com atraso é descrito pela equação (2.1):

$$P(s) = \frac{K}{1+Ts}e^{-Ls}.$$
(2.1)

O parâmetro K é o ganho da planta, o parâmetro T é a constante de tempo da resposta e o parâmetro L é o tempo morto. De acordo com NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), é possível obter os parâmetros K, T e L por métodos gráficos simples. Um dos métodos mais comuns é a resposta ao degrau. Nesta direção, considere a resposta a um degrau de amplitude $U_F - U_I$ conforme exposto na Figura 2.3.



Figura 2.3: Identificação de K, T e L. Fonte: NORMEY-RICO e CAMACHO (2007).

Os parâmetros então podem ser obtidos pela resposta ao degrau a partir das Equações (2.2), (2.3) e (2.4):

$$L = t_1 - t_0 \tag{2.2}$$

$$T = t_2 - t_1 \tag{2.3}$$

$$K = \frac{Y_F - Y_I}{U_F - U_I} = \frac{\Delta Y}{\Delta U}$$
(2.4)

A presença do atraso *L* em sistemas industriais dinâmicos é intrínseca em vários processos. Causas comuns são informação, energia ou fenômenos de transporte de massa (NORMEY-RICO e CAMACHO, 2007). O fato do efeito da variável manipulada ser percebido na variável controlada apenas após o referido tempo de atraso, quando em ordem de grandeza não desprezível em relação ao tempo de resposta do sistema, dificulta o controle por meio do uso de controladores por realimentação.

Um exemplo muito parecido com o sistema que representa um alimentador e uma balança numa britagem semi-móvel é um tanque de água com um aquecedor, cujo transdutor de temperatura se encontra no final de um tubo longo após o tanque. Fatores construtivos, requisitos de aplicação ou limitações tecnológicas são fatores que acabam contribuindo para que a medição da variável de interesse tenha atrasos. No caso do alimentador e da balança após o britador, um dos limitadores é o espaço insuficiente para emprego de balanças na estrutura do alimentador. No caso do aquecedor em um tanque, questões estruturais ou o local de medição de interesse fazem com que a posição do transdutor tenha que ficar distante da fonte de aquecimento de forma que é inevitável a presença do atraso.

Aprofundando-se no exemplo do tanque citado, considere o diagrama do sistema na Figura 2.4. O aquecimento da água se dá por meio de um resistor elétrico. O fluido é conduzido pelo tubo longo até onde se encontra o transdutor de temperatura na saída do sistema. As variáveis principais envolvidas são:

- Variável manipulada: potência W.
- Variável controlada: temperatura T.





De acordo com NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), para obter um modelo para o referido processo, pode-se empregar o procedimento de identificação de resposta ao degrau próximo a um ponto de operação T_0 , W_0 . Após a aplicação de um degrau em W, a temperatura interna T_i começa a subir. Em função do comprimento do tubo, a mudança de temperatura só é percebida após o tempo de atraso, o qual é definido pelo Fluxo F(t) e pelo comprimento do tubo. Para um fluxo constante F, o tempo de atraso é estimado usando-se o fluxo F e o volume do tubo V como:

$$L = \frac{V}{F}.$$
(2.5)

Na Figura 2.5 tem-se um esquema da resposta com a exposição do tempo de atraso L.



Figura 2.5: Resposta ao degrau com atraso do tanque com aquecedor e uma longa tubulação com transdutor de temperatura. Fonte: NORMEY-RICO e CAMACHO (2007).

2.2 Estruturas de Controle para Sistemas de Primeira Ordem com Atraso Elevado

2.2.1 Estrutura Clássica com Controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID)

De acordo com Castrucci *et al.* (2018), as arquiteturas especiais utilizando algoritmos clássicos PID têm demonstrado notável eficácia e praticidade no controle de processos industriais. A estrutura clássica empregada se encontra exposta na Figura 2.6.



Figura 2.6: Diagrama de blocos da estrutura clássica com controlador $C_{PID}(s)$. Fonte: Adaptado de NORMEY-RICO e CAMACHO (2007).

De acordo com Astrom e Murray (2006), a relação entre a entrada e saída para o controlador PID com realimentação do erro é dada no modelo padrão ISA da equação (2.6):

$$u(t) = K_c \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_D \frac{de(t)}{dt} \right).$$
(2.6)

Sendo u(t) o sinal de saída do controlador, e(t) o sinal de erro de entrada do controlador, K_c é o ganho proporcional, T_i é o tempo integral e T_D é o tempo derivativo. No domínio de Laplace tem-se:

$$C_{PID}(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{sT_i} + sT_d \right).$$
(2.7)

Obtendo-se os coeficientes K_c , T_i e T_D do controlador, pode-se implantar a estrutura de controle citada a partir do modelo da planta e a partir de requisitos de projeto. Pelo exposto em Visioli (2006), uma outra forma de implementar um controlador PID é na forma paralela da equação (2.8):

$$C_{PID}(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d s.$$
(2.8)

A relação entre os coeficientes das duas formas é dada pelas equações (2.9), (2.10) e

(2.11):

$$K_p = K_c \tag{2.9}$$

$$K_i = \frac{K_p}{T_i} \tag{2.10}$$

$$K_d = K_p T_d \tag{2.11}$$

Em situações práticas, de acordo com Silva *et al.* (2005), frequentemente altera-se a parte derivativa de forma que a expressão do controlador passa a apresentar um filtro no termo derivativo. Isso também é feito em NORMEY-RICO e CAMACHO (2007) chegando-se na expressão da equação (2.12):

$$C_{PID}(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + \frac{K_d s}{1 + \alpha K_d s}.$$
 (2.12)

A constante de tempo do filtro deve ser selecionada para atenuar adequadamente o ruído e evitar que esta influencie significativamente a dinâmica dominante do controlador PID (VISI-OLI, 2006). Por Castrucci *et al.* (2018), o parâmetro α é tipicamente aplicado com valor entre 0,05 e 0,17. De acordo com Isaksson e Graebe (2002), este filtro faz parte do projeto do controlador PID. Assim, neste trabalho ele será considerado. Para as verificações associadas ao uso desta estrutura de controle serão usados métodos consagrados para definição dos parâmetros K_p , K_i e K_d e serão utilizadas ferramentas de sintonia automática para apontamento adequado do parâmetro α do filtro derivativo.

Para sintonia deste controlador foram considerados os seguintes métodos: Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e Chien, Hrones e Reswick (CHR). Conforme citado por Silva et al. (2005), são técnicas de sintonia comumente empregadas em sistemas com tempo morto e tem cenários de ajuste para valores de tempo morto maiores que a constante de tempo da planta, o que representa um elevado tempo morto que é alvo deste trabalho. Por isso, serão exploradas estas técnicas a seguir. Exitem várias outras estratégias de sintonia que podem ser vistas em O'Dwyer (2008). Entretanto, a maioria delas se aplicam em sistemas cujo tempo morto não é elevado (L < T). Logo, entende-se que em Silva et al. (2005) tem-se um compilado de técnicas na direção do tipo de planta alvo do trabalho para avaliação das melhores sintonias com a estrutura clássica com PID.

Método de Sintonia por *Ziegler-Nichols*

De acordo com Silva *et al.* (2005), o método desenvolvido por Ziegler e Nichols em 1942 é uma maneira simples de determinar os parâmetros de um controlador PID baseando-se na resposta ao degrau. Neste método são seguidas as etapas a seguir:

• Obter o parâmetro *a* a partir dos parâmetros do modelo da planta de primeira ordem da equação (2.1):

$$a = \frac{KL}{T} \tag{2.13}$$

• Obter os coeficientes do controlador a partir das expressões das equações (2.14), (2.15) e (2.16):

$$K_p = \frac{1,2}{a} \tag{2.14}$$

$$K_i = \frac{0,6}{aL} \tag{2.15}$$

$$K_d = \frac{0.6L}{a} \tag{2.16}$$

Método de Sintonia por Cohen-Coon

O referida estratégia de sintonia é um método de projeto de polo dominante baseado em um modelo com tempo morto. Baseando-se em computações analíticas e numéricas, Cohen e Coon obtiveram algumas fórmulas para os parâmetros do controlador PID em função dos parâmetros K, T e L e em função de algumas premissas de projeto (SILVA *et al.*, 2005). Obtémse a sintonia por meio dos passos a seguir:

• Obter o parâmetro *a* e *b* a partir dos parâmetros do modelo da planta de primeira ordem da equação (2.1):

$$a = \frac{KL}{T} \tag{2.17}$$

$$b = \frac{L}{L+T} \tag{2.18}$$

• Obter os coeficientes do controlador a partir das expressões a seguir:

$$K_p = \frac{1,35}{a} \left(1 + \frac{0,18b}{1-b} \right) \tag{2.19}$$

$$K_i = \frac{1,35}{aL} \left(1 + \frac{0,18b}{1-b} \right) \left(\frac{1-0,39b}{2,5-2b} \right)$$
(2.20)

$$K_d = \frac{1,35L}{a} \left(1 + \frac{0,18b}{1-b} \right) \left(\frac{0,37 - 0,37b}{1-0,81b} \right)$$
(2.21)

Método de Sintonia por Chien, Hrones e Reswick (CHR)

Pelo exposto em Silva *et al.* (2005), trata-se de uma modificação no método de sintonia de Ziegler e Nichols e é baseada em um critério de projeto com *overshoot* de 0%. Obtém-se a sintonia por meio dos passos a seguir:

• Obter o parâmetro *a* a partir dos parâmetros do modelo da planta de primeira ordem da equação (2.1):

$$a = \frac{KL}{T} \tag{2.22}$$

• Obter os coeficientes do controlador a partir das expressões a seguir:

$$K_p = \frac{0,6}{a} \tag{2.23}$$

$$K_i = \frac{0.6}{aT} \tag{2.24}$$

$$K_d = \frac{0,3L}{a} \tag{2.25}$$

2.2.2 Estrutura com Internal Model Controler (IMC)

De acordo com Ogunnaike (1994), a estrutura do controlador IMC é a exibida na Figura 2.7. No referido diagrama, $P_m(s)$ é um modelo inferido da planta cujo modelo real neste contexto é P(s).



Figura 2.7: Diagrama de blocos do controlador IMC. Fonte: Adaptado de NORMEY-RICO e CAMACHO (2007).

Segundo Silva *et al.* (2005), o controlador IMC consiste em um parâmetro I(s), um modelo da planta $P_m(s)$, que é usualmente referido como modelo interno, e F(s), que é um filtro escolhido para melhorar a robustez com respeito aos erros de modelagem e fazer com que o parâmetro de IMC global I(s)F(s) seja o apropriado. Isso resulta em:

$$C_{IMC}(s) = I(s)F(s) \tag{2.26}$$

Nesta direção, obtém-se uma forma de implementação de $C_{IMC}(s)$, para usar nesta es-

trutura, em função do parâmetro alvo de malha fechada e em função dos parâmetros do modelo da planta de primeira ordem com atraso. Duas formas de se obter $C_{IMC}(s)$ no projeto do controlador são:

- Obter $I(s) \in F(s)$ e então obter $C_{IMC}(s)$;
- Obter uma expressão em Laplace direta para $C_{IMC}(s)$;

Deste ponto em diante segue-se conforme apresentado em NORMEY-RICO e CAMA-CHO (2007) e em Ogunnaike (1994), para obter uma expressão direta para $C_{IMC}(s)$, de forma a se chegar a uma forma estruturada mais simples de projeto deste controlador. De acordo com Ogunnaike (1994), uma versão equivalente do diagrama de blocos da Figura 2.7 é a expressa na Figura 2.8:



Figura 2.8: Diagrama de blocos do controlador IMC. Fonte: Adaptado de NORMEY-RICO e CAMACHO (2007).

Obtendo-se o bloco equivalente para o controlador IMC e nomeando-se o mesmo como C(s), obtém-se a mesma estrutura clássica apresentada na Figura 2.6, desde que:

$$C(s) = \frac{C_{IMC}(s)}{1 - C_{IMC}(s)P_m(s)}$$
(2.27)

Desta forma evolui-se para o diagrama da Figura 2.9 que torna a relação mais evidente entre os diagramas:

O sistema em malha fechada H(s) que relaciona o sinal de saída y(t) e o sinal de entrada r(t), para o diagrama de blocos da Figura 2.9, é dado por:

$$H(s) = \frac{C(s)P(s)}{1 + C(s)P(s)}$$
(2.28)

Substituindo C(s) da equação (2.27) na equação (2.28) obtém-se, por Ogunnaike (1994):



Figura 2.9: Diagrama de blocos do controlador IMC. Fonte: Próprio autor.

$$H(s) = \frac{\frac{C_{IMC}(s)}{1 - C_{IMC}(s)P_m(s)}P(s)}{1 + \frac{C_{IMC}(s)P(s)}{1 - C_{IMC}(s)P_m(s)}}$$
(2.29)

$$H(s) = \frac{\frac{C_{IMC}(s)P(s)}{1 - C_{IMC}(s)P_m(s)}}{\frac{1 - C_{IMC}(s)P_m(s) + C_{IMC}(s)P(s)}{1 - C_{IMC}(s)P_m(s)}}$$
(2.30)

$$H(s) = \frac{C_{IMC}(s)P(s)}{1 - C_{IMC}(s)P_m(s) + C_{IMC}(s)P(s)}$$
(2.31)

$$H(s) = \frac{C_{IMC}(s)P(s)}{1 + C_{IMC}(s)(P(s) - P_m(s))}$$
(2.32)

Por Ogunnaike (1994), considerando-se o modelo $P_m(s)$ suficiente para reproduzir P(s) tem-se:

$$P(s) = P_m(s) \tag{2.33}$$

Assim, substituindo-se P(s) da equação (2.33) na equação (2.32), o sistema equivalente em malha fechada passa a ser:

$$H(s) = C_{IMC}(s)P_m(s) \tag{2.34}$$

De acordo com Ogunnaike (1994), por questões de exequibilidade não é possível fazer C_{IMC} o inverso $P_m(s)$, já que $P_m(s)$ tem partes não inversíveis. Assim, ainda por Ogunnaike (1994), neste ponto deve-se fatorar o modelo de processo em duas partes:

$$P_m(s) = P_{m+}(s)P_{m-}(s)$$
(2.35)

Na equação (2.35), $P_{m+}(s)$ contém todos os aspectos não inversíveis, com ganho em regime permanente de 1, e $P_{m-}(s)$ contém a parte inversível. Desta forma, seguindo Ogunnaike (1994), o controlador pode ser especificado como:
$$C_{IMC}(s) = \frac{1}{P_{m-}(s)}F(s)$$
(2.36)

Onde F(s) é um filtro usualmente na forma:

$$F(s) = \frac{1}{(\lambda s + 1)^n} \tag{2.37}$$

Na equação (2.37), o parâmetro λ é uma contante ajustável do filtro e o parâmetro *n* é a ordem. Ainda por Ogunnaike (1994), pode-se considerar, para plantas de primeira ordem com atraso:

$$n = 1 \tag{2.38}$$

Aplicando-se n, da equação (2.38), na equação (2.37), obtém-se:

$$F(s) = \frac{1}{\lambda s + 1} \tag{2.39}$$

Aplicando F(s) da equação (2.39) na equação (2.36) chega-se a:

$$C_{IMC}(s) = \frac{1}{P_{m-}(s)} \frac{1}{\lambda s + 1}$$
(2.40)

É preciso agora obter a expressão para $P_{m-}(s)$. Das equações (2.1) e (2.33) obtém-se:

$$P_m(s) = P(s) = \frac{K}{Ts+1}e^{-sL}$$
(2.41)

Logo, substituindo-se $P_m(s)$ da equação (2.41) na equação (2.35) obtém-se:

$$\frac{K}{Ts+1}e^{-sL} = P_{m-}(s)P_{m+}(s)$$
(2.42)

Considerando-se que $P_{m+}(s)$ contém todos os aspectos não inversíveis, com ganho em regime permanente de 1, e $P_{m-}(s)$ contém a parte inversível, tem-se:

$$Pm+(s) = e^{-sL} \tag{2.43}$$

$$Pm-(s) = \frac{K}{Ts+1} \tag{2.44}$$

Substituindo $P_{m-}(s)$ da equação (2.44) na equação (2.40) tem-se:

$$C_{IMC}(s) = \frac{1}{\frac{K}{T_{s+1}}} \frac{1}{\lambda s + 1}$$
 (2.45)

$$C_{IMC}(s) = \frac{Ts+1}{K} \frac{1}{\lambda s+1}$$
(2.46)

$$C_{IMC}(s) = \frac{Ts+1}{K(\lambda s+1)}$$
(2.47)

Nesta expressão, tem-se o controlador em função dos parâmetros da planta de primeira ordem *K* e *T* e do parâmetro de projeto λ , sendo que este último deve ser obtido em função dos parâmetros de projeto do sistema em malha fechada H(s). Considere que a planta em malha fechada pretendida H(s) seja dada por:

$$H(s) = \frac{e^{-sL}}{T_{mf}s + 1}$$
(2.48)

Como espera-se que y(t) siga r(t) em regime permanente, é razoável considerar o ganho direto unitário. Ainda nesta expressão, tem-se T_{mf} como constante de tempo a ser alcançada de projeto. Além disso, como não é possível eliminar o tempo morto, espera-se a presença também do termo e^{-sL} . Assim, substituindo H(s) da equação (2.48) na equação (2.34) tem-se:

$$\frac{e^{-sL}}{T_{mf}s+1} = C_{IMC}(s)P_m(s)$$
(2.49)

Substituindo-se $C_{IMC}(s)$, oriundo da equação (2.47), e $P_m(s)$, oriundo da equação (2.41), na equação (2.49), obtém-se:

$$\frac{1}{T_{mf}s+1}e^{-sL} = \frac{Ts+1}{K(\lambda s+1)}\frac{K}{Ts+1}e^{-sL}$$
(2.50)

$$\frac{1}{T_{mf}s+1} = \frac{1}{\lambda s+1}$$
(2.51)

Assim:

$$\lambda = T_{mf} \tag{2.52}$$

Logo, a partir de H(s), que é o sistema em malha fechada de projeto que se deseja obter, pode-se extrair T_{mf} , obter λ e substituir na equação (2.47) para se obter $C_{IMC}(s)$. Assim, para implementar esta estrutura de controle, deve-se seguir as seguintes etapas:

Obter o parâmetro de projeto T_{mf}, a partir da resposta projetada em malha fechada H(s) da equação (2.48), que é o comportamento dinâmico pretendido. Para facilitar a visualização pelo leitor, repete-se a 2.48 na equação (2.53);

$$H(s) = \frac{e^{-sL}}{T_{mf}s + 1}$$
(2.53)

- Fazer $\lambda = T_{mf}$;
- Substituir λ , *K* e *T* na expressão de C_{IMC} da equação (2.47). Para facilitar a visualização

pelo leitor, repete-se a 2.47 na equação (2.54);

$$C_{IMC}(s) = \frac{Ts+1}{K(\lambda s+1)}$$
(2.54)

Assim, obtém-se o controlador $C_{IMC}(s)$, a partir dos parâmetros da planta e de projeto, para se chegar na resposta dinâmica projetada. Com os parâmetros de $C_{IMC}(s)$ obtidos, pode-se implementar a estrutura presente na Figura 2.7.

2.2.3 Estrutura com Preditor de Smith (PS)

A estrutura do preditor é exibida na Figura 2.10. De acordo com NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), a estrutura do preditor de Smith pode ser dividida em duas partes: o controlador $C_{PS}(s)$, que é comumente um controlador PID; e a estrutura do preditor, que é composta por $G_m(s)$ (modelo rápido da planta) e um modelo do tempo morto $e^{-L_n s}$.





Na estrutura em questão, $G_m(s)$ é usado para predição de malha aberta. Assim, o modelo de processo completo empregado é o expresso por:

$$P_m(s) = G_m(s)e^{-L_n s} \tag{2.55}$$

Para considerar erros de modelagem, a diferença entre a saída de processo e a saída do modelo $P_m(s)$, que no diagrama da Figura 2.10 é a variável $e_p(t)$, é adicionada à predição de

malha aberta $y_m(t + L_n)$. Ainda na Figura 2.10 tem-se $y_{Pm}(t)$ que é a saída do modelo $P_m(s)$ para a mesma entrada u(t).

Para o projeto do controlador pode-se considerar, por NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), a análise de uma das propriedades fundamentais desta estrutura que é a compensação do tempo morto.

Caso se considere que não existem erros de modelagem:

$$P_m(s) = P(s) \tag{2.56}$$

Adicionalmente, segundo NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), se tomarmos para nossa análise q(t) nulo, tem-se:

$$y(t) = y_{Pm}(t) \tag{2.57}$$

Assim:

$$e_p(t) = 0 \tag{2.58}$$

Dessa forma, o diagrama da Figura 2.10 passa a ser o da Figura 2.11.



Figura 2.11: Diagrama de blocos do controlador com preditor de Smith para q(t) = 0 e $P_m(s) = P(s)$. Fonte: Próprio autor.

Observe que neste caso a função de transferência em malha fechada passa a ser o da relação entre $y_m(t+L_n)$ e r(t). Adicionalmente, $G_m(s)$ passa a ser a planta a ser controlada. Observe que ela não é função do tempo morto é essa é uma propriedades interessante desta

estrutura. Assim, a função de transferência em malha fechada passa a ser:

$$H(s) = \frac{C_{PS}(s)G_m(s)}{1 + C_{PS}(s)G_m(s)}$$
(2.59)

Assim, a equação característica da planta em malha fechada é dada por:

$$1 + C_{PS}(s)G_m(s) = 0 (2.60)$$

Pode-se implementar o controlador C_{PS} de forma a se obter a resposta dinâmica pretendida em H(s).

Substituindo $P_m(s)$, da equação (2.56), na equação (2.55), tem-se:

$$P(s) = G_m(s)e^{-sL} \tag{2.61}$$

Substituindo-se P(s), da equação (2.1), na equação (2.61) obtém-se:

$$\frac{K}{Ts+1}e^{-sL} = G_m(s)e^{-sL}$$
(2.62)

$$G_m(s) = \frac{K}{Ts+1} \tag{2.63}$$

Substituindo $G_m(s)$, da equação (2.63), na equação (2.60):

$$1 + C_{PS}(s)\frac{K}{Ts+1} = 0 (2.64)$$

Para o caso da planta alvo, que é de primeira ordem com atraso, pode-se observar que é possível implementar um controlador PI. Nesta direção, será implementado o controlador $C_{PS}(s)$ como um controlador PI dado por:

$$C_{PS}(s) = K_c \frac{1+T_i s}{T_i s} \tag{2.65}$$

Esta expressão pode ser facilmente obtida fazendo-se $T_d = 0$ na equação (2.7). Substituindose $C_{PS}(s)$, da equação (2.65), na equação (2.64), obtém-se:

$$1 + K_c \frac{1 + T_i s}{T_i s} \frac{K}{T s + 1} = 0$$
(2.66)

Fazendo $T_i = T$ obtém-se:

$$1 + \frac{K_c K}{Ts} = 0 (2.67)$$

Considere que a dinâmica em malha fechada pretendida é dada por:

$$H(s) = \frac{e^{-sL}}{T_{mf}s + 1}$$
(2.68)

Como a compensação do tempo morto é realizada nesta estrutura, precisa-se atentar apenas para o tempo de resposta pretendido T_{mf} . Assim, como aplicado em NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), para que a resposta dinâmica seja atendida, deve-se ter uma raiz em $-1/T_{mf}$ na equação característica 2.67. Assim:

$$\left[1 + \frac{K_c K}{Ts}\right]_{s = -\frac{1}{T_{mf}}} = 0$$
(2.69)

$$1 + \frac{K_c K}{T\left(-\frac{1}{T_{mf}}\right)} = 0 \tag{2.70}$$

$$1 - \frac{K_c K}{\frac{T}{T_{mf}}} = 0 \tag{2.71}$$

$$1 = \frac{K_c K T_{mf}}{T} \tag{2.72}$$

$$\frac{K_c K T_{mf}}{T} = 1 \tag{2.73}$$

$$K_c = \frac{T}{KT_{mf}} \tag{2.74}$$

Dessa forma, tem-se as expressões para obtermos K_c e T_i , a partir dos parâmetros da planta e a partir dos parâmetros de projeto. Assim, obtém-se o controlador $C_{PS}(s)$ que pode ser aplicado na estrutura do diagrama da Figura 2.10.

Logo, para a implementação desta estrutura, pode-se executar as seguentes etapas:

- Obter $T_i = T$;
- Obter o parâmetro de projeto T_{mf} , a partir da resposta projetada em malha fechada H(s) da equação (2.68), que contém o comportamento dinâmico pretendido. Para facilitar a visualização pelo leitor, repete-se a 2.68 na equação (2.75):

$$H(s) = \frac{e^{-sL}}{T_{mf}s + 1}$$
(2.75)

• Obter *K_c* por meio da equação (2.74). Para facilitar a visualização pelo leitor, repete-se a equação (2.74) na equação (2.76):

$$K_c = \frac{T}{KT_{mf}} \tag{2.76}$$

3 Descrição do Processo de Britagem e do Transporte por Correias Transportadoras

3.1 Estágio Primário de Britagem

De acordo com NAPIER-MUNN e WILLS (2006), a britagem é o primeiro estágio mecânico no processo de cominuição, que consiste em um processo no qual o tamanho das partículas de minério são progressivamente reduzidas até que as partículas de minerais possam ser separadas por métodos adequados assim que possível. Neste sentido, a função do britador primário é viabilizar o transporte mássico numa correia transportadora para os outros estágios do processo de cominuição. O britador de mandíbulas é o encontrado na maioria das instalações de britagem que produzem agregados, embora instalações de maior capacidade comumente utilizem um britador giratório primário. Um britador de impacto, como escolha para estágio primário, pode ser uma escolha adequada se o material for facilmente britável e não excessivamente abrasivo. Pode-se observar exemplos dos tipos de britadores mencionados na Figura 3.1.



Figura 3.1: Desenhos de britadores típicos para britagem primária. Fonte: www.metso.com. Acessado em 30/01/2021.

Normalmente é empregada uma moega que é alimentada pelo ROM descarregado por caminhões fora de estrada ou pás carregadeiras para que um alimentador de esteira descarregue o material no britador. Na Figura 3.2 é esquematizada uma configuração típica de uma instalação de Britagem Primária.

Após o alimentador é empregada uma grelha ou uma peneira de escalpe para direcionar ao britador apenas as partículas com granulometria maior que o aceitável para os transportadores de correias. O nível da moega é monitorado por sensores de nível e procura-se deixar o alimentador operar apenas quando um nível mínimo adequado é alcançado. Valores muito baixos de nível de moega alteram sensivelmente a altura da camada de material sobre a esteira do



Figura 3.2: Diagrama típico de britagem primária. Fonte: Lopes Júnior (2019).

alimentador. Isso causa variabilidade na massa que é despejada no conjunto peneira e britador para uma mesma velocidade. O estabelecimento de um nível mínimo é importante no sentido de reduzir esta variabilidade. Apesar do emprego desta estratégia o nível ainda assim influencia na altura da camada. Desgastes naturais de componentes e de chapas de interface, a medida que a planta opera, também contribuem para esta variabilidade na altura da camada do alimentador. Na Figura 3.3 é exibida uma visão superior do alimentador de esteira da BSM3. Observe que a camada de minério abaixo da seta verde não é uniforme e há desgastes nas chapas na parte inicial do alimentador. Estas características físicas podem causar variações no ganho direto da planta e basculamentos na moega podem causar distúrbios alterando a altura da camada de minério do alimentador.





Um diagrama típico de controle para essa questão é o que foi exemplificado por Lopes Júnior (2019) e está exibido na Figura 3.4. Ainda de acordo com Lopes Júnior (2019), este seletor recebe os sinais de controle da malha de nível mínimo, *LIC*, e da malha de vazão mássica desejada, *WIC*. Caso o nível do silo atinja o seu mínimo, a saída do controlador LIC será menor que a saída do controlador *WIC*, sendo escolhida pelo seletor, evitando que o silo esvazie. A malha *override* funciona como uma proteção contra esvaziamentos de silo, que durante condições normais de operação obedece a malha *WIC*, que determina a produtividade do circuito.



Figura 3.4: Malha override em circuito de britagem. Fonte: Lopes Júnior (2019).

Observando-se os alimentadores comumente empregados nesta direção, de acordo com NAPIER-MUNN e WILLS (2006), o alimentador de sapatas é um dos mais largamente utilizados para manuseio de minério de maior granulometria, especialmente no caso da alimentação de um britador de mandíbula. Na Figura 3.5 tem-se uma visão de um alimentador deste tipo.



Figura 3.5: Alimentador de sapatas. Fonte: NAPIER-MUNN e WILLS (2006).

3.2 Britagem Semi-móvel 3 (BSM3)

No Complexo Minerador de Carajás existem 5 entradas de ROM. A Britagem Semimóvel 3 é a planta de entrada para o ROM da Mina denominada N5. Na Figura 3.6 temse uma visão aérea da planta em relação a parte da mina onde se encontram as frentes de alimentação desta planta. Esta entrada é relevante para as frentes de lavra desta mina devido à sua proximidade. Para as equipes de processo de cominuição é a entrada de desempenho menor. Esta unidade é composta por um britador que recebe o ROM a partir de um alimentador de sapatas. A capacidade de alimentação para os circuitos de transportadores é de 7000 ton/h.



Figura 3.6: Visão Aérea da BSM3 e parte da mina de N5. Fonte: Próprio autor.

Na Figura 3.7 é exibida parte de uma tela sinótica do sistema de supervisão no qual é destacada a planta.



Figura 3.7: Parte da tela sinótica da BSM3. Fonte: Próprio autor.

Na Figura 3.8 é exibida a planta. Pela disposição da balança e do alimentador pode-se observar por que existe um tempo morto representativo, em função da distância entre a balança e o alimentador. A distância estimada é em torno de 60 metros.



Figura 3.8: Alimentador e balança na britagem primária semimóvel 3 em Carajás, no Pará. Fonte: Próprio autor.

Na Figura 3.9 é exibida uma visão aérea dos mesmos elementos da Figura 3.8. É possível observar que entre o transportador onde está instalada a balança e a planta onde se encontra o alimentador existe o transportador TR117K01. O deslocamento da massa ocorre saindo do alimentador, passando pelos ativos da planta, passando pelo TR117K01 e passando do início do TR117k03 até a balança neste mesmo transportador.



Figura 3.9: Alimentador e balança na britagem primária semimóvel 3 em Carajás, no Pará. Fonte: Próprio autor.

3.3 Sistema de Rastreamento de Minério de Ferro de Carajás

A proteção das correias transportadoras no Complexo Minerador de Carajás e extremamente relevante para mitigar impactos operacionais, garantir os planos de produção do sistema produtivo envolvido e evitar exposição a saúde e segurança dos profissionais em intervenções de manutenção não programadas. De acordo com Klippel (2021), os transportadores de correias são os ativos principais empregados em usinas de beneficiamento e no referido complexo utiliza-se 332 transportadores de correias com comprimento total de 114 km.





Como exposto anteriormente, cada estágio primário reduz o ROM de forma que o mesmo possa ser transportado por circuitos de transportadores e chutes móveis. Com esta disposição de circuitos é possível que o ROM seja direcionado para pilhas intermediárias, de-nominadas pilhas de emergência, ou para o estágio secundário. Na Figura 3.10 pode-se observar uma visão superior dos circuitos, que se originam de algumas das plantas de entrada, indo em direção ao estágio secundário da Usina 1. Os caminhos estão esboçados e não estão em escala.

Esta distribuição exige que seja necessário fazer a adequada regularização de vazão para que, nas confluências destacadas nos pontos vermelhos na Figura 3.10, não ocorram vazões acima da capacidade para a série de transportadores após esta confluência para proteger estes equipamentos. Como exemplo, as vazões da TR121K06 e TR117K08 somadas devem ser menores que a vazão da TR121K07. Todos estes transportadores estão destacados em caixas azuis

na Figura 3.10.



Figura 3.11: Tela sinótica com transportadores rastreados da BSM3. Fonte: Próprio autor.

Para operação destes circuitos, é empregado um controlador no qual são executadas lógicas que permitem a obtenção de um modelo representativo da massa ao longo dos transportadores em tempo real. Os transportadores são representados por matrizes unidimensionais. O tamanho desta matriz é o resultado da divisão do comprimento do transportador pela sua velocidade. Como exemplo, se um transportador tem 100 metros e velocidade de 5m/s, o mesmo será representado por uma matriz de comprimento 20. Em alguns transportadores existem balanças que são amostradas a cada segundo. Esse valor é escrito na matriz e deslocado a cada 1 segundo se o transportador estiver rodando. Desta forma, tem-se uma representação da distribuição mássica no circuito. Na Figura 3.11 tem-se uma tela sinótica ilustrativa deste modelo no sistema de supervisão da planta.

A partir deste modelo, pode-se calcular variáveis de decisão que servem para responder às seguintes perguntas:

- Qual o maior valor de *setpoint* que pode ser inserido para se obter o maior fluxo mássico possível?
- Um dado transportador parado, com uma dada distribuição de massa, pode partir sem gerar sobrecarga nos circuitos posteriores?
- Um desviador de fluxo pode se movimentar sem gerar vazões maiores no circuito à frente?

Para que o sistema suporte as questões levantadas acima, as lógicas de controle foram divididas em três partes:

- Cálculo das vazões das interseções: Lógicas para calcular e filtrar as vazões rastreadas nas correias nos pontos de interseção com as alimentações.
- Cálculo dos limites máximos: Lógicas para calcular os limites de vazão de cada alimentação ou correia, a partir do *setpoint* limite inserido pelo operador e das taxas máximas dos equipamentos. Estes valores limitam o *setpoint* atual gerado pelo sistema automático a partir do rastreamento. Nestas lógicas estão incluídas as verificações de falha nas balanças que reduzem o limite máximo para evitar sobrecarga.
- Cálculo do *setpoint* automático: Lógicas para calcular os *setpoints* automáticos de vazão para cada área.

No sistema são definidos os *setpoints* das entradas de forma que sejam obtidas as maiores vazões possíveis. Neste ponto, pode-se observar a importância de uma adequada regulação, para que os *setpoints* sejam obedecidos. De acordo com as distâncias de cada alimentação, as mais próximas completam as vazões das mais distantes. O *setpoint* de cada alimentação aumenta ou diminui automaticamente em função do rastreamento do material. Todas as margens são definidas a partir do limite máximo destes transportadores. Este limite também poderá ser ajustado, fazendo com que a área trabalhe com um limite menor ao valor calculado pelo modo automático, em função da estratégia operacional de mistura de materiais para atendimento de parâmetros de qualidade.

Estratégias de controle eficientes em atender o *setpoint* do sistema de rastreamento desempenham um papel relevante no fluxo posterior nas confluências. Isso é mais relevante nas entradas que têm distâncias maiores entre alimentador e balança de medição. Dentre as entradas citadas a BSM3 é uma das que apresenta maior tempo morto e, por isso, é alvo de estratégias de regulação de forma que as premissas calculadas pelo sistema de rastreamento sejam obedecidas.

3.4 Descrição da estratégia de distribuição e controle de massa em circuitos de correias transportadoras em Carajás

Em função do uso de circuitos de correias cada vez mais distantes e compartilhados, o emprego de sistemas que rastreiam o minério no circuito e deliberam os maiores valores de alimentação possíveis tem sido cada vez mais usados. Isso normalmente se dá pela observação de uso do circuito e da definição de *setpoints* de alimentação que podem ser empregados de forma que se obtenha a maior vazão possível na topologia de correias analisada. Lógicas de partida dos transportadores também são empregadas de forma que os equipamentos na confluência dos circuitos sejam protegidos de vazões acima de sua capacidade em função da partida de vários circuitos carregados ao mesmo tempo.

No complexo minerador de Carajás, por exemplo, este sistema se enquadra em um nível acima do controle regulatório dos alimentadores nas plantas, deliberando os *setpoints* de

alimentação de forma automática. Na Figura 3.12 é exibida uma tela sinótica com a representação da massa ao longo dos transportadores e os *setpoints* aplicados nos alimentadores. Nesta tela, os comprimentos são função das características dos transportadores. Desta maneira tem-se uma visão dos pontos de sobreposição e dos comprimentos dos circuitos em relação às capacidades de transporte.



Figura 3.12: Tela sinótica do sistema de rastreamento e controle de vazão no complexo minerador de Carajás. Fonte: Próprio autor.

Para entendimento do papel deste sistema, considere a situação simulada com o circuito de transportadores exibido na Figura 3.13. O objetivo do circuito de transportadores é levar a massa das plantas *P1* e *P2* para a planta *P3*. As plantas *P1* e *P2* seriam os estágios primários de britagem e a planta *P3* seria o estágio de britagem secundária.

A planta *P1* descarrega no transportador *T1* e a planta *P2* descarrega no transportador *T3*. Considere que *T3* tem a capacidade de 8000t/h (toneladas por hora) enquanto que os transportadores *T1* e *T2* tem capacidade de 6000t/h e descarregam sua massa em *T3*.

Os alimentadores A1 e A2 têm capacidade de vazão de até 6000t/h. Os comprimentos dos transportadores na Figura 3.13 são representados em proporções que refletem os comprimentos reais de cada correia. Para efeitos de simplificação deste exemplo, considere que todos os transportadores tem a mesma velocidade. Existe 4 pontos de interesse nessa análise: *i*, *ii*, *iii* e *iv*. A balança de fluxo *B1* mede a vazão de saída da planta *P1* e a balança de fluxo *B2* mede a vazão de saída da planta *P2*.



Figura 3.13: Tela sinótica do sistema de rastreamento e controle de vazão no complexo minerador de Carajás. Fonte: Próprio autor.

A vazão do alimentador A1, quando passa no ponto x, é dada por v_{1x} . Analogamente, para o alimentador A2, a vazão em um dado ponto x é dado por v_{2x} . O rastreamento de massa simula o deslocamento real de massa ao longo dos transportadores. Assim, após o tempo T_{i-ii} o valor amostrado v_{1i} aparecerá em v_{1ii} . Analogamente, após o tempo T_{ii-iii} , o valor amostrado em v_{1ii} aparecerá em v_{1ii} e após T_{iii-iv} , o valor amostrado em v_{1ii} aparecerá v_{1iv} . A mesma projeção pode ser realizada com v_{2iii} e v_{2iv} em relação ao tempo T_{iii-iv} . A vazão total no ponto iv é dada por:

$$v_{iv} = v_{1iv} + v_{2iv} \tag{3.1}$$

Considere a existência de uma malha fechada em *P1* de forma que se busque fazer com que a vazão v_{1i} seja próxima a referencia r_1 . Analogamente, considere isso em *P2* com relação a v_{2iii} e r_2 . O papel do sistema em questão e definir os valores de r_1 e r_2 de forma que se use o máximo possível do circuito.

A importância do controle regulatório nos alimentadores para atendimento dos *setpoints* do sistema de rastreamento e controle de massa na maior capacidade possível do circuito pode ser identificada começando-se pela Figura 3.13. Se a capacidade de T3 é de 8000t/h, o sistema deve definir r_1 no valor máximo de capacidade de A1 que é 6000t/h, já que esse valor é menor que 8000t/h.

No caso do alimentador A2, não é possível fazer r_2 igual a capacidade máxima de 6000 t/h, já que isso se somaria a vazão de 6000 t/h, em regime permanente, que vem de A1, o que totalizaria 12000 t/h. Isso ultrapassaria o limite de capacidade de T3 que é de 8000 t/h. Assim:

$$r_2 = 8000t/h - v_{1ii} \tag{3.2}$$

Atente que não se tem a medição de v_{2ii} e sim de v_{2iii} o que confere um tempo morto L_2 . Neste contexto, toma-se uso do controle regulatório buscando-se fazer com que v_{2iii} siga r_2 de forma que no ponto *iv*:

$$v_{1iv} + v_{2iv} <= 8000t/h \tag{3.3}$$

O adequado controle regulatório, em especial nos casos dos alimentadores como o A2, que completa o fluxo mássico presente em T2, é crucial para o atendimento da vazão dentro do limite de T3.

Para entendimento da motivação deste trabalho, considere o caso no qual ocorre uma redução na alimentação na planta *P1* e a mesma fique em 2000 *t/h* na simulação esquematizada na Figura 3.13. Consequentemente, após o tempo T_{i-ii} , o valor de v_{1ii} será 2000 *t/h*. Assim, após isso, o sistema de rastreamento e controle poderá fazer com que r_2 seja 6000*t/h* que é o limite de capacidade de *A2* e, junto com a vazão 2000 *t/h* é menor ou igual à capacidade de *T3*.

Consideremos agora que a alimentação em *P1* é retomada em 6000t/h no momento em que P2 está alimentado em regime 6000t/h. Quando a vazão de *P1* chegar no ponto *ii* o sistema de rastreamento e controle deve reduzir r_2 conforme equação 3.3 indo de 6000t/hpara 2000t/h. Considere o caso em que o controle regulatório em *P2* esteja adequadamente empregado e a constante de tempo de resposta do modelo em *A2* seja muito menor que *L2*. O efeito ideal esperado é o exibido no gráfico da Figura 3.14. Observe que o valor de v_{iv} em *T3* está em torno do limite de capacidade deste transportador em 8000t/h.



Figura 3.14: Comportamento ideal dos sinais na situação de *P2* com regulação ideal. Fonte: Próprio autor.

Agora considere que a regulação em P2 é mais lenta que o esperado. O efeito disso é que a vazão v_{2ii} não cai suficientemente em tempo e, consequentemente, tem-se o comportamento esquematizado na Figura 3.15. Esse efeito é nocivo ao transportador T3 se a duração da vazão acima do limite ultrapassar a margem de tolerância de projeto do transportador.



Figura 3.15: Comportamento da vazão quando o controlador não compensa em tempo a redução de vazão em *P2*. Fonte: Próprio autor.

Para compensar isso, uma estratégia é usar um ponto anterior onde se considera a vazão

 v_{1a} que representa uma margem de segurança à lentidão do controle. Assim a expressão de r_2 passa a ser:

$$r_2 = 8000t/h - v_{1a} \tag{3.4}$$

Estruturas de controle não otimizadas neste sentido fazem com que o ponto da vazão v_{1a} seja escolhido mais atrás e o efeito é o que aparece na Figura 3.16. Isso gera uma descontinuidade de alimentação que faz com que o circuito não seja utilizado de forma completa na sua capacidade em *T3*.



Figura 3.16: Comportamento da vazão quando é empregada margem de sobreposição em função da lentidão do controlador em *P2*. Fonte: Próprio autor.

Assim, a busca de estruturas de controle regulatório em *P2*, que façam com que o comportamento seja mais próximo ao exibido na Figura 3.14, é almejada. Isso é perseguido de forma que se obtenha o uso do circuito compartilhado pelos alimentadores próximo da capacidade e sem gerar valores de vazão acima da capacidade mapeada, como visto na Figura 3.15.

3.5 Trabalhos Relacionados

Em Souza *et al.* (2022) foram analisados os efeitos da comporta na altura do material transportado pelo alimentador. Neste caso, foram realizadas simulações a partir de parâmetros da planta de beneficiamento de minério de Ferro da Vale, localizada na mina de Serra Leste, em Curionópolis no Pará, visando a análise de desempenho de um sistema silo-comportaalimentador. Os fatores analisados neste trabalho são fontes de perturbações para as estratégias de controle testadas neste artigo. Em Duarte *et al.* (2020) foi proposta uma substituição de um sistema de controle baseado em regras por um controle *override* em um circuito de britagem da Vale S.A. com o objetivo de reduzir a variabilidade da taxa de material produzido no sistema e, consequentemente, levar ao aumento de produtividade. Esta estratégia pode ser empregada para outras finalidades nas estruturas de controle investigadas aqui.

Observando-se estratégias baseadas em preditores aplicadas no beneficiamento, pode-se citar Pereira *et al.* (2020), que conduziu uma comparação entre a aplicação do controle por matriz dinâmica (DMC) e um controlador proporcional- Integral (PI) em espessadores de minério de ferro para controlar a vazão na descarga e a dosagem de floculante.

Na direção de obter uma operação mais eficiente de um circuito de britagem, foi observada em Santos (2019) a aplicação de um algoritmo baseado em *Simheuristic* para suporte à decisão que busca a quantidade ótima de equipamentos que devem operar no circuito de britagem. Neste trabalho não foram investigadas melhorias de controle regulatório e não foram considerados aspectos de tempo morto em plantas pertencentes ao estagio de britagem pois não estavam no problema central do trabalho apesar de abordar a mesma etapa da cadeia de processamento mineral. Nesta mesma direção, Bhadani (2022) explora o uso de uma plataforma de simulação de processos, para concepção de estratégias de otimização para plantas de britagem, através da apresentação de uma estrutura modular em camadas para o desenvolvimento das capacidades de otimização neste tipo de planta. Nas estratégias foi considerada a ideia da transição do modelo em regime permanente para o modelo de estado dinâmico incluir o efeito do atraso do material durante o processamento físico mas não foram abordadas melhoras nas malhas relacionadas na estratégia global de melhora de capacidades proposta.

Ainda observando processos de cominuição, em Moreira (2018) são empregadas técnicas de Controlador Preditivo por Modelo (MPC) para regulação da abertura da câmara de britadores cônicos. Este trabalho se diferencia da abordagem em Moreira (2018) com relação no tipo de britador envolvido, que aqui é de mandíbula, e na malha estudada que é no britador e não no fluxo de saída da planta.

Observando-se simulações de processos minerais, em Magalhães (2019) são realizadas simulações de processos de espessamento contínuo visando-se o projeto de controladores para este processo. Nesta abordagem não são tratados aspectos de elevado tempo motor e é tratado um outro processo na cadeia de processamento mineral.

Do conhecimento dos autores, não há na literatura um estudo comparativo de técnicas de controle de processos, com elevado tempo morto, aplicadas ao problema de transportadores de correia na mineração.

4 Material e Métodos

As prospecções realizadas para o alvo do trabalho se concentraram em levantamentos, análises, projetos e implementações no âmbito de engenharia de controle e automação para estratégias de controle em sistemas *SISO*. Buscou-se melhorar o desempenho dinâmico do sistema em malha fechada que atua no alimentador da BSM3 do complexo minerador de Carajás.

4.1 Caracterização da Área de Estudo

A entrega do melhor comportamento dinâmico em malha fechada para a planta alvo ocorre por meio da aplicação das técnicas de análise e projeto de compensadores. De acordo com NISE (2013) o processo de projeto de sistema de controle pode ocorrer seguindo os passos exibidos na Figura 4.1:



Figura 4.1: Processo de projeto de sistema de controle. Fonte: NISE (2013).

Por meio das técnicas levantadas na etapa de referencial teórico, buscou-se melhorar o desempenho da planta. Cada solução possível foi aplicada e comparada para obtenção da melhor estratégia de controle. Os passos de 1 a 6 foram realizados para materializar cada projeto de controlador apontado. Os passos de 1 a 4 foram os mesmos para cada projeto. As diferenças entre cada estrutura de controlador se concentraram nos passos 5 e 6.

4.2 Metodologia de Gestão: PDCA

De acordo com Werkema (2013), o ciclo PDCA é um modelo de gestão que permite obter um caminho para que os objetivos procurados sejam alcançados. Na condução do método, considera-se o emprego de ferramentas analíticas para coleta, processamento e apresentação das informações para condução das etapas do método. As etapas são:

- Planejamento (Plan);
- Execução (Do);
- Verificação (Check), e;

• Atuação Corretiva (Act).

Além do método PDCA, tem-se o método SDCA que consiste no PDCA para manter. A relação entre os dois ciclos se encontra na Figura 4.2 na direção do melhoramento contínuo. Este trabalho consiste na aplicação do PDCA para uma melhoria no controle empregado atualmente na instalação alvo.



Figura 4.2: Ciclos PDCA e SDCA. Fonte: Werkema (2013).

Neste trabalho executou-se um PDCA para melhorar a estratégia de controle da planta alvo. A sustentação da melhora no controle da planta será alvo futuro de um ciclo SDCA para manter o que foi concebido. Nesta direção serão desdobradas orientações técnicas de suporte seguindo-se as etapas do método após este trabalho.

4.3 Etapas Estabelecidas

A partir das técnicas que caracterizam a área de estudo e das etapas do método de gestão adotado, foram traçadas as seguintes etapas para alcance dos objetivos pretendidos:

- 1. Planejamento:
 - (a) Levantar dados atuais de desempenho do sistema alvo;

- (b) Realizar Revisão Bibliográfica de aspectos operacionais e de processo relevantes ao projeto do controlador para planta alvo;
- (c) Realizar revisão bibliográfica das técnicas de controle para o sistema alvo, e;
- (d) Especificar as etapas de execução e definir ordem de avanço;
- 2. Execução:
 - (a) Realizar identificação do modelo da planta alvo na BSM3;
 - (b) Realizar análise das perturbações e aspectos de variabilidade;
 - (c) Realizar especificação dos projetos de controladores PID;
 - (d) Realizar especificação do projeto dos controladores IMC e Preditor de Smith;
 - (e) Estabelecer diretrizes para comparação dos projetos dos controladores;
 - (f) Realizar implementação e comparação dos projetos de controladores PID de forma simulada;
 - (g) Realizar implementação e comparação dos projetos de controladores IMC, Preditor de Smith e PID melhor avaliado;
 - (h) Realizar simulação da melhor estrutura avaliada em Controlador Lógico Programável similar ao da planta alvo na BSM3, e;
 - (i) Realizar implementação do controlador na BSM3.
- 3. Verificação:
 - (a) Realizar consolidação dos resultados e discussões realizadas para conclusões;
- Ação Corretiva: Atualizar documentos, *backups* de programas de controladores e registros de referência no sistema informatizado de auditoria e gestão de conteúdo técnico de automação, empregado no Complexo de Carajás.

4.4 Recursos Empregados

4.4.1 Sistema Historiador de Dados Infoplus PIMS®

Para as análises realizadas no trabalho, se fez necessário o acesso a dados historiados das variáveis de interesse. Entretanto, nem todas as variáveis pretendidas para uma visão completa do sistema estão disponíveis. Como exemplo, tem-se a altura da camada de minério do alimentador que é influenciada pelo nível da moega e pelo desgaste da chapa acima do alimentador que limita a altura do minério. Isso influencia diretamente o ganho direto da planta. Apesar disso, pelo comportamento observado nas variáveis medidas e pelo identificado em campo junto com

os times de operação da planta, é possível obter dados suficientes para uma simulação que permita obter o melhor controlador. Voltando-se para as variáveis de processo que se pode medir, é possível coletar dados temporais das variáveis de interesse por meio de historiadores de dados que se enquadram na categoria de sistemas PIMS (*Process Information Management System*). Em Carajás, o sistema PIMS empregado é chamado *Infoplus PIMS* [®], da fabricante *Aspentech*. A versão empregada foi a 11.

Neste trabalho foram utilizados três recursos deste sistema: o *Aspen Process Explorer*[®], o *Aspen SQL Plus*[®] e o suplemento do Microsoft Excel[®] do sistema, chamado *Aspen Process Data*[®].

O aplicativo *Aspen Process Explorer*[®] permite a visualização gráfica dos sinais de interesse da planta no tempo. Vide na Figura 4.3 a interface gráfica utilizada.



Figura 4.3: Aplicativo Aspen Process Explorer[®] do sistema Aspentech Infoplus PIMS. Fonte: Próprio autor.

O aplicativo *Aspen SQL Plus*[®] permite a verificação de alguma informação nos bancos relacionais do historiador. Com ele pode-se identificar o endereço de origem de algum sinal no controlador e, a partir dele, fazer prospecções na lógica do controlador. Na Figura 4.4 é apresentada a interface utilizada.

Aspen SQLplus V8.8 - aspen	ONE - Carajas - [Consulta	Lista 3 TAGs AL117K0	1.SQL]		- 🗆 X
📴 File Edit Record View Debug Query Window Help					_ 6 ×
	A a le le	× 🗗 ! 🗙 1	2		
pocal tag1; local tag2; local tag3; local tag3; local DTIni timestamp local DTFin timestamp	;;		_		^
tag1 = 'FD01@AL117K01 tag2 = 'SP01@AL117K03 tag3 = 'WT01@TR117K03 DTIni = '20/06/21 00: DTFim = '24/06/21 00: select T1.ts, T1.valu (select TS, cast(VALU	l'; ''; 00:00'; :00:00'; :00:00'; ie as tag1, t2.va] JE as int) as valu	lue as tag2, t3 ue from history	3.value as ta 9 where name	g3 Fron = tag1 and request = 2 and stepped = 1 and TS BETWEEN DTIni AND DTFin and PERIOD = 00:00:10	
)t1, (<mark>select</mark> TS, cast(VALUE	as int) as value	e from history	where name =	tag2 and request = 2 and stepped = 1 and TS BETWEEN DTIni AND DTFim and PERIOD = 00:00:10	
)t2,					
select TS, cast(VALUE	as int) as value	e from history	where name -	tag3 and request = 2 and stepped = 1 and TS BETWEEN DTIni AND DTFim and PERIOD = 00:00:10	
)t3					~
ts	tag1	tag2	tag3		^
20/06/21 00:00:00.0	3	6588	6598		
20/06/21 00:00:10.0	3	6500	6420		
20/06/21 00:00:20.0	3	6500	6420		
20/06/21 00:00:30.0	3	6500	6264		
20/06/21 00:00:40.0	3	6588	6356		
20/06/21 00:00:50.0	3	6500	6493		
20/06/21 00:01:00.0	3	6500	6988		
20/06/21 00:01:10.0	3	6500	7109		
20/06/21 00:01:20.0	3	6500	6695		
20/06/21 00:01:30.0	3	6500	6498		
20/06/21 00:01:40.0	3	6500	6587		
20/06/21 00:01:50.0	3	6500	6501		
20/06/21 00:02:00.0	3	0500	0568		
20/06/27 00:02:10.0	3	0500	0/81		
20/06/21 00:02:20.0	3	0588	0220		
20/00/21 00:02:30.0	3	0500	0078		
20/00/21 00:02:40.0	3	0500	7072		
28/86/21 88-82-88 8	3	6588	6447		
D	0	0.700	0405		- NUNA
ready					NUM //

Figura 4.4: Aplicativo *Aspen SQL Plus*[®] do sistema *Aspentech Infoplus PIMS*[®]. Fonte: Próprio autor.

Finalmente, o suplemento do Microsoft Excel[®] do sistema, chamado *Aspen Process Data*[®], permite a coleta de dados diretamente para uma planilha. Desta forma, é possível a realização de análises estatísticas e manipulações numéricas. Na Figura 4.4 é apresentada a interface utilizada.

Salvamento Automático 💽 🖫 🍤 🗸 🖓 🗸 🗧	Pastal - Excel 🔎 Pesc	quisar (Alt+G)		Tiago Moraes 🔟 🗵 — 🗗 🗙							
Arquivo Página Inicial Inserir Layout da Página Fórmulas Dados Revisão Exibir Ajuda Aspen Process Data Aspen Configuration Pl DataLink PDF-XChange 🖓 Compartilhar											
Property Prope											
2 Mile Methods Bable Methods - Geoldential - Confidential - V											
		M N O P O	B S T U Obter val	ores históricos 🔹 ×							
1 Sureson		M IV O F Q	Marra	Origem dados Maga							
2 WT01@TR117K03(Value)			/T01@TR117K0	23 🐨 Caraias 🗸 🐨 IP ANALOGN 🖌 🐨							
3 06/08/2022 16:04 4312.321											
4 06/08/2022 16:04 4392.879				×							
5 06/08/2022 16:04 4293.477											
6 06/08/2022 16:05 4215.117											
7 06/08/2022 16:05 4416,276											
8 06/08/2022 16:05 4502,488				<u>~</u>							
9 06/08/2022 16:05 4772,899											
10 06/08/2022 16:05 5130,463											
11 06/08/2022 16:06 5289,066											
12 06/08/2022 16:07 5214,319											
13 06/08/2022 16:07 5110,991											
14 06/08/2022 16:07 5179,929											
15 06/08/2022 16:07 5275,091											
16 06/08/2022 16:07 5383,915											
17 06/08/2022 16:08 5445,157											
18 06/08/2022 16:08 5355,963											
19 06/08/2022 16:08 5277,446											
20 06/08/2022 16:08 5171,606											
21 06/08/2022 16:08 5249,494				(areal 700)							
22 06/08/2022 16:08 5484,416			Hora início:	06/08/2022 16:04:14							
23 06/08/2022 16:08 5322,357			Hora término:	06/08/2022 18:04:14							
24 06/08/2022 16:09 5398,205											
25 06/08/2022 16:09 5213,848			L Número ma	ax. de valores: 10 🖗 🔾 Antes da hora final							
26 06/08/2022 16:09 5286,24				Desde hora de início							
27 06/08/2022 16:09 5375,749			Local da fórmu	(a: Planiha1!A1							
28 06/08/2022 16:10 5445,314											
29 06/08/2022 16:10 5244,312			Local de saída:	Planiha1!A2							
30 06/08/2022 16:10 4/95,512				✓ Mostrar cabeçalhos							
31 00/08/2022 10:10 4103,181			Avançado								
32 00/00/2022 10:10 20/7,333			Filtros								
24 06/08/2022 10:10 10:0,232											
25 06/09/2022 10:10 12:00:00											
36 06/08/2022 16:10 576 6602			Ajuda	UK Cancelar Aplicar Salvar como template							
37 06/08/2022 16:10 202 2932											
> Planihat 🛞 : <											
Pronto 🖞 Acessibilidade: tudo certo				H H - + 100%							

Figura 4.5: Suplemento Aspen Process Data[®] no Microsoft Excel[®]. Fonte: Próprio autor.

4.4.2 Plataforma de Computação Numérica e Simulação: MATLAB/Simulink[®]

O MATLAB[®] é uma plataforma que permite a simulação de modelos, análises completas em bases de dados de processo e até a implementação de sistemas otimizantes em tempo real com sistemas de automação. O desenvolvedor da solução é a *MathWorks*. Nesta plataforma pode-se acessar suas funcionalidades por um aplicativo instalado em uma máquina específica ou de forma *online* acessando-se o sistema em nuvem da *MathWorks* via *web-browser*. Neste trabalho foram utilizadas as funcionalidades na solução *online*. Na Figura 4.6 é apresentada a interface utilizada.

A MATLAB X +	× -	a ×
$\epsilon \rightarrow C \Delta$ in matabunathworks.com	🖻 ★ 🛪 🛛	0 :
0 ACA ARD CFTV BUY HST MAN NET OUT RAD ROC SUP UT WIN CRAZOZ MARS		-
	Crearly Descentation	
	Search Documentation	liago 🕈
New Open Save Got Sentence R Refeator D Sentence R Run Step Stop		
FILE NAVIGATE CODE SECTON RUN		—
Image in the second sec		*
v Current Folder O I untited x +		0
Name A Git 1		•
Torcessa_Controles_X_etaqs1.m ···· ·		
iii S1,mZ,edi3.asv iii		
in the set of the set		
iii Si mik edicav ···		
III ST mf5 editory ···		
S1asy		
1 S1m		
temp asv		
temp m ···		
Let the state of t		
The totalizator_overshoot_tests six ····		
totalizador_overshoot_teste.six.autosave "		
Vionspace U		
Lindin Evoluv Class		
Command Window		0
New to MATLAB? See resources for <u>Getting Started</u>		×
»		
		I
H	UTF-8 CRLF script Ln	1 Col 1 🛬

Figura 4.6: software MATLAB[®] na versão online. Fonte: Próprio autor.

Uma ferramenta de simulação integrada ao *MATLAB*[®] é o *Simulink*[®]. Esta ferramenta permite também a modelagem e análise de sistemas dinâmicos e foi empregada neste trabalho. Na Figura 4.7 é apresentada a interface de simulação em questão.



Figura 4.7: Ferramenta *Simulink*[®] presente na plataforma *MATLAB*[®] na versão *online*. Fonte: Próprio autor.

4.4.3 Sistema de Supervisão: FactoryTalk View SE®

No complexo minerador de Carajás existem dois sistemas de controle e cinco Usinas identificadas de 1 a 5. Um destes sistemas de controle suporta os ativos das Usinas 1, 3 e 4 e é do fornecedor *Rockwell Automation*. O outro controla os ativos da Usina 2 e é do fornecedor *ABB*. A BSM3 tem ativos presentes na Usina 1. Assim, os mesmos fazem parte do sistema de controle do fornecedor *Rockwell Automation*. Neste sistema utilizou-se o *software* de edição dos controladores que faz parte desta arquitetura, bem como o respetivo sistema de supervisão, que neste caso é o *FactoryTalk View SE*[®] na sua versão 8.10. Na Figura 4.8, pode-se observar um tela sinótica da interface de operação do sistema de supervisão com a planta alvo e a malha de controle do estudo. Este *software* permite a visualização do comportamento dinâmico da malha pelo centro de operações integradas da planta. Utilizou-se neste trabalho para acompanhamento do comportamento da planta antes e após a aplicação do controlador proposto.



Figura 4.8: Sistema de supervisão FactoryTalk View SE[®]. Fonte: Próprio autor.

4.4.4 Aplicativo de Edição RSLogix 5000®

Trata-se do aplicativo de edição do *software* aplicado no controlador lógico programável (CLP). Por meio do mesmo é possível monitorar em tempo real os sinais do controlador, fazer coletas de dados, visualizar curvas de sinais do controlador e fazer verificações e edições de lógica. É possível implementar as lógicas em linguagem *ladder*, em FBD (*Function Block Diagram*), em texto e em SFC (*Sequential Functin Charts*). Na Figura 4.9 é exibida a interface utilizada. Por meio deste mesmo aplicativo podem ser implementadas as estratégias de controle prospectadas tanto no ambiente simulado como no real.



Figura 4.9: Aplicativo RSLogix 5000[®] da Rockwell Automation. Fonte: Próprio autor.

5 Desenvolvimento e Aplicação das Estratégias de Controle

Nesta seção são apresentadas as concepções e desdobramentos das etapas planejadas do trabalho e exibidos os resultados e discussões provocadas pela identificação e análise dos produtos obtidos.

5.1 Identificação do modelo da planta alvo na BSM3

Para a adequada identificação do modelo da planta se faz necessária a observação do melhor comportamento dinâmico para obtenção dos coeficientes K, $T \in L$ da equação 2.1. Pode-se observar dois momentos relevantes nesta direção: quando o alimentador está partindo e quando ocorre uma mudança de referência de velocidade já em operação. Na Figura 5.1 é exibida uma partida do alimentador. Como sinais relevantes tem-se: o sinal WT01@TR117K03, em vermelho, que é a taxa de minério no transportador TR117K03 em toneladas por hora (t/h); o sinal SP02@AL117K01, em verde, que é a referência de velocidade para os inversores em rpm, e; o sinal FD01@AL117K01, em laranja, que é o status de funcionando do alimentador AL117K01. O sinal FD01@AL117K01, quando assume valor 3, indica que o alimentador está em regime permanente e não partindo. Caso o leitor precise rever a disposição dos ativos em questão, pode-se revisitar as Figuras 3.7 e 3.8.



Figura 5.1: Gráfico com sinais do AL117K01 durante uma partida. Fonte: Próprio autor.

Observe que o sinal de velocidade na partida consiste em uma rampa. A partir desta

identificação, investigou-se o inversor e foi constatado que na partida executa-se uma rampa que não é aplicada em transições de velocidade quando em operação. Como na partida a malha de controle não atua em função desta lógica de garantia de transição de regime, não considerouse a partida para a obtenção do modelo. Este regime de transição de parado para funcionando é relevante para garantir operação do alimentador dentro das especificações do fabricante para o alimentador. Isso fica mais evidente observando-se a Figura 5.2, na qual é exibida a transição quando já em operação.



Figura 5.2: Gráfico com sinais do AL117K01 durante uma mudança de velocidade em malha aberta. Fonte: Próprio autor.

Para visualização dos dados da planta foram investigadas duas origens de dados. A coleta pelo *Aspen process Explorer*[®] e a coleta pelo *RsLogix 5000*[®]. Na Figura 5.2 foi possível ver o comportamento pela primeira opção. Os dados são coletados a cada segundo. Na Figura 5.3 é apresentada a coleta pelo *RsLogix 5000*[®] na qual pode-se empregar períodos de coleta menores que 1 segundo. Em função disso, para se ter um comportamento dinâmico mais preciso, foram utilizados os dados do *RsLogix 5000*[®] e o período de coleta adotado foi de 500*ms*. Reforça-se aqui que este software não é um historiador de dados. Entretanto, pelo mesmo é possível fazer coletas em frequências maiores que o historiador do site em janelas de tempo menores.



Figura 5.3: Gráfico com sinais do AL117K01 no aplicativo *RsLogix 5000*[®]. Fonte: Próprio autor.

Em função disso, foram feitos ensaios de resposta ao degrau para obtenção do modelo da planta durante operação do alimentador no aplicativo *RSLogix 5000*[®]. As verificações tiveram que ser feitas durante janelas operacionais de forma que não houvesse impacto devido as reduções da rotação do alimentador. Em cada ensaio foi colocado o sistema em malha aberta e variada a rotação aplicado-se transições de valores de entrada em torno de 65% para valores em torno 48% e voltando-se após tempo de estabilização da vazão. Na Figura 5.4 tem-se uma representação da melhor curva obtida.



Figura 5.4: Curvas com dados do ensaio de resposta ao degrau da planta. Fonte: Próprio autor.

5.1.1 Resultados e Discussões

Aplicando-se o método apontado na seção 2.1 obteve-se o modelo da equação 5.1. Tratase da expressão com os parâmetros calculados da equação 2.1:

$$P_m(s) = \frac{1,24}{1+18,07s} e^{-33s}$$
(5.1)

Os parâmetros obtidos foram K = 1,24, T = 18,07 e L = 33. Os mesmos foram empregados no projeto dos controladores. Para se verificar a efetividade do modelo, a resposta foi simulada e comparada com os dados da planta. Vide Figura 5.5.



Figura 5.5: Curvas da Saída do modelo e da saída real do processo. Fonte: Próprio autor.

A métrica de validação do modelo foi o erro médio quadrático, cujo melhor resultado obtido foi de 111,27 t/h. Dessa forma, entendeu-se que o modelo em questão é suficiente para as próximas etapas.

5.1.2 Análise das Perturbações e Aspectos de Variabilidade

Conforme abordado no início na seção 3.1, existem fatores que podem gerar perturbações ao controle pretendido. Um deles é a ocorrência da descarga abrupta de material preso nos equipamentos que compõem o circuito. Isso pode ser identificado nas curvas da Figura 5.6. Pelos registros identificados, chegaram a ocorrer mudanças abruptas de até 500 t/h por até 30 segundos.



Figura 5.6: Perturbação mapeada na planta. Fonte: Próprio autor.

Para reproduzir esse efeito nas etapas posteriores de simulação dos controladores projetados, considerou-se uma perturbação q como um sinal triangular de amplitude 500t/h e duração de 30 segundos como disposto na Figura 5.7. Somou-se os 3 sinais da Figura 5.7 para aplicação da perturbação em três momentos diferentes.



Figura 5.7: Sinais utilizados para simular a reprodução da perturbação mapeada na planta. Fonte: Próprio autor.
Um segundo fator que foi considerado como relevante é o nível de ruído envolvido nos sinais da planta. Para se obter uma simulação que funcione adequadamente no cenário da planta precisamos medir o nível de ruído presente.

A partir da análise do sinal de saída do processo, observou-se um ruído de medição com média e desvio padrão dados por:

$$\overline{X}_{ruido} = -5,04t/h \tag{5.2}$$

$$\sigma_{ruido} = 106, 6t/h \tag{5.3}$$

Para reproduzir este sinal, empregou-se um gerador de ruído branco gaussiano padrão com amplitude sendo limitada ao desvio padrão.

O terceiro fator de variabilidade utilizado aqui está relacionado ao ganho direto da planta real. Como citado anteriormente na seção 3.1 pode ocorrer uma mudança na massa sobre o alimentador em função do desgaste da chapa que limita a altura da camada de minério sobre o mesmo, o que culmina em um aumento da vazão para uma mesma velocidade e assim um consequente aumento no ganho direto. É importante avaliar a capacidade em se conseguir compensar isso. Voltando-se para o pior caso, teria-se um controlador cujo modelo de referência $P_m(s)$ tivesse um ganho menor que o real da planta em função desta questão do desgaste. Em função disso, entende-se que se faz necessário a verificação em duas situações:

1. Quando o modelo real da planta P(s) é igual ao modelo inferido $P_m(s)$ para projeto do controlador. Assim:

$$K_{real} = K \tag{5.4}$$

2. Quando o ganho direto da planta real P(s) é maior que o ganho do modelo inferido $P_m(s)$.

$$K_{real} > K \tag{5.5}$$

Fazendo-se o primeiro cenário tem-se uma verificação da efetividade do projeto sem os fatores de incerteza do modelo da planta. No segundo cenário tem-se uma oportunidade de verificar a robustez do projeto à principal incerteza real da planta alvo, associada ao ganho, que é experimentada operacionalmente. Pelo observado na planta, não se tem variabilidade relevante para os parâmetros T e L que justifiquem um cenário de teste com os mesmos sendo diferentes entre P(s) e $P_m(s)$.

Desta forma, delineou-se os aspectos opositores ao controle para se observar a robustez dos controles propostos e apontar o melhor.

5.2 Projetos dos Controladores PID

Para cada projeto de controlador foram realizadas as etapas especificadas na sessão 2.2.1. Para todos os projetos existe o fator α para estabelecimento do filtro derivativo. Foram verificadas as opções de ajuste do mesmo por NORMEY-RICO e CAMACHO (2007) e Castrucci *et al.* (2018). Entretanto, pelo observado em Ogunnaike (1994) o mesmo não é relevante para um incremento representativo em robustez que melhore o desempenho do controlador para um elevado tempo morto. Em função disso, e pelo exposto em NORMEY-RICO e CAMACHO (2007), foi empregado um fator α neste trabalho apenas suficiente para evitar variações abruptas no componente derivativo do controlador sem ameaçar a efetividade da sintonia empregada.

Aplicando-se as etapas de sintonia empregadas na seção 2.2.1, obteve-se os seguintes controladores e os respectivos parâmetros expostos na Tabela 5.1.

Tabela 5.1: Parâmetros especificados para os projetos dos Controladores pelos métodos de Ziegler-Nichols, Cohen-Coon e Chien, Hrones e Reswick (CHR). Fonte: Próprio autor.

	K_p	K_i	K _d
C_{ZN}	0,8061	0,0080	8,7402
C_{CC}	0,7918	0,0149	7,2762
C_{CHR}	0,2649	0,0147	4,3701

Todos os controladores especificados na Tabela 5.1 foram concebidos para emprego na estrutura da Figura 2.6 para efeitos de simulação e implementação.

5.3 Projeto dos controladores IMC e Preditor de Smith

Para especificação do projeto dos controladores visando emprego nas estruturas com preditores citadas, foram realizadas as etapas descritas no final das seções 2.2.2 e 2.2.3. Seguem os controladores obtidos:

$$C_{IMC}(s) = \frac{18,0738s + 1}{1,2405(9,0369s + 1)}$$
(5.6)

$$C_{PS}(s) = 0,8061 \frac{1+18,0738s}{18,0738s}$$
(5.7)

Os mesmos foram concebidos para emprego, respectivamente, nas estruturas das Figuras 2.7 e 2.10.

5.4 Diretrizes para Comparação dos Projetos dos Controladores

Para se obter o melhor projeto a ser inserido na planta, buscou-se estabelecer um ambiente simulado que gerasse o mesmo cenário para todas as estruturas de controle. Nesta direção, foi estabelecido o mesmo cenário considerando-se as disposições da planta real, as perturbações, os ruídos possíveis e a mesma variação de *setpoint*.

Do que foi abordado na seção 5.1.2, buscou-se executar a simulação do projeto em dois cenários:

- 1. Quando o modelo da planta $P_m(s)$ é igual ao modelo real P(s) de forma que se pode considerar os parâmetros K, $T \in L$ iguais para os dois modelos.
- 2. Quando o ganho direto K_{real} da planta real, P(s), tem um ganho 20% maior que o ganho do modelo da planta $P_m(s)$. Considerou-se esse valor em função das variações identificadas para o ganho direto, relatados em eventos operacionais, os quais culminaram com a necessidade de realizar um ajuste no modelo da planta. Esta situação reproduz as variabilidades desfavoráveis ao controle que podem causar valores de vazão acima da referência pedida na planta. Conforme abordado na seção 5.1.2, existem fatores de manutenção na planta que podem causar um aumento no ganho direto e, consequentemente, um valor maior da vazão em relação a referência. Estes fatores são contribuidores na causa de problemas nas confluências do circuito de transportadores de correia.

Dentro de cada cenário, buscou-se gerar os mesmos sinais com relação a perturbações, ruídos e *setpoints* solicitados. Na Figura 5.8 é exibido o sinal resultante adicionado em cada cenário para cada estrutura simulada. É possível observar que aparecem picos associados a perturbação considerada junto ao ruído gerado.



Figura 5.8: Sinal de perturbação utilizado na simulação. Fonte: Próprio autor.

Quanto ao sinal de referência a ser imposto, foi considerado como o sinal é entregue pelo sistema de *tracking* de material dos circuitos de transportadores. Quando ocorre um degrau positivo no *setpoint* do alimentador no sistema de *tracking*, a subida é suave no *setpoint* da planta devido ao emprego de um filtro passa baixa no degrau de referência original inserido. Os parâmetros deste filtro são especificados no sistema de *tracking* e não podem ser ajustados no projeto do controlador. Em contrapartida, quando ocorre uma diminuição no *setpoint* no sistema de *tracking*, ou seja, um degrau negativo no sinal de *setpoint r*, essa mudança é direta, sem filtro. Fez-se isso como uma estratégia para minimizar o risco de sobrecargas nas junções do circuito. Diante destas constatações, foi definido o sinal de referência *r*, para os testes, conforme curva exposta na Figura 5.9. O emprego deste sinal reproduz a situação mais agressiva de transição do sinal *r* na planta real.



Figura 5.9: Sinal de referência r utilizado na simulação. Fonte: Próprio autor.

Para representar o sinal de subida, foi identificado o filtro utilizado pelo sistema de *tracking* para entregar o sinal filtrado de referência ao alimentador.

Desta forma, estabeleceu-se os cenários de simulação possíveis e os sinais que serão empregados em cada cenário. Para completude das diretrizes necessárias visando as comparações, fez-se necessário estabelecer os indicadores de avaliação. Os mesmos são aqui denominados de KPIs (*Key Performance Indicators*). Observado-se o que foi abordado em Castrucci *et al.* (2018), identificou-se que é possível empregar critérios de qualidade de desempenho como KPIs para fornecer uma visão quantitativa para os resultados das simulações. Adicionalmente, o emprego de indicadores operacionais que remetam à efetividade da operação dentro das especificações e remetam à produção efetiva podem dar uma visão da melhor estratégia olhando-se a necessidade operacional final. Seguem os indicadores explorados para identificação da melhor estratégia:

Integrated Absolute Error (IAE): De acordo com Castrucci et al. (2018), trata-se da integral do módulo do sinal de erro absoluto entre os sinais y e r. O cálculo é expresso pela equação (5.8). Quanto maior for este indicador, pior será o desempenho medido do projeto.

$$IAE = \int_0^\infty |e(t)| dt \tag{5.8}$$

 Integral of Time Miltiplied Absolute Error (ITAE): De acordo com Castrucci et al. (2018), trata-se da integral do produto do sinal de erro absoluto pelo tempo. O cálculo deste indicador é dado pela equação (5.9). Quanto maior for este indicador, pior será o desempenho medido do projeto.

$$ITAE = \int_0^\infty t|e(t)|\,dt \tag{5.9}$$

- 3. Tempo de Vazão acima da Referência (*Int_{tover}*): Trata-se do tempo total no qual o sinal y é maior que o sinal de referência r considerando-se uma tolerância. Este indicador permite uma visão da malha em ser capaz de operar dentro dos limites operacionais já que as referências são submetidas de forma a se operar perto deste limite. Para a análise realizada neste trabalho, considerou-se uma tolerância de 500t/h. Quanto maior for este indicador, pior o desempenho medido do projeto.
- Aderência à Massa solicitada (*Acc*_%): Trata-se da relação entre massa totalizada pela integração do sinal y e a massa totalizada pela integração do sinal r. Quanto maior for este indicador, melhor será o desempenho medido do projeto.

Projetou-se a avaliação nas seguintes etapas:

- 1. Verificar, para cada KPI, o controlador com melhor resultado;
- 2. Somar, para cada controlador, o número de *KPIs* no qual o mesmo apresentou melhor resultado, e;
- 3. Selecionar o controlador com mais KPIs contabilizados.

No caso de empate no quantitativo de KPIs, considerou-se como critério de desempate o de melhor resultado no indicador tempo de vazão acima da referência (Int_{tover}). Buscou-se isso pois o objetivo é garantir a operação dentro da capacidade e depois obter a maior massa possível. Este racional para análise ocorreu em função de elevados tempos de parada em manutenção corretiva, que podem ocorrer devido a sobrecargas no circuito, o que culmina no resultado global em uma massa menor total contabilizada para operação da planta.

5.5 Simulação dos Projetos de Controladores PID

Para implementar cada controlador PID, foi concebido um bloco no qual foi encapsulada a estrutura padrão da Figura 2.6. Foi utilizado bloco limitador do sinal u entre 0% e 100% conforme faixa deste sinal na planta. Dessa forma, partiu-se para a comparação dos resultados dos controladores após a simulação.

Para deixar a abordagem dos sinais mais enxuta, consideramos a convenção de variáveis descrita a seguir:

- y_{ZN} : Sinal de saída da planta obtido pelo emprego do controlador C_{ZN} ;
- y_{CC} : Sinal de saída da planta obtido pelo emprego do controlador C_{CC} ;
- y_{CHR} : Sinal de saída da planta obtido pelo emprego do controlador C_{CHR} ;
- u_{ZN} : Sinal de saída do controlador C_{ZN} ;

- *u_{CC}*: Sinal de saída do controlador *C_{CC}*;
- u_{CHR} : Sinal de saída do controlador C_{CHR} ;

5.5.1 Resultados e Discussões

Para o cenário 1 da seção 5.4 foram obtidas as curvas da Figura 5.10 para o sinais de vazão y gerados de cada projeto. Na mesma figura é exibida a curva do sinal *r*.



Figura 5.10: Curvas dos sinais de saída *y*, gerados para o cenário 1 da seção 5.4, após simulação dos controladores PID. Fonte: Próprio autor.

É possível observar que o sinal y_{ZN} foi o que levou mais tempo para chegar no sinal de referência *r*, não apresentou *overshoot* e apresentou oscilação na transição. O sinal y_{CC} convergiu mais rápido que o sinal y_{ZN} para o erro zero em regime permanente mas com oscilações. Entretanto, é possível identificar a presença de um *overshoot* dentro da tolerância estabelecida na seção 5.4. O sinal y_{CHR} apresentou *overshoot*, porém, praticamente dentro da tolerância também. É possível identificar a subida do sinal y_{ZN} e do sinal y_{CC} em função da perturbação nas respostas. Em função da lentidão da resposta do sinal y_{ZN} o efeito da perturbação não é percebido neste caso.

Na Figura 5.11 é possível observar o comportamento do sinal *u* gerado pelo bloco do controlador para atuar na planta em cada caso. É possível verificar que o sinal u_{CC} apresentou maior variabilidade e oscilação em relação aos outros controladores. Ainda na Figura 5.11, identifica-se que o sinal u_{ZN} também apresenta oscilação na regulação e que o sinal u_{CHR} tem o comportamento mais monótono.



Figura 5.11: Curvas dos sinais de entrada u gerados para o cenário 1 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Para o cenário 2 da seção 5.4 foram obtidas as curvas da Figura 5.12 para o sinais y gerados de cada projeto. Na mesma Figura é exibida a curva do sinal r.



Figura 5.12: Curvas dos sinais de saída y gerados para o cenário 2 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Pelo exposto, o sinal y_{ZN} apresentou comportamento mais lento como no caso anterior. Também é possível observar que o sinal y_{CC} agora começa a apresentar um *overshoot* acima da tolerância e a duração do *overshoot* do sinal y_{CHR} aumentou também. Assim, fica evidente que os sinais y_{CC} e y_{CHR} passam agora a ter valores acima da tolerância em relação a r.

Analogamente ao aplicando no cenário 1, pode-se inspecionar os sinais de saída do

controlador. Na Figura 5.13 são exibidas as curvas dos sinais de saída u para o cenário 2. O comportamento dos sinais se assemelha ao inspecionado no cenário 1.



Figura 5.13: Curvas dos sinais de saída y gerados para o cenário 1 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Na Tabela 5.2 são exibidos os KPIs obtidos. É possível identificar que o controlador C_{ZN} apresentou o pior desempenho em todos os KPIs analisados. Adicionalmente, é possível observar que o controlador C_{CC} , no cenário 1, apresentou o melhor resultado para os índices *IAE* e *ITAE* em relação ao controlador C_{CHR} . Entretanto, o inverso ocorre no cenário 2. Quanto a massa contabilizada, o controlador C_{CC} apresenta maior massa contabilizada em relação ao apurado para o controlador C_{CHR} nos dois cenários. Este resultado tem contribuição do comportamento oscilatório acima da referência registrado para o sinal y_{CC} nas Figuras 5.10 e 5.12. Em contrapartida, essa mesma característica fez o controlador C_{CHR} .

Cenário	1			2				
Indicador	IAE	ITAE	Int _{tover}	$Acc_{\%}$	IAE	ITAE	Int _{tover}	$Acc_{\%}$
C_{ZN}	311.80	240925.19	243.73	96.46	274.08	210662.74	180.75	97.09
C_{CC}	206.54	154209.27	103.83	98.14	229.38	167410.22	153.86	98.45
C_{CHR}	223.66	163613.72	93.41	98.12	221.16	163216.14	103.89	98.43
Melhor Resultado	C_{CC}	C_{CC}	C_{CHR}	C_{CC}	C_{CHR}	C_{CHR}	C_{CHR}	C_{CC}

Tabela 5.2: KPIs contabilizados para os controladores projetados. Fonte: Próprio autor.

A apuração de KPIs está apresentada na Tabela 5.3. Observa-se um empate no número de KPIs contabilizados entre os controladores C_{CC} e C_{CHR} . Conforme especificado na seção 5.4, neste caso, adota-se o controlador com melhor desempenho no indicador Int_{tover} . Por conseguinte, o melhor controlador avaliado é o C_{CHR} .

Tabela 5.3: Totalização de número de KPIs, nos quais houve melhor registro de desempenho, para cada projeto de controlador PID simulado. Fonte: Próprio autor.

Controlador	Número de KPIs
C_{CC}	4
C_{CHR}	4
C_{ZN}	0

5.6 Implementação e Comparação dos Projetos de Controladores IMC, Preditor de Smith e PID Melhor Avaliado

A estrutura de simulação utilizada na seção 5.5.1 foi analogamente empregada para comparação das estruturas baseadas em preditores e o PID melhor avaliado. Adicionalmente, foram mantidos os sinais e os cenários de simulação empregados anteriormente na seção 5.5.1.

Ainda de forma similar ao que foi considerado na seção 5.5.1, foi considerada a seguinte convenção de variáveis:

- *y*_{IMC}: Sinal de saída obtido pelo emprego do controlador *C*_{IMC} na estrutura de controle da Figura 2.7;
- y_{PS} : Sinal de saída simulado obtido pelo emprego do controlador C_{PS} na estrutura de controle do Preditor de Smith da Figura 2.10, e;
- y_{CHR} : Sinal de saída obtido pelo emprego do controlador C_{CHR} na estrutura clássica da Figura 2.6.
- u_{IMC} : Sinal de saída do controlador C_{IMC} ;
- *u_{PS}*: Sinal de saída do controlador *C_{PS}*;
- *u_{CHR}*: Sinal de saída do controlador *C_{CHR}*;

5.6.1 Resultados e Discussões

Aplicando-se o cenário 1 da seção 5.4, obteve-se as curvas dos sinais y da Figura 5.14.



Figura 5.14: Curvas dos sinais de saída y_{IMC} , y_{PS} e y_{CC} obtidos para o cenário 1 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Inicialmente, é percebido que as curvas dos sinais y_{IMC} e y_{PS} são praticamente as mesmas. Esta constatação prática das simulações remete ao apontado por NORMEY-RICO e CA-MACHO (2007) com relação às estruturas do Preditor de Smith e IMC: o preditor de Smith pode ser considerado um caso particular do IMC para o caso de processos com tempo morto. Assim, quando ambos são submetidos ao caso ideal, no qual P(s) e $P_m(s)$ são equivalentes, ocorre praticamente o mesmo comportamento.

Adicionalmente, fica evidente ver na Figura 5.14 que o sinal y_{CHR} busca a referência mas com um tempo de resposta maior em relação ao y_{IMC} e y_{PS} . Pode-se observar também que não ocorre *overshoot* representativo nos três casos para a transição de subida do sinal *r*. O mesmo comportamento pode ser observado na bora de descida do sinal de referência. Finalmente, é identificável pelas curvas que a pior resposta é a do sinal y_{CHR} com relação ao erro.

Na Figura 5.15 é possível observar o comportamento dos sinais u de saída do controlador. Analogamente ao constatado na Figura 5.14, observa-se um comportamento muito similar entre os sinais u_{IMC} e u_{PS} . Adicionalmente, pode-se observar uma variação maior do sinal u_{IMC} e u_{PS} em relação ao sinal u_{CHR} . Atribui-se o comportamento mais suave de u_{CHR} ao fato de existir um filtro no componente derivativo de C_{CHR} .



Figura 5.15: Curvas dos sinais de saída u_{IMC} , u_{PS} e u_{CC} obtidos para o cenário 1 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Em seguida, foram simuladas as condições do cenário 2 da seção 5.4. As respostas obtidas da planta estão exibidas na Figura 5.16.



Figura 5.16: Curvas dos sinais de saída y_{IMC} , y_{PS} e y_{CC} obtidos para o cenário 2 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Pode-se observar inicialmente que os sinais y_{IMC} e y_{PS} ainda apresentam comportamentos parecidos, porém com uma suave diferença na borda de descida da referência após com a incerteza inserida no modelo. Consequentemente, é possível identificar que, na transição do sinal r, todos os sinais apresentam um *overshoot*. Este comportamento para os sinais pode favorecer uma maior aderência em massa ao preço de gerar vazões acima dos limites nas confluências. Por isso, é relevante observar a adequada sintonia para evitar o *overshoot* em detrimento da maior massa obtida. Ainda pela Figura 5.16 é visível que o tempo de subida dos sinais y_{IMC} e y_{PS} é menor que o visto para o sinal y_{PS} mesmo com valores máximos de *overshoot* próximos entre os três sinais.

Na Figura 5.17 são exibidas as curvas das variáveis manipuladas. Fica evidente nestas curvas o mesmo comportamento registrado na Figura 5.15 com relação à maior variabilidade dos sinais u_{IMC} e u_{PS} em relação ao sinal u_{CHR} . Também é possível identificar a proximidade dos sinas u_{IMC} e u_{PS} , mas agora ocorre uma distinção mais visível comportamento na borda de descida da referência.



Figura 5.17: Curvas dos sinais de saída u_{IMC} , u_{PS} e u_{CC} obtidos para o cenário 2 da seção 5.4. Fonte: Próprio autor.

Das simulações dos cenários 1 e 2 foram obtidos os KPIs da Tabela 5.4. Pelos resultados é possível identificar que o controlador C_{CHR} não apresentou melhor desempenho em nenhum dos KPIs. Ainda observando-se o controlador C_{CHR} , registrou-se os maiores valores no indicador de tempo acima da referência. Apesar disso, este controlador apresentou a pior aderência à massa solicitada. Neste ponto, pode-se observar a eficácia dos controladores C_{PS} e C_{IMC} em relação ao controlador C_{CHR} , pois registraram maior aderência à massa solicitada e ao mesmo tempo apresentaram menor tempo acima da referência em relação ao controlador C_{CHR} . Ainda com relação à aderência à massa solicitada, registra-se o melhor resultado no caso do controlador C_{IMC} do que o controlador C_{PS} . Entretanto, isso ocorre ao peso de um desempenho pior no tempo acima da referência para o cenário 2. Esse comportamento não é o buscado, já que procura-se atender a diretriz de minimizar riscos associados a problemas nas confluências dos circuitos de correias transportadoras em virtude de vazões acima da capacidade. O melhor desempenho do controlador C_{PS} fica evidente para o indicador Int_{tover} .

Observado-se os indicadores IAE e ITAE, enquanto que no cenário 1 houve um melhor

Cenário	1				2			
Indicador	IAE	ITAE	Int _{tover}	Acc _%	IAE	ITAE	Int _{tover}	Acc _%
CIMC	174.59	128729.58	66.94	98.70	173.54	129630.37	65.84	99.15
C_{PS}	173.66	127643.51	60.69	98.56	178.43	135390.05	65.72	98.81
C_{CHR}	222.78	162993.50	93.62	98.12	220.14	162606.38	100.55	98.44
Melhor Resultado	C_{PS}	C_{PS}	C_{PS}	C_{IMC}	C_{IMC}	C_{IMC}	C_{PS}	C_{IMC}

Tabela 5.4: KPIs contabilizados para o IMC, preditor de Smith e PID melhor avaliado. Fonte: Próprio autor.

desempenho do controlador C_{PS} , no cenário 2 houve um resultado melhor para o controlador C_{IMC} .

Na Tabela 5.5 é exibida a contabilização de desempenho dos projetos de controladores com relação ao número de KPIs nos quais os mesmos obtiveram a melhor resposta. Observa-se um empate entre o *IMC* e o Preditor de Smith. Utilizando-se o critério de desempate estabelecido na seção 5.4, que é o tempo acima da referência, tem-se que o melhor controlador avaliado foi o preditor de Smith. Entretanto, fica claro que os projetos dos controladores C_{IMC} e C_{PS} tem desempenhos próximos nos indicadores avaliados.

Tabela 5.5: Totalização de número de KPIs, nos quais houve melhor registro de desempenho, para cada projeto de controlador simulado. Fonte: Próprio autor.

Controlador	Número de KPIs
C_{PS}	4
CIMC	4
C_{CHR}	0

5.7 Simulação do Preditor de Smith no Controlador Lógico Programável

Uma vez obtida a melhor estrutura de controle para as condições alvo da planta, avançouse em se aplicar o código necessário para que a mesma estrutura de controle simulada funcionasse no caso real. As lógicas da planta, implementadas em um controlador da família *Control-Logix*[®] da *Rockwell Automation*, foram concebidas em FBD. Foi implementada a estrutura do Preditor de Smith nesta linguagem seguindo-se o padrão de lógicas existente. Na Figura 5.18 é exibida a lógica concebida. No bloco PIDE foram considerados os coeficientes de forma que o ganho direto é em função da divisão entre a variável *PV* em escala porcentual pela variável CV também em escada porcentual. Para geração dos coeficientes foram empregados alguns blocos para conversão de escala.



Figura 5.18: Lógica implementada para aplicação do Preditor de Smith em FBD no controlador da Planta. Fonte: Próprio autor.

Buscou-se realizar a prova da lógica concebida em um CLP que trata de etapas do processo que não são críticas. Isso foi empregado como medida de gestão de risco para evitar paradas não previstas em função da implementação. Aplicou-se esta estratégia em função da possibilidade de erros na implementação que pudessem causar uma falha majoritária no controlador e parar indevidamente o processo, caso isso fosse diretamente desenvolvido no controlador da planta. Esta possibilidade existe mesmo em uma lógica a parte das lógicas de processo no mesmo controlador. Uma vez validada a lógica de controle pretendida, passou-se para a implementação na planta.

Para reproduzir o modelo da planta no CLP, foi empregada a lógica conforme exposto na Figura 5.19.



Figura 5.19: Lógica implementada em FBD para simular planta no controlador empregado para simulação. Fonte: Próprio autor.

5.7.1 Resultados e Discussões

Para validação da lógica da estrutura do preditor de Smith em malha fechada, foi simulado o mesmo sinal de referência *r* empregado na simulação. Na Figura 5.20 é possível verificar a resposta simulada no controlador em relação à resposta encontrada na plataforma *Simulink*[®]. Para melhor visualização das curvas, foi suprimido o ruído simulado. Dianto do exposto na Figura 5.20, partiu-se para a implementação no CLP da planta.



Figura 5.20: Curva do sinal de saída y do sistema em malha fechada simulado no controlador e simulado na plataforma *Simulink*[®] para uma mesma referência *r*. Fonte: Próprio autor.

5.8 Implementação e Validação do Preditor de Smith no CLP da BSM3

Uma vez validada a estrutura do preditor conforme esperado, partiu-se para replicação das rotinas, saindo-se do CLP empregado para simulação, para devido uso no controlador da planta. Visando-se minimizar os riscos de impactos indevidos na planta em função desta mudança, foram realizadas as seguintes etapas:

 Elaborar memorando de solicitação de mudanças com plano de análise e gerenciamento de riscos. Esta etapa foi realizada e validada através do sistema de gestão de mudanças do site. Na Figura 5.21 é exibida a solicitação de mudança realizada.

Solicitação de mudança CHG00083160			@ √ ≛	ooo Seguinte ▼ Atualizar	Cancelar Mudança Salvar					
① Correspondência de pesquisa exata. Clique aqui para ver todos os resultados de pesquisa.										
Novo 🗸 Avaliar 🗸	/ Autorizar 🗸	Programado 🗸	Implementar	Revisão Encerrado	Cancelada					
Número	CHG00083160		Tipo	Normal						
★ Solicitado por	TIAGO ALVES MORAES	0	Sub tipo	Menor						
★ Item de configuração	BRPRS1PLC_PL1210KN02	a 8	* Atribuído a	TIAGO ALVES MORAES	0					
		0	★ Grupo de atribuição	OT Confiabilidade Camada 1 -BR Carajá	0					
* Ambiente	Produção		Serviço							
★ Área técnica	OT		Oferta de serviço							
★ Região	Global / América Latina / África		Gerente de mudanças	Leonardo Sarmento_CONTR	0					
Risco	Baixo(a)		Modelo	Automation Environment	0					
Impacto	4 - Baixa									
SOX										
★ Descrição resumida	Adequar malhas e estratégias de controle	na BSM3			2 E					

Figura 5.21: Solicitação de mudança para implementação do Preditor de Smith na Planta. Fonte: Próprio autor.

- 2. Mapear todas as varáveis que teriam interface com a estrutura do Preditor concebido. Como exemplos pode-se citar, não se limitando a estas, o sinal de saída que atua no inversor, as variáveis de escala da *PV* e sinal da balança.
- Replicar os sinais mapeados na etapa anterior dentro da rotina do controlador usado na simulação. Isso foi feito de forma que, quando a estrutura fosse importada no controlador da planta, as respectivas variáveis de entrada, saída, escala e as demais relacionadas fossem as mesmas.
- 4. Exportar a rotina com a estrutura do preditor a partir do CLP usado na simulação.

- Importar a rotina no CLP da planta sem executá-la após a importação. Esta forma de transição foi uma medida de prevenção para execuções indevidas sem garantia das mesmas condições iniciais simuladas.
- Implementar a lógica de chaveamento da saída para controlar a planta entre o bloco PID existente e a estrutura do Preditor de Smith implementada. A referida lógica de chaveamento está exposta na Figura 5.22.



Figura 5.22: Lógica em FBD para chaveamento entre o controle existente e o do Preditor de Smith. Fonte: Próprio autor.

- 7. Inserir rotina importada no *scan* de execução do CLP mas com variável de seleção de chaveamento impedindo a estrutura nova de atuar no alimentador de imediato.
- Realizar o chaveamento para atuar no alimentador em malha fechada com o Preditor durante uma parada do alimentador de forma que o mesmo começasse a regular a vazão após lógica de partida.
- 9. Realizar testes dinâmicos na planta.

Os testes forma realizados junto ao centro de operações integradas do complexo minerador de Carajás que opera a BSM3 remotamente.

5.8.1 Resultados e Discussões

Na Figura 5.23 são exibidas as curvas do sinal de saída antes e depois da implementação do Preditor após uma partida do alimentador. Pode-se considerar o final do regime de partida aproximadamente no instante t_1 . Deste ponto em diante, é acionado o controle em malha fechada para que a saída alcance a referência. É possível observar o comportamento oscilatório do sinal resultante da malha fechada com o controlador PID, apesar do sinal de saída atingir referência em 6500ton/h no instante t_2 . O sinal de saída para o Preditor de Smith atinge a referência no instante t_3 um pouco após o instante t_2 . Entretanto, é visível que o mesmo tem variabilidade menor em torno da curva de referência. Adicionalmente, é possível verificar que, se integrarmos o sinal para se obter a massa totalizada em relação a referência, teremos uma aderência melhor da resposta em malha fechada com o Preditor em relação ao PID existente nesta amostragem.



Figura 5.23: Sinal de saída antes e depois da implantação do controlador. Fonte: Próprio autor.

Na Figura 5.24 é apresentada a resposta real da planta com o preditor em uma transição de *setpoint* e sob ocorrência de algumas perturbações.



Figura 5.24: Sinal de saída em malha fechada durante transição do *setpoint*. Fonte: Próprio autor.

É possível observar o acompanhamento da referência após o tempo morto. Inspecionando-

se após a transição do *setpoint*, nota-se a ocorrência de perturbações nos instantes t_1 e t_3 que são compensadas pelo controlador nos instantes t_2 e t_4 respectivamente.

Para comparação das curvas entre o Preditor de Smith e o controlador PID existente para uma mesma transição de *setpoint*, foram coletados dados exibidos na Figura 5.25. É possível observar o comportamento suave do sinal da planta com o preditor de Smith em relação ao sinal do PID existente, muito embora este último também não tenha apresentado *overshoot* relevante em relação à tolerância empregada.



Figura 5.25: Sinal de saída em malha fechada durante transição do *setpoint* de 5000 ton/h para 6500 ton/h. Fonte: Próprio autor.

Pode-se observar o controle regulatório com preditor de Smith e com controle PID existente em uma janela de tempo, durante o regime permanente, na Figura 5.26. Pelas curvas pode-se observar um comportamento similar entre os dois sinais mas com uma de variação suavemente menor para o sinal do preditor de Smith.



Figura 5.26: Sinal de saída em malha fechada com estrutura do preditor de Smith e com PID existente. Fonte: Próprio autor.

Para fazer uma comparação quantitativa, foram apurados os indicadores *IAE*, *ITAE* e $Acc_{\%}$ da seção 5.4 para 1 dia de operação da planta. Pelo observado nas curvas, os valores acima da referência só ocorriam em função das perturbações na planta para o caso anterior e o implementado. Logo, não se investiu no indicador Int_{tover} da seção 5.4. Adicionalmente, foi avaliado o erro médio absoluto (\bar{e}) nos dois casos. Os resultados se encontram na Tabela 5.6. Foram adicionadas também as massas contabilizadas da referência (M_r) e do praticado (M_y). Estes dois índices permitem a visualização do volume total de ROM solicitado e processado, respectivamente, no período de verificação.

10							
	Indicador	IAE	ITAE	$\overline{e}(t/h)$	M_y	M_r	Acc _%
	C_{PID}	7759,49	6,07E+08	262,66	110013,56	112699,05	97,62
	C_{PS}	4471,08	3,27E+08	181,30	110472,89	111503,76	99,08
	$C_{PS} - C_{PID}$	-3288,41	-2,80E+08	-81,36	459,33	-1195,29	1,46
	$C_{PS} - C_{PID}(\%)$	-42,38	-46,12	-30,98	NA	NA	1,49

Tabela 5.6: KPIs contabilizados para comparação do controlador anterior e o implementado. Fonte: Próprio autor.

Pelo exposto na Tabela 5.6 pode-se observar um ganho em todos os indicadores após a implementação do preditor de Smith. Destaca-se um aumento na aderência em massa de 97,62% para 99,08%.

6 Conclusões e Perspectivas de Trabalhos Futuros

6.1 Conclusões

Neste trabalho abordou-se o emprego de técnicas de projeto de controladores visando a regulação de alimentadores com elevado tempo morto. Foi descrita uma planta que apresenta esta característica e levantadas estratégias que poderiam ser empregadas para melhorar o desempenho do controle em malha fechada. Nesta direção, foram comparadas três técnicas de controladores PID para emprego em uma estrutura clássica em malha fechada para se obter a melhor opção de sintonia. Esta opção melhor avaliada foi comparada com o projeto de dois outros controladores cujas estruturas baseiam-se em preditores: O IMC e o preditor de Smith. Desta comparação, conclui-se que o melhor projeto de controlador é o Preditor de Smith. De posse deste resultado, fez-se uma validação da lógica de implementação do preditor de Smith na plataforma do sistema de controle da planta alvo e aplicou-se na planta real para comparação dos resultados. Conclui-se que houve um aumento na aderência entre a referência e a massa processada na planta de 1,49%.

Adicionalmente, pelos resultados apresentados, foi possível observar que é possível obter sintonias para controladores PID, que podem melhorar o desempenho da planta quando o tempo morto é elevado, mas com desempenho pior que as estruturas baseadas em preditores. Entretanto, em circunstâncias de limitação computacional para emprego de uma estrutura baseada em preditor, pode-se aplicar um controlador PID com melhores indicadores de desempenho ou conceber um PID com comportamento que se aproxime ao de um preditor.

O maior valor agregado do emprego do preditor de Smith está na resposta mais rápida tomando-se ação não só pelo erro do sinal y da planta real, mas também pelo erro em relação ao sinal de saída predito y_m do modelo da planta sem atraso. Esta característica também foi encontrada no controlador IMC, mas um pouco inferior ao preditor de Smith nos cenários simulados neste trabalho.

Finalmente, buscou-se responder as perguntas apresentadas abaixo:

1. Quais estratégias de controle regulário para alimentadores com elevado tempo morto são aplicadas atualmente no Complexo Minerador de Carajás?

São empregados controladores PID na estrutura clássica com ajustes de sintonia visando um comportamento em malha fechada priorizando-se inicialmente não gerar *overshoot* na planta e depois obter a maior aderência à referência. Com isso eram geradas sintonias que culminavam com um comportamento mais lento do sinal de saída. Adicionalmente, sintonias mais agressivas geravam *overshoots*.

2. Quais estratégias concebidas especificamente para processos com tempo morto podem ser aplicadas em alimentadores de circuitos de transportadores de correia das entradas?

É possível empregar controladores PID com sintonias que apresentem resultados estáveis em malha fechada e estruturas baseadas em preditores que minimizem os efeitos do tempo morto elevado em relação ao tempo de resposta da planta.

3. Qual estratégia apresentou melhores resultados no alimentador alvo do trabalho?

A estratégia que apresentou melhores resultados foi o preditor de Smith. Adicionalmente, com o emprego deste controlador, notou-se uma aumento de 1,49% na aderência à referência aplicada na planta.

6.2 Perspectivas Trabalhos Futuros

Uma vez comprovada a estrutura de controle que pode ser empregada, serão realizadas as seguintes iniciativas:

- Levantar outras malhas no complexo Minerador de Carajás onde pode-se replicar a estrutura do preditor de Smith para melhora do seu desempenho e realizar a replicação desta estrutura;
- Desenvolver bloco encapsulado com a estrutura do preditor de Smith na plataforma de CLPs *ControlLogix*[®] visando a replicação mais rápida em outras malhas e em outros CLPs desta mesma família da *Rockwell Automation*;
- 3. Investigar estratégias de controle preditivo que podem ser empregadas para melhorar o desempenho em plantas com elevado tempo morto e a concepção da implementação delas em sistemas computacionais mais limitados, como os CLPs, em relação a sistemas baseados em servidores que têm mais recursos computacionais;
- 4. Experimentar técnicas de controle adaptativo, combinadas com estruturas de preditores, para obtenção de modelos mais robustos visando compensar variações mais representativas nos parâmetros do modelo utilizado no preditor em relação ao modelo real da planta.

Referências Bibliográficas

- ASTROM, K. J., MURRAY, R. M. *Feedback systems: an introduction for scientists and engineers*. Imperial College Press, 2006.
- BARNEWOLD, L., LOTTERMOSER, B. "Identification of digital technologies and digitalisation trends in the mining industry", International Journal of Mining Science and Technology, v. 30, 07 2020. doi: 10.1016/j.ijmst.2020.07.003.
- BARTOLOMEO, E. "Formulário de Referência 2019 VALE S.A." Janeiro 2020. Disponível em: http://www.vale.com/PT/investors/information-market/ annual-reports/reference-form/Documents/docs-pt/Vale_1_ Formulario_de_referencia-versao_24-arquivada_CVM_2020.pdf>. Acessado em 20 abr. 2020.
- BHADANI, K. Optimization Capabilities for Crushing Plants. Tese de Doutorado, Department of Industrial and Material Science, CHALMERS UNIVERSITY OF TECH-NOLOGY, Gothenburg, Sweden, 04 2022.
- CASTRUCCI, P. L., BITTAR, A., SALES, R. M. *Controle Automático*. Rio de Janeiro: LTC, 2018. p. 7.
- CORDEIRO, G., SOUZA, M., GUIMARÃES, F. "Previsão de Falta de Equipamento de Carga para Frota de Transporte com base em Aprendizado de Máquina e Cenários de Despacho". 01 2021. doi: 10.20906/sbai.v1i1.2662.
- DUARTE, R. A., PINTO, T. V. B., JÚNIO, L., et al.. "Ganhos de Produtividade em um Circuito de Britagem devido à Aplicação de Controle Override". 12 2020. doi: 10.48011/asba.v2i1.1574.
- GUPTA, A., YAN, D. *Mineral Processing Design and Operations. In: Jaw Crusher*. Elsevier, 2016. p. 110-111.
- ISAKSSON, A., GRAEBE, S. "Derivative filter is an integral part of PID design", IEEE Proceedings Control theory and applications, v. 149(1):41–45, pp. 299, 09 2002. doi: 110.1049/IET-CTA:20060450.

- JOSÉ, F. D., JUNIOR, M., PEREIRA, C. "ANÁLISE DE ROTA DE PENEIRAMENTO DE MINÉRIO DE FERRO NO ITM DA NAMISA S.A – UM ESTUDO DE CASO", *HOLOS*, v. 4, pp. 299, 09 2017. doi: 10.15628/holos.2017.4361.
- KLIPPEL, E. Deep Learning e Device Edge na implementação de detector de rasgo de correia transportadora de minério de ferro. Tese de Mestrado, Universidade Federal de Ouro Preto, Escola de Minas, Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração, Ouro Preto, 2021.
- LOPES JÚNIOR, E. Estratégias de controle regulatório avançado para uma planta de desaguamento de Minério de Ferro. Tese de Mestrado, Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP), Instituto tecnológico Vale (ITV), Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração (PROFICAM), Ouro Preto, 2019.
- LU, L. Mineralogy, Processing and Environmental Sustainability. Elsevier, 2015.
- MAGALHÃES, S. D. A. F. Modelagem, simulação e controle de densidade de polpa em espessadores. Tese de Mestrado, Universidade Federal de Ouro Preto, Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração, Ouro Preto, 2019.
- MOREIRA, V. D. S. Controle Preditivo aplicado ao modelo não linear de britador cônico. Tese de Mestrado, Universidade Federal de Ouro Preto, Escola de Minas, Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração, Ouro Preto, 2018.
- NAPIER-MUNN, T., WILLS, B. *Wills' mineral processing technology: An introduction to the practical aspects of ore treatment and mineral recovery.* Berkeley: Elsevier Science Technology Books, 2006. 450 p.
- NISE, N. S. Engenharia de sistemas de controle. LTC, 2013. 1285 p.
- NORMEY-RICO, J., CAMACHO, E. F. *Control of Dead-time Processes*. Glasgow: Springer-Verlag London Limited, 2007. 474 p.
- O'DWYER, A. *Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules*. Princeton University Press, 2008.
- OGATA, K., SEVERO, B. Engenharia de controle moderno. Prentice Hall do Brasil, 1998.
- OGUNNAIKE, B. A. *Process Dynamics, Modeling and Control*. New York: Oxford University Press, Inc., 1994. 1281 p.

- PEREIRA, A., MARTINS, W., MOREIRA, V., et al.. "Aplicação de Controle PI e DMC Multivariável em Espessadores de Minério de Ferro". 12 2020. doi: 10.48011/ asba.v2i1.1739.
- SANTOS, M. S. D. Aplicação de Simheuristic para Operação Eficiente de um Circuito de Britagem. Tese de Mestrado, Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP), Instituto tecnológico Vale (ITV), Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração (PROFICAM), Ouro Preto, 2019.
- SILVA, G. J., DATTA, A., BHATTACHARYYA, S. P. PID Controllers for Time Delay Systems. New York: Birkhauser Boston, Inc., 2005.
- SOUZA, L. C. D., JÚNIOR, O. T., BARROS, J. L., et al.. "Performance Analysis of a Silo-SlideGate-Feeder System to Regulate the Ore Flow by DEM Simulation", *Journal of Control, Automation and Electrical Systems*, pp. 1–9, 2022.
- VISIOLI, A. Practical PID Control. Brescia: Springer-Verlag London Limited, 2006. 322 p.
- WERKEMA, C. *Métodos PDCA e DMAIC e suas ferramnentas analíticas*. Rio de Janeiro: Elsevier, 2013. 180 p.