



Universidade Federal de Ouro Preto
Instituto de Ciências Exatas e Aplicadas
Departamento de Engenharia Elétrica



Trabalho de Conclusão de Curso

Análise de técnicas de sintonia de controladores PID para britadores cônicos

Breno Cardoso Coelho Turola

João Monlevade, MG
2023

Breno Cardoso Coelho Turola

**Análise de técnicas de sintonia de
controladores PID para britadores cônicos**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Universidade Federal de Ouro Preto como parte dos requisitos para obtenção do Título de Bacharel em Engenharia Elétrica pelo Instituto de Ciências Exatas e Aplicadas da Universidade Federal de Ouro Preto.

Orientador: Prof. Dr. Márcio Feliciano Braga

**Universidade Federal de Ouro Preto
João Monlevade
2023**

SISBIN - SISTEMA DE BIBLIOTECAS E INFORMAÇÃO

T956a Turola, Breno Cardoso Coelho.
Análise de técnicas de sintonia de controladores PID para britadores
cônicos. [manuscrito] / Breno Cardoso Coelho Turola. - 2023.
50 f.

Orientador: Prof. Dr. Márcio Feliciano Braga.
Monografia (Bacharelado). Universidade Federal de Ouro Preto.
Instituto de Ciências Exatas e Aplicadas. Graduação em Engenharia
Elétrica .

1. Automação. 2. Britadores. 3. Controladores PID. 4. Controle
automático. I. Braga, Márcio Feliciano. II. Universidade Federal de Ouro
Preto. III. Título.

CDU 681.5

Bibliotecário(a) Responsável: Flavia Reis - CRB6-2431



FOLHA DE APROVAÇÃO

Breno Cardoso Coelho Turola

Análise de técnicas de sintonia de controladores PID para britadores cônicos

Monografia apresentada ao Curso de Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Ouro Preto como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em Engenharia Elétrica

Aprovada em 29 de março de 2023

Membros da banca

Dr. Márcio Feliciano Braga — Orientador — Universidade Federal de Ouro Preto
Ma. Anny Verly — Convidada — Universidade Federal de Ouro Preto
Dra. Wendy Yadira Eras Herrera — Convidada — Universidade Federal de Ouro Preto

Márcio Feliciano Braga, orientador do trabalho, aprovou a versão final e autorizou seu depósito na Biblioteca Digital de Trabalhos de Conclusão de Curso da UFOP em 04/04/2023



Documento assinado eletronicamente por **Marcio Feliciano Braga, PROFESSOR DE MAGISTERIO SUPERIOR**, em 04/04/2023, às 15:38, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site http://sei.ufop.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0, informando o código verificador **0504152** e o código CRC **1B4C5B0F**.

Agradecimentos

Antes de mais nada, é importante destacar que minha jornada até aqui não teria sido possível sem a graça de Deus. Sou profundamente grato por ter saúde e sabedoria para percorrer esse caminho e enfrentar os desafios que surgiram ao longo do caminho.

Gostaria de expressar minha gratidão aos meus pais, Mayre Helaine Cardoso e Gilberto Felix Coelho, por terem me proporcionado um ambiente de estudo e conselhos valiosos que me permitiram crescer e me desenvolver. Eles foram minha base e sustentação durante toda a minha vida, e sem eles, nada disso seria possível. Sou imensamente grato por todo o amor, apoio e incentivo que me deram.

Além disso, minha família — avós, irmãos, tios, tias, madrinhas, padrinhos e primos — também desempenhou um papel fundamental em minha trajetória. Seu apoio, incentivo e amor incondicional foram fundamentais para que eu pudesse chegar até aqui.

Gostaria de destacar especialmente a minha companheira, Alice Coelho Tameirão. Ela tem sido meu pilar de força e meu maior apoio em todos os momentos, e nunca deixou de acreditar que eu seria capaz de alcançar meus objetivos. Sua presença em minha vida tem sido uma bênção, e sou profundamente grato por tudo o que ela faz por mim.

Não posso deixar de mencionar também meus irmãos de vida, da República Sparta e Rojões. Eles têm sido uma fonte de inspiração, motivação e alegria em minha vida. Compartilhamos momentos inesquecíveis juntos, e sou grato por tê-los como irmãos.

Por fim, gostaria de agradecer a Loucomotiva, a mais sã de todas as loucuras. Sua amizade e apoio ao longo dessa jornada foram inestimáveis, e sou profundamente grato por tê-la em minha vida.

A todos vocês, meu muito obrigado. Vocês ocupam um lugar especial em meu coração e são uma parte essencial dessa conquista.

“Lutar, lutar, lutar com toda nossa raça pra vencer!”

Motta, Vicente.

Resumo

A mineração é uma atividade que agrega significativamente a economia do país, pois o seu solo é muito rico em minério de ferro. Este é um dos maiores mercados mundiais, exigindo um alto nível de atenção e desenvolvimento, consumindo menos energia e minimizando o impacto ambiental. No sistema de mineração, há o processo de britagem que possui o britador cônico, um dos equipamentos utilizados na etapa de beneficiamento de minério. O presente trabalho trata a melhoria do desempenho da britagem, a qual é alcançada implementando o controlador Proporcional Integral Derivativo, cujos parâmetros são ajustados por meio de técnicas clássicas de sintonia, a saber, Ziegler-Nichols, Síntese Direta, Método do Modelo Interno (IMC, do inglês *Internal Model Control*) e Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês *Simple Internal Model Control*). O objetivo do controle é manter o nível do silo do britador em 80%, condição considerada ideal para o processo. Como variáveis manipuladas, definem-se a velocidade da correia responsável por transportar o material a ser britado até o silo e a abertura da posição fechada da saída da câmara do britador. Sendo assim, utiliza-se dois modelos, um manipulando a velocidade da correia e a abertura da posição fechada (APF) constante, e o segundo assumindo variando a APF e considerando que a correia trabalha com uma velocidade constante. Também foi assumido uma saturação no sinal de controle, para trazer realidade ao sistema. Os resultados indicam que, dentre as técnicas testadas, a que obteve o melhor resultado para o modelo que assume a velocidade da correia do alimentador como variável manipulada, aplicando a saturação ou não ao sinal de controle, foi a IMC. Para o modelo que manipula a abertura da posição fechada, a técnica que obteve melhor resultado, considerando ou não a saturação, foi a SIMC.

Palavras-chave: Britador cônico; Controle PID; Sintonias clássicas; Automação.

Abstract

Mining is an activity that significantly contributes to the country's economy, as its soil is very rich in iron ore. This is one of the largest global markets, requiring a high level of attention and development, consuming less energy, and minimizing environmental impact. In the mining system, there is the crushing process that involves the cone crusher, one of the equipments used in the ore beneficiation stage. The present work deals with the improvement of the crushing performance, which is achieved by implementing the Proportional-Integral-Derivative controller, whose parameters are adjusted through classical tuning techniques, namely, Ziegler-Nichols, Direct Synthesis, Internal Model Method, and Simple Internal Model Method. The control objective is to maintain the crusher silo level at 80%, a condition considered ideal for the process. As manipulated variables, the speed of the conveyor belt responsible for transporting the material to be crushed to the silo and the closed side setting (CSS) of the crusher chamber outlet are defined. Thus, two models are used, one manipulating the speed of the conveyor belt and constant CSS, and the second assuming variable CSS and considering the belt to work at a constant speed. A saturation in the control signal was also assumed to bring reality to the system. The results indicate that, among the tested techniques, the one that obtained the best result for the model that assumes the speed of the feeder belt as the manipulated variable, applying saturation or not to the control signal, was the IMC. For the model that manipulates the CSS, the technique that obtained the best result, considering saturation or not, was the SIMC.

Keywords: automation; cone crusher; control; PID.

Lista de ilustrações

Figura 1 – Abertura da posição fechada do britador cônico.	7
Figura 2 – Diferentes níveis da câmara do britador.	7
Figura 3 – Modelo da planta a ser controlada.	9
Figura 4 – Malha aberta.	12
Figura 5 – Sistema de controle em malha fechada.	13
Figura 6 – PID alternativo.	14
Figura 7 – Diagrama de blocos para os modelos sem saturação.	23
Figura 8 – Diagrama de blocos para os modelos com saturação.	24
Figura 9 – Respostas em malha fechada do sistema (sem saturação) considerando a velocidade da correia como variável manipulada para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).	26
Figura 10 – Respostas em malha fechada do sistema (com saturação) considerando a velocidade da correia como variável manipulada para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).	27
Figura 11 – Resposta em malha fechada do sistema (com saturação) considerando a velocidade da correia como variável manipulada para a sintonia Método do Modelo Interno com a correção dos ganhos.	29
Figura 12 – Respostas em malha fechada, controlando a APF, para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).	30
Figura 13 – Respostas em malha fechada, controlando a APF e assumindo a saturação, para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).	32
Figura 14 – Resposta em malha fechada do sistema (com saturação) considerando a APF como variável manipulada para a sintonia Método do Modelo Interno Simples com a correção dos ganhos.	33

Lista de tabelas

Tabela 1 – Fórmula química e conteúdo teórico de ferro (em %) dos principais minerais portadores de ferro.	4
Tabela 2 – Classificando os estágios de britagem.	6
Tabela 3 – Sintonia de Ziegler e Nichols em malha fechada.	16
Tabela 4 – Sintonia em malha aberta segundo (Ziegler e Nichols, 1943).	17
Tabela 5 – Sintonia por Síntese Direta.	19
Tabela 6 – Sintonia por Síntese Direta para modelos com atraso de transporte. . .	19
Tabela 7 – Sintonia de PID pelo método Método do Modelo Interno (IMC, do inglês <i>Internal Model Control</i>) (IMC).	21
Tabela 8 – Sintonia de PID pelo método Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês <i>Simple Internal Model Control</i>) (SIMC).	22
Tabela 9 – Resultados obtidos considerando a velocidade da correia como variável manipulada para o sistema sem saturação.	25
Tabela 10 – Resultados obtidos considerando a velocidade da correia como variável manipulada para o sistema com saturação.	25
Tabela 11 – Resultados encontrados controlando a abertura da posição fechada para o sistema sem saturação.	29
Tabela 12 – Resultados encontrados controlando a APF para o sistema com saturação.	31

Lista de Siglas

APF	abertura da posição fechada
IMC	Método do Modelo Interno (IMC, do inglês <i>Internal Model Control</i>)
MATLAB	<i>Matrix Laboratory</i>
MUP	Máxima Ultrapassagem Percentual
MV	Variável Manipulada
PD	Proporcional Derivativo
PI	Proporcional Integral
PID	Proporcional Integral Derivativo
SIMC	Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês <i>Simple Internal Model Control</i>)
SOPTD	Modelo de Segunda Ordem com Atraso de Transporte (SOPTD, do inglês <i>Second Order Plus Time Delay Model</i>)
SP	referência (SP, do inglês <i>Setpoint</i>)
T_s	Tempo de Assentamento

Sumário

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	Objetivos	3
1.1.1	Objetivos Específicos	3
1.2	Estrutura do trabalho	3
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1	Mineração	4
2.2	Britagem	5
2.3	Britador cônico	6
2.4	Modelagem	8
2.4.1	Modelo do sistema assumindo a velocidade como variável manipulada	8
2.4.2	Modelo do sistema assumindo a APF como variável manipulada	10
2.5	Controle	11
2.5.1	Controladores em indústrias	13
2.5.2	Métodos de sintonia de controladores PID	15
2.5.2.1	Método de sintonia de Ziegler e Nichols	15
2.5.2.2	Síntese Direta	17
2.5.2.3	Método do Modelo Interno (IMC)	19
2.5.2.4	Método do Modelo Interno Simples (SIMC)	20
3	RESULTADOS	23
3.1	Controle do nível do silo do britador cônico cuja variável ma- nipulada é a velocidade da correia transportadora	23
3.1.1	Resultados obtidos sem saturação	24
3.1.2	Resultados obtidos com saturação	25
3.1.3	Conclusão	28
3.2	Controle do nível do silo do britador cônico assumindo a APF como variável manipulada	28
3.2.1	Resultados para o sistema sem saturação	29
3.2.2	Resultados para o sistema com saturação	31
3.2.3	Conclusão	31
4	CONCLUSÃO E TRABALHOS FUTUROS	34
	REFERÊNCIAS	36

1 Introdução

A mineração é uma indústria crucial para o desenvolvimento econômico e social, por fornecer matérias-primas para diversos setores, como construção civil, indústria automobilística, eletrônica, entre outros. Para garantir a eficiência e produtividade do processo de fragmentação de rochas e minerais, é essencial o uso de equipamentos como os britadores cônicos, equipamento fundamental para a britagem.

Os britadores cônicos são responsáveis pela redução do tamanho dos materiais brutos, tornando-os mais manejáveis e prontos para o processamento posterior e transporte. Entretanto, o processo de fragmentação pode apresentar desafios, como a variação na granulometria dos materiais e a ocorrência de bloqueios na alimentação do britador, que podem afetar negativamente a operação e a produção.

Para minimizar tais problemas e aprimorar o processo, a automação é uma solução cada vez mais utilizada na mineração. A automação pode prevenir erros humanos e melhorar a eficiência do processo de produção. Como parte da automação, o controle dos equipamentos envolvidos no processo é fundamental para garantir a eficiência e a estabilidade da operação, por exemplo, do britador cônico.

Os controladores Proporcional Integral Derivativo (PID) são técnicas de controle que utilizam três termos, proporcional, integral e derivativo, para ajustar a saída do sistema em resposta a uma entrada desejada e um sinal de feedback. Essas técnicas são amplamente utilizadas em sistemas de controle para melhorar o desempenho e a estabilidade. Além dos controladores PID, existem outras técnicas de controle, como o controle em cascata, controle de retroalimentação de estados e controle adaptativo. Essas técnicas são utilizadas em diversas aplicações, como sistemas de controle de temperatura, controle de velocidade de motores, controle de robôs, entre outros.

O uso das técnicas de sintonia de controladores PID é fundamental para a implementação do controle, garantindo a eficiência e produtividade do processo de fragmentação na indústria da mineração. A automação e o monitoramento dos equipamentos envolvidos no processo são essenciais para minimizar problemas e garantir uma operação mais estável e eficiente do britador cônico.

Dentre os equipamentos presentes na indústria mineral, sobretudo no processo de britagem, os britadores cônicos demandam um alto consumo de energia e é imperativo evitar a geração de um excessivo montante de finos e controlar a granulometria do material de saída.

Itävuo, Hulthén e Vilkkö (2017) realizam um estudo para modelagem em espaço de estados do britador HP400 da Metso. Em adição, os autores verificam quais as melhores condições de operação para que o equipamento atinja o seu melhor desempenho, constatando que o nível do britador necessita de assumir valores próximo de 80%. A modelagem

traz como variável manipulada a velocidade da correia, que alimenta o silo com minério de ferro, controlada por um controlador do tipo PID.

Em Meireles (2020), aplica-se a técnica de sintonia Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês *Simple Internal Model Control*) para o modelo que trata a velocidade como variável manipulada. Ela propõe uma modelagem em espaço de estados diferente, que manipula a abertura da posição fechada, câmara onde o material sofre a redução de sua granulometria, sendo inversamente proporcional a essa área de vazão. É aplicado a mesma técnica de sintonia SIMC. Finalmente os resultados são comparados e nota-se que a utilização dos controladores PID que manipulam as variáveis, velocidade da correia e a APF, apresentam resultados eficientes para o controle do nível do silo.

Neste trabalho, serão aplicadas outras técnicas de sintonia de controladores PID (DORF; BISHOP, 2001; CAMPOS; TEIXEIRA, 2010; BRAGA, 2022a), tentativa e erro, Ziegler-Nichols, Síntese Direta e Método do Modelo Interno (IMC, do inglês *Internal Model Control*). Também será replicado a Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês *Simple Internal Model Control*), para analisar qual técnica permite obter o melhor desempenho.

Para melhorar a eficiência e diminuir o desperdício na operação do britador cônico, será implementado um conjunto de técnicas de sintonias de controle no sistema. Essas técnicas visam aprimorar o processo de britagem, reduzir o consumo de energia e minimizar a produção de resíduos.

Serão realizados testes, via simulações no *Matrix Laboratory* (MATLAB) para avaliar a eficácia das técnicas de controle implementadas e comparar os resultados encontrados por meio de cada técnica.

A partir dessas análises, serão identificadas as respostas mais que obtiveram um Tempo de Assentamento (T_s) menor, correspondendo a um sistema que entra em regime mais rapidamente. A amplitude do sinal de saída deve ser analisada, pois a Máxima Ultrapassagem Percentual (MUP) excessiva pode ser indesejável em certos sistemas de controle, levando a oscilações ou instabilidade do sistema. Já a perturbação deve ser nula em regime, assim, obtém um sistema que reage bem a perturbações. Para o sinal de controle, a análise é referente a sua amplitude, verificando sempre se condiz com a realidade do sistema, pois será simulado e não realizado em área. Com a necessidade de deixar a simulação mais real, será implementado uma saturação na saída do sinal de controle, limitando as variáveis manipuladas para realizarem suas reais funções, trabalhando com a variação de 0 a 100% do nominal do equipamento.

Para solução do problema, com as simulações realizadas e os resultados coletados, será analisado a técnica que contempla os melhores resultados para a saída do sistema, sinal de controle e como o sistema reage a perturbações.

1.1 Objetivos

O objetivo principal deste estudo é melhorar a eficiência do britador Metso HP400, por meio da aplicação de técnicas de sintonia para controladores PID. O processo em questão envolve a utilização de um britador cônico, responsável por reduzir o tamanho do minério que passa por ele.

1.1.1 Objetivos Específicos

Têm-se os objetivos específicos a serem cumpridos:

- Obter a função transferência do modelo, dado em espaço de estados;
- Revisar a bibliografia de métodos de sintonia para PID;
- Escolher parâmetros para garantir melhor desempenho das sintonias;
- Aplicar técnicas de sintonia tradicionais para obter o controlador PID;
- Ajustar os ganhos dos controladores com o intuito de melhorar o comportamento do sistema de controle diante da saturação do sinal de controle.

1.2 Estrutura do trabalho

O trabalho é composto por quatro capítulos que abordam diferentes aspectos da mineração e do controle de equipamentos neste setor. O presente capítulo serve como uma introdução geral ao assunto e apresenta um panorama do que será tratado ao longo do texto.

O Capítulo 2 oferece uma contextualização da mineração como atividade macro do sistema. Explica o processo de britagem, incluindo suas subdivisões, e define em qual processo específico o equipamento a ser controlado está alocado. É abordado o equipamento, explicando sua função, aplicação e definindo os modelos essenciais para a aplicação das técnicas de sintonia. Em seguida, explora o controlador mais utilizado no ramo industrial, o controlador PID, bem como as técnicas empregadas para a sua sintonia. Também descreve como as técnicas de controle são parametrizadas e aplicadas para obter um melhor desempenho conforme o processo estudado.

O Capítulo 3 apresenta os resultados encontrados com a aplicação das técnicas de controle descritas nos capítulos anteriores. A análise comparativa é feita, permitindo justificar as conclusões, no Capítulo 4, que também direciona para os estudos futuros.

2 Revisão bibliográfica

2.1 Mineração

No ano de 1940, foi criada a Companhia Vale do Rio Doce (CVRD), que marcou a história brasileira por ser pioneira em diversas tecnologias de extração mineral, sendo a primeira a utilizar os caminhões fora de estrada no país. Hoje, conhecida como Vale, ela foi primordial para dar uma grande impulsão na mineração do Brasil.

O minério de ferro, segundo Carvalho et al. (2014), é uma commodity de grande *interesse*, devido ao crescimento mundial acelerado e ser uma das matérias-primas primordiais em indústrias de diversas finalidades. O ferro (Fe) é obtido, exclusivamente, através da mineração, ato de extrair minerais da crosta terrestre, e assume a posição de quarto lugar em elemento mais presentes na crosta terrestre, ficando atrás do oxigênio, silício e alumínio. A química do mineral de onde é extraído o minério de ferro classifica economicamente a exploração, definida por óxidos, carbonatos, sulfetos e silicatos. A composição que mais traz rentabilidade é a de óxidos. Pode-se observar a composição e percentual na Tabela 1.

Tabela 1 – Fórmula química e conteúdo teórico de ferro (em %) dos principais minerais portadores de ferro.

Mineral	Fórmula Química	Teor de Ferro (%)
Magnetita	Fe_3O_4	72.4
Hematita	Fe_2O_3	69.9
Geothita	$Fe_2O_3 \cdot H_2O$	62.9
Limonita	$2Fe_2O_3 \cdot 3H_2O$	59.8
Ilmenita	$FeTiO_3$	36.8
Siderita	$FeCO_3$	48.2
Pirita	FeS_2	46.5
Pirrotita	$Fe_{(1-x)}S$	61.0

Fonte: Adaptado de Carvalho et al. (2014).

No Brasil, a atividade socioeconômica em questão teve início no século XVII por meio das expedições armadas conhecidas como Estradas e Bandeiras. Estas expedições, que partiam de São Paulo em direção ao sertão, objetivavam a exploração de metais valiosos e pedras preciosas presentes no interior do território, bem como a destruição de quilombos e captura de índios (FAUSTO, 2013). O processo de desbravamento se deu pela crise econômica do Brasil Colônia, devido a inúmeras dificuldades, dentre elas, a mais marcante foi a retirada dos holandeses do país devido à crise na atividade de exploração da cana-de-açúcar.

O território brasileiro é rico em minério de ferro, destacando as regiões do Quadrilátero Ferrífero (MG), Província Mineral de Carajás (PA) e a região da Corumbá (MS), ricas em Itabirito. O país é forte no mercado mundial, devido aos altos teores de ferro e baixo índice de elementos rejeitados (CARVALHO et al., 2014).

De acordo com Ewans (2003), a indústria de mineração representa metade das empresas de manufatura mundial, sendo classificada como indústria de Processo. Isso classifica as companhias como empreendimentos de grande porte, que giram um capital alto, compostas por grandes plantas e que possuem equipamentos de porte grande (SACHS, 2009).

A mineração é um processo complexo que envolve diversas etapas, desde a prospecção até a reabilitação do terreno. Duas das etapas mais importantes são a extração e o processamento do minério.

A etapa de extração envolve a remoção do minério do solo ou da rocha onde se encontra depositado. Existem vários métodos de extração, como a mineração a céu aberto e a mineração subterrânea. Na mineração a céu aberto, o minério é extraído das camadas superficiais do solo ou da rocha por meio de equipamentos como escavadeiras, caminhões e retroescavadeiras. Já na mineração subterrânea, o minério é extraído de camadas mais profundas por meio de galerias e túneis (HUSTRULID; BULLOCK; ATKINSON, 2019).

Após a extração, o minério é transportado para a usina de processamento, onde é submetido a várias etapas de tratamento para separar os minerais de valor dos minerais não aproveitáveis. A primeira etapa do processo de processamento é a britagem, que tem como objetivo reduzir o tamanho do minério para que possa ser transportado e processado com mais eficiência (KING, 2012).

Em seguida, o minério passa por outras etapas de processamento, como a moagem, a separação magnética, a flotação e outros processos que visam separar os minerais de valor dos minerais indesejados. A escolha dos processos a serem utilizados depende do tipo de minério e dos minerais presentes.

Após o processamento, o minério é transformado em um produto final de maior qualidade, que pode ser utilizado para produzir diversos produtos, como metais, fertilizantes, produtos químicos, entre outros.

2.2 Britagem

Sabe-se que os minérios de ferro estão presentes em diversas formas na natureza e em nosso cotidiano. Para o produto chegar ao usuário final, é necessário que o minério passe por etapas de processamento. Uma das primeiras partes desse processo é o de fragmentação do material, que tem como início a britagem.

Nesse sentido, a britagem realiza um estágio de quebra tanto de blocos oriundos de uma mina quanto blocos de rocha de uma pedreira, utilizadas em diversas vezes para

redução da granulometria da matéria-prima ou para a separação de minerais valiosos (MULAR; BHAPPU, 1980).

O material introduzido ao processo pode possuir tamanhos distintos, desde 1000 até 10 *mm*. Não existe um padrão definido para esse processo da diminuição do tamanho do minério. Destarte, sendo necessário para a aquisição razoável do mineral valioso, a redução da granulometria.

A redução do tamanho do material permite classificar a britagem em três partes:

- Britagem primária: tamanhos grosseiros;
- Britagem secundária: tamanhos intermediários;
- Britagem terciária: tamanhos finos, adequados para o uso final.

Pode-se observar a flexibilidade entre seus estágios, mas comumente utiliza-se a classificação descrita na Tabela 2.

Tabela 2 – Classificando os estágios de britagem.

Estágio de Britagem	Tamanho Máximo de Alimentação (<i>mm</i>)	Tamanho Máximo de Produção (<i>mm</i>)
Britagem Primária	1000	100
Britagem Secundária	100	10
Britagem Terciária	10	1

Fonte: Adaptado de Pryor (2012).

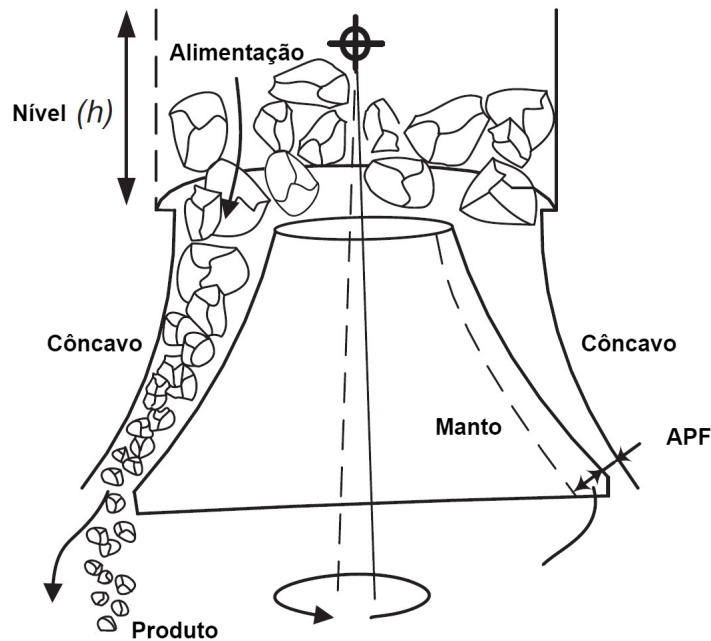
O objetivo final da britagem é obter um material com tamanho de grão fino o suficiente para ser processado pelas etapas subsequentes do processo de beneficiamento mineral. Cada etapa do processo de britagem geralmente requer diferentes tipos de equipamentos, como britadores de mandíbulas, britadores cônicos, britadores de rolos, entre outros. Eles possuem sua própria capacidade de britagem e finalidade específica. Neste estudo, será abordado o britador cônico que faz parte da etapa da britagem secundária.

2.3 Britador cônico

Entre vários modelos de britadores disponíveis no mercado, o tipo a ser estudado é o britador cônico, ilustrado na Figura 1. O princípio de funcionamento de um britador cônico envolve reduzir a distância entre o manto cônico e o manto côncavo, denominada câmara (ATTA; JOHANSSON; GUSTAFSSON, 2014), para proceder a quebra do material. Essa distância é reduzida na parte final do processo, ou seja, na saída da área de

britagem do equipamento, chamada de abertura da posição fechada (APF). Portanto, essa área, que pode ser variada, faz parte do processo de controle e otimização do equipamento.

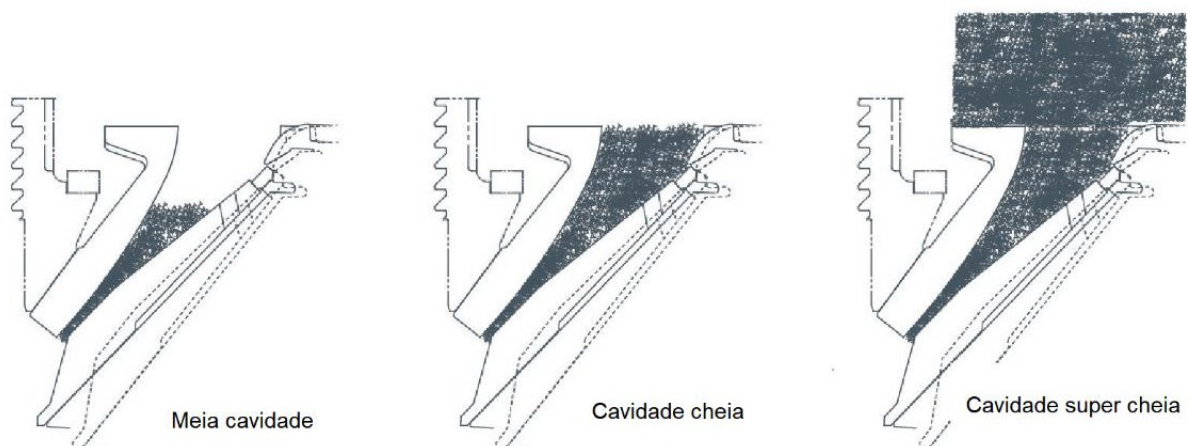
Figura 1 – Abertura da posição fechada do britador cônico.



Fonte: Adaptado de Hulthén (2010).

De acordo com Jacobson, Janssen e Urbinatti (2010), o esmagamento para quebrar o material é proporcional a altura do nível do material, chegando a ultrapassar o nível da câmara. Portanto, quanto mais material no silo, maior será a eficiência da produção do britador. Um corte esquemático do equipamento estudado pode ser observado na Figura 2.

Figura 2 – Diferentes níveis da câmara do britador.



Fonte: Meireles (2020).

O controle da APF é feito conforme a necessidade da granulometria desejada do

material na saída do britador, a fim de obter um produto que atenda a real necessidade da demanda e alcançando melhores resultados (HULTHÉN, 2010). Ao diminuí-la, reduz a quantidade de carga que circula no processo, aumentando o tamanho da carga no silo e melhorando a produtividade.

Segundo Meireles (2020), a relação entre abertura da posição fechada e melhoria da produção foi constatada por testes na Usina de Serra Leste, onde a quantidade da carga que circula no processo foi de apenas 32,88% para 35 mm, 48,81% para 38 mm e 54,05% para 41 mm.

Com as especificações do material definidas, é notória a necessidade de controlar a APF para alcançar melhores resultados no processo de britagem, efetuado pelo britador cônico HP400 da Metso.

2.4 Modelagem

Considerando a implementação de um controle para manter o nível do silo em 80% da capacidade total, as variáveis que podem ser modificadas e que interferem no resultado são a velocidade da correia do alimentador e a abertura da posição fechada.

Para a modelagem da planta, que visa o controle do nível do silo do britador cônico, assume-se a área do silo que alimenta o equipamento como a constante A , h como a variável controlada, que pode ser mensurada através do sensor presente no silo, a densidade do material que será processado é definida por ρ e o tempo t . A variável q_{in} representa o fluxo de entrada do silo de alimentação, enquanto o fluxo de saída é representado pela variável q_{out} . Para representar e ilustrar o modelo, pode-se observar o esquemático mostrado na Figura 3.

Serão apresentados dois modelos distintos para controle do nível do silo do britador, cada um tratando a variável manipulada de forma isolada. O primeiro modelo tem como variável manipulada a velocidade da correia do alimentador, enquanto que o segundo modelo utiliza a abertura da posição fechada como variável manipulada.

2.4.1 Modelo do sistema assumindo a velocidade como variável manipulada

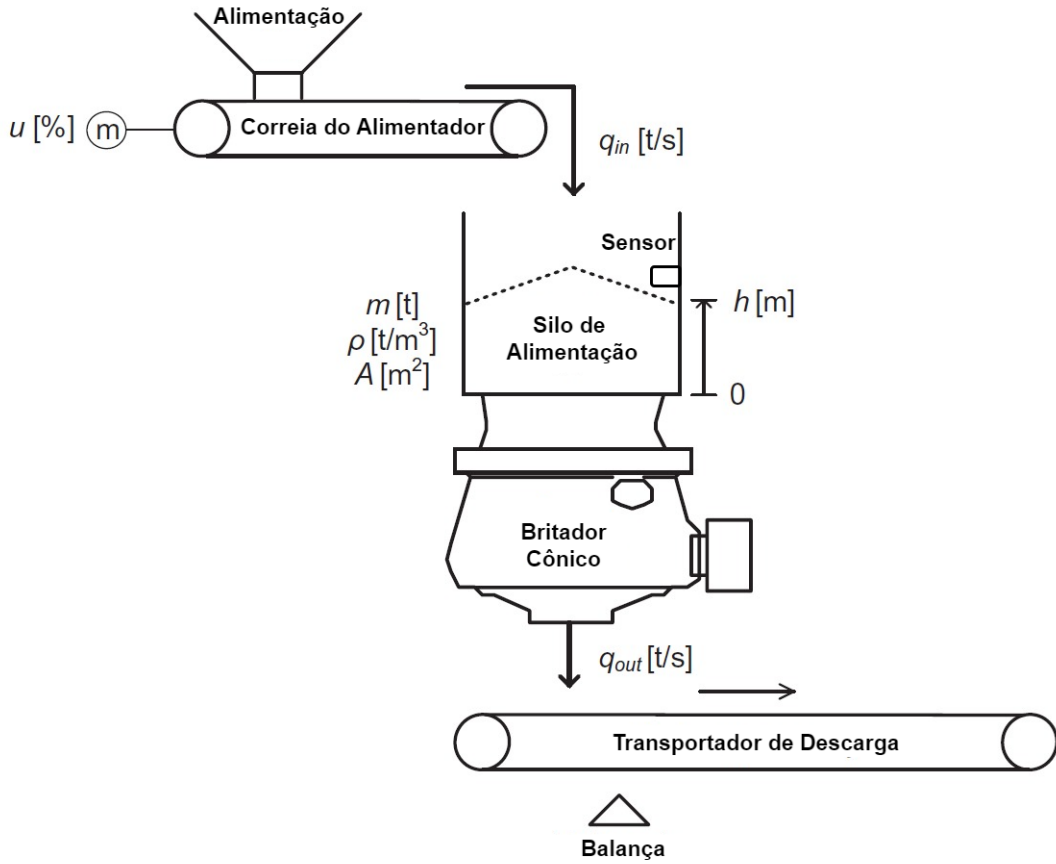
Segundo Itävuo, Hulthén e Vilkkó (2017), a massa presente no silo de alimentação pode ser descrita por

$$m(t) = Ah(t)\rho, \quad (2.1)$$

e a variação em relação ao tempo é dada pela diferença entre o fluxo de entrada do silo de alimentação $q_{in}(t)$ e o fluxo de saída do britador $q_{out}(t)$, de modo que

$$\frac{dm}{dt} = q_{in}(t) - q_{out}(t). \quad (2.2)$$

Figura 3 – Modelo da planta a ser controlada.



Fonte: Adaptado de Itävuo, Hulthén e Vilkkö (2017).

Itävuo, Hulthén e Vilkkö (2017) ainda assume que a correia que despeja o material no britador seja um alimentador linear, ou seja, não possui atrasos e responde rapidamente ao sistema. Portanto, o fluxo de entrada é proporcional à alimentação da correia $u(t)$ com um ganho $\eta_1(t)$, ou seja,

$$q_{in}(t) \approx \eta_1 u(t). \quad (2.3)$$

Substituindo (2.1) e (2.3) em (2.2), obtém-se

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{A\rho} (\eta_1 u(t) - q_{out}(t)). \quad (2.4)$$

Assumindo ainda que a variável de saída possui uma variação lenta, isto é,

$$\frac{dq_{out}}{dt} = 0.$$

Então pode-se definir o vetor de estados como

$$x(t) = \begin{bmatrix} x_1(t) \\ x_2(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} h(t) \\ q_{out}(t) \end{bmatrix},$$

e utilizando as relações (2.4) e (??), encontram-se as seguintes equações de espaço estados em tempo contínuo

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + Bu(t) \\ y(t) &= Cx(t) + Du(t) \end{aligned} \quad (2.5)$$

em que

$$A = \begin{bmatrix} 0 & -\frac{1}{A\rho} \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} \frac{\eta_1}{A\rho} \\ 0 \end{bmatrix} \quad C = [1 \quad 0] \quad D = 0. \quad (2.6)$$

Seguindo o procedimento apresentado em (DORF; BISHOP, 2001), pode-se obter a função de transferência do modelo em espaço de estados (2.5), aplicando a transformada de Laplace e considerando condições iniciais nulas, isto é,

$$G(s) = C(sI - A)^{-1}B + D. \quad (2.7)$$

Neste trabalho, opta-se por utilizar a função `ss2tf(A,B,C,D)` do MATLAB, assumindo as matrizes (2.6) como parâmetros de entrada, para encontrar o numerador e denominador da função de transferência do sistema. Em seguida, aplica-se o numerador e denominador como entrada da função `tf(NUM, DEN)`, de modo a obter a função transferência

$$G(s) = \frac{0.2567}{s}. \quad (2.8)$$

2.4.2 Modelo do sistema assumindo a APF como variável manipulada

Em Meireles (2020), foi analisado o sistema do britador cônico, demonstrado pela Figura 3, e observado que outra variável interferia no controle de nível do tanque, a APF. Para isso, modelou-se a planta com a nova variável manipulada para controlar o nível do silo do britador.

Esse tipo de modelo não é aplicável a qualquer tipo de britador cônico, mas apenas aos equipamentos que possuem a capacidade de variar automaticamente a APF. Neste trabalho, assume-se que o britador estudado é britador cônico HP400 da Metso, o qual permite variar automaticamente APF.

Diferentemente do modelo apresentado na subseção 2.4.1, supõe-se que

$$q_{out}(t) \approx \eta_2 u(t) \quad (2.9)$$

ou seja, o fluxo da saída (q_{out}) é proporcional ao ganho da abertura da câmara (η_2) pelo sinal de entrada. Substituindo (2.1) e (2.9) em (2.2) e assumindo

$$\frac{dq_{in}}{dt} = 0,$$

encontra-se

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{A\rho}(q_{in}(t) - \eta_2 u(t)).$$

Definindo o vetor de estados como

$$x(t) = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} h(t) \\ q_{in}(t) \end{bmatrix},$$

têm-se as seguintes equações de espaço de estados e as saídas que representam o modelo que manipula a APF

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + Bu(t) \\ y(t) &= Cx(t) + Du(t) \end{aligned}$$

em que

$$A = \begin{bmatrix} 0 & \frac{1}{A\rho} \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} -\frac{\eta_2}{A\rho} \\ 0 \end{bmatrix} \quad C = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad D = 0.$$

Assim como na subseção 2.4.1, foram utilizadas (2.7) e as funções do MATLAB `ss2tf` e `tf` para encontrar a função transferência que representa o sistema modelado. Finalmente, o modelo via função de transferência é dado por

$$G(s) = \frac{-2.096}{s}. \quad (2.10)$$

2.5 Controle

Um sistema de controle é um processo que regula o comportamento de um sistema dinâmico, de modo que ele possa atingir uma determinada meta ou objetivo. Essa meta pode ser alcançada ao ajustar uma variável manipulada ou entrada, de acordo com uma referência (SP, do inglês *Setpoint*) (SP), de forma a manter uma variável controlada ou saída em um nível desejado. O processo de controle pode ser realizado por meio de um conjunto de dispositivos de medição, controle e feedback, que interagem com o sistema dinâmico.

O sistema de controle consiste em quatro componentes principais, que incluem medidores ou sensores para medir a variável controlada e fornecer *feedback*, medida de desempenho que é obtida a partir da comparação entre o valor real da variável controlada, ao controlador, o controlador responsável por calcular o erro entre o valor desejado (SP) e o valor real da variável controlada e enviar um sinal para o atuador, o atuador que modifica a variável manipulada com base no sinal enviado pelo controlador e o processo que é o sistema dinâmico sendo controlado.

A Figura 3 apresenta as definições das variáveis que compõem um sistema de controle para o britador cônico. A variável manipulada é composta por duas variáveis, a velocidade da correia do britador cônico e a câmara do britador (APF). A variável controlada é definida pelo nível do silo do britador, enquanto que o valor desejado (SP) é estabelecido em 80% da capacidade total do silo. O sensor é responsável por medir o

nível do silo e fornecer essa informação ao controlador do processo, que ajusta a variável manipulada para manter a variável controlada no valor desejado.

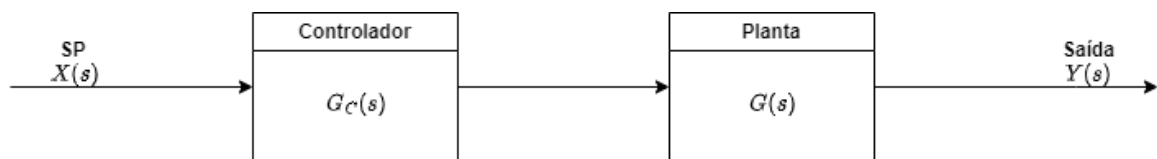
Existem diferentes tipos de sistemas de controle, que variam em relação à forma como a variável controlada é medida e regulada. Um sistema de controle de malha aberta, por exemplo, não possui *feedback* entre a variável controlada e o controlador, enquanto um sistema de controle de malha fechada utiliza o feedback para ajustar a variável manipulada em tempo real, com base na saída medida.

Além disso, existem diferentes tipos de controladores, que variam em relação à forma como calculam o erro e geram o sinal de controle. Os controladores proporcionais (P), integrais (I), derivativos (D) ou combinações destes (PID), são amplamente utilizados em aplicações de controle de processos industriais. Controladores mais sofisticados, como controladores adaptativos e de redes neurais, também são utilizados em aplicações específicas.

As aplicações dos sistemas de controle são diversas, incluindo o controle de temperatura, pressão, nível, vazão, velocidade, posicionamento e outras variáveis em processos industriais, robótica, sistemas de transporte, automação predial, sistemas de energia, entre outros. A utilização de sistemas de controle pode melhorar significativamente a eficiência, segurança e qualidade dos processos, reduzindo custos e aumentando a produtividade.

Em um sistema de controle em malha aberta, onde não há comparação entre o SP e a saída, não é possível definir o erro do sistema. Como resultado, o controlador não é capaz de ajustar a entrada para alcançar o valor desejado. A Figura 4 é apresentada como um exemplo para ilustrar esse tipo de sistema de controle.

Figura 4 – Malha aberta.



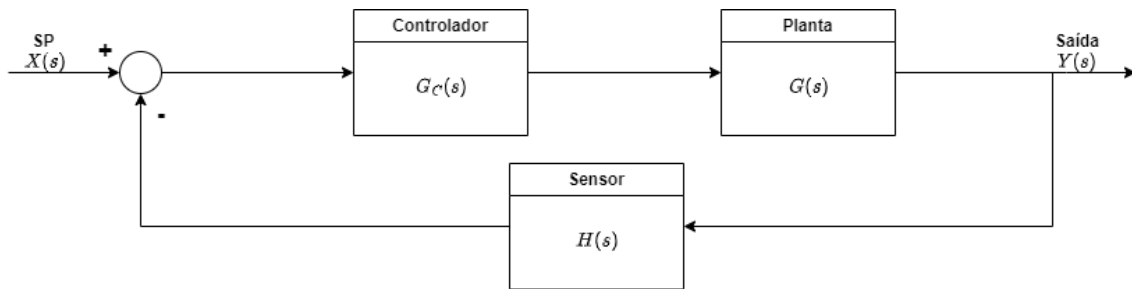
Fonte: Autoria própria.

A saída é dada pelo produto da entrada com as funções transferências do controlador e planta, não havendo a comparação de saída com a referência (SP, do inglês *Setpoint*) e, conseqüentemente, sem correções de possíveis erros.

O sistema em malha fechada pode amenizar ou até mesmo anular erros que podem estar presente no processo. Isso é dado pela comparação da entrada e saída que o ramo de realimentação proporciona ao sistema. O ramo pode conter ganhos unitários ou não, variando conforme o modelo, que na Figura 5 é representado por $H(s)$. Além disso, pode-se descrever a função de transferência em malha fechada da Figura 5 por

$$H(s) = \frac{Gc(s)G(s)}{1 + Gc(s)G(s)H(s)}$$

Figura 5 – Sistema de controle em malha fechada.



Fonte: Autoria própria.

Com a malha responsável por comparar a saída com a entrada, calculando o erro, é possível atenuar os erros e aumentar a eficiência da planta. Logo, é observada a influência da saída na resposta do sistema.

A partir do sistema em malha fechada, obtêm-se sintonizadores que buscam uma saída para uma determinada entrada. Os clássicos são os controladores Proporcional Integral (PI), Proporcional Derivativo (PD) e Proporcional Integral Derivativo (PID).

2.5.1 Controladores em indústrias

Para controlar os sistemas nas indústrias, é comum utilizar controladores PID. Segundo Campos e Teixeira (2010), aproximadamente 97% das 11.000 malhas de controle pesquisadas utilizam PID. Isso se dá pelo fato da facilidade na implementação de ajustes. Ele utiliza a variável controlada (saída) e o valor desejado (entrada) para realizar um cálculo que fornece o erro do sistema e, então, o controlador atua no processo. O erro é parte da entrada na parte proporcional, integral e derivativa.

O controlador PID realiza um cálculo que fornece a saída proporcional ao erro, à integral do erro e à derivada do mesmo erro. A equação que caracteriza o PID clássico, segundo Campos e Teixeira (2010), é dada por

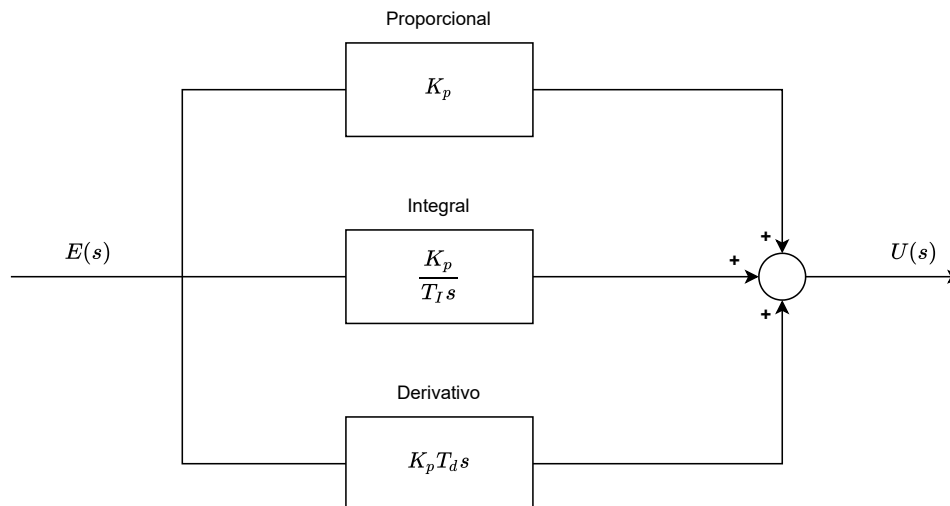
$$u(t) = K_p \left(e(t) + \frac{1}{T_I} \int e(t) dt + T_D \frac{de(t)}{dt} \right) + u_0,$$

sendo que

- $u(t)$: sinal de saída do controlador;
- u_0 : sinal inicial de saída do controlador;
- $e(t)$: sinal de entrada do controlador;
- K_p : ganho proporcional referente ao erro;
- T_I : tempo integral, referente à parte integrativa do sinal de erro do sistema;
- T_D : tempo derivativo responsável pela parte derivativa do erro.

Esse método de controle tradicional tem como característica ser paralelo, pois as suas parcelas proporcional, integral e derivativa realizam suas ações em paralelo e são, posteriormente, somadas, como mostrado na Figura 6.

Figura 6 – PID alternativo.



Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2010).

Para realizar as análises, é necessário passar a função que está no domínio do tempo para o domínio da frequência, aplicando a transformada *Laplace*. Logo, tem-se a seguinte função de transferência para o controlador

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{sT_I} + T_D s \right).$$

Ao implementar o controlador PID, Campos e Teixeira (2010) ressalta que se deve ter cuidado com a parte derivativa, responsável por deixar o processo mais rápido. Pois, caso a variável controlada possua ruído, ele pode ser amplificado, causando a instabilidade na tentativa de controle. Segundo Luyben (2001), no campo, é comum escolher o tempo morto como o tempo derivativo do sistema. O tempo morto (ou *dead time*) é definido como a diferença entre o tempo da aplicação da entrada no sistema e o tempo que a variável de saída sai do estado estacionário. Isso orienta o projetista a saber qual o valor a ser implementado ao fator derivativo.

Pode-se concluir que o PID, representado na Figura 6, tem como característica ser estável em malhas mais lentas e que não contenha ruídos, possuem tempos mortos razoáveis, porém que não sejam elevados. Sendo indicado, por exemplo, para sintonizar sistemas de composição e temperatura.

2.5.2 Métodos de sintonia de controladores PID

De acordo com Campos e Teixeira (2010), para a sintonia do controlador PID, é necessário definir os desempenhos desejados para a modelagem do circuito, com os dados relevantes. Buscando a estabilidade do processo, será analisada a aplicação de quatro métodos de sintonia do PID. Mas para controlar, deve-se atender os seguintes critérios:

1. diminuir ao máximo o sobressinal (*overshoot*);
2. menor tempo de subida (T_r) possível;
3. menor tempo de assentamento (T_s);
4. amenizar a atuação na variável que é manipulada.

Há alguns métodos sistemáticos para a obtenção dos parâmetros do controlador PID. As técnicas de sintonia apresentadas a seguir são as utilizadas neste trabalho.

2.5.2.1 Método de sintonia de Ziegler e Nichols

Ziegler e Nichols propuseram, de forma objetiva e clara, métodos de sintonia para controladores PID. De acordo com Braga (2022b), a vantagem é não ser necessário o conhecimento do modelo a ser controlado.

Segundo Campos e Teixeira (2010), na década de 1940, Ziegler com o intuito de alavancar suas vendas, convocou Nichols para criarem um procedimento para ajustar o PID. Então propuseram dois métodos para sintonizar o ganho do controlador PID de acordo com a dinâmica de processos SISO (do inglês *Single Input Single Output* — uma entrada, uma saída).

- Malha fechada

Com o controlador com as parcelas integral e derivativa zeradas, a estratégia em malha fechada consiste em aumentar o ganho proporcional (K_P), de modo a obter uma amplitude constante com uma resposta oscilatória. Em seguida, é encontrado o ganho crítico (K_U), ganho do controlador proporcional que gera uma resposta oscilatória na variável sendo controlada no limite da estabilidade, dentro do período de oscilação crítica (P_U). Assumindo que o sistema seja estável, o ganho crítico é sempre menor que o ganho do controlador final.

A sintonia do controlador é realizada empregando os valores obtidos para K_U e P_U , descritos na Tabela 3. O método é eficiente para sintonizar os controladores, porém não pode assumi-lo para todos os tipos de controle. Para ilustrar a técnica, apresenta-se o 2.1.

Tabela 3 – Sintonia de Ziegler e Nichols em malha fechada.

Controlador	K_p	T_I	T_D
P	$0.5K_U$	-	-
PI	$0.45K_U$	$P_U/1.2$	-
PID	$0.6K_U$	$P_U/2$	$P_U/8$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2010).

Exemplo 2.1 Considere a seguinte função transferência de uma determinada planta

$$G_p(s) = \frac{0.5}{5s + 1} e^{-2s}.$$

Assumindo que o ganho último seja 9.25 e o período oscilação 7.1 segundos, teremos os parâmetros do PID sendo

$$K_p = 0.6 \cdot 9.25 = 0.5, \quad T_I = \frac{7.1}{2} = 3.55 \quad e \quad T_D = \frac{7.1}{8} = 0.88.$$

- Malha aberta

Para o segundo método, o projeto é feito em malha aberta. Na entrada do sistema é aplicada uma variação em degrau, com o controlador operando manualmente, calculando a taxa de variação (R), ângulo entre o eixo real e a resposta, e o tempo morto (θ), sendo a distância entre o eixo imaginário e a linha da resposta quando passa pelo eixo real. Com isso, pode-se aplicar em processos integradores sem ganho finito, aplicado uma perturbação de degrau ao sistema. Para estipular o ganho crítico (K_U) e o período crítico (P_U), utiliza-se

$$K_U = \frac{2\Delta u}{R\theta} \quad e \quad P_U = 4\theta. \quad (2.11)$$

Para os controladores PID, o valor de referência é dado por valores que variam entre 0 a 100% e tendo a saída o sinal de controle para a variável manipulada. Na aplicação de um sistema digital, pode-se comparar o valor de entrada (Δu) com o valor de saída (Δy) para encontrar o ganho do processo (K). Para então ser normalizado com a unidade de engenharia (U.E.) e com a faixa de medição do instrumento, de acordo com a relação

$$\Delta y(\%) = \frac{\Delta y(U.E.)}{Range} \cdot 100.$$

Assumindo o modelo da planta sendo de primeira ordem com tempo morto

$$G_p(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1}.$$

Deve ser considerado o valor $K = \Delta y(\%) / \Delta x(\%)$. Para encontrar o ganho último e o seu período, é necessário considerar o valor de

$$R = \frac{\Delta y}{\tau}. \quad (2.12)$$

Aplica-se, então (2.12) em (2.11), encontrando os parâmetros

$$K_U = \frac{2 \times \Delta u}{R \times \theta} = \frac{2 \times \tau}{K \times \theta} \quad \text{e} \quad P_U = 4 \times \theta. \quad (2.13)$$

Para encontrar a relação em malha aberta representado por Tabela 4, é necessário substituir as relações de (2.13) na Tabela 3.

Tabela 4 – Sintonia em malha aberta segundo (Ziegler e Nichols, 1943).

Controlador	K_p	T_I	T_D
P	$\frac{\tau}{K\theta}$	-	-
PI	$0.9 \frac{\tau}{K\theta}$	3.33τ	-
PID	$1.2 \frac{\tau}{K\theta}$	2θ	0.5θ

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2010).

2.5.2.2 Síntese Direta

Segundo Garcia (2017), o método de controle Síntese Direta consiste em usar um modelo que seja inverso ao do processo, cancelando polos e zeros, a fim de buscar as especificações desejadas em malha fechada. Para isso, é selecionada a constante de tempo da resposta em malha fechada ao invés de realizar a alocação de polos. Ela será a melhor escolha quando o processo apresenta $\frac{\theta}{\tau} \geq 0.2$, isto é, o tempo morto ser elevado para a malha de controle, sendo eficiente em malhas de controle rápidas e grandes oscilações. A desvantagem dessa sintonia é que pode-se obter uma estrutura diferente da forma PID.

Assumindo o sistema representado pela Figura 5, considerando a realimentação unitária, pode-se definir a função transferência

$$T(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{G_c(s)G(s)}{1 + G_c(s)G(s)}.$$

Em que a função do controlador é determinada por

$$G_c(s) = \frac{1}{G(s)} \left(\frac{T(s)}{1 - T(s)} \right).$$

Observa-se então que o controlador será o inverso da planta. Logo, havendo o cancelamento de polos e zeros do processo, o controlador gerado produz a função transferência esperada em malha fechada. Porém, assumindo erros na modelagem, o cancelamento não é exato e deve-se usar o método com cautela quando há zeros no semiplano direito. Então, para usá-la, é necessária a ausência de tempo morto positivo, avanço puro, ou termos puros diferenciação, mais zeros que polos, e com ganho finito. A resposta desejada para ser implantada é dada por

$$(T(s))_d = \left(\frac{Y(s)}{R(s)} \right)_d = \frac{1}{\tau_c s + 1}. \quad (2.14)$$

Isso fará com que o sistema em malha fechada responda ao seu valor de referência como um sistema de primeira ordem, tendo erro nulo em regime. Também pode-se observar que quando o valor de τ_c for menor, o controlador atuará mais rápido e o valor de K_c será maior.

Para plantas que possuem um sistema de primeira ordem, o controlador assumirá a forma equivalente de um controlador PI, isto é,

$$G_c(s) = \frac{\tau}{\tau_c K} \left(1 + \frac{1}{\tau s} \right)$$

Quando o processo possui um sistema de segunda ordem, seu controlador, de acordo com a Tabela 5, assumirá uma expressão semelhante a de um controlador PID, ou seja,

$$G_c(s) = \frac{\tau_1 + \tau_2}{\tau_c K} \left(1 + \frac{1}{(\tau_1 + \tau_2)s} + \frac{\tau_1 \tau_2}{\tau_1 + \tau_2} s \right).$$

Para os casos que possuem atraso de transporte θ , tempo necessário para que uma mudança na entrada do controlador seja refletida na saída do sistema, em que $\theta_c \geq \theta$ e τ_c sendo parâmetros de projeto, será possível obter a função transferência dada por

$$(T(s))_d = \left(\frac{Y(s)}{R(s)} \right)_d = \frac{e^{-\theta_c s}}{\tau_c s + 1}, \quad (2.15)$$

se os valores de θ_c e θ forem iguais, o controlador é transcrito para

$$G_c(s) = \frac{1}{G(s)} \frac{e^{-\theta s}}{\tau_c s + 1 - e^{-\theta s}}. \quad (2.16)$$

Portanto, para modelos de primeira ordem com atraso de transporte têm-se,

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_I s} \right),$$

e

$$K_c = \frac{1}{K} \frac{\tau}{\theta + \tau_c} \quad \text{e} \quad T_I = \tau.$$

Para os modelos de segunda ordem e havendo atraso de transporte, pode-se determinar

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right),$$

com os parâmetros

$$K_c = \frac{1}{K} \frac{\tau_1 + \tau_2}{\theta + \tau_c}, \quad T_I = \tau_1 + \tau_2 \quad \text{e} \quad T_D = \frac{\tau_1 \tau_2}{\tau_1 + \tau_2}.$$

Para a implementação e sintonia por meio do método Síntese Direta, pode-se aplicar a Tabela 5, para os modelos sem atraso de transporte, e Tabela 6, para modelos com atraso.

Tabela 5 – Sintonia por Síntese Direta.

Caso	Modelo	K_C	T_I	T_D
1	K	0	$K\tau_C$	-
2	$\frac{K}{s}$	$\frac{1}{K\tau_C}$	-	-
3	$\frac{K}{\tau s + 1}$	$\frac{\tau}{K\tau_C}$	τ	-
4	$\frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{\tau_1 + \tau_2}{K\tau_C}$	$\tau_1 + \tau_2$	$\frac{\tau_1 \tau_2}{\tau_1 + \tau_2}$

Fonte: Adaptado de Garcia (2017).

Tabela 6 – Sintonia por Síntese Direta para modelos com atraso de transporte.

Caso	Modelo	K_C	T_I	T_D
5	$\frac{K e^{-\theta s}}{s}$	$\frac{2\tau_C + \theta}{K(\tau_c + \theta)^2}$	$2\tau_C + \theta$	-
6	$\frac{K e^{-\theta s}}{\theta s + 1}$	$\frac{\tau}{K(\tau_c + \theta)}$	τ	-
7	$\frac{K e^{-\theta s}}{(\theta_1 s + 1)(\theta_2 s + 1)}$	$\frac{\tau_1 + \tau_2}{K(\tau_c + \theta)}$	$\tau_1 + \tau_2$	$\frac{\tau_1 \tau_2}{\tau_1 + \tau_2}$

Fonte: Adaptado de Garcia (2017).

2.5.2.3 Método do Modelo Interno (IMC)

Diferentemente do método Síntese Direta, Rivera, Morari e Skogestad (1986) apresentaram o Método do Modelo Interno (IMC, do inglês *Internal Model Control*) que emprega o modelo do sistema e uma especificação de desempenho para encontrar a sintonia.

Pelo IMC, o controlador possui um modelo de processo, que ficará interno a ele, podendo ser utilizado na fase de projeto e durante a operação. Obtém-se o modelo do processo experimentalmente, para um controlador PID, observando a curva da resposta da Variável Manipulada (MV) quando há uma entrada ao sistema por um degrau unitário, para enfim achar a função transferência

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{G_p(s)C(s)}{1 + G_p(s)C(s)}. \quad (2.17)$$

O objetivo dessa técnica é obter uma resposta com uma dinâmica conhecida, sendo a trajetória de referência, e sendo critério de ajuste, quando a entrada, SP, for um degrau.

Para implementar o método, tem-se a malha fechada de primeira ordem para uma planta, representada por

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{1}{\tau s + 1}, \quad (2.18)$$

em que τ define a velocidade que a saída do processo acompanha o SP e representa o critério de desempenho do IMC. Para defini-la, o tempo morto deve ser sempre maior que τ .

Por exemplo, assumindo o processo por um integrador puro $G_p(s) = K/s$ e igualando (2.17) e (2.18), encontra-se o controlador

$$C(s) = \frac{1}{G_p(s)\tau_c} = \frac{1}{K\tau_c},$$

tendo como parâmetros o modelo do processo ($G_p(s)$) e a constante de tempo desejada para o sistema (τ_c). Sua principal vantagem é definir o desempenho desejado, por meio da razão entre constante de tempo em malha fechada e malha aberta.

Pensando em várias aplicações de sintonia de controladores PID, na Tabela 7, apresentam-se os ganhos para alguns modelos de processo (RIVERA; MORARI; SKOGSTAD, 1986).

2.5.2.4 Método do Modelo Interno Simples (SIMC)

Segundo Skogestad (2003), é possível solucionar diferentes modelos de processo com uma única regra de sintonia, aproximando-os a um modelo de um sistema de primeira ou segunda ordem. O Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês *Simple Internal Model Control*) é sucessor do IMC, foi desenvolvido em 2003 e seu desempenho pode ser comparável com o método anterior.

Para o desenvolvimento do modelo estudado, é considerado um Modelo de Segunda Ordem com Atraso de Transporte (SOPTD, do inglês *Second Order Plus Time Delay Model*) (SOPTD),

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}.$$

Tabela 7 – Sintonia de PID pelo método IMC.

Modelo	K_p	T_I	T_D
$\frac{K}{\tau s + 1}$	$\frac{\tau}{K\tau_c}$	τ	-
$\frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{(\tau_1 + \tau_2)}{K\tau_c}$	$(\tau_1 + \tau_2)$	$\frac{\tau_1 \tau_2}{(\tau_1 + \tau_2)}$
$\frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1}$	$\frac{2\xi\tau}{K\tau_c}$	$2\xi\tau$	$\frac{\tau}{2\xi}$
$\frac{K}{s}$	$\frac{1}{K\tau_c}$	-	-
$\frac{K}{s(\tau s + 1)}$	$\frac{1}{K\tau_c}$	-	τ

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2010).

Assumindo que $\theta_c = \theta$ e utilizando (2.15) e (2.16), obtém-se a função de transferência de malha

$$(T(s))_d = \left(\frac{Y(s)}{R(s)} \right)_d = \frac{e^{-\theta s}}{\tau_c s + 1},$$

e o controlador será dado por

$$G_c(s) = \frac{1}{K} \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}{\tau_c s + 1 - e^{-\theta s}}. \quad (2.19)$$

O controlador mencionado em (2.19) não tem o mesmo formato de um PID. Logo, utiliza-se uma aproximação por expansão de série de Taylor de primeira ordem com

$$e^{-\theta s} = 1 - \theta s. \quad (2.20)$$

Substituindo (2.20) em (2.19), encontra-se

$$G_c(s) = \frac{1}{K} \frac{\tau_1 \tau_2 s^2 + (\tau_1 + \tau_2)s + 1}{(\tau_c + \theta)s}. \quad (2.21)$$

Destaca-se, no entanto, que esse método de sintonia foi desenvolvido para PID iterativo ou em cascata, tendo sua função representada por

$$G_c(s) = \frac{MV}{E} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_I s} \right) (T_D s + 1) = \frac{K_c}{T_I s} (T_I T_D s^2 + (T_I + T_D)s + 1). \quad (2.22)$$

Ao comparar (2.21) e (2.22), encontra-se a relação entre os parâmetros do controlador, os quais são dados por

$$K_c = \frac{1}{K} \frac{\tau_1}{\theta + \tau_c}, \quad T_I = \tau_1 \quad \text{e} \quad T_D = \tau_2.$$

Pela técnica IMC, a constante de tempo dominante τ_1 é cancelada pela constante de tempo integral, ou seja, $T_I = \tau_1$. A vantagem é que mesmo havendo alterações no SP e perturbações na saída do processo, o sistema terá uma boa resposta. Porém, em processos integradores, ou seja, mais lentos que possuem τ_1 grande, a escolha por esse método gera respostas lentas em rejeições a perturbações. Para melhorar o desempenho deve-se reduzir o T_I (BRAGA, 2022a). Aplicando o método SIMC, a fim de melhorar a rejeição a perturbações dos processos integradores, altera-se o termo integral, de modo que

$$K_c = \frac{1}{K} \frac{\tau_1}{\theta + \tau_c}, \quad T_I = \min\{\tau_1, 4(\theta + \tau_c)\}, \quad T_D = \tau_2.$$

Finalmente, com o intuito de relacionar os ganhos do PID série com o os de um PID ideal, ou paralelo, dado por

$$G'_c(s) = \frac{MV}{E} = K'_c \left(1 + \frac{1}{T'_I s} + T'_D(s) \right),$$

tem-se que os parâmetros são dados por

$$K'_c = K_c \left(1 + \frac{\tau_D}{\tau_I} \right), \quad T'_I = T_I \left(1 + \frac{T_D}{T_I} \right), \quad T'_D = \frac{T_D}{\left(1 + \frac{T_D}{T_I} \right)}.$$

Comparada à técnica IMC, a SIMC é aplicável, sobretudo, a sistemas de primeira e segunda ordem que possuem tempo morto, tendo como parâmetro de sintonia τ_c . Para aplicar a técnica, utiliza-se a Tabela 8 para achar os parâmetros de sintonia.

Tabela 8 – Sintonia de PID pelo método SIMC.

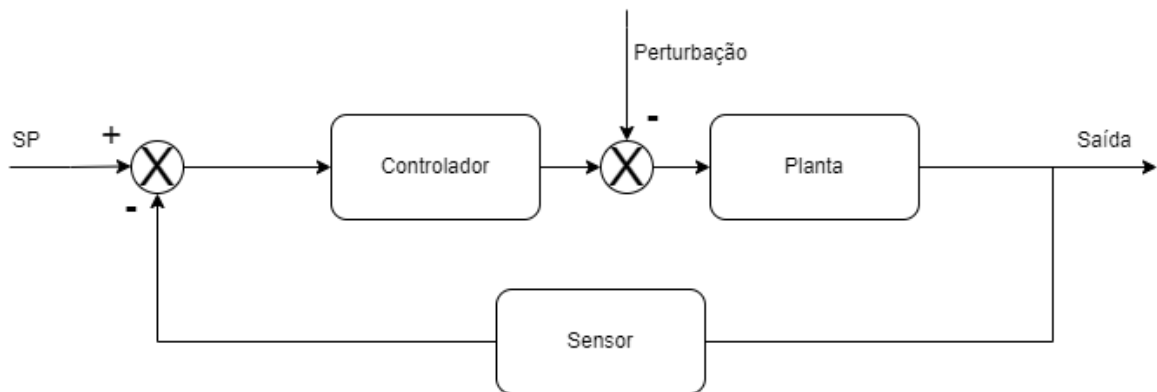
Modelo	K_p	T_I	T_D
$\frac{K e^{-\theta s}}{\tau_1 s + 1}$	$\frac{\tau_1}{K(\tau_c + \theta)}$	$\min\{\tau_1, 4(\theta + \tau_c)\}$	—
$\frac{K e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{\tau_1}{K(\tau_c + \theta)}$	$\min\{\tau_1, 4(\theta + \tau_c)\}$	τ_2
$\frac{K e^{-\theta s}}{s}$	$\frac{1}{K(\tau_c + \theta)}$	$4(\theta + \tau_c)$	—
$\frac{K e^{-\theta s}}{s(\tau_2 s + 1)}$	$\frac{1}{K(\tau_c + \theta)}$	$4(\theta + \tau_c)$	τ_2
$\frac{K e^{-\theta s}}{s^2}$	$\frac{1}{K(4(\tau_c + \theta)^2)}$	$4(\theta + \tau_c)$	$4(\theta + \tau_c)$

Fonte: Adaptado de Campos e Teixeira (2010).

3 Resultados

Serão aplicadas e simuladas as técnicas de sintonias de controle PID para dois experimentos que visam manter o nível do silo em um valor predefinido. O primeiro projeto será manipulando a velocidade da correia do alimentador do silo do britador. Enquanto, no segundo projeto, será realizado o controle tendo como variável manipulada a APF. O controle implica em um problema do tipo servo. De modo que busca-se fazer a variável controlada, o nível do silo, acompanhar uma referência na forma de degrau com amplitude igual a 80% de sua capacidade nominal. O motivo é que, conforme Itävuo, Hulthén e Vilkkó (2017), o britador apresenta o melhor desempenho quando a câmara opera com um valor de referência (SP) entorno de 80% de sua capacidade. Os dois projetos podem ser representados pelo diagrama de blocos descrito na Figura 7.

Figura 7 – Diagrama de blocos para os modelos sem saturação.



Fonte: Autoria própria.

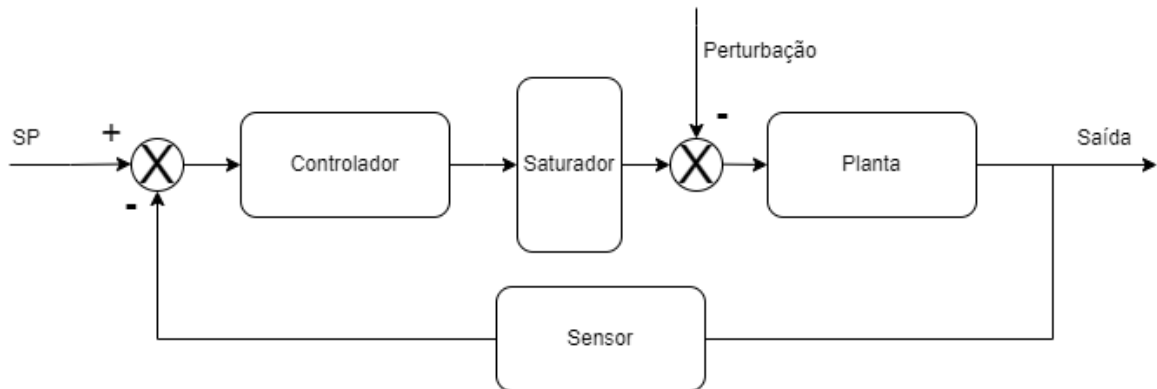
Além disso, mantendo-se todas as considerações anteriores, também será acrescentada uma saturação na saída do controlador, demonstrado na Figura 8, para limitar o sinal de entrada na planta. Isso permite analisar mais realistamente o comportamento dinâmico do sistema, simulando as limitações dos sinais de controle práticos.

3.1 Controle do nível do silo do britador cônico cuja variável manipulada é a velocidade da correia transportadora

Assumindo que a britagem secundária apresenta falhas de produtividade, com os níveis dos britadores abaixo do desejado ou acima do que é suportado, o objetivo é controlar o nível dos silos desses equipamentos.

Como descrito, ao modelo da planta na seção 2.4 e demonstrado na Figura 3, serão aplicadas técnicas sintonias de modo a obter o melhor resultado de resposta do sistema. A

Figura 8 – Diagrama de blocos para os modelos com saturação.



Fonte: Autoria própria.

variável manipulada é a velocidade da correia que alimenta o silo e a variável de processo será o nível do próprio silo de alimentação, que se situa acima da câmara de britagem.

Nos modelos trabalhados (2.8) e (2.10), as dinâmicas das plantas são integradoras, assim o controle projetado deve diminuir o tempo integrativo do sistema, reduzindo os distúrbios do processo.

Para implementação da sintonia dos projetos, serão utilizadas duas configurações. A primeira, segundo Skogestad (2003), seria reduzir a constante de tempo do controlador (τ_c) em 3 vezes a constante de tempo da planta τ , $\tau_c = \tau/3$, e considerar o valor de $\theta = \tau_c$. A segunda estratégia, é reduzir ambos os parâmetros, assumindo valor de $\theta < \tau_c/0.8$ e $\tau_c > \tau/10$.

Outro detalhe é a aplicação da perturbação aos modelos para analisar como o sistema comporta. A perturbação simulada é uma perturbação de carga, cuja função é um degrau de amplitude unitária.

3.1.1 Resultados obtidos sem saturação

Na Tabela 9, é possível analisar todos os resultados, obtidos em simulação, para o sistema representado pela função transferência (2.8) que não possui saturação na saída do controle. Na Tabela 9, destaca-se também o melhor resultado entre as estratégias testadas.

A Figura 9 mostra os resultados, obtidos via simulação, encontrados para o sistema (2.8). O que pode ser observado, inicialmente, é que algumas curvas se sobrepuseram, indicando resultados bem semelhantes entre as técnicas. Observa-se que os sinais de saída para $\tau_c = \tau/9.99$ assumiram respostas com um menor MUP e um T_s menor. O sinal de controle é mais agressivo em Figura 10(d), assumindo picos maiores e valores menores para entrar em regime permanente. Por outro lado, aplicando a perturbação ao sistema, o sistema que obteve melhor resposta à perturbação foi quando o τ_c assume valores menores, como pode ser observado em Figura 10(e).

Tabela 9 – Resultados obtidos considerando a velocidade da correia como variável manipulada para o sistema sem saturação.

Especificações			Saída		Controle	Perturbação	
τ_c	θ	Técnica	MUP (%)	T_s	Pico	Pico	T_s
$\frac{\tau}{3}$	τ_c	ZN	5.0762	6.1564	73953.0000	0.0491	8.0127
		SD	5.9682	5.9310	934.9435	0.0726	12.6494
		IMC	5.9697	5.9333	934.9435	0.0726	12.6494
		SIMC	5.9697	5.9333	934.9435	0.0726	12.6494
$\frac{\tau}{9.99}$	$\frac{\tau_c}{0.81}$	ZN	4.9926	2.2787	75857.0000	0.0181	2.9678
		SD	2.1524	1.1556	3113.4000	0.0239	12.5701
		IMC	2.1515	1.5554	3113.4000	0.0239	12.5701
		SIMC	4.8629	2.0158	3113.4000	0.0224	6.1038

3.1.2 Resultados obtidos com saturação

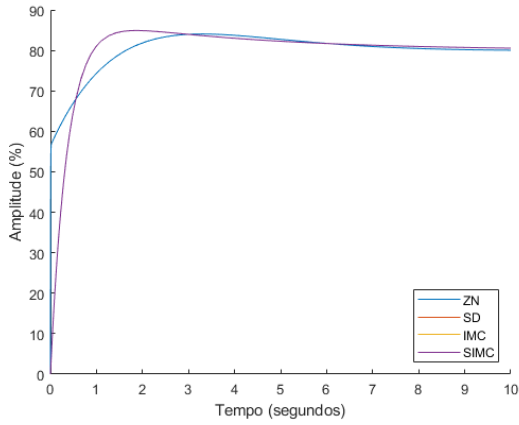
Nesta seção, admite-se uma limitação no sinal de controle, o qual é limitado no intervalo de 0 a 100%. De modo prático, isso significa que não pode ocorrer a retirada de material a ser britado do silo (velocidades negativas), tampouco se pode ultrapassar a velocidade nominal da correia, isto é, velocidades superiores a 100%. Portanto, introduzindo a saturação, garante-se uma simulação mais real para processo. Os resultados encontrados podem ser analisados na Tabela 10.

Tabela 10 – Resultados obtidos considerando a velocidade da correia como variável manipulada para o sistema com saturação.

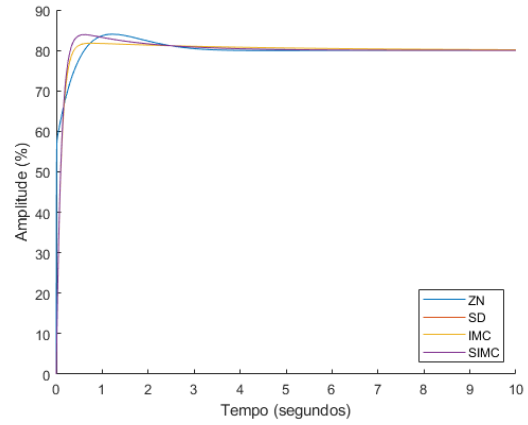
Especificações			Saída		Controle	Perturbação	
τ_c	θ	Técnica	MUP (%)	T_s	Pico	Pico	T_s
$\frac{\tau}{3}$	τ_c	ZN	0.2219	4.4564	100.0000	0.0491	8.0258
		SD	0.0000	4.1086	100.0000	0.0726	12.6569
		IMC	0.0000	4.1086	100.0000	0.0726	12.6569
		SIMC	0.0000	4.1086	100.0000	0.0726	12.6569
$\frac{\tau}{9.99}$	$\frac{\tau_c}{0.81}$	ZN	0.1549	5.2398	100.0000	0.0181	2.9738
		SD	0.0000	4.1053	100.0000	0.0239	12.5843
		IMC	0.0000	4.1053	100.0000	0.0239	12.5843
		SIMC	0.0000	4.9184	100.0000	0.0224	6.1269

Percebe-se pela Tabela 10 e pela Figura 10 que os resultados obtidos para os diferentes tipos de τ_c são bastante semelhantes. Por outro lado, havendo limitação do sinal de controle, causado pela saturação na saída do controlador, foi obtido um pico de 100.0000 para todas as técnicas de sintonia. Vale ressaltar que, aplicado as técnicas de sintonia para a referência (SP) em 80%, não foi obtida uma saída que gerasse erro nulo, ou seja, a saída igual à entrada do sistema. Sobre a resposta quando há a perturbação, mesmo com valores pequenos, o pico para o controlador com $\tau_c = \tau/9.99$ é menor.

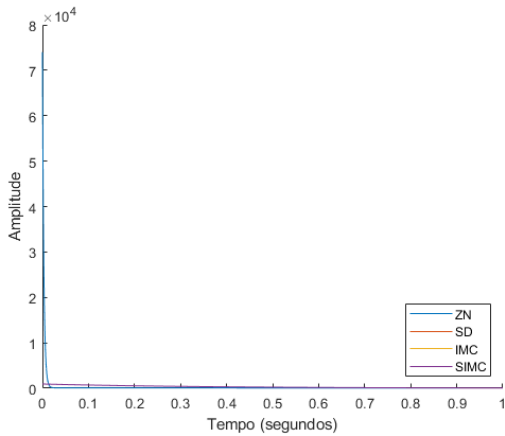
Figura 9 – Respostas em malha fechada do sistema (sem saturação) considerando a velocidade da correia como variável manipulada para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).



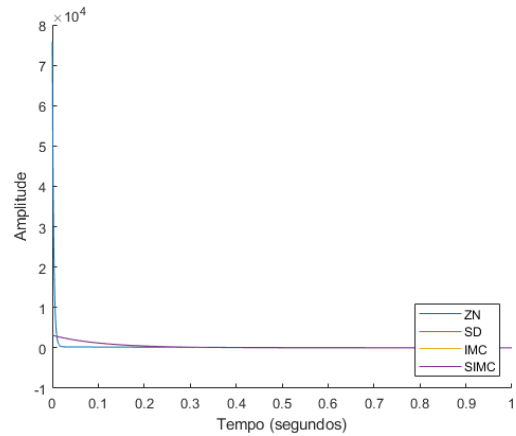
(a) Sinal de saída do sistema para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



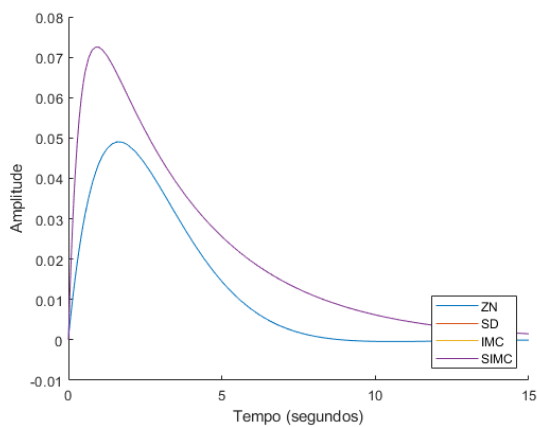
(b) Sinal de saída do sistema para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



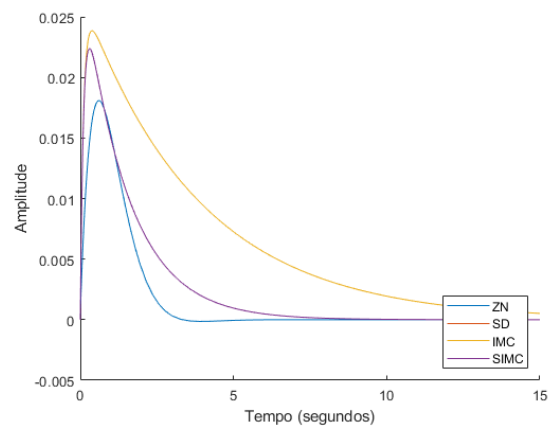
(c) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(d) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.

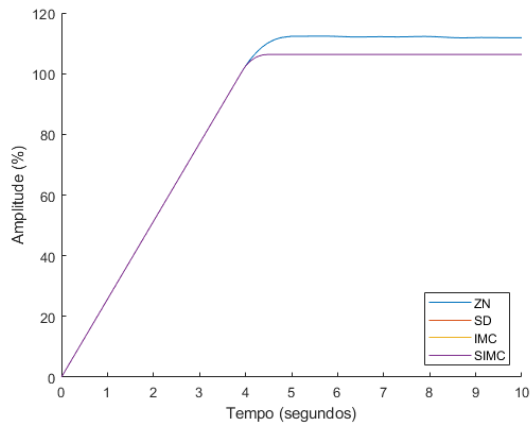


(e) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.

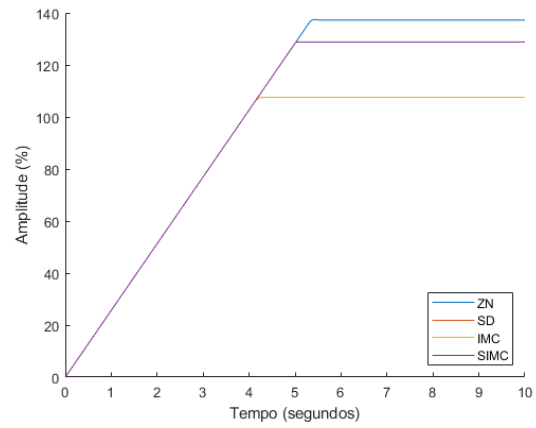


(f) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.

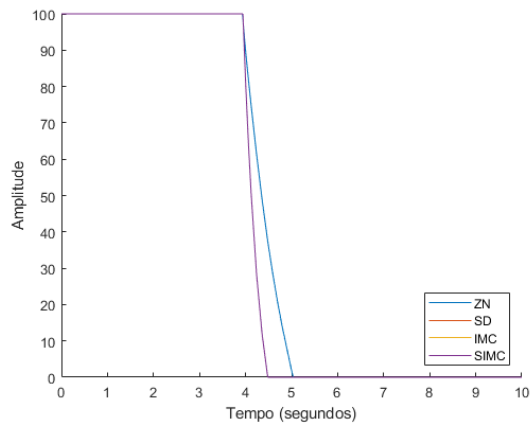
Figura 10 – Respostas em malha fechada do sistema (com saturação) considerando a velocidade da correia como variável manipulada para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).



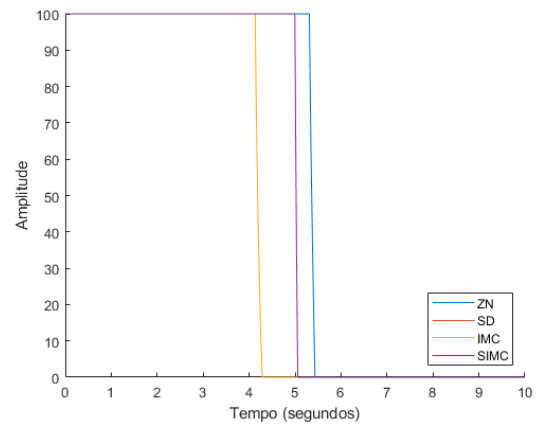
(a) Sinal de saída para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



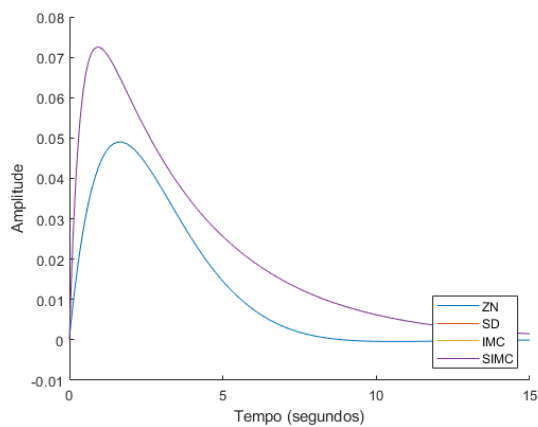
(b) Sinal de saída para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



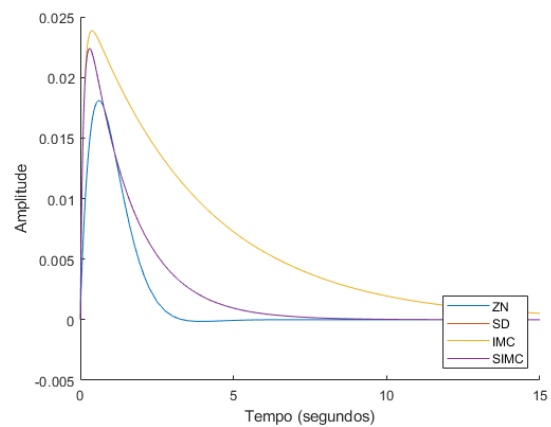
(c) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(d) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



(e) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(f) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.

3.1.3 Conclusão

As Tabela 9 e Tabela 10 demonstram os valores encontrados para as simulações que tratam o modelo da planta que varia a velocidade da correia do alimentador, não possuindo saturação na entrada da planta e assumindo a saturação, respectivamente. A resposta com melhor resultado para o projeto sem saturação foi via a sintonia IMC, com $\tau_c = \tau/9.99$ e $\theta = \tau_c/0.81$. O controlador sintonizado é

$$G_C(s) = 11.7 + \frac{3}{s}, \quad (3.1)$$

com a proporção $K_c/K_I = 3.9$. O resultado obteve um sobressinal baixo, demonstrado pela coluna (*MUP*), e um tempo de assentamento T_s menor. Isso significa que o sistema entra em regime mais rápido e o sinal de controle não é tão agressivo ao sistema por ter um sobressinal menor.

Ao adicionar a saturação, o sinal de controle assume o mesmo valor de pico para todas as sintonias, independente do valor de τ_c . Porém, foi observado que o sinal de saída estava superior a 100, o que significa que o tanque estava transbordando. Para sanar o problema e alcançar um nível de 80% do silo, foi necessário alterar os ganhos por tentativa e erro, entretanto, foi possível apenas diminuir o erro e não zerá-lo completamente.

Ao tentar alcançar a estabilidade de forma empírica, buscando sempre que a saída siga a entrada, foi encontrada uma relação $K_c/K_I = 487$ para (3.1), com tempo de assentamento de 3.0639 e saída em regime em 80.2559, como pode ser observado na Figura 11, isso faz com que o controlador tenha função transferência dada por

$$G_C(s) = 58.43 + \frac{0.12}{s},$$

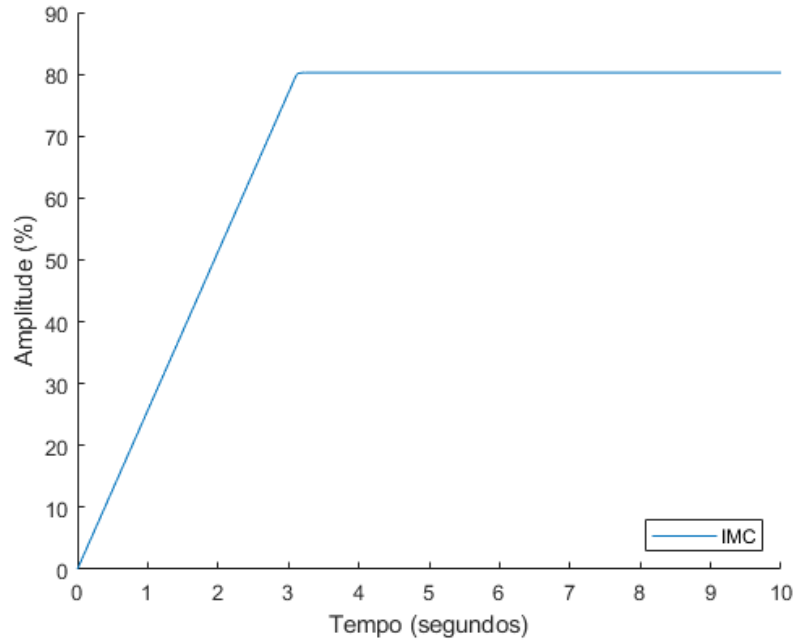
e um sinal de saída apresentado na Figura 11.

3.2 Controle do nível do silo do britador cônico assumindo a APF como variável manipulada

No estudo realizado para o controle de nível do britador, por meio da correia do alimentador, foram realizados testes com diferentes técnicas de controle para controladores PID, conforme demonstrado na Figura 9 e Figura 10. Similarmente, serão aplicadas técnicas de sintonia para o modelo que assume a abertura da posição fechada como variável manipulada.

A partir disso, foi projetado um controlador PID para o nível do britador com um SP de 80% do nível máximo do silo de alimentação do britador. O esperado era o mesmo, manter o nível do britador próximo ao valor de referência, evitando o excesso ou a falta de material. A variável manipulada foi a APF, enquanto a variável controlada permanece a mesma, isto é, o nível do britador.

Figura 11 – Resposta em malha fechada do sistema (com saturação) considerando a velocidade da correia como variável manipulada para a sintonia Método do Modelo Interno com a correção dos ganhos.



3.2.1 Resultados para o sistema sem saturação

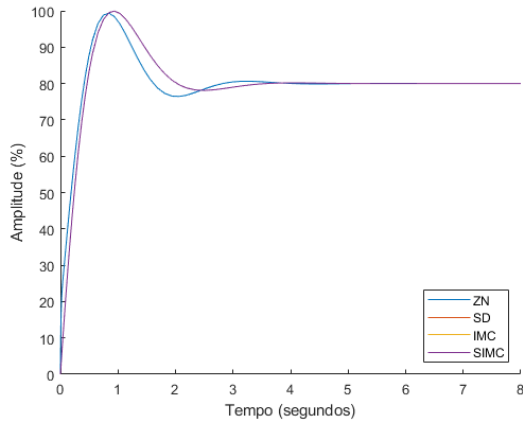
Simulado o sistema no MATLAB, foi possível analisar todos os resultados, com a APF como variável manipulada e o sistema não possuindo nenhuma limitação.

Tabela 11 – Resultados encontrados controlando a abertura da posição fechada para o sistema sem saturação.

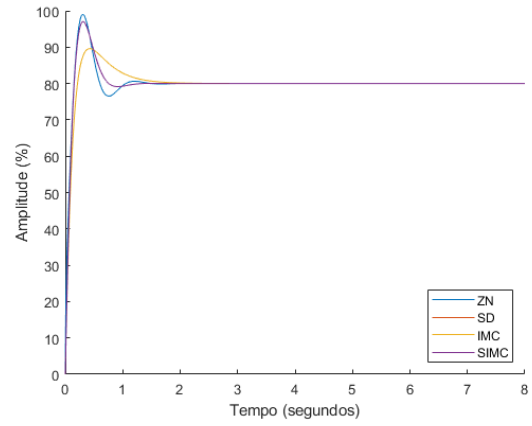
Especificações		Saída		Controle	Perturbação		
τ_c	θ	Técnica	MUP (%)	T_s	Pico	Pico	T_s
$\frac{\tau}{3}$	τ_c	ZN	24.2073	2.4868	1230.1000	0.3062	3.1785
		SD	24.9303	2.7325	114.5038	0.4164	2.8252
		IMC	24.9303	2.7325	114.5038	0.4164	2.8252
		SIMC	24.9303	2.7325	114.5038	0.4164	2.8252
$\frac{\tau}{9.99}$	$\frac{\tau_c}{0.81}$	ZN	23.7943	0.9264	18.2911	0.1129	1.1896
		SD	12.0162	1.2039	4.7662	0.1587	1.7061
		IMC	12.0162	1.2039	4.7662	0.1587	1.7061
		SIMC	21.2506	0.6737	4.7662	0.1339	0.9836

Assim como no projeto que se manipulava a velocidade da correia, os melhores resultados foram obtidos quando se tem $\tau = \tau/9.99$, analisando a saída do sistema. Um pico maior para a técnica Ziegler-Nichols, mas o tempo de assentamento é menor para todas as metodologias, constatado na Figura 12. O sinal de controle, observado na Tabela 11, possui um melhor resultado para o τ_c menor. Pode-se constatar também na Figura 13(c), pois o pico do sinal de controle é menos agressivo, ou seja, menor e mais viável

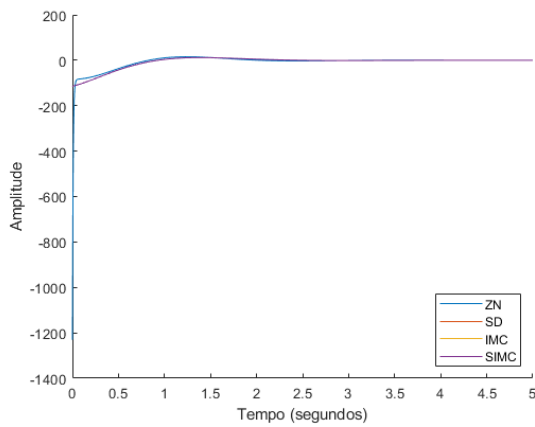
Figura 12 – Respostas em malha fechada, controlando a APF, para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).



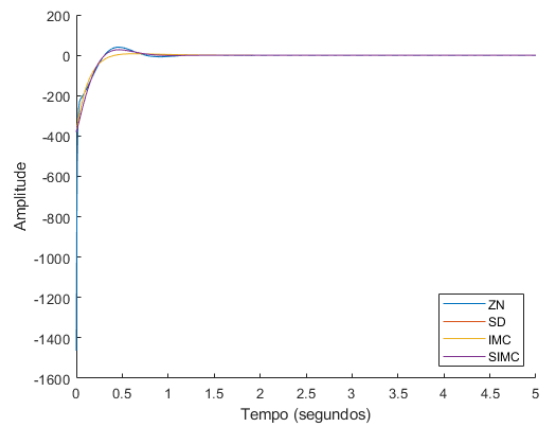
(a) Sinal de saída para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



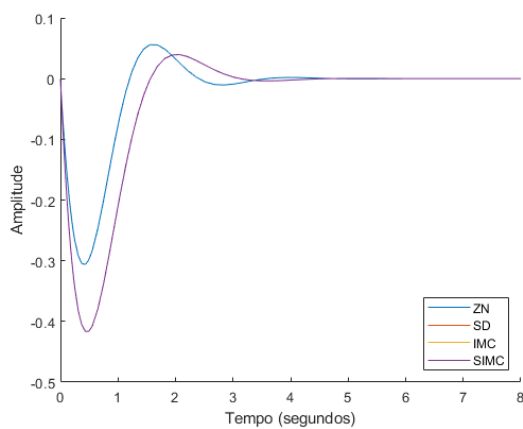
(b) Sinal de saída para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



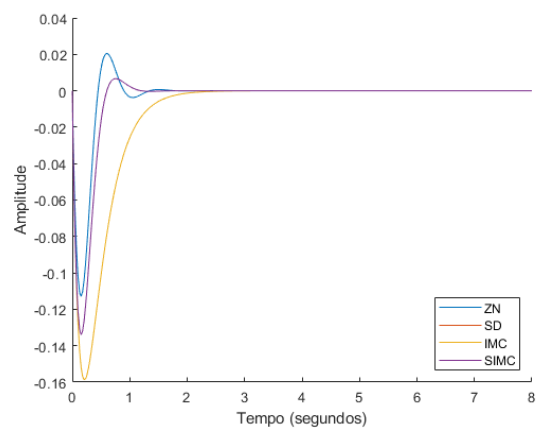
(c) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(d) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



(e) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(f) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.

para implementar na planta. Finalmente, destaca-se que a técnica que melhor respondeu à perturbação com menores pico e T_s foi a SIMC, para $\tau_c = \tau/9.99$, na Figura 13(f).

3.2.2 Resultados para o sistema com saturação

Do mesmo modo, que foi tratado o primeiro modelo, foi inserida uma saturação na saída do controlador que dará o comando à planta. Os limites serão -100 a 0% , pois o controlador possui uma operação reversa na planta (ganho do processo apresenta coeficiente negativo). Isso pode ser analisando ao observar que quanto maior é a abertura da APF, menor é o nível do silo.

Tabela 12 – Resultados encontrados controlando a APF para o sistema com saturação.

Especificações			Saída		Controle	Perturbação	
τ_c	θ	Técnica	MUP (%)	T_s	Pico	Pico	T_s
$\frac{\tau}{3}$	τ_c	ZN	0.0000	0.7019	100.0000	0.3068	3.2029
		SD	0.0000	0.7640	100.0000	0.4176	2.8314
		IMC	0.0000	0.7640	100.0000	0.4176	2.8314
		SIMC	0.0000	0.7640	100.0000	0.4176	2.8314
$\frac{\tau}{9.99}$	$\frac{\tau_c}{0.81}$	ZN	0.0000	0.6332	100.0000	0.1129	1.1890
		SD	0.0000	0.5254	100.0000	0.1587	1.7060
		IMC	0.0000	0.5254	100.0000	0.1587	1.7060
		SIMC	0.0000	0.5921	100.0000	0.1338	0.9837

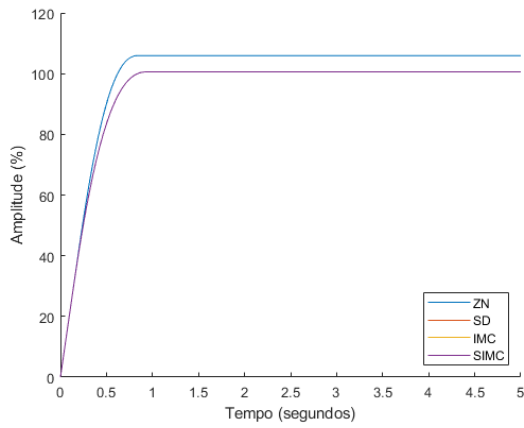
Ao analisar a saída do sistema na Figura 14(a) e Figura 14(b), nota-se que o nível do britador transborda, pois a saída está além de 100, que representa o silo cheio. Mas o sistema responde mais rápido com o τ_c menor. Na Figura 14(c), Figura 14(d) e Tabela 12, é possível notar que os valores de pico são os mesmos para o sinal de controle. A perturbação, tratada na Figura 14(e) e Figura 14(f), impacta de maneira mais sutil, com um pico e tempo de assentamento menores, para as sintonias que possuem $\tau_c = \tau/9.99$.

Novamente, assim como nos resultados obtidos para o modelo da subseção 3.1.1, não foi possível encontrar uma saída do sistema que apresenta erro nulo para SP do nível do silo em 80%.

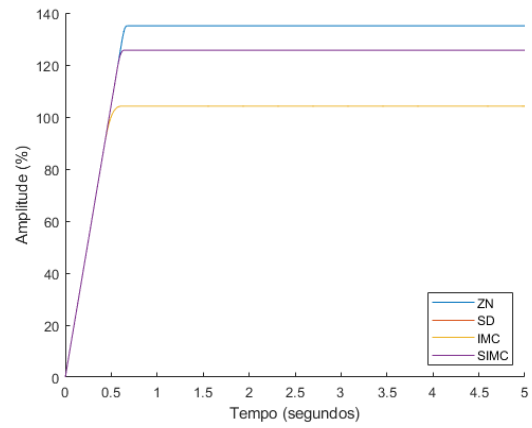
3.2.3 Conclusão

Com os resultados do modelo sem e com saturação, descritos pelas Tabela 11 e Tabela 12, respectivamente, pode-se concluir que a resposta com melhor resultado foi obtida por meio da sintonia SIMC, com $\tau_c = \tau/9.99$ e $\theta = \tau_c/0.81$. Essa técnica, analisada em Figura 12 e Figura 13, apresentou Tempo de Assentamento de 0.6737 e Máxima Ultrapassagem Percentual de 21.2506.

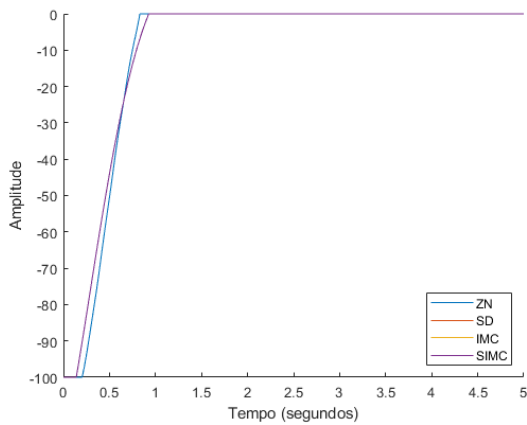
Figura 13 – Respostas em malha fechada, controlando a APF e assumindo a saturação, para as sintonias Ziegler-Nichols (em azul), Síntese Direta (em vermelho), Método do Modelo Interno (em amarelo) e Método do Modelo Interno Simples (em roxo).



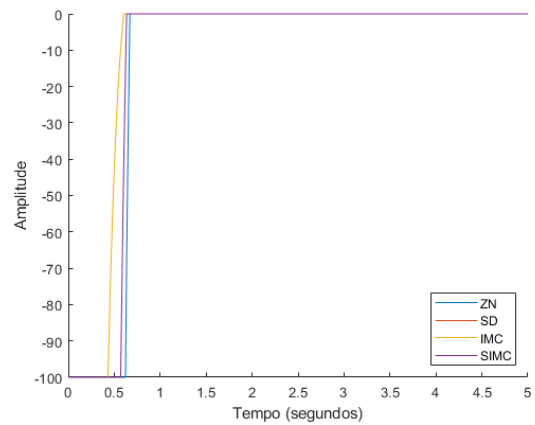
(a) Sinal de saída para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



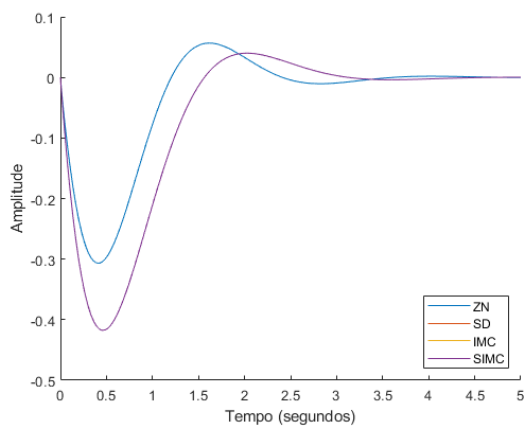
(b) Sinal de saída para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



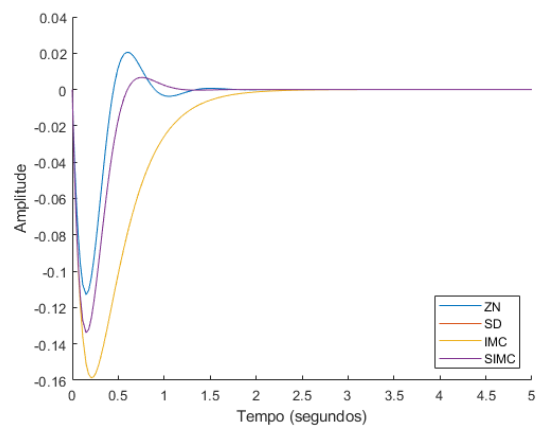
(c) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(d) Sinal de controle para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.



(e) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{3}$.



(f) Sinal de perturbação para $\tau_c = \frac{\tau}{9.99}$.

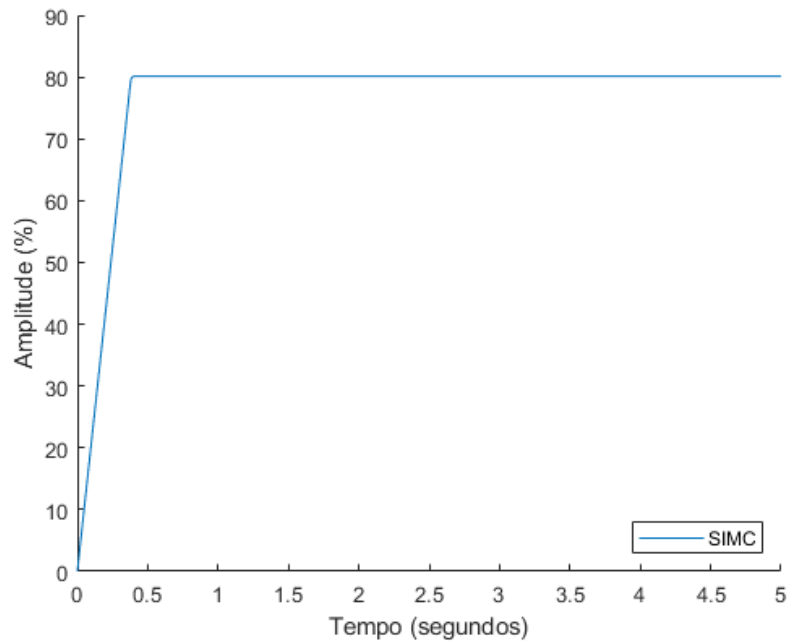
Para o projeto que não possui a limitação na saída do controlador observou-se uma proporção entre os ganhos de $K_c/K_I = 25$, sendo o controlador descrito por

$$G_C(s) = - \left(4.77 + \frac{0.191}{s} \right). \quad (3.2)$$

Por outro lado, para o sistema que possui a saturação, foi necessário alterar os ganhos proporcional e integrativo de (3.2), para não haver o transbordo do silo. Via tentativa e erro, foi encontrada uma relação entre os ganhos de $K_c/K_I = 128$, com o tempo de assentamento de 0.3746 e a saída do processo atingindo o valor de 80.1199 em regime, cuja saída do sistema é mostrada na Figura 14. O controlador para o sistema com saturação possui a saída representada pela função transferência

$$G_C(s) = - \left(95.22 + \frac{0.75}{s} \right).$$

Figura 14 – Resposta em malha fechada do sistema (com saturação) considerando a APF como variável manipulada para a sintonia Método do Modelo Interno Simples com a correção dos ganhos.



4 Conclusão e trabalhos futuros

Com o final do projeto, observou-se que foi possível simular e reproduzir o processo de um britador cônico, por meio do *software* MATLAB. Os resultados encontrados com as técnicas de sintonia para controladores PID foram satisfatórios, destacando a melhor para cada modelo.

O melhor resultado para o modelo que manipula a variável da velocidade da correia transportadora sem saturação foi obtido por meio da técnica Método do Modelo Interno (IMC, do inglês *Internal Model Control*) com $\tau_c = \tau/3$, que apresentou uma baixa Máxima Ultrapassagem Percentual, porém houve um sinal de controle muito elevado, o que não seria possível implementar de forma prática em área. Com a saturação, limitando a velocidade da correia entre 0% e 100% da velocidade nominal, observou-se que a MUP seria anulada, o sinal de controle seria fácil de implementação e também teria uma diminuição no Tempo de Assentamento. Mostrando a eficiência do controle implementado na planta, porém com o acréscimo da necessidade de reajustar os ganhos para garantir o correto seguimento de referência.

Para o controle da abertura da posição fechada sem saturação, a técnica que alcançou os melhores resultados foi a Método do Modelo Interno Simples (SIMC, do inglês *Simple Internal Model Control*) assumindo $\tau_c = \tau/9.99$. Foi encontrada uma MUP acima de 10%, Tempo de Assentamento e um pico de controle baixo, mas foram observados sinais de controle positivos que contrariam os limites e realidade da planta, fechando a câmara mais do que o suportado, por exemplo. Porém, adicionada a limitação do sinal de controle, saturação que limita a abertura da câmara do britador entre 0% e 100%, foi obtido um ganho em relação ao Máxima Ultrapassagem Percentual que foi zerada, queda do T_s e o sinal de controle limitado em 100%.

Observa-se, também, que quanto menor a constante de tempo, menor será o T_s , tornando o sistema mais veloz. Outro ponto a ser destacado é que quando menor τ_c , mais agressivo é o controle do sistema.

Apresentadas as conclusões anteriores, destaca-se que, para utilizar o modelo que manipula a abertura da posição fechada, o britador cônico deve ser capaz de alterar tal variável.

O ganho que se tem ao inserir uma estratégia de controle automático é grande, isso faz com que se elimine possíveis erros causados pelo operador, reduz a exposição de risco do colaborador em área e aumenta a produtividade com as assertividades em tomadas de decisões no processo. Para isso, são necessários equipamentos que se comunicam, um estudo para dimensionar a produção e, por fim, escolher parâmetros de operação para modelar e controlar a planta. Finalmente, cabe ao projetista escolher a melhor estratégia para melhorar o processo, conforme o objetivo final da planta. Neste trabalho, foi demons-

trada que, dentre os experimentos feitos, a melhor escolha é a que admite a velocidade da correia do alimentador como variável manipulável.

Como sugestões para trabalhos futuros, destacam-se alguns pontos a serem considerados para a complementação da pesquisa. Discretizar o processo e implementar um estimador de estados. Aplicar técnicas de controle robusto e analisar o comportamento do sistema. Por fim, aplicar as técnicas de sintonia de controladores PID, implementadas neste trabalho, a um sistema real.

Referências

- ATTA, K. T.; JOHANSSON, A.; GUSTAFSSON, T. Control oriented modeling of flow and size distribution in cone crushers. *Minerals Engineering*, Elsevier, v. 56, p. 81–90, 2014.
- BRAGA, M. F. *Notas de aula da disciplina Controle de Processos Industriais*. [S.l.]: Universidade Federal de Ouro Preto, 2022.
- BRAGA, M. F. *Notas de aula da disciplina Sistemas de Controle I*. [S.l.]: Universidade Federal de Ouro Preto, 2022.
- CAMPOS, M. C. M. Massa de; TEIXEIRA, H. C. *Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais*. 2. ed. São Paulo: Editora Edgard Blucher LTDA., 2010. Acesso em 27/04/2022.
- CARVALHO, P. S. L. d. et al. Minério de ferro. Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social, 2014.
- DORF, R. C.; BISHOP, R. H. *Sistemas de Controle Modernos*. 8°. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., 2001. Acesso em 27/04/2022.
- EWANS, M. *ERP: tools, techniques, and applications for integrating the supply chain*. [S.l.]: Crc Press, 2003.
- FAUSTO, B. *História do Brasil*. São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo, 2013.
- GARCIA, C. *Controle de processos industriais: Estratégias Convencionais*. São Paulo, SP: Editora Blucher, 2017.
- HULTHÉN, E. *Real-time optimization of cone crushers*. [S.l.]: Chalmers Tekniska Hogskola (Sweden), 2010.
- HUSTRULID, W. A.; BULLOCK, R. L.; ATKINSON, R. D. *Underground mining methods: engineering fundamentals and international case studies*. [S.l.]: Society for Mining, Metallurgy & Exploration, 2019.
- ITÄVUO, P.; HULTHÉN, E.; VILKKO, M. Feed-hopper level estimation and control in cone crushers. *Minerals Engineering*, Elsevier, v. 110, p. 82–95, 2017.
- JACOBSON, D.; JANSSEN, P.; URBINATTI, V. Cavity level's effect on cone crusher performance and production. In: *7th International Mineral Processing Seminar*. [S.l.: s.n.], 2010.
- KING, R. P. *Mineral Beneficiation*. [S.l.]: Springer Science & Business Media, 2012.
- LUYBEN, W. L. Effect of derivative algorithm and tuning selection on the pid control of dead-time processes. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 40, p. 3605–3611, 2001.
- MEIRELES, P. G. M. Controle de nível da câmara em britador cônico. 2020.

MULAR, A. L.; BHAPPU, R. B. *Mineral processing plant design*. [S.l.]: Society for Mining Metallurgy, 1980.

PRYOR, M. *Mineral processing*. [S.l.]: Springer Science & Business Media, 2012.

RIVERA, D. E.; MORARI, M.; SKOGESTAD, S. Internal model control: Pid controller design. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, v. 25, p. 252–265, 1986.

SACHS, P. F. T. *Cadeia de valor mineral e tecnologia da informação: alinhamento estratégico como gerador de eficácia em empresas de mineração*. Tese (Doutorado) — Universidade de São Paulo, 2009.

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



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
Universidade Federal de Ouro Preto – UFOP
Instituto de Ciências Exatas e Aplicadas
Colegiado do Curso de Engenharia de Elétrica

TERMO DE RESPONSABILIDADE

O texto do trabalho de conclusão de curso intitulado “Análise de técnicas de sintonia de controladores PID para britadores cônicos” é de minha inteira responsabilidade. Declaro que não há utilização indevida de texto, material fotográfico ou qualquer outro material pertencente a terceiros sem a devida citação ou consentimento dos referidos autores.

João Monlevade, 03 de abril de 2023.

Breno Cardoso Coelho Turola