



Universidade Federal de Ouro Preto - UFOP
Escola de Minas
Colegiado do curso de Engenharia de Controle e
Automação - CECAU



Priscila de Moraes Lopes

Controle de Vazão para a Carga Circulante no Processo de Flotação de Grossos

Monografia de Graduação em Engenharia de Controle e Automação

Ouro Preto, 2023

Priscila de Moraes Lopes

Controle de Vazão para a Carga Circulante no Processo de Flotação de Grossos

Monografia apresentada ao Curso de Engenharia de Controle e Automação da Universidade Federal de Ouro Preto como parte dos requisitos para a obtenção do Grau de Engenharia de Controle e Automação.

Orientador: Prof. Paulo Marcos de Barros Monteiro, Eng., Dr.Sc

Coorientador: Ênio Lopes Júnior, Eng., M.Sc.

Ouro Preto, 2023



FOLHA DE APROVAÇÃO

Priscila de Moraes Lopes

Controle de vazão para a carga circulante no processo de flotação de grossos

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

Aprovada em 10 de julho de 2023

Membros da banca

Prof. Dr. Paulo Marcos de Barros Monteiro - Orientador (DECAT - Universidade Federal de Ouro Preto)
Eng. Me. Ênio Lopes Júnior - Coorientador
Prof. Dr. Agnaldo José da Rocha Reis - Convidado (DECAT - Universidade Federal de Ouro Preto)
Profa. Dra. Adrielle de Carvalho Santana - Convidada (DECAT - Universidade Federal de Ouro Preto)

Paulo Marcos de Barros Monteiro, orientador do trabalho, aprovou a versão final e autorizou seu depósito na Biblioteca Digital de Trabalhos de Conclusão de Curso da UFOP em 23/07/2023



Documento assinado eletronicamente por **Paulo Marcos de Barros Monteiro, PROFESSOR DE MAGISTERIO SUPERIOR**, em 23/07/2023, às 11:28, 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 **0561619** e o código CRC **19ED1304**.

Agradecimentos

Agradeço, primeiramente, a Deus por todas as bênçãos, pela vida e por sempre me guiar em Seus propósitos. A Ele, toda honra e toda glória.

Minha profunda gratidão àqueles cujo amor incondicional, apoio constante e orientação sábia foram fundamentais em cada passo desta jornada: meus pais, Enio e Suely. Agradeço por serem a minha base e inspiração, dedicando-se ao máximo para me apoiar e capacitar a enfrentar cada desafio desta trajetória acadêmica e da vida. Essa tarefa só se tornou possível devido à dedicação e aos conselhos que vocês me deram.

Ao meu irmão Ênio Júnior, minha inspiração. Obrigada por todo o cuidado que sempre dedicou a mim, por sempre me motivar a dar o meu melhor em todos os âmbitos da vida. Agradeço também por todo o suporte, críticas e ensinamentos transmitidos para que este trabalho pudesse ser realizado. Ao meu irmão, Léo, meu companheiro. Agradeço pela amizade, por sempre acreditar e cuidar de mim, e fazer disso minha motivação para dar o meu melhor a cada dia. Todas as dificuldades do meu caminho são menos duras de serem vividas com vocês ao meu lado.

À minha cunhada, Jéssica, pela amizade, pelos conselhos e por ser uma inspiração para mim ao longo dessa trajetória. À minha cunhada, Denise, pela amizade e incentivo de sempre. Agradeço a vocês pelo apoio e torcida incondicionais.

A todos das famílias Lopes e Moraes, pela presença, torcida e união incondicionais. Especialmente aos meus sobrinhos, Nicolas e Arthur, por alegrarem nossos dias. Eu amo vocês.

Agradeço ao professor Dr. Paulo Monteiro, pela orientação, ensinamentos e suporte para o desenvolvimento desta monografia. Os conhecimentos passados por você e sua dedicação pela profissão foram uma inspiração para que eu chegasse até aqui. Ao meu parceiro de trabalho, Ricardo Silva, por todo o suporte e paciência durante a realização deste trabalho, por todos os ensinamentos e, acima de tudo, pela amizade construída. Ao engenheiro Márcio Flávio, pelas sugestões, suporte e discussões que possibilitaram a realização deste trabalho.

Aos meus amigos das equipes de automação e instrumentação da Samarco, que tanto me ensinaram de tantas formas possíveis, obrigada pela colaboração e convivência. Agradeço por terem contribuído com ideias, discussões, incentivo e suporte em todas as etapas deste trabalho e, acima de tudo, pela confiança depositada em mim durante meu período de estágio. Especialmente ao Rondinelle, Patrick e Thiago, cujo apoio foi

fundamental nessa etapa final.

Aos amigos que a UFOP me presenteou, especialmente o 17.1 da Elétrica, obrigada pela parceria, suporte, conhecimentos compartilhados e pelos momentos de descontração. Às minhas amigas, Marianne e Júlia, por vivenciarem essa trajetória junto comigo tornando-a mais leve. Obrigada por toda ajuda, troca de conhecimentos e por todos os bons momentos vividos.

Aos professores dos departamentos de Engenharia de Controle e Automação e Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Ouro Preto e à gloriosa Escola de Minas por proporcionarem um ensino gratuito e de qualidade.

Aos meus amigos de vida, especialmente a Lara, e a cada pessoa especial que compartilhou comigo momentos de alegria e dificuldades, a presença de vocês foi fundamental para que eu chegasse até aqui. Agradeço a todos que, de alguma forma, contribuíram para que este sonho se tornasse realidade, muito obrigada!

*"Pois tudo, absolutamente tudo,
nos céus e na terra, visível e
invisível [...] todas as coisas
começaram nEle e nEle
encontram seu propósito."*

Colossenses 1.16.

Resumo

A utilização de malhas de controle regulatório em uma planta industrial é fundamental para garantir que os processos controlados apresentem um desempenho otimizado, afinal, são elas que garantem a estabilidade do sistema e a redução da variabilidade das variáveis do processo. Por meio de uma análise realizada em uma planta de flotação de grossos, foi possível constatar que a mesma apresentava alta variabilidade na vazão de carga circulante, impactando negativamente nos parâmetros de desempenho do processo de flotação de grossos, tais como aumento do teor de ferro no rejeito e diminuição do teor de ferro no concentrado. Neste aspecto, propõe-se neste trabalho uma estratégia de controle regulatório para uma planta de flotação de grossos. Com o intuito de reduzir as perturbações do sistema, foi implementada uma estratégia de controle de vazão de carga circulante. A malha de controle desenvolvida foi sintonizada utilizando-se duas metodologias: 1. uma estratégia de sintonia baseada em ajustes empíricos e 2. a estratégia de sintonia Simple Internal Model Control (SIMC), muito indicada para malhas que sofrem muitas variações no *setpoint* e perturbações de carga. Após a aplicação das estratégias na planta real, foram coletados dados e foi feita uma análise comparativa. A análise de desempenho do sistema evidencia que a estratégia apresentada foi capaz de reduzir significativamente a variabilidade da carga circulante, permitindo que outras malhas com acoplamento a esta dinâmica operassem de forma otimizada, conseqüentemente melhorando os parâmetros de desempenho do processo. Após a implantação e sintonia do controlador obteve-se uma redução de aproximadamente 95,28% no valor da integral do erro absoluto (IAE), se comparado ao desempenho do processo antes da criação da malha de controle. Como vantagens, a aplicação deste controle possibilitou um aumento da estabilidade da planta, além de ser de grande simplicidade de implantação e manutenção.

Palavras-chave: controle de vazão. flotação de grossos. sintonia. SIMC.

Abstract

Regulatory control loops are crucial in industrial plants to ensure optimal performance of all process variables, which are responsible for maintaining stability and minimizing variability. An analysis conducted in a coarse particle flotation plant revealed significant variability in the circulating load flow, resulting in high iron content in the tailings and a decrease in iron concentration in the pulp. This study proposes a regulatory control strategy designed for a coarse particle flotation plant. To mitigate system disturbances, a circulating load flow control was implemented. The control loop was tuned using two different methods: an empirical method and the SIMC tuning method. The latter is especially useful for controlling loops that experience setpoint variations and load disturbances. Following the implementation of both strategies in the plant, data was collected, analyzed, and compared. The performance analysis demonstrates that the proposed strategy effectively reduces the variability of the circulating load flow, enabling other coupled control loops to operate optimally. Consequently, this approach enhances the process's overall performance parameters. After tuning, a reduction of approximately 95,28% in the value of the integral of the absolute error was achieved compared to the performance of the process prior to the creation of the control loop. Notably, this simple yet effective control strategy offers significant advantages in terms of implementation and maintenance.

Keywords: flow control loop. coarse particle flotation. tuning. SIMC.

Lista de ilustrações

Figura 1	Fluxograma de operações da flotação reversa	14
Figura 2	Vazão de carga circulante do processo de flotação de grossos.	15
Figura 3	Rocha de Minério de Ferro.	17
Figura 4	Fluxograma típico do processamento mineral.	19
Figura 5	Ilustração do processo de flotação.	21
Figura 6	Triângulo dos reagentes de flotação interagindo com a mineralogia. . .	22
Figura 7	Ilustração de um circuito típico de flotação.	24
Figura 8	A pirâmide de automação.	26
Figura 9	Diagrama de blocos de controle.	29
Figura 10	Controle por realimentação.	30
Figura 11	Controle antecipatório.	30
Figura 12	Sistema em malha fechada com controlador PID.	32
Figura 13	Diagrama de controle <i>override</i> para sistema de bombeamento de gás. .	34
Figura 14	Diagrama típico para controle em cascata.	35
Figura 15	Estratégia de controle antecipatório.	37
Figura 16	Comparativo entre as classes de modelos.	40
Figura 17	Perturbação degrau unitário.	41
Figura 18	Dinâmica de um processo de primeira ordem	42
Figura 19	Experimento de resposta ao degrau em malha aberta para obtenção do modelo de 1 ^a ordem.	47
Figura 20	Ilustração da planta de flotação de grossos, objeto de estudo.	51
Figura 21	Representação esquemática de uma célula de flotação.	53
Figura 22	Gráfico gerado antes da criação da malha de controle. Vazão represen- tada pela linha amarela.	55
Figura 23	Teste 1: Degrau +2%	56
Figura 24	Teste 2: Degrau -2%	56
Figura 25	Teste 3: Degrau -2%	57
Figura 26	Teste 4: Degrau +4%	57
Figura 27	Teste 5: Degrau -4%	58
Figura 28	Fluxograma de Controle DeltaV.	61
Figura 29	Ilustração da malha de velocidade das bombas	62
Figura 30	Ilustração da malha de velocidade das bombas	62

Figura 31	Implementação da malha de controle no sistema DeltaV	63
Figura 32	Interface de Operação da Malha de Controle de Vazão.	64
Figura 33	Variáveis do processo antes e depois da implementação da malha de controle de vazão	65
Figura 34	Gráfico gerado após a estabilização da malha de controle.	66
Figura 35	Sintonia do Controlador pelo método SIMC	67
Figura 36	Antes x depois implementação de malha de vazão	68
Figura 37	Sintonia sem método x Sintonia SIMC	69

Sumário

1	Introdução	12
1.1	Contexto	12
1.2	Motivação	13
1.3	Objetivos	16
1.4	Organização do trabalho	16
2	Revisão	17
2.1	Processo de beneficiamento do minério de ferro	17
2.2	Flotação de minérios	20
2.2.1	Reagentes de flotação	21
2.2.2	Circuitos de Flotação	23
2.2.3	Flotação catiônica reversa	25
2.3	Instrumentação	25
2.4	Controle de processos	27
2.4.1	Controle em malha fechada ou automático	28
2.5	Controladores PID	31
2.6	Estratégias Clássicas de Controle	32
2.6.1	Controle em <i>override</i>	33
2.6.2	Controle em cascata	35
2.6.3	Controle <i>feedforward</i>	36
3	Projeto e Sintonia dos Controladores	38
3.1	Identificação do Modelo do Processo	39
3.1.1	Método de Identificação em Malha Aberta	41
3.1.2	Método de Identificação por Mínimos Quadrados	43
3.2	Métodos de Sintonia para Controladores PID	43
3.2.1	Método SIMC	45
4	Método proposto	50
4.1	Planta de Flotação	50
4.1.1	Instrumentação da Planta	52
4.1.2	Motivação do Estudo	54
4.2	Modelagem Matemática do Processo	56
4.2.1	Obtenção dos parâmetros pelo método gráfico	58
4.3	Sintonia do Controlador	59
4.4	Sistema de Controle DeltaV	60

4.5	Implementação da Malha de Controle de Vazão	60
5	Resultados e Discussões	65
5.1	Análise de desempenho das malhas	67
5.1.1	Análise estatística	68
5.1.2	Análise da Integral do Erro	69
5.2	Análise dos Resultados	70
6	Conclusões	72
	Referências	74

1 Introdução

1.1 Contexto

O beneficiamento mineral reúne um conjunto de operações básicas, que têm como objetivo adequar a matéria prima (minério bruto), de modo que um minério de alto valor agregado e elevado índice de rentabilidade seja entregue para os pátios de produto final. Este conjunto de operações inclui, dentre outras: cominuição, peneiramento, classificação e concentração (REIS, 2015).

A flotação é um dos processos de concentração mais utilizados na etapa de beneficiamento, tendo por objetivo recuperar os minérios de menores teores, obtendo uma maior concentração relativa do mineral de interesse. Existem três grandes vantagens na utilização deste processo: possibilita a obtenção de concentrados de maior qualidade, bem como a diminuição do teor de ferro dos rejeitos e a minimização de custos associados ao consumo de reagentes (SILVA, 2016).

No processo de flotação, uma variável de extrema importância a ser controlada é a carga circulante, que é definida como a fração de polpa que retorna ao circuito após ter passado por um conjunto de células de flotação. Essa polpa contém partículas que não foram coletadas durante a primeira passagem pelo circuito de flotação e então retornam para o mesmo, aumentando a probabilidade de que essas partículas sejam aproveitadas.

O controle automatizado de um processo é essencial para garantir que todo o sistema opere conforme as especificações pré-definidas, tais como constantes de tempo, tempo de estabilização e sobressinal. Em uma malha de controle regulatório, o objetivo principal é rastrear a referência desejada e rejeitar quaisquer distúrbios. Ao amortecer as perturbações em uma etapa do processo, é possível evitar que elas se propaguem para as etapas seguintes, impactando positivamente na produtividade do sistema.

A constante evolução e as exigências do mercado provocaram o advento do controle e automação de processos, de forma que nos dias atuais, a aplicação das técnicas desenvolvidas é fundamental para qualquer indústria de grande porte. Os motivos são claros: ao automatizar tarefas, o risco de falha humana é reduzido, uma vez que todos os processos possuem diversas restrições, e é humanamente impossível levar todas elas em conta em um tempo hábil antes da tomada de decisão, que acaba se tornando inadequada ou tardia. Além de garantir que estas restrições sejam respeitadas, o controle de processos permite redução do número de paradas devido à falhas de equipamentos, aumento da estabilidade

do sistema e redução da variabilidade (LOPES JÚNIOR, Ê., 2019).

Diferentes estratégias de controle podem ser aplicadas em um processo industrial, mas para que ele ocorra de maneira adequada, todas elas devem estar integradas e atuarem em função de um objetivo comum para a planta, obedecendo todas as restrições do processo (LOPES JÚNIOR, Ê., 2019).

1.2 Motivação

Durante o processo de beneficiamento do minério de ferro, a etapa de flotação de grossos é a responsável por extrair o maior volume de sílica do material. De acordo com Turrer (2007), todas as grandes unidades produtoras de *pellet-feed* do Brasil utilizam a flotação reversa, sendo o rejeito constituído predominantemente de quartzo e o concentrado de óxidos e hidróxidos de ferro. Nesse processo, diferente da flotação convencional, utiliza-se o amido na depressão do material de interesse, que são os óxidos e hidróxidos de ferro, e a amina é utilizada como coletor de quartzo.

Na Figura 1 é ilustrado um fluxograma típico de operações de flotação reversa. O circuito tem início com o condicionamento, onde são adicionados os reagentes responsáveis por proporcionar a seletividade do processo de flotação. Em seguida, estão instalados os bancos de células *rougher*, *cleaner*, *re-cleaner* e *scavenger*. Nessas células, o material de interesse é deprimido e afunda, formando uma camada conhecida como “*underflow*”, enquanto as partículas de quartzo do rejeito são coletadas por bolhas de ar e flutuam na superfície, em uma camada denominada “*overflow*”.

Após passar pelo circuito de flotação, o material proveniente do *underflow* das células *re-cleaner* contém o maior percentual de minério de ferro deprimido no processo e é direcionado para o tanque de concentrado. Já o material proveniente do *overflow* das células *scavenger* possui o maior percentual de impurezas flotadas e é direcionado para o sistema de disposição de rejeitos. Os materiais provenientes do “*overflow*” das células *re-cleaner* e do “*underflow*” das células *scavenger* não são considerados adequados para serem classificados como concentrado ou rejeito, devido ao teor de ferro e impurezas que possuem. Por esse motivo, são direcionados para a caixa de médios e o produto retorna ao início da operação como carga circulante — ou Médio da Flotação —, para ser tratado mais uma vez, em uma espécie de “segunda chance”.

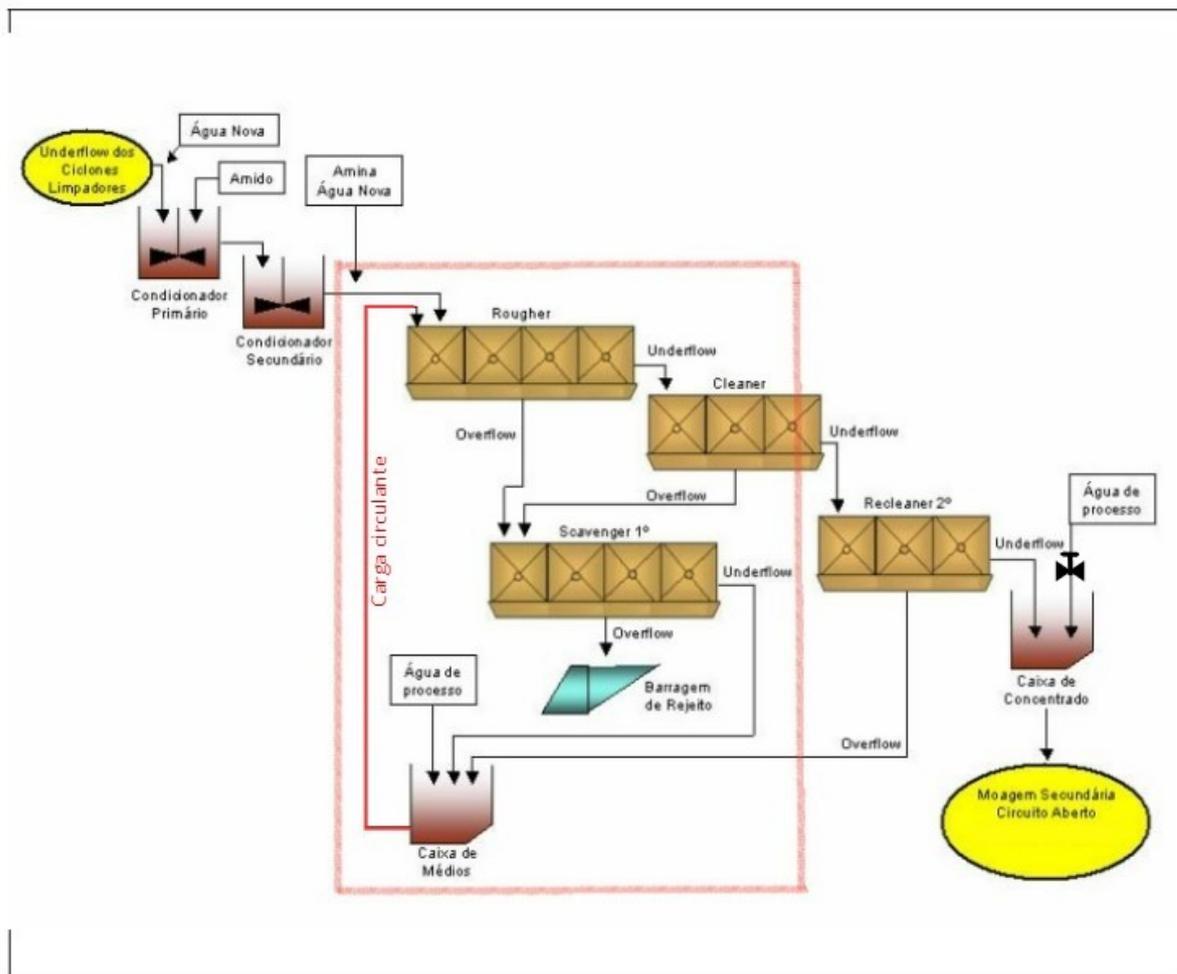


Figura 1 – Fluxograma de operações da flotação reversa

Adaptado de: Batisteli (2007)

O material proveniente da carga circulante possui um teor de ferro mais baixo em relação ao material proveniente dos condicionadores que alimentam o circuito. Sendo assim, quando ocorre variabilidade na vazão de saída da caixa de médios, as oscilações se propagam para o processo, fazendo com que o teor de ferro da alimentação do circuito, que é uma combinação do material da carga circulante e do “*underflow*” dos condicionadores, varie muito ao longo do tempo.

Por meio de uma análise realizada em uma planta de flotação de grossos, constatou-se que a mesma apresentava alta variabilidade na vazão de carga circulante, conforme evidenciado pelo gráfico apresentado na Figura 2. Observa-se que a curva de vazão (expressa em m^3/h) contém picos, *outliers* e pontos que desviam-se significativamente da tendência geral. A fim de quantificar a variabilidade dos valores individuais em relação a média, foi feita uma análise estatística dos dados ao longo de 09 dias, resultando em um desvio padrão aproximado de $45,72 m^3/h$. Esse intervalo foi selecionado por representar o tempo máximo

de operação contínua da bomba responsável pela circulação do material, considerando a amostra coletada.

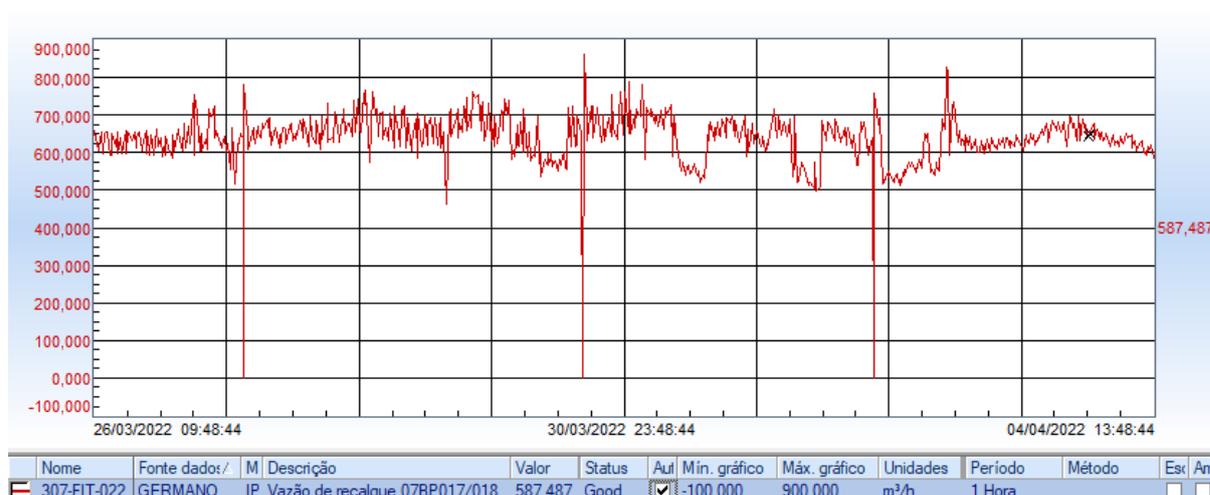


Figura 2 – Vazão de carga circulante do processo de flotação de grossos.

Fonte: Própria autora, 2023.

As oscilações na vazão de carga circulante representam um problema, uma vez que afetam diretamente a dosagem de reagentes, etapa fundamental para assegurar a eficácia do processo de flotação. A adição dos reagentes é realizada com base nos teores de ferro presentes em cada célula do circuito. Assim, variações abruptas no teor do concentrado comprometem a eficácia da dosagem, impactando a depressão do ferro e a flotação da sílica. Por esse motivo, são realizados ajustes frequentes na adição de reagentes, visando minimizar a contaminação do concentrado pela sílica, que geralmente é resultado da ineficiência na flotação do quartzo. Essa condição prejudica a seletividade do processo, podendo acarretar em duas consequências indesejáveis: perda de qualidade do produto e redução na recuperação do mineral útil. Adicionalmente, em caso de transbordamento da caixa, ocorre a perda da polpa que contém o minério de ferro.

Sem a utilização de uma malha de controle de nível da caixa de médios, são feitos ajustes frequentes no *setpoint* da camada de espuma da última célula *scavenger*, sendo que esses ajustes no *setpoint* passam a ser feitos com objetivo de controlar o nível da caixa, e não em função do nível ideal de espuma da célula. Conforme é ilustrado na Figura 1, a adição de água de processo na caixa é feita por meio de uma válvula de controle, que tem sido operada manualmente, a fim de minimizar o impacto no nível da mesma. Sendo assim, a válvula passa longos períodos fechada, favorecendo a sedimentação de material na tubulação do circuito e, conseqüentemente, sua obstrução.

1.3 Objetivos

O objetivo geral deste trabalho é reduzir a variabilidade da vazão de carga circulante e evitar a sua propagação no circuito em um processo de flotação de grossos. Para atingir tal objetivo será utilizada uma estratégia de controle de vazão, atuando na velocidade de uma bomba centrífuga por meio de um inversor de frequência. Os objetivos específicos são: 1. reduzir a variabilidade da vazão de saída respeitando-se as restrições do processo, de modo que não ocorra entupimento da tubulação ou cavitação das bombas devido à quedas de pressão do material bombeado (velocidade mínima desejável de rotação acima de 70%), e 2. preparar o circuito para que, em um trabalho futuro, seja implementada uma malha de nível, que funcionará em *override* com a malha de vazão, a fim de manter o nível da caixa dentro dos valores de restrição (em torno de 83%), evitando seu transbordo e dispensando a necessidade de utilizar o controle de nível de espuma das células *scavenger* em função do nível da caixa.

1.4 Organização do trabalho

Este trabalho está organizado da seguinte forma:

No Capítulo 1 é feita uma breve introdução ao tema que será abordado durante todo o trabalho. No Capítulo 2 é feita uma revisão de literatura dos pontos principais utilizados como embasamento teórico para realização do presente trabalho. São abordados conceitos de beneficiamento mineral, flotação, instrumentação, controladores PID e são apresentadas as principais estratégias de controle regulatório avançado utilizadas na indústria. No Capítulo 3 são apresentados conceitos de projeto e sintonia de controladores, e os métodos de identificação e sintonia utilizados neste trabalho. No Capítulo 4 é apresentado o estudo de caso, sendo detalhada a planta de flotação de grossos, objeto deste trabalho, bem como o desenvolvimento da estratégia de controle escolhida para estabilizar o sistema. No Capítulo 5, os resultados obtidos através da modelagem e implementação do projeto do controlador sistema são apresentados. No Capítulo 6, são feitas as considerações finais do trabalho, bem como sugestões para trabalhos futuros.

2 Revisão Bibliográfica

Nesta seção serão abordados os principais temas e conceitos utilizados como embasamento teórico para a realização do presente trabalho.

2.1 Processo de beneficiamento do minério de ferro

O ferro é o metal mais abundante da crosta terrestre e, conseqüentemente, o mais utilizado do mundo. Este metal é extraído da natureza sob a forma de minérios, que se encontram dispostos em rochas, conforme Figura 3, misturados a outros elementos. O minério de ferro não é utilizado pela indústria na forma em que é lavrado, devido à sua granulometria e às impurezas indesejáveis ao processo, tornando necessária a etapa de beneficiamento (AUGUSTO, 2012).



Figura 3 – Rocha de Minério de Ferro.

Fonte: Vale S.A. (2012)

As impurezas encontradas no minério quando ele é extraído, como rochas indesejadas ou outros minerais que não têm valor econômico, são conhecidas como ganga. A ganga pode ser composta por uma variedade de substâncias, como argila, calcário, quartzo ou

outros minerais de baixo valor comercial. De acordo com Luz e Lins (2010), o processo de beneficiamento ou tratamento mineral é constituído por um conjunto de operações que ocorrem desde a extração do bem mineral, até o seu destino final. Estas operações tem por objetivo purificar o minério, modificando a granulometria, a forma e a concentração relativa das espécies presentes, sem alterar sua identidade química.

Após lavrado, o minério de ferro passa por algumas etapas de beneficiamento, que variam de acordo com as características físicas, químicas e mineralógicas do mesmo. De acordo com Luz e Lins (2010), de forma geral, as operações procedentes da etapa de lavra do minério bruto podem ser classificadas como:

1. Cominuição (*redução de tamanho*):
 - Britagem;
 - Moagem.
2. Peneiramento (*separação por tamanhos*);
3. Classificação:
 - Ciclonação;
 - Classificação em espiral.
4. Concentração (*separação do material útil do material de ganga*);
 - Gravítica;
 - Magnética;
 - Flotação.
5. Desaguamento:
 - Decantação;
 - Espessamento;
 - Filtragem.
6. Secagem:
 - Secador rotativo;
 - *Spray dryer*;
 - Secador de leito fluidizado.
7. Disposição do Rejeito:
 - Cavas de mina a céu aberto;

- Galerias subterrâneas;
- Barragens de rejeito.

Na Figura 4 é ilustrada a rota do minério de ferro até o produto acabado, em um fluxograma típico do processamento mineral.

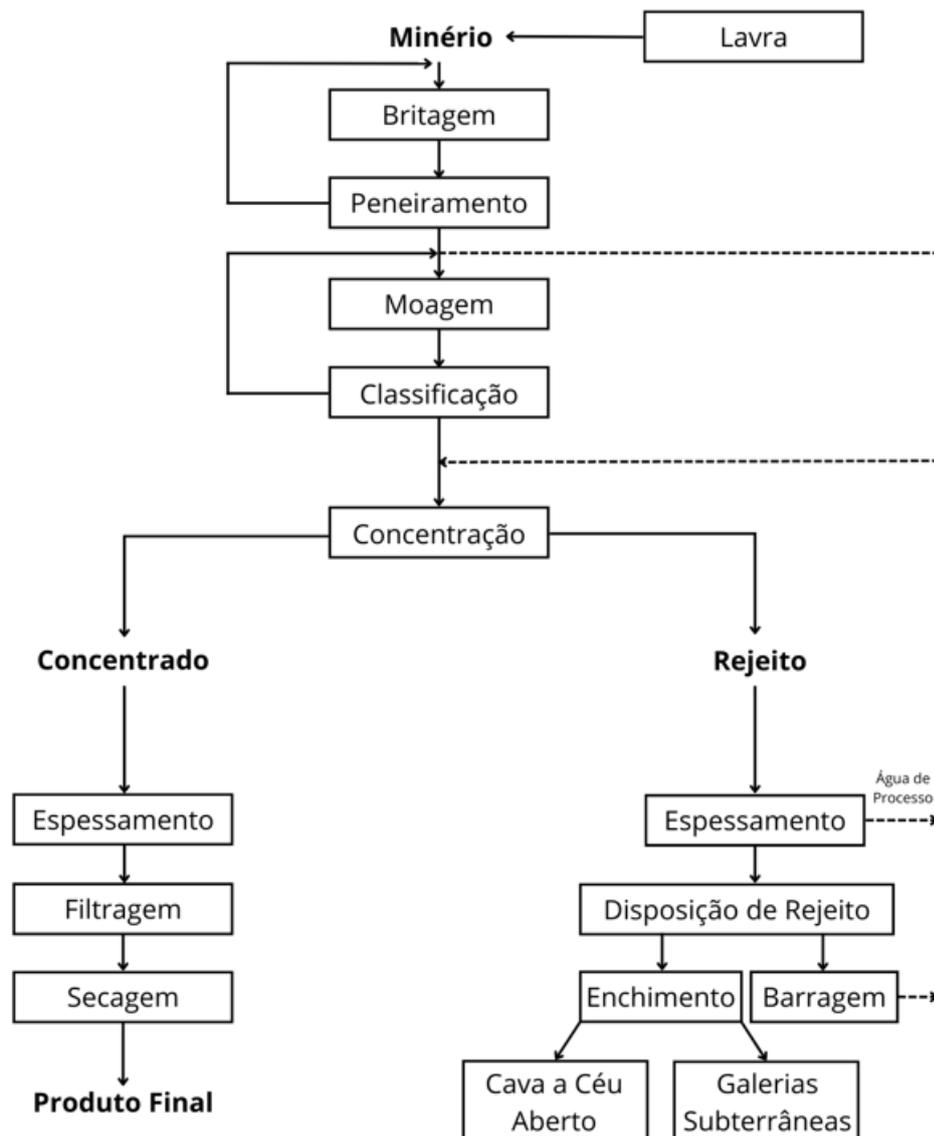


Figura 4 – Fluxograma típico do processamento mineral.

Fonte: Própria autora, 2023.

As estruturas de disposição de rejeito apresentadas na Figura 4 são as mais comumente encontradas no Brasil. No entanto, as empresas do setor mineral desenvolveram diversos estudos visando alternativas para a disposição de rejeitos, em especial, após a proibição de construção ou alteamento de barragens de mineração pelo método a montante

pelo Art.2º - A, da Lei nº 12.334, de 20 de setembro de 2010 (BRASIL, 2010). De acordo com Braga et al. (2021), as soluções estudadas passam por rotas de processo que contemplam etapas de desaguamento — seja por espessadores, peneiras desaguadoras ou por hidrociclones — seguidas de etapas de filtragem, onde o tipo de filtro aplicado depende diretamente das características do material a ser desaguado. Por fim, o material é disposto a seco em pilhas de maior estabilidade geotécnica e, conseqüentemente, mais seguras do ponto de vista de processo e ambiental.

Alves (2020) explica que a filtragem de rejeitos consiste na separação de sólidos e líquidos por meio da passagem da polpa em um meio filtrante, que é capaz de reter partículas sólidas e permitir a passagem do líquido. Nessa técnica os rejeitos são espessados até certa consistência, por meio de espessadores e, em seguida, são filtrados utilizando-se filtros a vácuo ou de pressão positiva. A água proveniente dessas etapas do processo pode então ser reutilizada no processamento do minério.

O empilhamento do rejeito a seco, além de diminuir a extensão da área afetada, proporciona uma estrutura com menor potencial de dano ambiental. Uma das maiores vantagens deste método é a facilidade de se realizar a recuperação da pilha e a possibilidade de começar a fazê-lo desde estágios iniciais de construção da mesma. Essa recuperação é frequentemente marcada pela colocação de coberturas temporárias e pela revegetação de superfícies da pilha, dificultando, assim, a erosão por intemperismo. Se uma pilha é construída dentro dos critérios requeridos de umidade e compactação, a infiltração é insignificante. Portanto, é preferível concentrar recursos na construção de um sistema de drenagem superficial eficiente, em vez de direcionar esses recursos na construção de um sistema para coleta de água de infiltração proveniente da pilha (ALVES, 2020).

2.2 Flotação de minérios

Segundo Totou (2010), os principais processos empregados na etapa de concentração de minérios de ferro são:

- Concentração gravítica: baseia-se nas diferentes densidades entre as espécies minerais;
- Concentração magnética: baseia-se nas diferentes suscetibilidades magnéticas entre as espécies minerais;
- Flotação: baseia-se nas diferentes propriedades específicas entre as espécies minerais.

O processo de flotação utiliza reações químicas entre superfícies para realizar a separação entre diferentes espécies minerais, fazendo com que um material de natureza hidrofóbica se junte às bolhas de um gás (geralmente ar) e flutue sobre uma fase lí-

quida, enquanto o material de natureza hidrofílica se deposita no fundo de um recipiente (NASCIMENTO, 2010).

Na Figura 5 é ilustrado o processo que ocorre em uma célula de flotação de minérios.

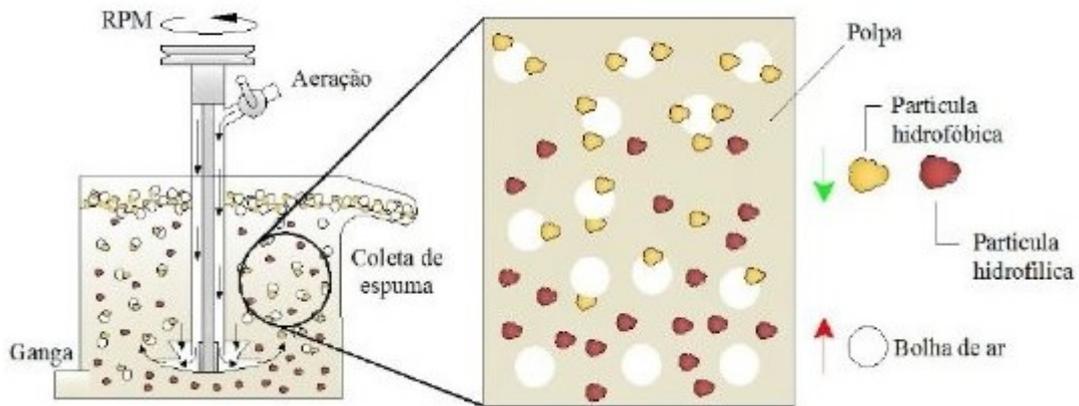


Figura 5 – Ilustração do processo de flotação.

Magalhães (2022)

A hidrofobicidade é uma propriedade que faz com que determinadas espécies minerais tenham maior afinidade pela fase gasosa do que pela fase líquida. Desta forma, quanto mais hidrofóbico for um mineral, maior será sua repelência por água. Já a hidrofílicidade é uma propriedade contrária a anterior, em que determinada espécie mineral tende a ter maior afinidade pela fase líquida do que pela fase gasosa (CHAVES et al., 2018).

2.2.1 Reagentes de flotação

O conhecimento das propriedades dos minerais é de fundamental importância para o desenvolvimento de condições e substâncias que propiciem a seletividade no processo de flotação. Estas substâncias são chamadas reagentes, e são utilizadas na maioria dos sistemas de flotação. De acordo com Chaves et al. (2018), uma classificação moderna dos reagentes de flotação de minérios é baseada em sua função específica no processo, sendo assim, são divididos em grupos de: coletores, espumantes e modificadores, que formam a base da pirâmide de recuperação mineral apresentada na Figura 6.

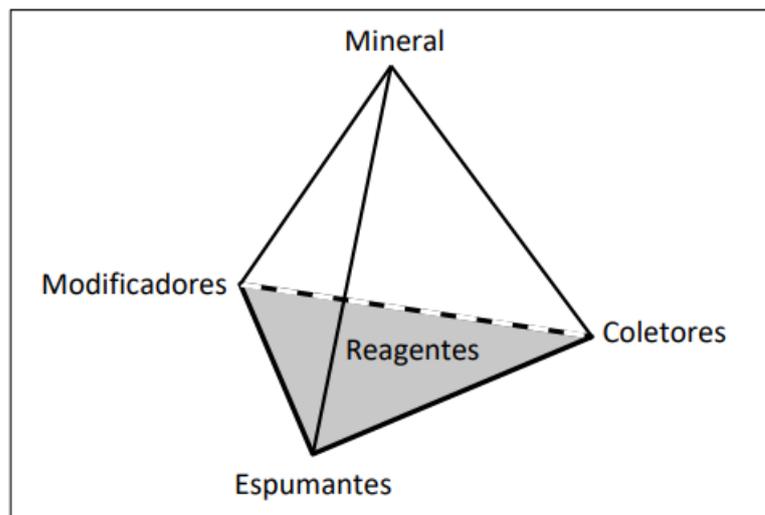


Figura 6 – Triângulo dos reagentes de flotação interagindo com a mineralogia.

Chaves et al. (2018)

De acordo com Nascimento (2010), os coletores são substâncias químicas cujas moléculas se adsorvem (aderem) seletivamente à superfície sólida/líquida dos minerais, tornando as partículas hidrofóbicas. Enquanto os coletores tendem a migrar para a interface sólido-gás, os espumantes migram para a interface líquido-gás.

Segundo Bulatovic (2007), a função principal dos espumantes é reduzir a tensão superficial na interface água/ar, aumentando a resistência das bolhas, que se tornam mais dispersas e estáveis, melhorando as condições para coleta das partículas hidrofobizadas.

Os modificadores, por sua vez, têm por finalidade melhorar a seletividade e/ou recuperação durante a flotação, e suas funções incluem: favorecimento ou inibição da ação de um coletor sobre a superfície de um mineral; regulação do pH da polpa mineral; dispersão de partículas (BULATOVIC, 2007).

Os reagentes modificadores são divididos entre quatro classes principais, de acordo com Chaves et al. (2018): depressores, ativadores, reguladores de pH e agentes dispersantes, que estão descritos abaixo:

- Depressores: são compostos que melhoram a interação entre a superfície do mineral e moléculas de água, e evitam a adsorção do coletor sobre os mesmos. Estes compostos, que podem ser orgânicos ou inorgânicos, são adicionados em condicionadores, antes da adição dos coletores, em busca de deprimir as espécies minerais presentes e, assim, tornar a coleta seletiva. O amido está entre os agentes depressores mais utilizados na flotação de minérios.
- Ativadores: São reagentes capazes de aumentar ou tornar mais seletiva a ação de um

coletor sobre a superfície do mineral que se deseja flotar. Geralmente são sais solúveis de metais e agem modificando a superfície de um mineral, por meio da formação de composto intermediário.

- Reguladores de pH: O pH da polpa mineral tem um papel importante no processo de flotação, atuando sobre: o potencial zeta dos minerais (medida da magnitude da repulsão ou da atração eletrostática ou das cargas entre partículas); dissociação de coletores e outros reagentes modificadores; adsorção de cátions e ânions em diversos minerais; adsorção de coletores; estado de floculação da polpa. Entre os reagentes mais utilizados, estão: soda cáustica, cal, ácido sulfúrico.
- Dispersantes: são reagentes inorgânicos ou orgânicos capazes de individualizar as partículas minerais agregadas para posterior separação. Geralmente, são utilizados em processos onde existe uma quantidade significativa de finos e/ou lamas.

2.2.2 Circuitos de Flotação

O processo industrial de flotação ocorre de forma contínua em usinas de concentração. As usinas são estruturadas em circuitos, nos quais células com agitadores mecânicos e/ou colunas são dispostas em série, formando bancos de células ou de colunas, como ilustrado na Figura 7. Os concentrados com teores mais elevados são coletados nas primeiras células de um banco, denominadas *rougher* ou primárias. No entanto, frequentemente o teor deste produto não atinge a qualidade desejada para o concentrado final, requerendo etapas de flotação em um ou mais estágios, denominadas *cleaner* e *re-cleaner* (TABOSA, 2007).

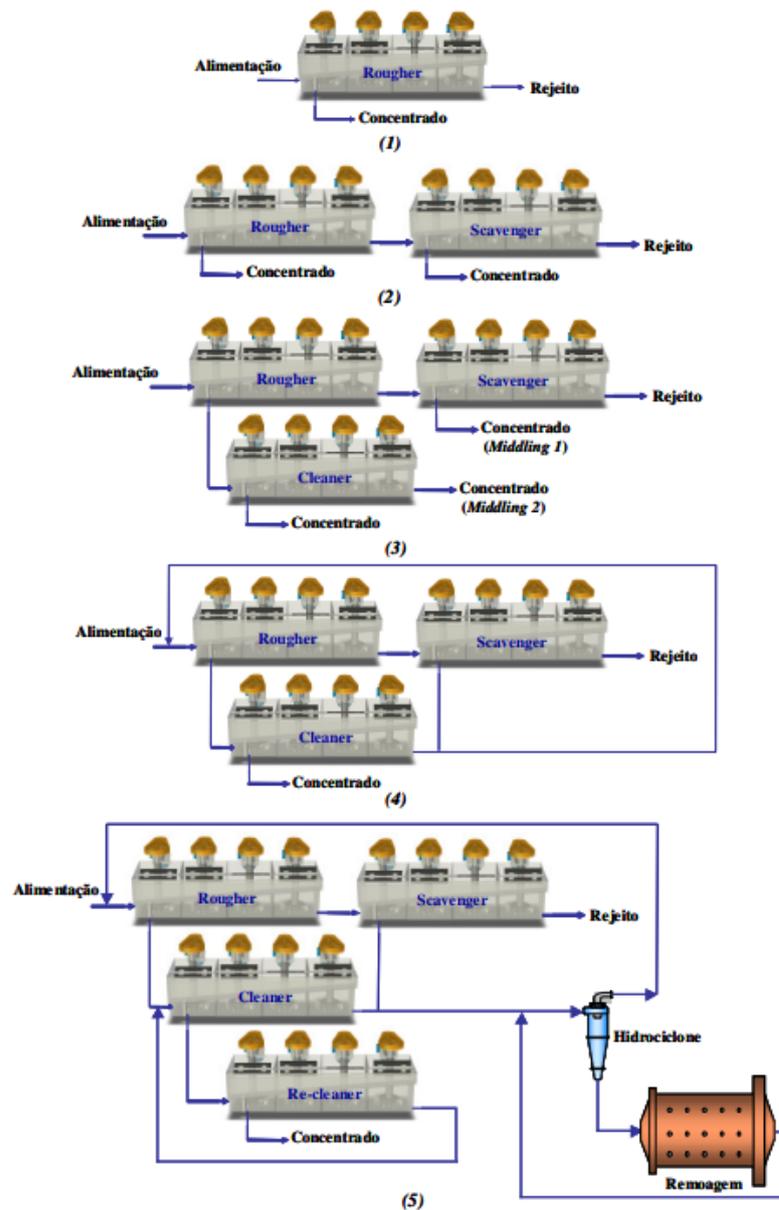


Figura 7 – Ilustração de um circuito típico de flotação.

Tabosa (2007)

O retratamento do rejeito da etapa *rougher* é denominado etapa *scavenger* e se dá com elevadas concentrações de reagentes e elevados tempos de flotação. Seu objetivo é maximizar a recuperação de partículas minerais de interesse, podendo ser utilizada após as etapas *rougher*, *cleaner* ou *re-cleaner*. Por outro lado, a etapa de flotação *cleaner* apresenta condições mais amenas, menor densidade de polpa e concentrações de reagentes menores, uso de água de drenagem para reduzir o arraste de partículas para o concentrado, assegurando assim que somente partículas de alto teor flodem e que o teor do concentrado *cleaner* seja maximizado (TABOSA, 2007).

2.2.3 Flotação catiônica reversa

O processo de flotação pode ser classificado como direto, quando o material a ser flotado (ou coletado) pela espuma é o concentrado. Em contrapartida, a flotação do tipo reversa ocorre quando o material a ser coletado pela espuma é o rejeito.

Nos processos de mineração, em geral, as partículas de minério são tornadas hidrofóbicas, enquanto que o rejeito é mantido hidrofílico. No entanto, no caso do minério de ferro, o processo de flotação reversa é mais frequentemente utilizado. Neste caso, utiliza-se um coletor para transformar o rejeito (quartzo), naturalmente hidrofílico, em hidrofóbico. Ocorre que a ação do coletor não é seletiva, isto é, ele tende a coletar o ferro (hematita). Para inibir a ação do coletor nas partículas de ferro, um depressor é utilizado (LOPES JÚNIOR, Ê., 2019).

A flotação catiônica reversa é o método mais utilizado, mundialmente, para a concentração de minérios de ferro, especialmente os de baixo teor. A flotação reversa é realizada em meio aquoso, baseando-se nas diferentes características de superfície dos minerais para separar o material útil da ganga. Para que tal separação ocorra, os principais reagentes utilizados são o amido, como depressor dos minerais de ferro, e a amina, como coletor dos minerais de quartzo e estabilizador da espuma (BATISTELI, 2007).

2.3 Instrumentação

A instrumentação é parte imprescindível em qualquer processo industrial, e pode ser definida como a ciência que estuda, desenvolve e aplica instrumentos de medição, transmissão e controle de variáveis de processos. São diversos os tipos de variáveis que podem ser medidos, direta ou indiretamente, pelos instrumentos industriais, dentre elas: temperatura, pressão, vazão e nível (FRANCHI, 2015).

Por meio dos dispositivos de medição e sensores, responsáveis pela aquisição, registro e processamento dos dados de forma detalhada e eficaz, a instrumentação fornece informações em tempo real sobre as variáveis de processo, permitindo o monitoramento e controle precisos.

Os diferentes níveis de controle e automação presentes em um sistema industrial são representados, de forma hierárquica, pela pirâmide de automação, ilustrada na Figura 8.

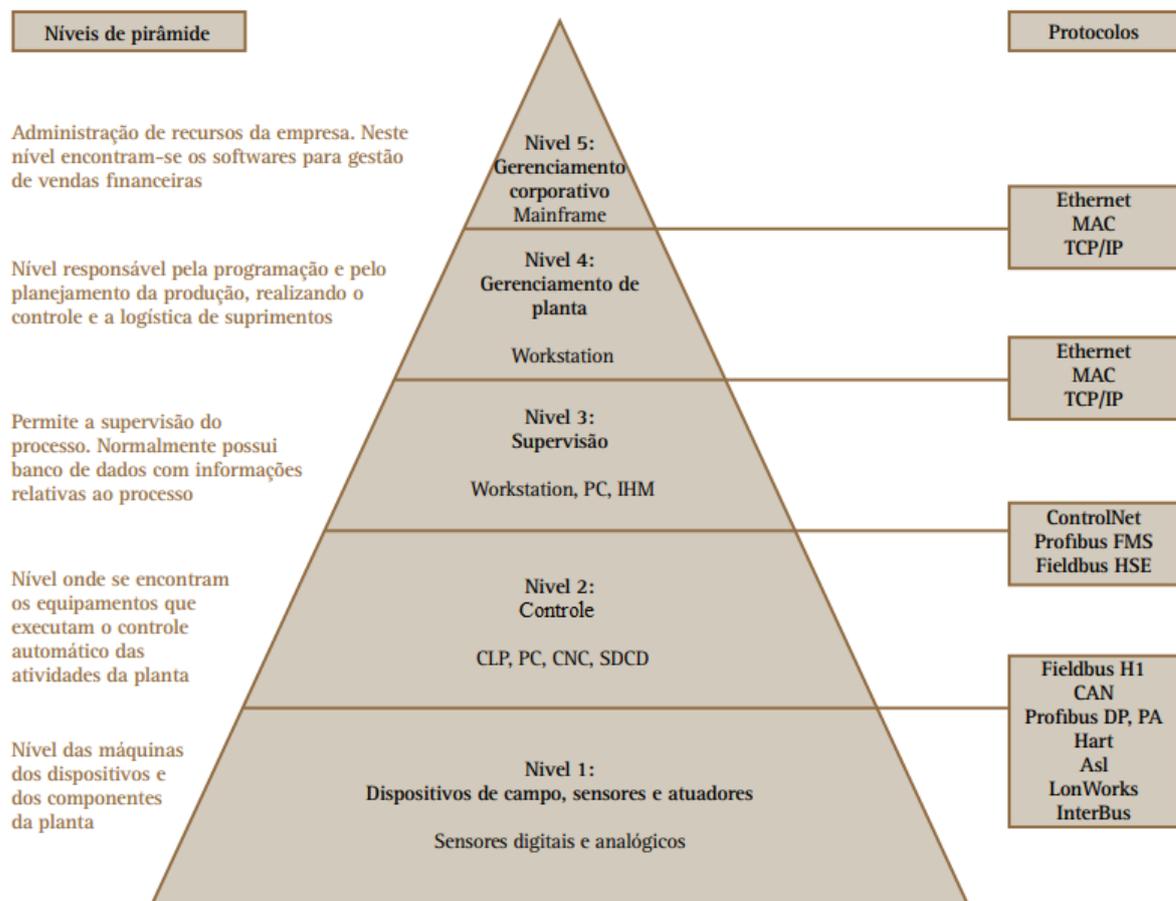


Figura 8 – A pirâmide de automação.

Modificado de: Goeking (2010)

Os instrumentos, em geral, compõem o primeiro e o segundo nível da pirâmide. Eles atuam como uma ponte entre a captura de dados do processo e a implementação das ações de controle, garantindo um desempenho otimizado e confiável do sistema e das malhas de controle presentes na planta. Ou seja, os dados obtidos pelos instrumentos são utilizados na segunda camada da pirâmide, onde algoritmos e estratégias de controle são desenvolvidos para tomar decisões e ajustar os atuadores, em busca de garantir que o processo ou sistema opere de acordo com as especificações desejadas.

Os principais instrumentos encontrados em plantas industriais são:

- Sensores: chamados de elementos primários, são dispositivos que captam os estímulos físicos da variável de processo, gerando um sinal em resposta.
- Indicadores: são dispositivos que captam a variável de processo, e apresentam o seu valor instantâneo.

- Transmissores: por meio dos elementos primários, captam o valor da variável de processo, produzem uma saída de valor proporcional e a transmitem para outro instrumento.
- Controladores: após processarem os sinais captados por sensores, recebidos por meio dos transmissores, decidem as ações a serem tomadas para garantir que a variável de processo atenda aos requisitos pré-determinados para o processo.
- Registradores: armazenam os valores de uma ou mais variáveis de processo ao longo do tempo.
- Conversores: modificam a natureza do sinal de entrada, e emitem um sinal de saída padronizado correspondente.
- Elementos finais de controle: são elementos que recebem os sinais do controlador, e agem sobre o sistema, modificando a variável controlada.

2.4 Controle de processos

Conhecer a instrumentação industrial é fundamental para o controle de processos, que constitui o segundo nível da pirâmide de automação. Controlar um processo é fazer com que suas variáveis interajam de modo ordenado, garantindo que elas se mantenham o mais próximo possível dos valores determinados previamente (*setpoints*), ainda que ocorram perturbações externas (GARCIA, 2017).

De acordo com Garcia (2017), os processos industriais podem ser classificados como contínuos, em batelada, ou discretos. Os processos em batelada são contínuos mas operam apenas por tempo suficiente para concluir a operação desejada. Quanto aos processos contínuos e discretos, Alves (2012) explica que:

“(...)Nos processos contínuos as variáveis mais usuais são temperatura, pressão, vazão e nível, embora existam diversas outras, tais como análise (taxa de gases), chama, condutividade elétrica, densidade, tensão, corrente elétrica, potência, tempo, umidade, radiação, velocidade ou frequência, vibração, peso ou força, e posição ou dimensão. Nos processos discretos, as variáveis de interesse normalmente são ligado, desligado e limites de quaisquer variáveis (tais como temperatura alta, nível baixo, limite de posição, etc.)(...)”

O controle contínuo pode ser do tipo malha aberta (manual), ou do tipo malha fechada (automático). No primeiro, o sinal de saída do sistema não é utilizado para alterar a ação de controle a ser tomada. Não leva em consideração as perturbações externas, uma vez que não utiliza instrumentos para medição/determinação do sinal de controle.

Consequentemente, são sistemas, em geral, simples e baratos, mas imprecisos. O segundo, por sua vez, considera o sinal de saída do sistema para determinar a ação de controle a ser aplicada ao processo, em busca de atingir os parâmetros determinados. Desta forma, torna-se possível aumentar a precisão do sistema e eliminar o efeito de perturbações externas.

Em um processo de flotação de grossos, o objetivo de se usar o controle automático de processos é garantir que o concentrado e o rejeito do minério sigam certas especificações, baseadas em critérios de qualidade e uniformidade. Ao garantir que os padrões operacionais mantenham-se dentro do especificado, propicia-se o aumento dos rendimentos operacionais, uma vez que torna-se possível reduzir a quantidade de material útil rejeitado e aumentar o teor de ferro do concentrado.

A adição de reagentes nas células de flotação é realizada com base na qualidade do produto que está sendo processado. O controle automático permite uma resposta rápida às mudanças no processo, otimizando o desempenho e a eficiência operacional. Por exemplo, por meio de um pHmetro instalado em uma célula e integrado a uma malha de controle, é possível automatizar a abertura de válvulas de adição de reguladores de pH, para manter o produto dentro dos limites desejados. Essa abordagem assegura um controle preciso e contínuo, resultando em uma melhoria na qualidade ao reduzir a quantidade de insumos a ser utilizada.

Além disso, outra vantagem é a redução do tempo de resposta a perturbações. O controle automático é capaz de definir e alterar os *setpoints* das variáveis do processo, de acordo com as variações que ocorrem no mesmo. Por exemplo, caso hajam perturbações na vazão e, consequentemente, no nível das células, a implementação de estratégias de controle automático é capaz de reestabelecer a estabilidade do sistema e minimizar os efeitos negativos, como perda de material por transbordo ou cavitação das bombas devido ao baixo volume de material.

2.4.1 Controle em malha fechada ou automático

De maneira geral, os sistemas de controle em malha fechada podem ser representados pelo diagrama de blocos ilustrado na Figura 9, no qual o sinal de saída é medido continuamente pelo sensor e comparado com o valor de referência, por meio da realimentação. Com base nessa comparação, o controlador toma uma decisão sobre como ajustar a entrada do sistema para corrigir qualquer desvio da saída em relação à referência.

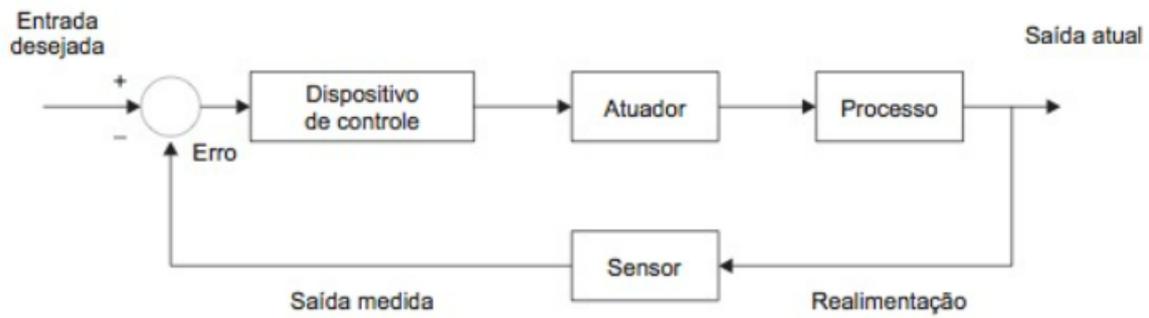


Figura 9 – Diagrama de blocos de controle.

Fonte: Franchi (2015)

De acordo com Garcia (2017), existem três tipos de controle em malha fechada, sendo eles:

- Controle por realimentação (*feedback*): compara o sinal de saída com o sinal de entrada (*setpoint*), e atua em função do erro encontrado. Ou seja, o sistema só corrige o erro (desvio) após ele ocorrer. Este tipo de controle é utilizado quando não é possível observar ou medir diretamente a fonte ou natureza da perturbação. A técnica está ilustrada na Figura 10.
- Controle antecipatório (*feedforward*): o comportamento do sistema é conhecido, permitindo que a correção da variável controlada seja feita diretamente, sem medir, em função das perturbações do sistema. Desta forma, o sistema de controle se antecipa ao erro e o minimiza. A técnica está ilustrada na Figura 11.
- Controle de realimentação + pré-alimentação (*feedback + feedforward*): associa os dois métodos anteriores, de forma que o controle *feedforward* atue após o controle *feedback*, corrigindo as eventuais imprecisões restantes.

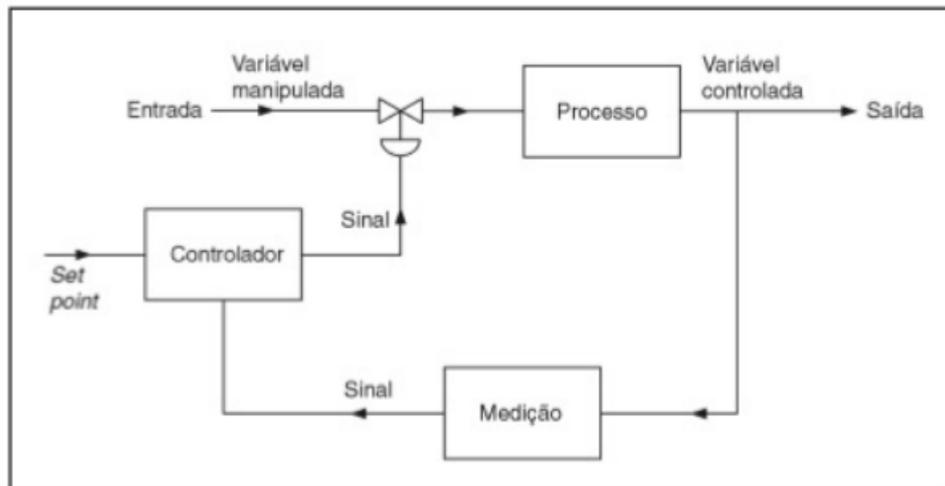


Figura 10 – Controle por realimentação.

Alves (2012)

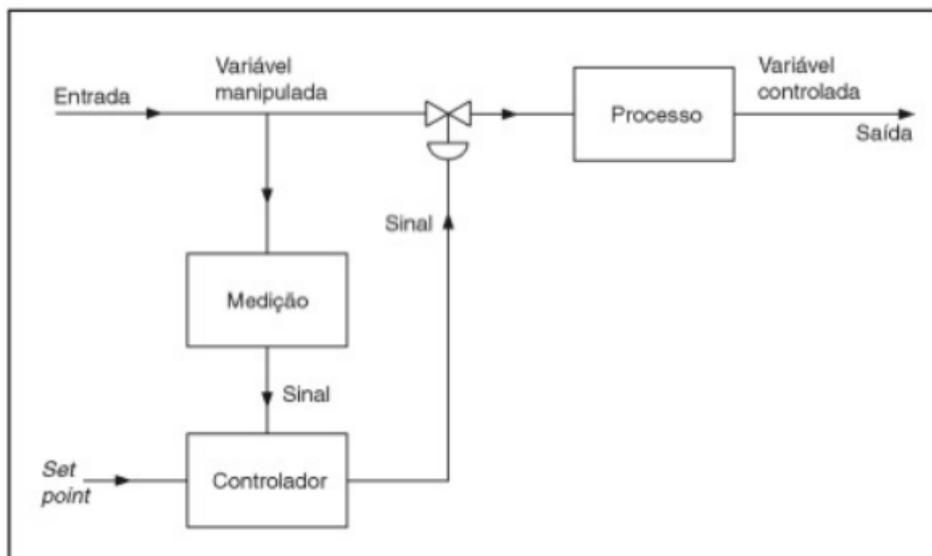


Figura 11 – Controle antecipatório.

Alves (2012)

É importante ressaltar que a função de um controle com realimentação é garantir que o sistema tenha as respostas características desejadas. De maneira geral, segundo Franchi (2011), este tipo de técnica deve atender às seguintes condições:

- O sistema de controle deve ser estável.
- Os efeitos das perturbações devem ser minimizados.

- Resposta rápida para variações no *setpoint*.
- O erro em regime permanente (*offset*) deve ser eliminado.
- O sistema deve ser robusto, isto é, pouco sensível às variações nas condições dos processos e perturbações.

2.5 Controladores PID

Resumidamente, um controle de sistemas em malha fechada (ou automático) consiste em calcular o sinal de erro, com base na diferença entre os valores da variável de processo (PV) e do *setpoint* (SP), e aplicar uma correção no sinal de entrada da planta ou sistema a ser controlado. O controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID) ou controlador de três termos, como é chamado, é amplamente utilizado em malhas de controle automático industriais, devido à sua robustez e facilidade de implementação.

O controlador proporcional é alimentado com o sinal de erro $e(t)$ e, considerando este valor, atua de forma apropriada no processo, conforme a equação Equação 2.1. A saída do controlador é dada por $u(t)$ e K_P é a constante de ganho proporcional.

$$u(t) = K_P \cdot e(t) \quad (2.1)$$

Em geral, o controlador proporcional faz com que o sistema em malha fechada apresente erro de regime permanente, que pode ser atenuado ao se utilizar, em conjunto, um controlador integral.

A atuação do controlador integral é dada pela Equação 2.2, onde K_I é o ganho integral e T_I o tempo integrativo.

$$u(t) = \frac{K_P}{T_I} \cdot \int e(t) dt, \text{ onde } K_I = \frac{K_P}{T_I} \quad (2.2)$$

Este controlador, costuma ser implementado na forma PI ou PID, mas nunca individualmente. A atuação do controlador PI é dada pela Equação 2.3.

$$u(t) = K_P \cdot e(t) + K_I \cdot \int e(t) dt \quad (2.3)$$

Por fim, a atuação do controlador derivativo é dada pela Equação 2.4, onde K_D é o ganho derivativo e T_D o tempo derivativo. A parte derivativa é implementada em conjunto com um filtro, reduzindo a amplificação do ruído.

$$u(t) = K_P \cdot T_D \cdot \frac{de(t)}{dt}, \text{ onde } K_D = K_P \cdot T_D \quad (2.4)$$

Sistemas com este tipo de controlador costumam ser implementados na forma PD ou PID, mas nunca individualmente. O controlador PD é dado pela Equação 2.5.

$$u(t) = K_P \cdot e(t) + K_D \cdot \frac{d e(t)}{dt} \quad (2.5)$$

A parte derivativa contribui para amortecer as oscilações do sistema, visto que antecipa o comportamento do sinal de erro calculando sua derivada.

O controlador PID é implementado utilizando-se os três controladores em conjunto, conforme ilustrado na Figura 12.

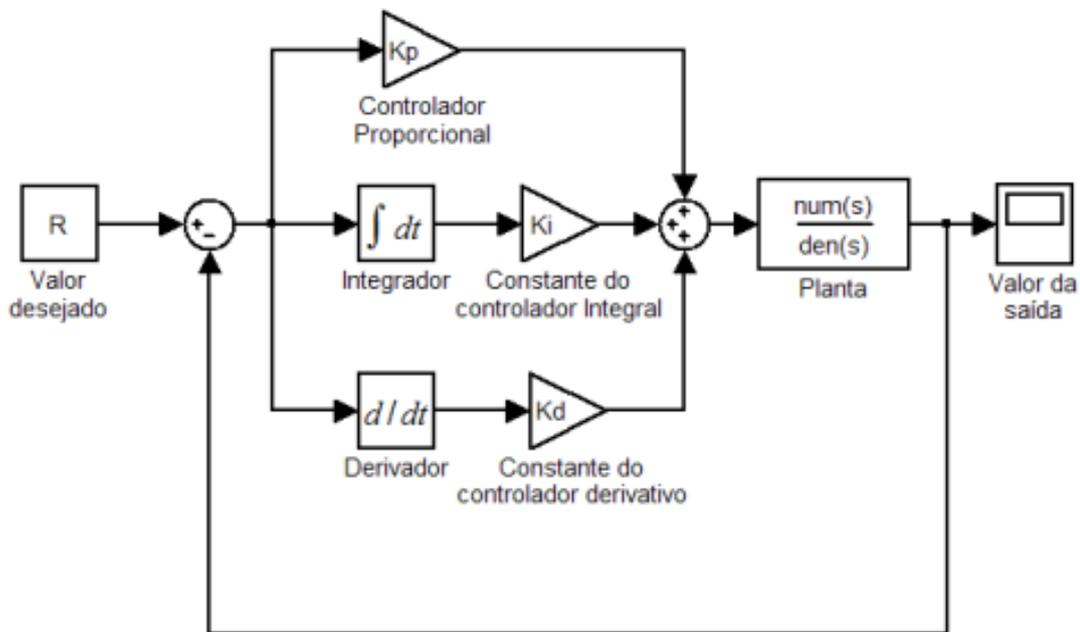


Figura 12 – Sistema em malha fechada com controlador PID.

Ribeiro (2011)

A atuação do controlador PID é representada pela Equação 2.6.

$$u(t) = K_P \cdot e(t) + K_I \cdot \int e(t) dt + K_D \cdot \frac{d e(t)}{dt} \quad (2.6)$$

2.6 Estratégias Clássicas de Controle

Estratégias de controle regulatório são capazes de controlar de forma adequada processos complexos, e por isso são largamente aplicadas em plantas de beneficiamento mineral.

Ao desenvolver uma estratégia de controle que atue na planta respeitando as restrições do processo, torna-se possível reduzir a variabilidade das variáveis do processo,

aumentando assim a estabilidade da planta. No caso específico da flotação, é possível reduzir o consumo de insumos e, conseqüentemente, de custos, trazendo melhorias na qualidade do produto flotado.

Estratégias de controle regulatório avançado ou Advanced Regularoty Control (ARC) são definidas por Wade (2004) como um conjunto de técnicas de controle, que incluem desde estratégias em cascata e razão até controle desacoplado e estratégias de compensação em tempo morto. Dessa forma, as estratégias a seguir são consideradas estratégias de ARC:

- Controle em *override*;
- Controle em cascata;
- Controle *feedforward*;
- Controle de razão;
- Controle em *Split-range*;
- Controle por desacoplamento de malhas;
- Estratégias de compensação de tempo morto e estratégias elementares de controle baseado em modelo.

Nesta seção serão abordadas as estratégias de controle em *override*, controle em cascata e controle *feedforward*. As demais estratégias citadas não serão tratadas.

2.6.1 Controle em *override*

O controle em *override*, também conhecido como controle seletivo, é utilizado em sistemas que possuem apenas uma variável manipulada para controlar mais de uma variável de processo, isto é, sistemas cujo grau de liberdade é reduzido. A estratégia atua no controle de uma PV principal, enquanto as demais são consideradas variáveis de restrição, e levam em consideração as condições inseguras de operação. A estratégia visa melhorar o desempenho dos sistemas de controle, fornecendo proteção aos equipamentos e segurança ao processo.

De acordo com Lopes Júnior (2019), a atuação da estratégia ocorre de forma que controladores PID sejam configurados e sintonizados para as múltiplas PV's do processo. Os *setpoints* dos controladores responsáveis pelas variáveis de restrição serão dados pelas restrições do processo (e.g. valores mínimos e máximos de temperatura, nível, vazão, etc.). Em condições normais de operação, a variável principal é controlada pelo controlador,

porém quando alguma restrição é atingida, a saída do respectivo controlador passa a atuar na variável manipulada (MV) definida por meio de um seletor.

A seleção e a comutação entre as múltiplas variáveis é realizada por meio de chaves seletoras de sinais, que podem ser implementadas como dispositivos de *hardware*, ou como lógicas de seleção em *softwares*, conforme explica Wade (2004). As chaves podem ser configuradas de modo a escolher entre o menor, maior e o valor médio dentre os sinais.

Na Figura 13 é apresentado um exemplo de uso do controle *override* para um compressor. Nesse caso, o *setpoint* do controlador de velocidade (SIC) é dado normalmente pelo controlador de vazão, mas a estratégia é utilizada para proteger o sistema evitando que a pressão de descarga atinja seu limite. Desta forma, quando a pressão torna-se alta, o controlador de vazão passa a atuar visando manter o sistema dentro dos valores de restrição determinados. Para ambos controladores, existe uma realimentação externa que tem por objetivo eliminar a possível saturação das saídas dos controladores de restrição.

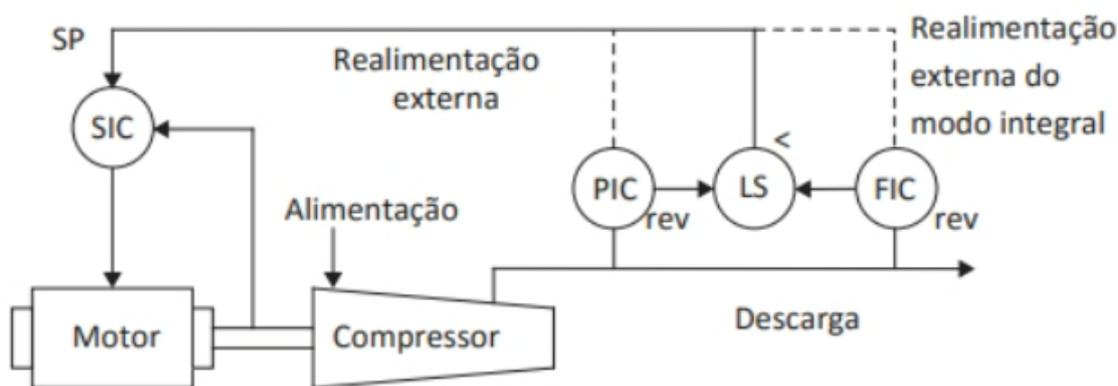


Figura 13 – Diagrama de controle *override* para sistema de bombeamento de gás.

Fonte: Garcia (2019)

Dispositivos eletrônicos e conversores de potência, em geral, apresentam limites de tensão de saída - superior e inferior - que, ao serem atingidos, geram saturação no sinal de controle. Ou seja, o atuador permanece no seu limite, independentemente da saída do processo (DIAS et al., 2017). Dessa forma, no caso dos controladores de restrição, as saídas tendem a ficar saturadas devido ao fato de passarem a maior parte do tempo com um desvio em relação ao seu *setpoint*, ocorrendo o chamado *windup*, explica Lopes Júnior (2019). Isso faz com que a ação integral seja aumentada demasiadamente e acumule um erro significativo.

“Para que o controlador volte a trabalhar em sua região linear novamente é necessário que o termo integral se anule através da inversão do sinal de erro por certo período de tempo. Como consequência disto tem-se oscilações na variável

controlada, que são indesejadas em qualquer sistema de potência.” (DIAS et al., 2017).

2.6.2 Controle em cascata

Dentre as estruturas de controle em malha fechada utilizadas nas indústrias, a mais convencional é composta por uma malha que contém apenas um controlador, como o controle *feedback* abordado na seção 2.4.1. Uma grande desvantagem dessa estrutura é que, no caso de ocorrência de uma perturbação, a ação corretiva do controlador não inicia antes que exista uma diferença entre a variável de processo e o *setpoint*. Uma técnica alternativa para tratar tais perturbações e aumentar o desempenho do sistema, é a utilização do método de Controle em Cascata (SCHONS et al., 2017).

Um controle típico em cascata é ilustrado na Figura 14. A técnica consiste em empregar um segundo ponto de medição e um segundo controlador *feedback*, de forma que o ponto de medição reconheça a condição de perturbação antes da variável de processo. Sendo assim, um controlador primário (malha mestra) determina o *setpoint* do controlador secundário (malha escrava). O controlador secundário, por sua vez, controla o elemento final de controle, que é a maior fonte de perturbação na carga para a malha mestra (FRANCHI, 2011).

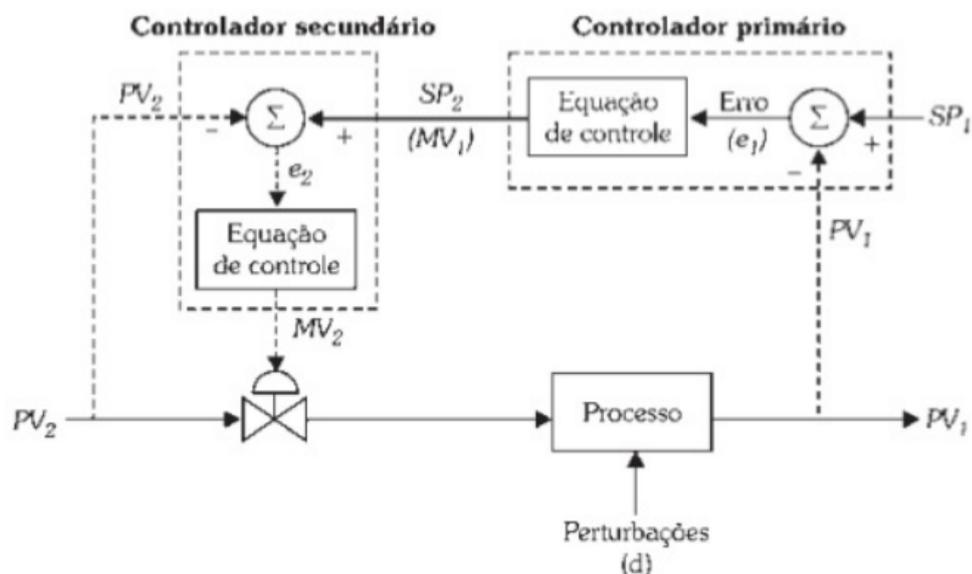


Figura 14 – Diagrama típico para controle em cascata.

Fonte: Franchi (2011)

São muitas as vantagens de se utilizar essa estratégia de controle, dentre elas Teixeira et al. (2010) destaca:

- Possibilidade de detectar e compensar rapidamente perturbações que afetem a variável de processo da malha escrava, antes que causem alterações/perturbações na malha mestra.
- O PID existente na malha escrava tende a reduzir a constante de tempo vista pela malha mestra, ou seja, a constante de tempo em malha fechada costuma ser menor do que a de malha aberta.
- As não-linearidades do processo vistas pela malha mestra podem ser compensadas pelo controlador escravo. Ou seja, quando o mestre define, por exemplo, um *setpoint* de vazão, esta será realmente a vazão do processo, pois existe um PID para garantir esta condição.

Deve-se enfatizar que existe uma exigência a ser considerada ao se projetar estratégias de controle em cascata: a malha secundária deve responder mais rapidamente a variações no distúrbio e na manipulada do que a malha primária. Não existe uma definição exata dessa relação, mas a diferença deve ser significativa. O mesmo se estende à qualquer número de malhas em cascata: em um sistema com três malhas em cascata, a malha terciária deve ser mais rápida do que a malha secundária que, por sua vez, deve ser mais rápida do que a malha primária (SMITH; CORRIPIO, 2012).

Wade (2004) explica que, se a velocidade de resposta da malha mestra for aproximadamente igual a da malha escrava, pode ocorrer uma interação adversa (competição) entre elas. Além disso, se a malha mestra responder muito rapidamente, isso indica que o controle em cascata pode não ser necessário, pois um único controlador *feedback* conseguiria lidar, sozinho, com os distúrbios no processo. Uma boa regra a ser aplicada é que a frequência de oscilação da malha secundária seja, no mínimo, três vezes mais rápida do que a malha primária. Se, por algum motivo, ambas as malhas apresentarem uma velocidade de resposta semelhante, uma alternativa a ser empregada é a redução da velocidade da malha mestra, por meio da diminuição do seu ganho proporcional e aumento do tempo integral, tornando a sintonia menos agressiva.

2.6.3 Controle *feedforward*

O controle *feedforward*, ilustrado pela Figura 15, também conhecido como controle antecipativo ou controle de alimentação, é um método que antecipa as perturbações na carga e controla o processo antes que elas impactem efetivamente a variável controlada. Basicamente, a estratégia consiste em medir os distúrbios antes que eles entrem no processo, e calcular uma compensação na variável manipulada da malha de alimentação de forma a controlar os efeitos desta perturbação na variável de processo. A aplicação desta estratégia é vantajosa, principalmente, em processos onde a razão entre o tempo morto e a constante de tempo do processo é grande (TEIXEIRA et al., 2010).

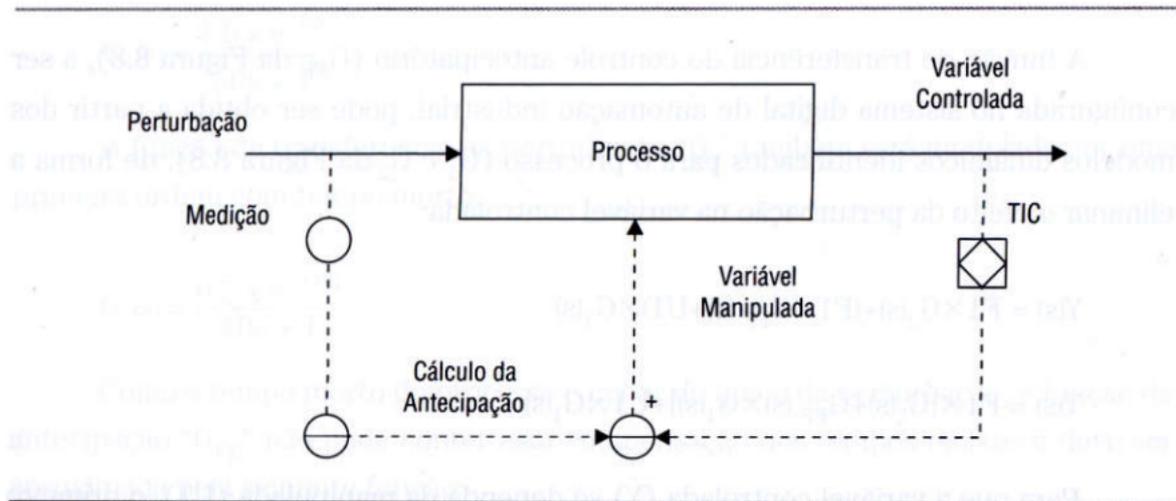


Figura 15 – Estratégia de controle antecipatório.

Teixeira et al. (2010)

Fatores como temperatura ambiente, variação na matéria-prima, umidade, entre outros, podem tornar-se perturbações na carga e muitas vezes são difíceis de modelar matematicamente, prejudicando esse tipo de controle. Por este motivo, em aplicações práticas, o controle *feedforward* é frequentemente utilizado em conjunto com o *feedback*: o primeiro atua na redução dos efeitos das perturbações, enquanto o segundo faz um ajuste fino das discrepâncias no modelo do processo, erros de medição e outras perturbações que não foram medidas (FRANCHI, 2011).

3 Projeto e Sintonia dos Controladores

Uma vez instalado um sistema de controle, é necessário ajustar os parâmetros dos controladores até que o desempenho do sistema seja considerado adequado e satisfatório. Esse processo é conhecido como sintonia de controladores e tem como objetivo projetar um controlador capaz de atender aos requisitos de desempenho do processo, como tempo de resposta, estabilidade e rejeição de perturbações.

Dentre as diferentes técnicas de sintonia de controladores disponíveis, existem métodos empíricos — baseados em testes de resposta à aplicação de perturbações no sistema —, métodos analíticos — baseados em modelos matemáticos do processo —, e métodos baseados em inteligência artificial — como redes neurais e algoritmos genéticos. A técnica escolhida dependerá dos requisitos de desempenho do sistema, das restrições operacionais, e das limitações dos atuadores e sensores do sistema. Durante a escolha, também deve-se considerar as possíveis perturbações capazes de afetar o processo e garantir que o controlador seja capaz de rejeitá-las adequadamente.

A sintonia automática, segundo Alves (2012), é o método em que o controlador é sintonizado automaticamente, sob demanda por um usuário, por meio da introdução de um comando. Em geral, o procedimento compreende três passos, que são os mesmos que seriam executados por um operador para sintonizar um controlador manualmente:

1. Geração de um distúrbio no processo;
2. Avaliação da resposta ao distúrbio;
3. Cálculo dos parâmetros de controle.

Alves (2012) explica que:

“O processo precisa ser perturbado de alguma forma de modo a se determinar sua dinâmica. Pode-se perturbar o processo injetando-se degraus, pulsos ou senoides em sua entrada. A avaliação da resposta à perturbação pode incluir a determinação de um modelo para o processo ou uma simples caracterização da resposta. ”

3.1 Identificação do Modelo do Processo

De acordo com Alvarado (2013), o método analítico de sintonia é utilizado para desenvolver sistemas de controle baseados em modelos que representem, de forma aproximada, determinado processo industrial. Estes modelos são denominados modelos Caixa-Branca, e consideram as leis da Física para descrever a dinâmica do processo.

No entanto, na prática, os sistemas reais são não-lineares. Se tratando de sistemas complexos, a utilização de modelos lineares impediria que uma gama de comportamentos dinâmicos apresentados pelos mesmos fosse reproduzida. Com a representação limitada, torna-se inviável obter um modelo analítico que descreva de forma satisfatória a interação entre todos os subsistemas presentes em uma planta (RIBEIRO, 2011).

Recorre-se então ao processo de identificação de sistemas, ou modelagem empírica. A identificação de sistemas permite a modelagem de um processo quando este apresenta características como não-linearidade e dinâmicas difíceis de modelar, e a obtenção de comportamentos em diferentes pontos de operação. Seu objetivo principal é estimar um modelo que tenda ao processo real, denominado modelo Caixa-Preta (ALVARADO, 2013).

A técnica do modelo Caixa-Preta consiste em tentar reproduzir o comportamento do sistema em torno de um determinado ponto de operação, encontrando uma relação matemática entre as entradas e as saídas do processo. A estimação de parâmetros do modelo parte da análise de dados registrados, ou dados experimentais, de resposta do sistema a perturbações como o pulso, degrau, rampa, ou outros sinais determinísticos.

Existe, ainda, um método intermediário entre os modelos de Caixa-Branca e Caixa-Preta, que podem ser interpretados como os dois extremos de técnicas modelagem. O método de identificação Caixa-Cinza, a rigor, compreende qualquer procedimento que não esteja em nenhum desses extremos. Esta técnica busca combinar as vantagens entre os demais procedimentos de identificação, considerando tanto dados de entrada e saída obtidos no sistema, quanto informações auxiliares para definição do modelo. O tipo de conhecimento auxiliar utilizado, assim como o nível de conhecimento, varia de caso para caso. Uma síntese das vantagens de cada abordagem de identificação, além das dificuldades que serviram como motivação para o desenvolvimento de novas técnicas pode ser bem visualizada por meio da Figura 16 (CORRÊA, 2001).

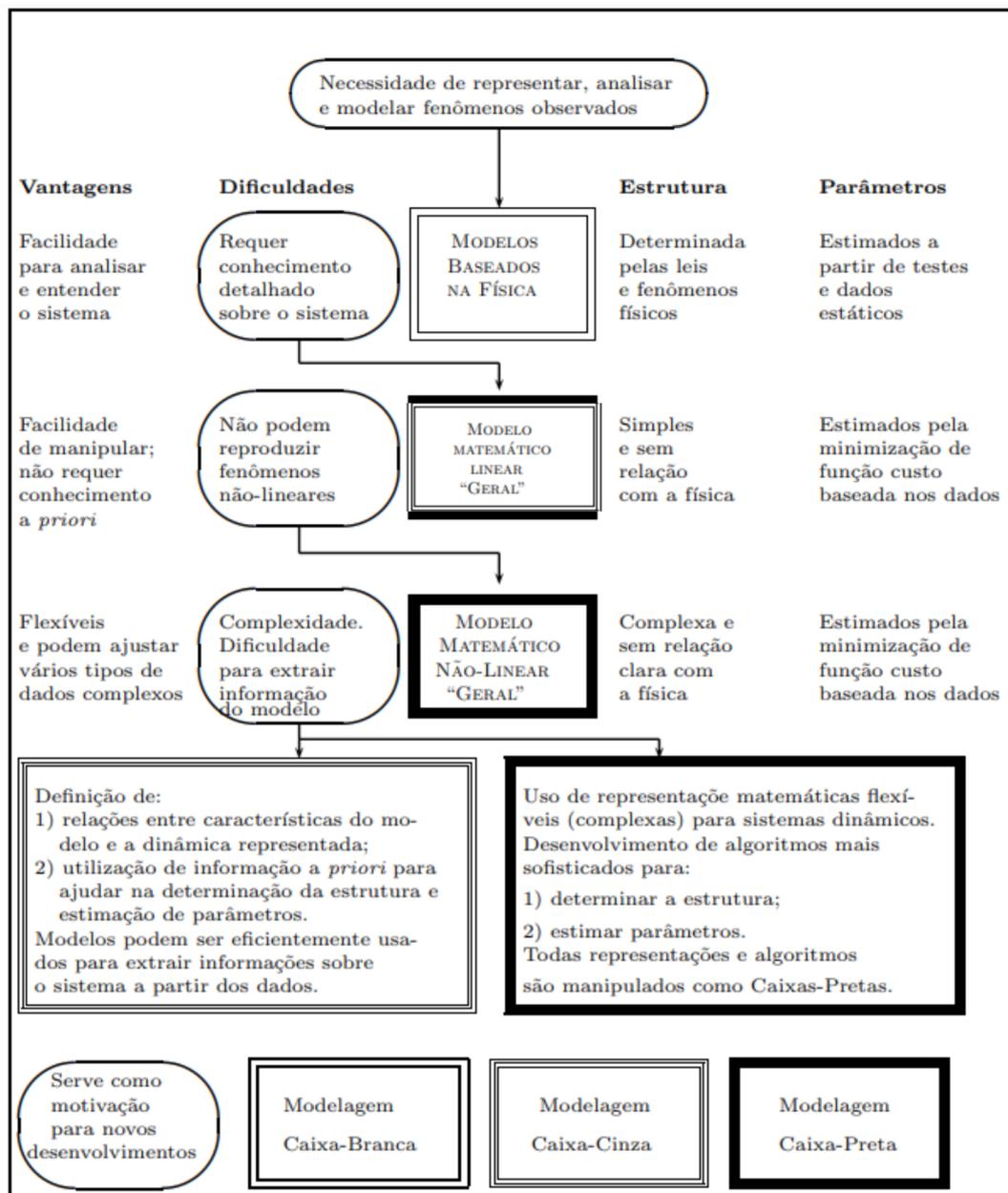


Figura 16 – Comparativo entre as classes de modelos.

Aguirre (2000)

Segundo Carmo et al. (2006), os métodos mais clássicos para a obtenção de um modelo dinâmico são a resposta ao degrau (que muda instantaneamente o sistema de um nível para o outro e depois atinge um valor constante, conforme Figura 17) e o método do ganho crítico. Neste trabalho, o método aplicado conduziu a um modelo de primeira ordem composto por três parâmetros: o ganho estático do processo, o tempo morto e a constante de tempo do processo.

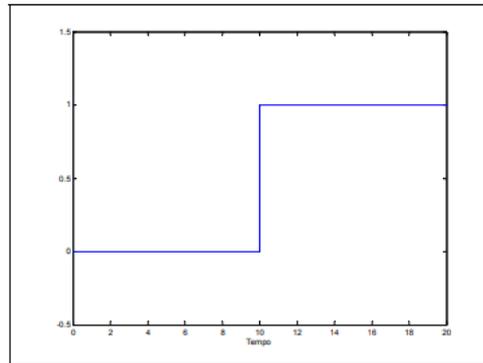


Figura 17 – Perturbação degrau unitário.

Brandolt et al. (2002)

No presente trabalho, serão utilizadas técnicas que se baseiam na resposta do sistema ao degrau, para obtenção de um modelo caixa preta. Este método é relativamente simples, bastando, para tanto, que se aplique um sinal, que varie brusca e instantaneamente, na entrada do processo a ser controlado. O sinal de saída do processo é medido, onde são adquiridas informações tais como: tempo de acomodação, tempo de subida, constantes de tempo dominantes do processo, sobressinal e ganho estático (ALVARADO, 2013).

3.1.1 Método de Identificação em Malha Aberta

Uma aproximação utilizada para sintonia de controladores PID é o modelo de 1ª ordem a três parâmetros, ou primeira ordem com tempo morto (First Order Dead Time - FODT), representado pela Equação 3.1.

$$G(s) = \frac{K}{\tau_s + 1} e^{\theta s} \quad (3.1)$$

Os valores necessários para o cálculo dos parâmetros da planta são obtidos por meio da curva de reação, seguindo os seguintes passos:

1. Deve-se definir o teste a ser feito, esperar que o processo esteja em regime permanente estável e então modificar o controlador para atuar no modo manual.
2. Definir os pontos de operação nos quais serão aplicadas as perturbações do processo, levando-se em consideração as não-linearidades apresentadas pela dinâmica (quando houverem).
3. Definir a amplitude da perturbação a ser aplicada, de forma que ela permita a visualização de uma mudança mensurável na PV, mas não coloque em risco a estabilidade do processo.

4. Introduzir uma perturbação na variável manipulada para obter a resposta do processo. Deve-se repetir pelo menos três vezes este ciclo, incluindo variações positivas e negativas na variável manipulada.
5. A resposta obtida é a “curva de reação” da planta. A partir desta curva, pode-se calcular os parâmetros do modelo do processo, considerando a média dos valores obtidos em cada uma destas identificações. Os três parâmetros a serem calculados são:

- Ganho do processo (K): relação entre os valores estacionários da PV e MV . Dado por:

$$K = \frac{\Delta PV}{\Delta MV} = \frac{Y_2 - Y_1}{U_2 - U_1} \quad (3.2)$$

- Constante de tempo (τ): constante de tempo, ou seja, o tempo necessário para que a variável de processo (PV) chegue à 63,2% da resposta estacionária, descontando o tempo morto. Dado por:

$$\tau = 0,632 \cdot \Delta PV \quad (3.3)$$

Considerando a Figura 18, $\tau = t_3 - t_2$.

- Tempo morto (θ): tempo que a PV leva para começar a variar/sair do regime permanente, a partir do instante em que o degrau foi aplicado. Considerando a Figura 18:

$$\theta = t_2 - t_1 \quad (3.4)$$

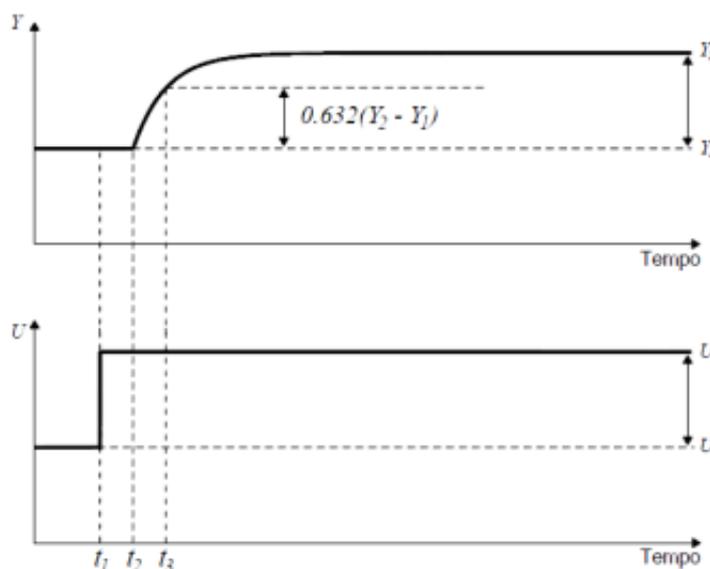


Figura 18 – Dinâmica de um processo de primeira ordem

3.1.2 Método de Identificação por Mínimos Quadrados

O Ajuste de Curvas consiste na busca por uma função matemática que represente com boa aproximação uma relação que se aplique a um conjunto de dados. A aplicação do método tem como objetivo obter uma função cuja curva obtida seja o mais parecida possível com a verdadeira curva do fenômeno em questão, cuja equação é desconhecida (ALMEIDA, 2015).

Suponha-se que se tenha um conjunto de n pontos que associem duas grandezas x e y envolvidas em um determinado fenômeno. Seja f a função representativa do fenômeno, de modo que $y = f(x)$, e seja (x_i, y_i) , $i \leq 1 \leq n$, o par ordenado que representa o i -ésimo ponto do conjunto experimental. Para cada um desses pares, pode-se definir como resíduo a quantidade:

$$\Delta y_i = y_i - f(x_i)$$

Dessa forma, o quadrado quadrático Δy_i^2 é dado por:

$$\Delta y_i^2 = (y_i - f(x_i))^2$$

O processo envolvido no Método dos Mínimos Quadrados para obtenção de uma curva, consiste em minimizar o erro quadrático médio cometido ao substituirmos o valor real y_i pelo valor $f(x_i)$, aproximado, que é o valor da função de ajuste f no ponto de abscissa $x = x_i$. Ao executar tal procedimento, recai-se em um conjunto de equações lineares cujo número de equações dependerá do número de parâmetros a se determinar. De posse desse sistema de equações, deve-se trabalhar de modo a se obter os valores dos parâmetros procurados (ALMEIDA, 2015).

3.2 Métodos de Sintonia para Controladores PID

A sintonia ideal para controladores pode ser obtida quando são conhecidas as características dos processos, nas quais o ajuste dos parâmetros K_c , T_i e T_d deve ser baseado. De acordo com Garcia (2017), cada um destes parâmetros causa um efeito diferente na malha de controle:

- Ganho (K_c): Em geral, o aumento do ganho tende a acelerar a resposta, mas valores altos de K_c podem gerar oscilações excessivas ou mesmo instabilizar o sistema. Assim, “valores intermediários” de K_c , em geral, produzem o “melhor” controle. Isso se aplica também a controladores PI e PID.

- Tempo integrativo (τ_i): O aumento de τ_i normalmente torna os controladores PI e PID mais conservadores. Teoricamente, o erro estacionário é eliminado para todos os valores de $\tau_i > 0$, mas, para valores muito altos, o retorno da variável controlada ao *setpoint* ocorre muito lentamente após uma mudança no valor desejado ou a ocorrência de um distúrbio.
- Tempo derivativo (τ_d): Para o ajuste do tempo derivativo, é desejável a escolha de um valor “intermediário”. Isso porque, para valores pequenos de τ_d , seu aumento tende a melhorar a resposta, reduzindo o desvio máximo, o tempo de resposta e a intensidade das oscilações. Mas por outro lado, com τ_d alto, o ruído de medição da variável controlada tende a ser amplificado, e a resposta pode se tornar oscilatória.

Muitas vezes a função de transferência do processo a ser controlado não é disponibilizada, e a sintonia é usualmente feita pelo método da tentativa e erro. Uma boa estimativa inicial pode advir da experiência com malhas de controle similares. No entanto, se há um modelo matemático aproximado, os métodos desta seção podem ser usados para a sintonia.

Os primeiros métodos sistemáticos de sintonia de controladores PID foram criados em 1942 por John G. Ziegler e Nataniel B. Nichols. Até então, só se usavam métodos de sintonia por tentativa e erro. Estes procedimentos, utilizados pela maioria dos métodos de sintonia de controladores, baseiam-se em parâmetros de modelos de ordem reduzida que permitem representar sistemas dinâmicos de ordem mais elevada, tornando os procedimentos de sintonia mais simples e factíveis.

A seguir, são apresentados os principais métodos de sintonia de controladores PID lineares, segundo as classificações de Garcia (2017):

- a) método da tentativa e erro: ajuste no campo após a instalação;
- b) métodos empregando relações de ajuste:
 - i. em malha fechada:
 - Oscilações Contínuas de Ziegler e Nichols;
 - Tyreus e Luyben;
 - Oscilações Contínuas de Åström e Hägglund;
 - ii. em malha aberta:
 - Curva de Reação do Processo de Ziegler e Nichols;
 - Chien, Hrones e Reswick (CHR);
 - Cohen e Coon;
 - 3C;
 - Minimização do Erro Integrado;

- Curva de Reação do Processo de Åström e Hägglund;
- c) métodos de projeto baseados em modelo do processo:
- Síntese Direta ou Sintonia Lambda;
 - IMC (Internal Model Control);
 - SIMC (Simple Internal Model Control).

Os três últimos métodos se baseiam em um modelo aproximado do processo e fornecem uma primeira estimativa para o ajuste final no campo, o qual é frequentemente necessário, visto que os modelos do processo são raramente exatos. Para a realização do presente trabalho, optou-se pela utilização do método de sintonia SIMC, que é muito indicado para processos que sofrem muitas variações no setpoint e perturbações de carga, como é o caso do processo de flotação de grossos apresentado. Este método também é indicado para sistemas com resposta dinâmica lenta, onde é necessário controlar a estabilidade e melhorar a velocidade de resposta.

3.2.1 Método SIMC

Visando tornar o projeto de sintonia de controladores PID mais simples, os pesquisadores Skogestad, Grimholt e Åström desenvolveram um método que simplifica sistemas de ordens maiores para sistemas de ordens menores, sem perder-se informação ou acurácia. O procedimento SIMC é dividido, basicamente, em duas etapas:

1. Obter um modelo de primeira ou segunda ordem com atraso.
2. Derivar as configurações do controlador com base no modelo. As configurações do PI resultam se começarmos a partir de um modelo de primeira ordem, enquanto as configurações do PID resultam de um modelo de segunda ordem.

O método SIMC é baseado em ideias clássicas apresentadas por Ziegler e Nichols (1942), no artigo IMC PID-tuning de Rivera e Morari (1986) e nas regras de sintonia apresentadas no livro de Smith e Corripio (2005). As configurações de Ziegler-Nichols resultam em uma resposta de perturbação muito boa para processos que possuem dinâmica integradora, mas são conhecidas por resultar em configurações bastante agressivas e também fornecem desempenho ruim para processos com atraso dominante. Por outro lado, as configurações IMC são conhecidas por resultar em resposta de perturbação ruim para processos de dinâmica integradora, mas são robustos e geralmente fornecem respostas muito boas para ajustes de *setpoint*. A regra de ajuste SIMC apresentada neste capítulo funciona bem para processos de dinâmica integradora, processos de primeira ordem com tempo de atraso dominante igual a zero ($\tau_1 = 0$), e para variações de *setpoint* e perturbações de carga (SKOGESTAD; GRIMHOLT, 2012).

Este método é particularmente indicado nos seguintes casos:

- Sistemas de resposta lenta: O método de sintonia SIMC é eficaz em sistemas de resposta lenta, em que a dinâmica do processo é dominada por atrasos e tempos de resposta significativos. Ele permite projetar controladores PID que compensam adequadamente essas características, proporcionando uma resposta de controle estável e rápida.
- Sistemas com diferentes valores de tempo morto: Em sistemas com múltiplos estágios ou com diferentes tempos de atraso em diferentes partes do processo, o método de sintonia SIMC pode ser utilizado para sintonizar controladores PID adaptados a cada estágio específico. Isso garante um desempenho adequado em cada parte do processo, levando em consideração as diferentes dinâmicas envolvidas.
- Sistemas com interações: Quando há interações significativas entre as variáveis de processo controladas e manipuladas, o método de sintonia SIMC pode ser aplicado para projetar controladores PID que minimizem essas interações e melhorem a estabilidade e o desempenho global do sistema.

De acordo com Skogestad e Grimholt (2012), o projeto de um modelo SIMC deve seguir os seguintes passos:

1. O primeiro passo é a obtenção de um modelo aproximado de primeira ou segunda ordem na forma:

$$g_1(s) = \frac{k}{\tau_1 s + 1} e^{-\theta s} = \frac{k'}{s + 1/\tau_1} e^{-\theta s}, \text{ onde } k' = k/\tau_1 \quad (3.5)$$

$$g_2(s) = \frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s} \quad (3.6)$$

Assim, precisa-se estimar as informações do modelo: ganho da planta (k), constante de tempo de atraso dominante (τ_I) e tempo morto (θ), conforme a Figura 19.

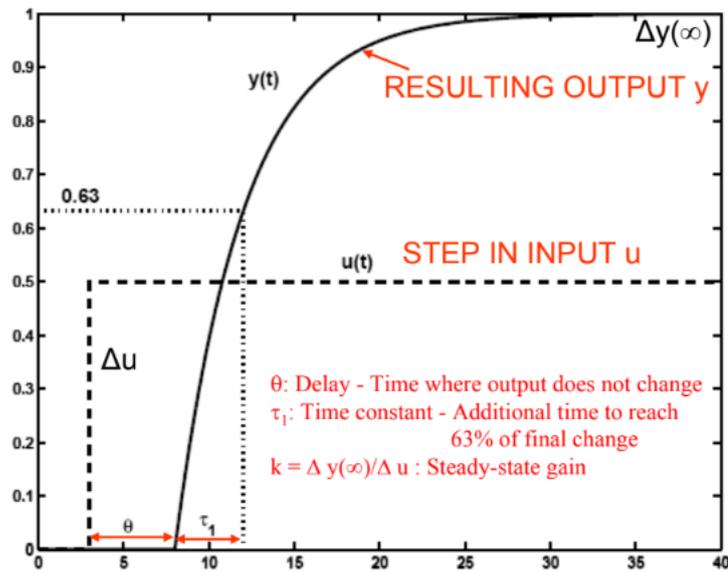


Figura 19 – Experimento de resposta ao degrau em malha aberta para obtenção do modelo de 1ª ordem.

Skogestad e Grimholt (2012)

Para processos de segunda ordem dominante, em que $\tau_2 > \theta$, deve-se determinar a constante de tempo de atraso de segunda ordem τ_2 .

Como foi abordado na seção 3.1, os parâmetros para um modelo de 1ª ordem são comumente obtidos à partir do teste do degrau, mostrado na Figura 19. Processos com grandes constantes de tempo τ_1 demoram muito para acomodar mas, felizmente, o experimento não precisa ser executado mais do que 10 vezes. Nesse momento, basta aproximar o valor de resposta utilizando a Equação 3.7. Isso é possível porque, para processos em que $\tau_1 > 8\theta$, os valores individuais da constante de tempo e o ganho k não são muito relevantes.

$$\frac{ke^{-\theta s}}{\tau_1 s + 1} = \frac{k'e^{-\theta s}}{s}, \text{ onde } k' = k/\tau_1. \quad (3.7)$$

2. No segundo passo, utiliza-se os parâmetros obtidos para sintonizar o controlador PID:

Para modelos de **primeira ordem**, considera-se as regras:

$$g_1(s) = \frac{k}{\tau_1 s + 1} e^{-\theta s} \quad (3.8)$$

$$K_c = \frac{1}{k} \frac{\tau_1}{\tau_c + \theta} = \frac{1}{k'} \frac{\tau_1}{\tau_c + \theta} \quad (3.9)$$

$$\tau_I = \min\{\tau_1, 4(\tau_c + \theta)\} \quad (3.10)$$

Para modelos de **segunda ordem**, considera-se as regras:

$$g_2(s) = \frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s} \quad (3.11)$$

$$K_c = \frac{1}{k} \frac{\tau_1}{\tau_c + \theta} = \frac{1}{k'} \frac{\tau_1}{\tau_c + \theta} \quad (3.12)$$

$$\tau_I = \min\{\tau_I, 4(\tau_c + \theta)\} \quad (3.13)$$

$$\tau_D = \tau_2 \quad (3.14)$$

Obs: Em ambos os casos, a constante de tempo de malha fechada de primeira ordem desejada (τ_c) é o único parâmetro de ajuste.

No entanto, estas configurações de PID são para a forma de cascata (série). As configurações correspondentes para o controlador PID ideal (forma paralela) são facilmente obtidas utilizando a Equação 3.15:

$$k'_c = k_c f, \tau'_I = \tau_I f, \tau'_D = \tau_D / f \quad (3.15)$$

onde $f = 1 + \tau_D / \tau_I$.

3. No terceiro passo, define-se o parâmetro de sintonia τ_c :

Não existe um valor “ideal” de τ_c , considerando que, em geral, tem-se problemas de otimização multiobjetivos. Portanto, o valor da constante de tempo de malha fechada desejada pode ser escolhido livremente, mas para obter um valor de ganho positivo e diferente de zero, deve-se considerar $-\theta < \tau_c < \infty$. Além disso, para a escolha do valor ótimo de τ_c deve-se considerar as necessidades do projeto:

- Desempenho de saída (controle agressivo): Rápida velocidade de resposta e boa rejeição a perturbações são favorecidas por um baixo valor de τ_c . Essa “agressividade” pode ser quantificado pela magnitude do erro do setpoint, $|y(t) - y_s(t)|$, que deve ser o menor possível.

$$IAE = \int_0^{\infty} |y(t) - y_s(t)| dt \quad (3.16)$$

- Robustez (controle suave): Boa robustez, pequenas mudanças de entrada e pequena sensibilidade ao ruído são favorecidas por um alto valor de τ_c .

Dessa forma, se o objetivo é ter um “controle rígido” (bom desempenho de saída) sujeito a ter boa robustez, então a recomendação é escolher $\tau_c = \theta$. Esta mesma recomendação se aplica aos controles PI e PID, mas os valores reais serão diferentes, porque o atraso efetivo em um modelo de primeira ordem (controle PI) será maior do que em um modelo de segunda ordem (controle PID) de um dado processo.

4 Método proposto

Neste trabalho foi desenvolvida uma estratégia de controle de vazão para reduzir a variabilidade da carga circulante em uma planta de flotação de grossos. Os valores levantados durante o estudo foram aplicados na planta do processo, e o resultado obtido foi comparado com o resultado anterior à utilização da estratégia de controle, com o intuito de verificar os ganhos obtidos.

Para a identificação do modelo do processo, optou-se pela utilização de um modelo caixa preta, uma vez que o sistema estudado é complexo e não-linear, e seria inviável obter um modelo analítico que descrevesse de forma satisfatória a interação entre todos os subsistemas presentes na planta. Definiu-se que o teste a ser utilizado seria o teste do degrau, devido à facilidade de se aplicar e de se encontrar o modelo do processo, composto pelo ganho estacionário, constante de tempo e tempo morto. Para a realização da sintonia da malha de controle, o modelo do processo foi levantado por meio do método gráfico, que é um método simples cuja resposta atende às necessidades da planta.

Em seguida, foi utilizado o método SIMC para sintonia do controlador. A escolha pela utilização do método SIMC levou em consideração o fato de que, segundo Skogestad e Grimholt (2012), esta regra de ajuste é muito indicada para processos que sofrem muitas variações no *setpoint* e perturbações de carga, o que se aplica ao sistema em estudo.

4.1 Planta de Flotação

O minério tratado na planta de flotação de grossos, objeto de estudo deste trabalho, provém do circuito de deslamagem. Essa etapa inicia-se com o condicionamento, em que são adicionados reagentes químicos, que permitem reforçar ou inibir as propriedades hidrofóbicas/hidrofílicas das espécies minerais contidas na polpa.

A planta, ilustrada na Figura 20, é composta por um condicionador, três células *rougher*, duas células *cleaner*, duas células *re-cleaner*, três células *scavenger*, uma célula *scavenger rougher* e uma célula *scavenger cleaner*. Todas essas células são do tipo auto aeradas, ou seja, o ar injetado em cada uma delas é proveniente da pressão na região do rotor da célula, promovida pelo giro do mesmo.

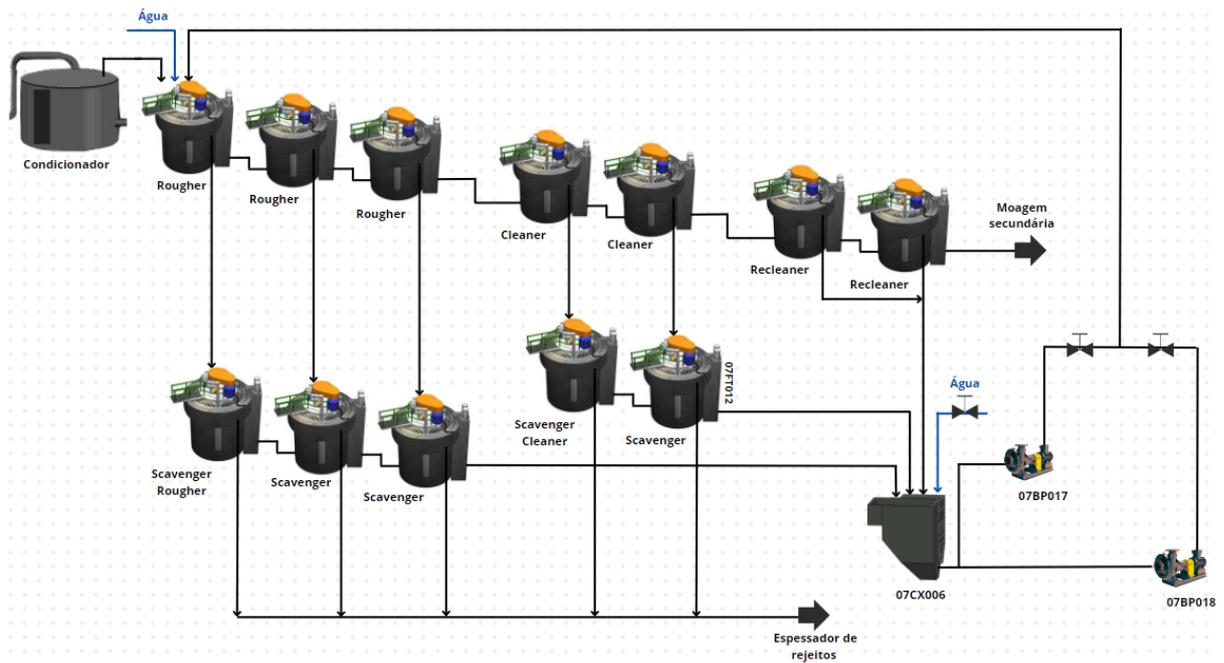


Figura 20 – Ilustração da planta de flotação de grossos, objeto de estudo.

Fonte: Própria autora, 2023.

A amina, adicionada no condicionador, atua como espumante e coletor das partículas de quartzo. Um baixo percentual de amina também é adicionado na etapa *cleaner*, para fazer a manutenção do reagente perdido nas células anteriores. Para maximizar a recuperação de partículas minerais, é feito o retratamento do rejeito da etapa *rougher* nas etapas *scavenger*. Nesse ponto é adicionado o amido como depressor, reforçando o caráter hidrofílico dos minerais de ferro, para permitir que a amina exerça o seu papel de seletividade para o quartzo.

Em cada um dos componentes da estrutura da planta, apresentada na Figura 20, a polpa recebe um tipo de tratamento:

- Condicionamento: é feita a adição de reagentes, regulador de pH (soda), depressor (amido) e coletor (amina) no minério proveniente da etapa de deslamagem. O condicionador alimenta a etapa *Rougher*.
- Estágio *rougher*: o concentrado alimenta o estágio *cleaner* e o rejeito alimenta o estágio *scavenger do rougher*.
- Estágio *cleaner*: o concentrado alimenta o estágio *recleaner* e o rejeito alimenta o estágio *scavenger do cleaner*.
- Estágio *recleaner*: o rejeito retorna para o circuito como carga circulante e o concentrado é o produto que segue para a Moagem Secundária.

- Estágio *scavenger rougher*: o concentrado retorna para o circuito como carga circulante e o rejeito segue para o espessador de rejeitos.
- Estágio *scavenger do cleaner*: o concentrado retorna para o circuito como carga circulante e o rejeito segue para o espessador de rejeitos.

4.1.1 Instrumentação da Planta

Existe um desnivelamento entre as células, que trabalham em cascata, para que a passagem de material entre elas ocorra por gravidade. Conforme ilustrado na Figura 21, dentro das células, existe uma caixa de conexão em que são instalados dispositivos chamados válvulas-dardo, que têm como função realizar o controle do nível de material nas células por meio da passagem de fluxo entre elas e, conseqüentemente, permitem o controle de nível da camada de espuma das mesmas, uma vez que controlam o tempo de residência do material. Além disso, as válvulas são capazes de direcionar o fluxo do material, evitando que ocorra o acúmulo excessivo do mesmo em uma área específica do tanque.

O tempo de residência é o período em que as partículas sólidas estão em contato com a fase líquida e gasosa dentro da célula de flotação. Durante esse tempo, as partículas têm a oportunidade de aderir às bolhas de ar e formar a espuma. O controle adequado do tempo de residência é essencial para a eficiência do processo, uma vez que determina a formação e estabilidade das bolhas de ar na célula de flotação. Se houverem poucas bolhas, elas não serão suficientes para coletar todas as partículas de quartzo desejadas; no entanto, se o tempo for muito longo, as bolhas poderão se tornar muito grandes e menos eficazes para a separação, pois terão dificuldade em aderir e coletar as partículas de interesse.

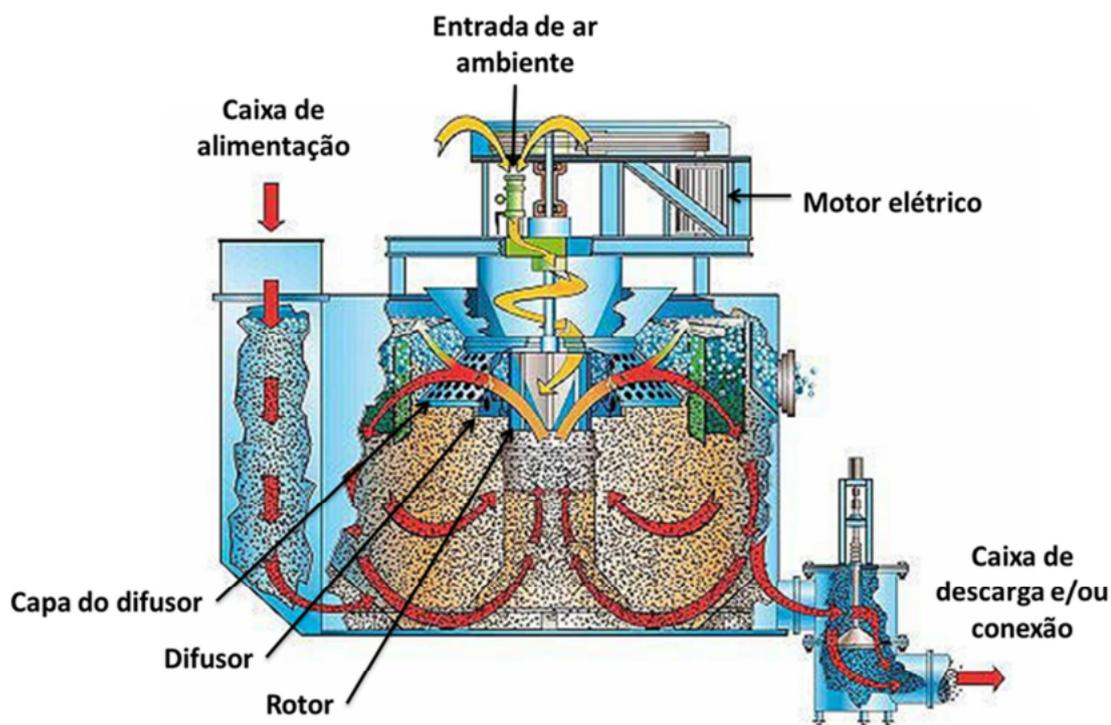


Figura 21 – Representação esquemática de uma célula de flotação.

Ribeiro (2015)

A medição de nível da camada de espuma é feita por meio de um medidor ultrassônico. O instrumento é instalado na parte superior das células, com o transdutor posicionado na vertical, direcionado para a superfície do material. O medidor emite pulsos ultrassônicos, que são ondas sonoras de alta frequência, que se propagam através do ar em direção à uma boia, instalada dentro da célula. Esta boia é projetada para flutuar na superfície do líquido, acompanhando as variações de nível, e reflete os pulsos de volta para o dispositivo. O medidor registra o tempo que os pulsos levam desde o momento em que são emitidos até o instante em que retornam e, com base nesse tempo, calcula sua distância até a boia. Por fim, o instrumento converte a distância medida em um valor de nível referente à espuma na célula de flotação.

Antes de retornar para o circuito da flotação como carga circulante, o rejeito das células *releaner* e o concentrado das células *scavenger* alimentam uma caixa de passagem, ou de médios, que também recebe adição água do processo. A geometria na qual a caixa é construída, com uma angulação de 45° com relação ao piso, objetiva evitar turbulência e assoreamento da mesma, e melhorar o fluxo de saída. A medição de nível da caixa é feita por um sensor radar de onda guiada. O instrumento é instalado na parte superior da caixa, com a guia de onda estendendo-se verticalmente em direção ao líquido. O medidor envia um sinal de micro-ondas de baixa energia através da guia em direção à superfície do

líquido e, quando as ondas encontram a interface líquido-ar, uma porção delas é refletida de volta da sonda até o dispositivo. O medidor de nível registra o sinal refletido, analisa o tempo que ele levou para retornar e, com base nesse tempo, calcula a distância, que corresponde ao nível de água na caixa.

Na saída da caixa, ficam instaladas duas bombas de sucção, que funcionam de forma redundante, para recircular o material para a alimentação do processo. As bombas são acionadas por um motor que faz girar um impelidor projetado com pás curvas. À medida que o impelidor gira, ele cria um vácuo parcial no centro da bomba, o que permite que o fluido entre através da sucção. O fluido é então acelerado e direcionado para fora pelas pás em alta velocidade, transformando a energia mecânica do rotor em energia cinética do fluido. Ao passar pela carcaça da bomba, o fluxo é direcionado para a saída. Um fenômeno importante a ser citado é a cavitação das bombas, que ocorre quando a pressão do líquido bombeado cai abaixo da pressão de vapor do fluido, formando bolhas de vapor no interior da bomba. Essas bolhas são rapidamente colapsadas quando o fluido atinge uma região de alta pressão, causando uma série de efeitos indesejáveis. Por este motivo, é importante que seja feito o controle do nível da caixa, respeitando-se as restrições das bombas.

No recalque das bombas, existe um medidor de vazão eletromagnético, que mede a taxa de fluxo do fluido. O instrumento consiste em um conjunto de bobinas inseridas ao redor da tubulação, que geram um campo magnético. Quando o fluido, que é um condutor elétrico, flui através deste campo, ocorre uma mudança no fluxo magnético, que é proporcional à velocidade do fluido. A lei de Faraday estabelece que a tensão induzida em um condutor é diretamente proporcional à taxa de mudança do fluxo magnético. Dessa forma, o instrumento mede a tensão induzida nas bobinas e realiza cálculos, levando em consideração a geometria da tubulação e características específicas do medidor, para determinar a vazão do fluido.

4.1.2 Motivação do Estudo

Conforme abordado na seção 1.2, o problema que motivou a realização deste estudo, foi a instabilidade da carga circulante do processo. A inexistência de uma malha de controle na vazão da carga circulante acarretava em oscilações bruscas para a alimentação da flotação de grossos, uma vez que o ajuste de velocidade das bombas 07BP017 e 07BP018 era feito manualmente e constantemente: o operador inseria o set-point de velocidade diretamente na saída da malha de velocidade da bomba, de forma que não ocorria uma correção dos valores para estabilizar a vazão.

Conseqüentemente, o nível da caixa 07CX006 oscilava muito, visto que também não havia uma malha de controle de nível. Para contornar o problema, as válvulas dardo do tanque 07FT012 são ajustadas em função do nível da caixa, controlando a passagem de fluxo de forma a manter a caixa dentro do nível esperado. Ou seja, as válvulas deixam

de exercer o seu papel no controle da camada de espuma, uma vez que não levam em consideração tempo de residência ideal para que ocorra a flotação do material.

O material proveniente da carga circulante apresenta um teor de ferro mais baixo em relação ao material da alimentação do processo, de forma que a junção dos dois altera o teor do material processado na etapa *rougher*. Dessa forma, as oscilações frequentes na carga circulante acarretavam em constantes alterações no teor de ferro do material da *rougher*, tornando necessários ajustes frequentes na adição de reagentes para minimizar o impacto na eficiência do processo.

Na Figura 4.1.2, tem-se o gráfico das variáveis do processo ao longo de 10 dias. A saída de velocidade das bombas 07BP017 e 07BP018 é representada pelas cores vermelho e rosa, respectivamente. O nível da caixa é representado em azul e a vazão em amarelo.

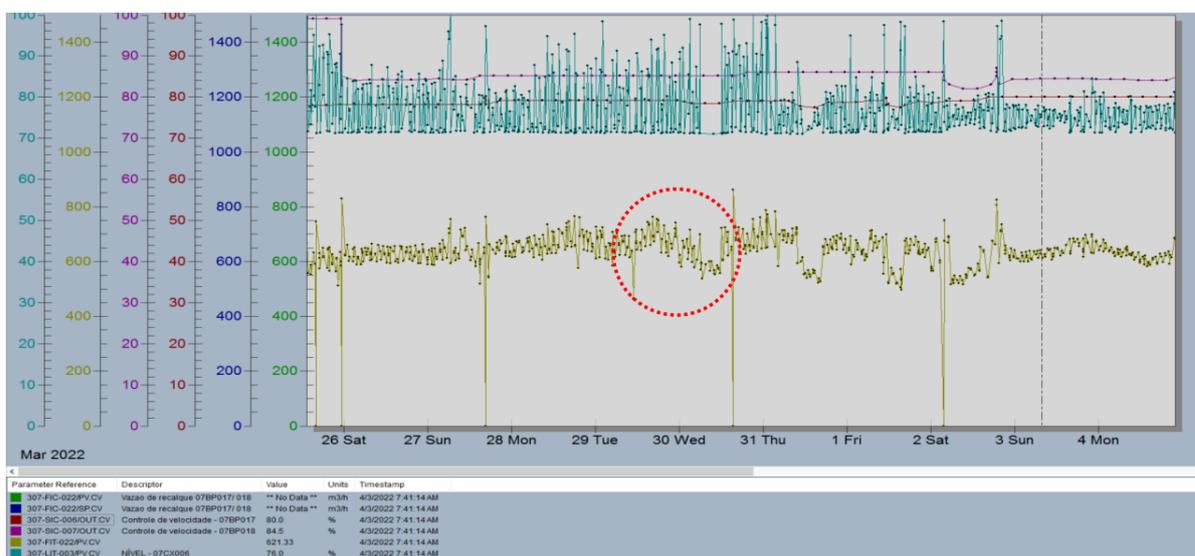


Figura 22 – Gráfico gerado antes da criação da malha de controle. Vazão representada pela linha amarela.

Fonte: Própria autora, 2023.

Algumas observações podem ser feitas:

- A vazão da carga circulante varia entre 550 e 750 m^3/h , desconsiderando os *outliers*.
- Considerando-se todos os pontos da curva, obtém-se por meio do cálculo do desvio padrão o valor de aproximadamente 45, 72.
- O percentual de nível da caixa, que tem seu valor ideal em torno de 83%, variava entre 70% e 85%, apresentando alguns picos em 90%.
- A velocidade da bomba, que deve ser sempre superior a 70, variava entre 80 e 90.

Recentemente, foi instalado um medidor de vazão no recalque dessas bombas, permitindo a criação de uma estratégia de controle que melhore o desempenho do processo.

4.2 Modelagem Matemática do Processo

Foram aplicados 5 sinais de degrau na entrada do sistema. As imagens abaixo mostram a resposta do sistema, sendo a curva em azul correspondente ao *setpoint* de velocidade ajustado para as bombas, e a curva em vermelho corresponde à vazão obtida após as perturbações.

No primeiro degrau aplicado, de amplitude +2%, variou-se a velocidade da bomba de 77,5% para 79,5%:



Figura 23 – Teste 1: Degrau +2%

Fonte: Própria autora, 2023.

No segundo degrau aplicado, de amplitude -2%, variou-se a velocidade da bomba de 79,5% para 77,5%:



Figura 24 – Teste 2: Degrau -2%

Fonte: Própria autora, 2023.

No terceiro degrau aplicado, de amplitude -2% , variou-se a velocidade da bomba de 77,5% para 75,5%:



Figura 25 – Teste 3: Degrau -2%

Fonte: Própria autora, 2023.

No quarto degrau aplicado, de amplitude $+4\%$, variou-se a velocidade da bomba de 75,5% para 79,5%:

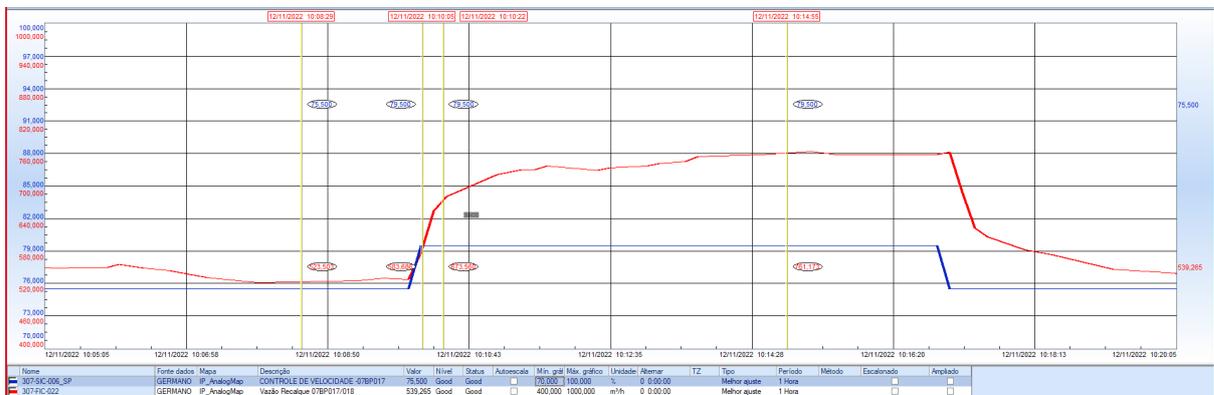


Figura 26 – Teste 4: Degrau +4%

Fonte: Própria autora, 2023.

No quinto degrau aplicado, de amplitude -4% , variou-se a velocidade da bomba de 79,5% para 75,5%:



Figura 27 – Teste 5: Degrau -4%

Fonte: Própria autora, 2023.

4.2.1 Obtenção dos parâmetros pelo método gráfico

1. Cálculo do valor de ganho (K): seja a Equação 3.2,

$$\%K = \frac{\Delta PV}{\Delta MV}$$

Considerando o valor de ganho como a média dos ganhos obtidos em todos os testes, temos:

$$K = \frac{K_1 + K_2 + K_3 + K_4 + K_5}{5}$$

$$\sum K = \frac{760,168 - 648,242}{79,5 - 77,5} + \frac{647,807 - 760,198}{79,5 - 77,5} + \frac{523,187 - 647,592}{75,5 - 77,5} + \frac{761,173 - 523,506}{79,5 - 75,5} + \frac{521,138 - 757,761}{75,5 - 79,5}$$

$$K \approx \frac{292,94}{5} \approx 58,59$$

Pode-se obter o valor de ganho percentual ($\%K$) considerando:

$$\%K = \frac{\frac{\Delta PV}{faixaPV}}{\frac{\Delta MV}{faixaMV}} \quad (4.1)$$

$$\sum \%K = \frac{\frac{760,168 - 648,242}{1500}}{\frac{79,5 - 77,5}{100}} + \frac{\frac{647,807 - 760,198}{1500}}{\frac{79,5 - 77,5}{100}} + \frac{\frac{523,187 - 647,592}{1500}}{\frac{75,5 - 77,5}{100}} + \frac{\frac{761,173 - 523,506}{1500}}{\frac{79,5 - 75,5}{100}} + \frac{\frac{521,138 - 757,761}{1500}}{\frac{75,5 - 79,5}{100}}$$

$$\sum \%K \approx 19,53$$

$$\%K = \frac{19,53}{5} \approx 3,91$$

2. Cálculo da constante de tempo (τ): seja a equação Equação 4.2, temos:

$$\tau = 0,632 \cdot \Delta PV \quad (4.2)$$

Considerando o valor da constante de tempo como a média dos valores encontrados:

$$\sum \tau = 0,632 \cdot [(|760,168 - 648,242|) + (|647,807 - 760,198|) + (|523,187 - 647,592|) + (|761,173 - 523,506|) + (|521,138 - 757,761|)]$$

$$\tau = \frac{\sum \tau}{5} \simeq 121,2 \text{ segundos} = 2,02 \text{ min}$$

3. Obtenção do valor de tempo morto (θ):

Observando o tempo de resposta nos gráficos, nota-se que para valores de degraus positivos $\theta \simeq 6$ e para valores de degraus negativos $\theta \simeq 5$. Logo:

$$\theta \simeq 5,4 \text{ segundos} = 0,09 \text{ min}$$

4.3 Sintonia do Controlador

Conforme abordado na subseção 3.2.1, para utilizar o método de sintonia SIMC, após a obtenção do modelo do processo, deve-se derivar os parâmetros com base no mesmo. O modelo levantado na seção anterior, por meio da aplicação do método FODT, resultou nos seguintes valores:

$$K = 3,91, \tau = 2,02 \text{ min}, \theta = 0,09 \text{ min}$$

Como foi obtido um modelo de primeira ordem, os parâmetros de sintonia serão obtidos para um controlador do tipo PI, ou seja, com tempo derivativo $\tau_d = 0$:

1. Obtenção do modelo aproximado de primeira ordem:

$$g_1(s) = \frac{k}{\tau_1 s + 1} e^{-\theta s}$$

$$g_1(s) = \frac{3,91}{2,02s + 1} e^{-0,09s}$$

2. Objetivando um controle mais rígido, com rápida velocidade de resposta e boa rejeições a perturbações, foram feitos alguns testes, nos quais optou-se pela escolha do parâmetro $\tau_c = \theta$:

$$\tau_c = 0,09 \text{ min} = 5,4 \text{ seg}$$

3. Obteve-se então os seguintes parâmetros de sintonia:

$$K_c = \frac{1}{k} \frac{\tau_1}{\tau_c + \theta} = \frac{1}{3,91} \frac{2,02}{0,09 + 0,09}$$

$$K_c = 2,87$$

$$\tau_I = \text{mín}\{\tau_1, 4(\tau_c + \theta)\} = \text{mín}\{2,02, 4(0,09 + 0,09)\}$$

$$\tau_I = 0,72 \text{ min} = 43,2 \text{ seg}$$

4.4 Sistema de Controle DeltaV

A planta de flotação de grossos, objeto de estudo deste trabalho, é supervisionada e controlada por meio do sistema de controle distribuído (DCS - Distributed Control System) DeltaV, desenvolvido pela Emerson Process Management.

O sistema é composto por estações de trabalho de engenharia, estações de trabalho de operador, unidades de controladores, módulos de entrada e saída e redes de controle. Ele é utilizado para projetar um sistema de supervisão e controle, fornecendo uma interface para os operadores controlarem e monitorarem o processo. Isso é feito por meio do envio de alarmes, configuração e monitoramento de dispositivos e instrumentos de campo, arquivamento de sinais selecionados e análise de dados históricos e em tempo real.

4.5 Implementação da Malha de Controle de Vazão

As estratégias de controle no sistema DeltaV são configuradas em módulos, conforme ilustrado na Figura 28. Um módulo é composto por algoritmos, condições, alarmes, displays, informações históricas e outras características que definem o equipamento de processo e podem ser personalizadas pelo usuário.

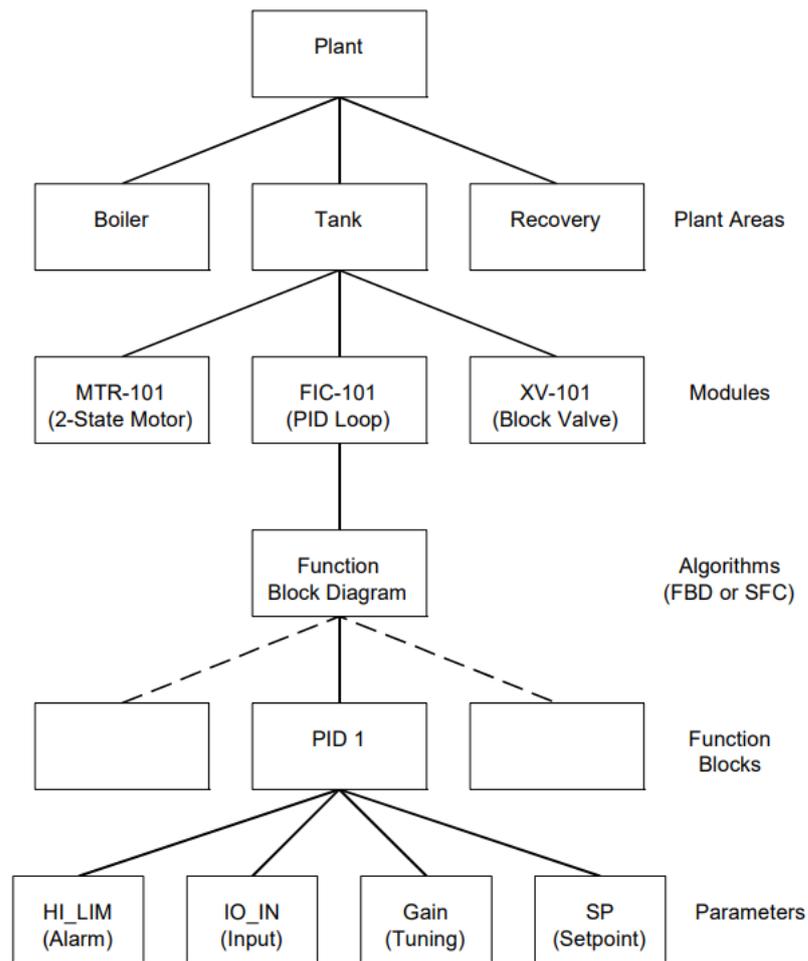


Figura 28 – Fluxograma de Controle DeltaV.

Emerson Electric (2006)

Antes da implementação da malha de controle de vazão, o operador inseria o *set-point* de velocidade diretamente na saída da malha de velocidade da bomba, ilustrado na Figura 29.

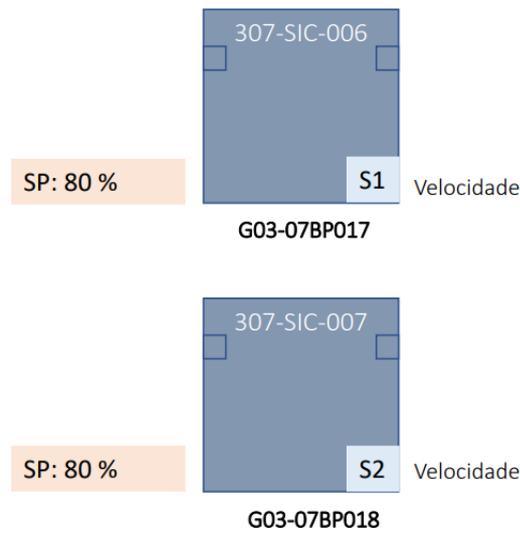


Figura 29 – Ilustração da malha de velocidade das bombas

Fonte: Própria autora, 2023.

Foi feita uma modificação na classe dos módulos dos controladores indicadores de velocidade (SIC) para uma lógica de tratamento de saídas analógicas, para que os blocos SIC pudessem ser controlados pela saída de uma malha de vazão (FIC) em um sistema *master-slave*, ilustrado na Figura 30.

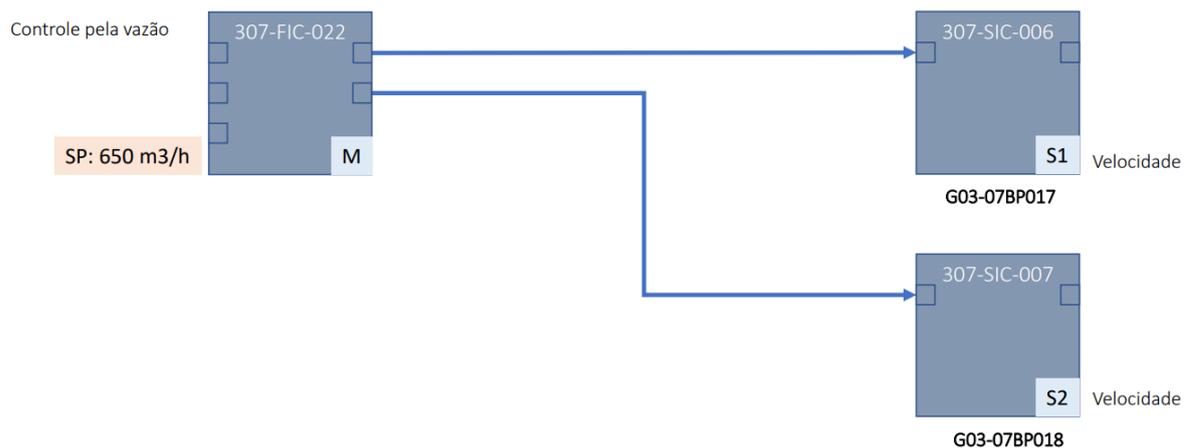


Figura 30 – Ilustração da malha de velocidade das bombas

Fonte: Própria autora, 2023.

A estratégia de controle de vazão criada no sistema DeltaV é apresentada na Figura 31. O bloco “AI1” é uma entrada analógica, que corresponde ao *setpoint* de vazão inserido pelo operador.

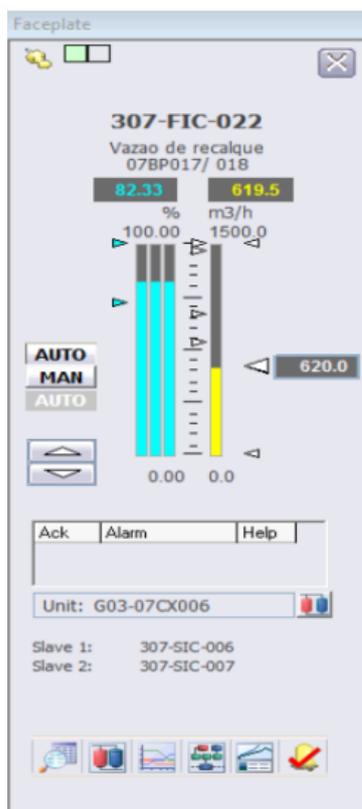


Figura 32 – Interface de Operação da Malha de Controle de Vazão.

Fonte: Própria autora, 2023.

5 Resultados e Discussões

Na Figura 33 é mostrado o desempenho do sistema antes e depois da implementação da malha de controle, separados pela linha vermelha. Até esse momento, os ajustes nos parâmetros do controlador haviam sido feitos pelo método de tentativa e erro, baseado no conhecimento prévio do processo. Nota-se que, após a implementação da malha de controle, houve um grande ganho na estabilidade do processo.

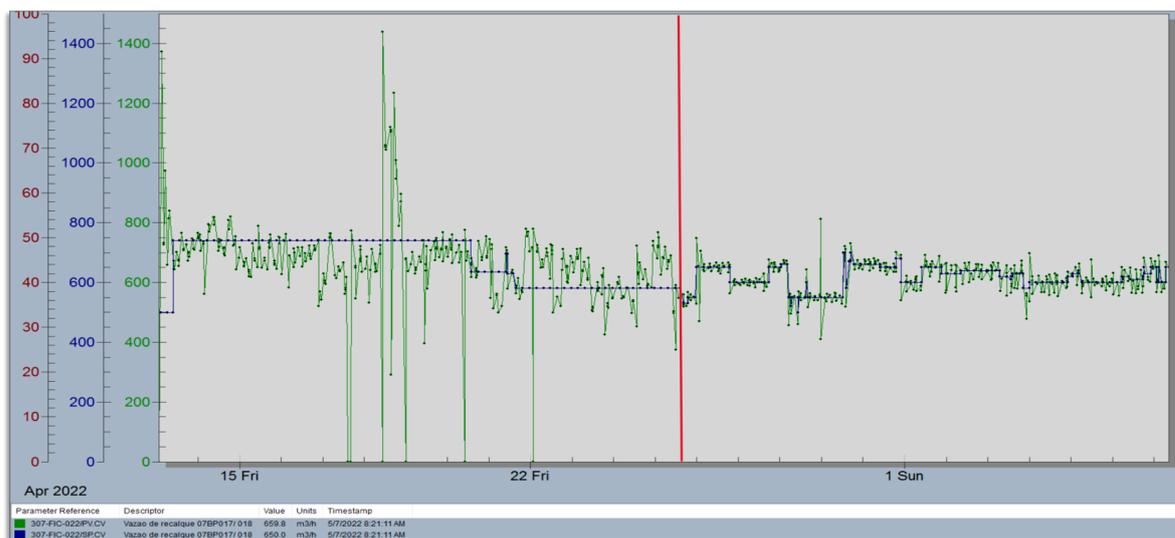


Figura 33 – Variáveis do processo antes e depois da implementação da malha de controle de vazão

Fonte: Própria autora, 2023.

Antes da modificação demarcada pela linha em vermelho, as oscilações eram muito grandes. Em seguida, o sistema passou a oscilar menos e, mesmo sem ajustes finos na sintonia do controlador, a vazão (em verde) consegue acompanhar muito bem o valor de SP (em azul).

No gráfico da Figura 34, gerado alguns meses após a estabilização do sistema, pode-se observar que:

- A vazão da carga circulante passou a oscilar entre 593 e $606\text{m}^3/\text{h}$ quando o *setpoint* era de $600\text{m}^3/\text{h}$, o que representa um desvio entre $-1,17\%$ e 1% com relação ao *setpoint*.

- O percentual de nível da caixa não sofreu impacto, visto que ainda não houve nenhuma alteração na malha correspondente a ele.
- A velocidade da bomba, que deve ser sempre superior a 70%, se manteve próxima a 75% para o *setpoint* de $600\text{m}^3/\text{h}$.

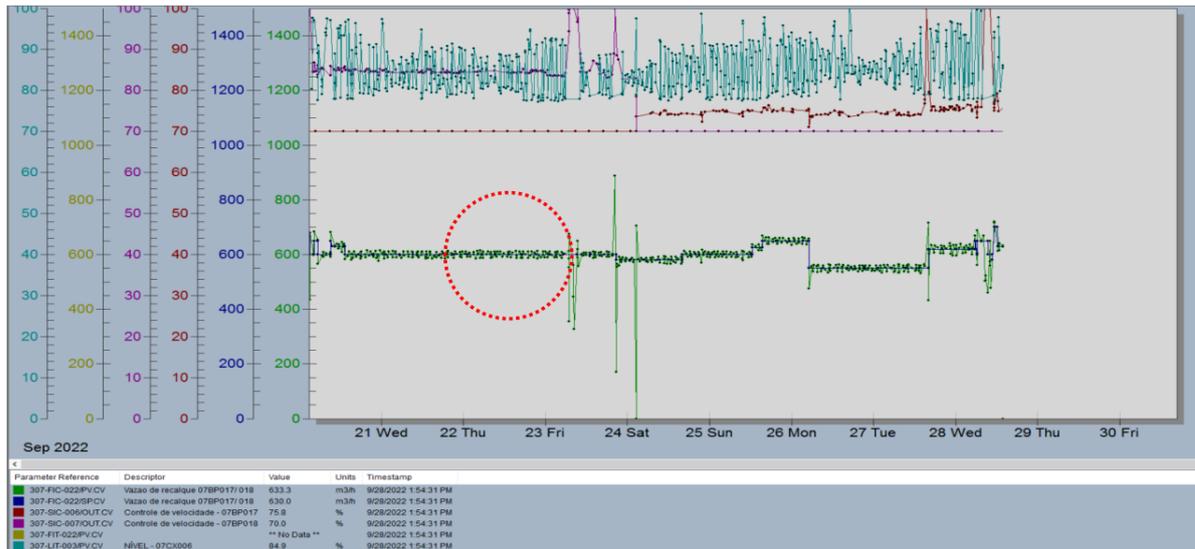


Figura 34 – Gráfico gerado após a estabilização da malha de controle.

Fonte: Própria autora, 2023.

A análise dos gráficos evidencia que, após a implementação da malha de controle, houve um ganho muito grande de estabilidade para o processo. Nota-se que diminuiu significativamente o número de oscilações indesejadas e comportamentos instáveis, resultando em uma operação mais suave e confiável do sistema.

Por último, os parâmetros de sintonia encontrados na seção 4.3 foram aplicados no bloco PID. A Figura 35 exibe os resultados obtidos, em que a variável controlada passou a sofrer desvios muito pequenos, variando entre, aproximadamente, $-0,67\%$ e $0,67\%$, com relação ao *setpoint*.

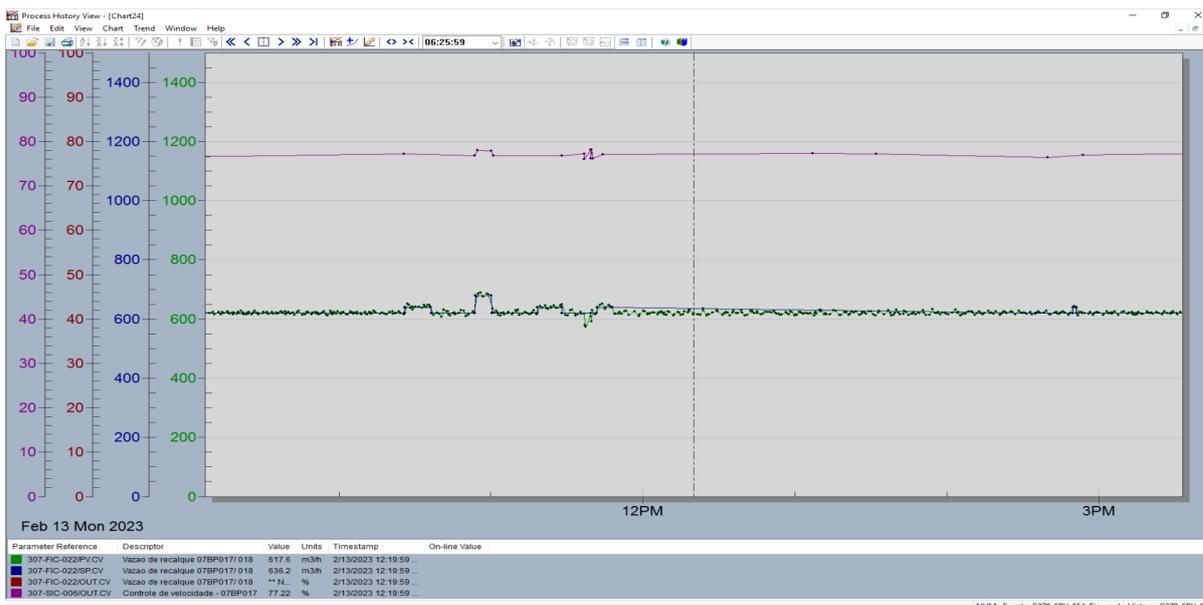


Figura 35 – Sintonia do Controlador pelo método SIMC

Fonte: Própria autora, 2023.

Ao ajustar (sintonizar) adequadamente os parâmetros do controlador, foi possível minimizar o erro de controle, mantendo as variáveis controladas o mais próximo possível dos valores de referência. Dessa forma, obteve-se um melhor desempenho do sistema e maior precisão no cumprimento dos requisitos de qualidade e produção. Uma análise quantitativa dessa melhoria será apresentada na seção 5.1.

Além disso, observando a resposta aos degraus aplicados, exibidos na Figura 33, nota-se que processo passou a atingir o estado de equilíbrio desejado mais rapidamente, reduzindo o tempo necessário para que as variáveis controladas alcancem os valores desejados. Todas essas melhorias contribuem para que a operação se torne mais eficiente, pois trazem benefícios como maior confiabilidade do processo, menor consumo de insumos e, conseqüentemente, redução de desperdícios e melhor qualidade do produto final.

5.1 Análise de desempenho das malhas

Foram feitos dois tipos de análises de desempenho do sistema, considerando os valores alcançados pelo mesmo quando o *setpoint* de vazão era definido para $640 \text{ m}^3/\text{h}$:

- Análise estatística;
- Análise da integral do erro.

5.1.1 Análise estatística

No primeiro gráfico, Figura 36, são ilustrados dois cenários distintos: o desempenho do sistema antes da implementação da malha de vazão, e após a implementação utilizando a sintonia do controlador pelo método de tentativa e erro. As análises foram feitas considerando o *setpoint* de vazão em $640 \text{ m}^3/h$.

Sem a malha de vazão, a mediana dos resultados possui valor aproximado de $660 \text{ m}^3/h$, já com a malha de vazão, este valor é de $649 \text{ m}^3/h$. Nota-se que a variação sem a malha de vazão é muito grande, tanto para valores positivos, quanto para valores negativos. Após a implementação da malha de vazão, no entanto, o gráfico se tornou assimétrico negativo, indicando que os valores, em sua grande maioria, estão abaixo de 642 e $649 \text{ m}^3/h$.

O desvio percentual mínimo com relação ao *setpoint*, que tinha seu valor em torno de $-14,06\%$, se tornou aproximadamente $0,31\%$. Já o desvio percentual máximo, que tinha seu valor em torno de $17,19\%$, se tornou aproximadamente $1,88\%$.

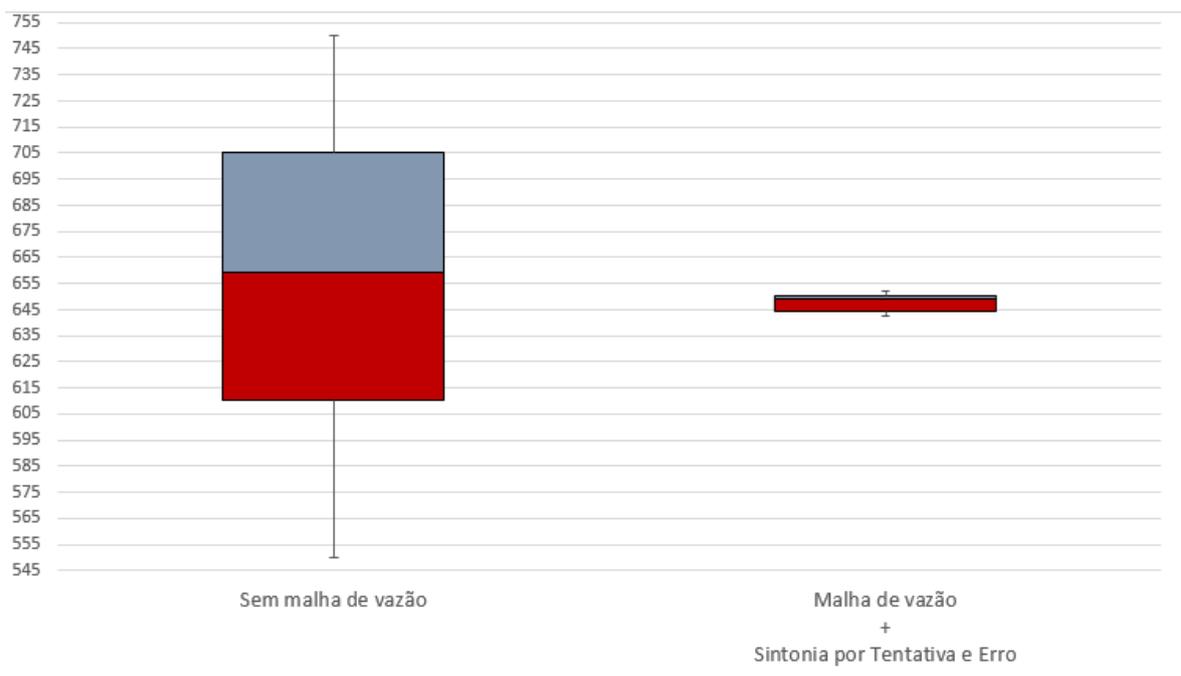


Figura 36 – Antes x depois implementação de malha de vazão

Fonte: Própria autora, 2023.

Por meio do segundo gráfico, Figura 37, também são ilustrados dois cenários distintos, ambos após a implementação da malha de vazão: o primeiro utiliza a sintonia do controlador pelo método de tentativa e erro, e o segundo utiliza a sintonia pelo método SIMC.

Conforme apresentado acima, na sintonia sem um método de sintonia específico, a mediana dos resultados possui valor aproximado de $649 \text{ m}^3/h$. Com a sintonia pelo método SIMC, este valor é de, aproximadamente, $640 \text{ m}^3/h$. Ambas as colunas do gráfico são assimétricas negativas, indicando que a maior parte dos valores possui valor menor do que a mediana, mas no primeiro caso eles variam entre 644 e $649 \text{ m}^3/h$, já no segundo caso eles variam entre 636 e $640 \text{ m}^3/h$.

O desvio percentual mínimo com relação ao *setpoint*, que tinha seu valor em torno de $0,31\%$, se tornou aproximadamente $-0,78\%$. Já o desvio percentual máximo, que tinha seu valor em torno de $1,88\%$, se tornou aproximadamente $0,47\%$. Nota-se que utilizando o método SIMC, as oscilações se aproximam mais do valor do *setpoint*.

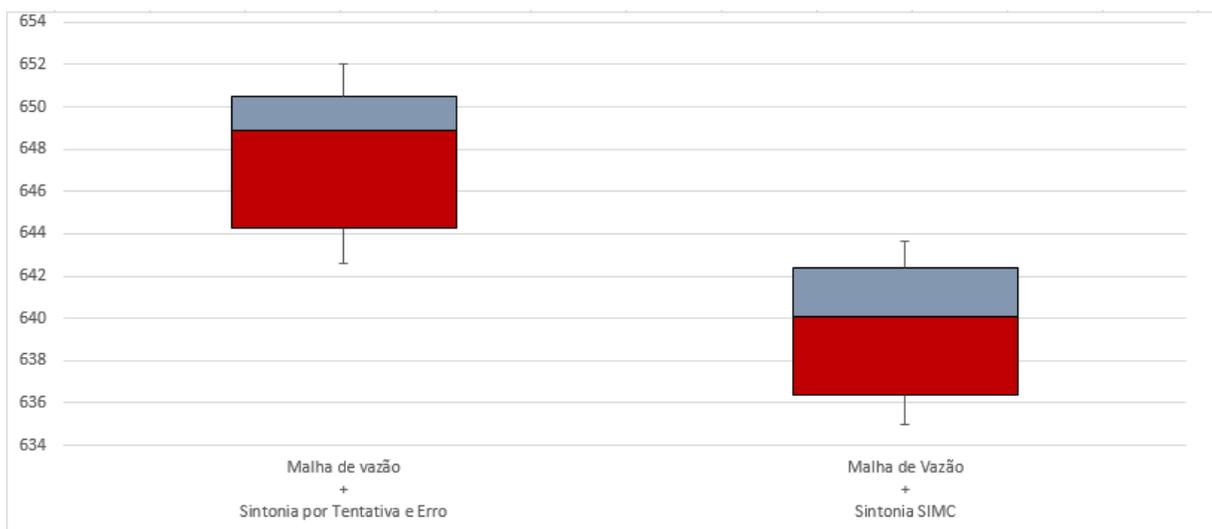


Figura 37 – Sintonia sem método x Sintonia SIMC

Fonte: Própria autora, 2023.

5.1.2 Análise da Integral do Erro

Uma forma de avaliar o desempenho de um sistema é por meio do cálculo do índice de desempenho baseado no erro do mesmo. Conforme apresentado na subseção 3.2.1, o erro $e(t)$ deve ser o menor possível, e pode ser definido como:

$$e(t) = |y(t) - y_s(t)| \quad (5.1)$$

em que $y_s(t)$ e $y(t)$ correspondem à referência (*setpoint*), e valor de saída do sistema (variável de processo), respectivamente, no instante t em segundos.

Entre os índices de desempenho baseados no erro existentes, um comumente utilizado é o índice da Integral do valor absoluto do erro (IAE – Integral of the Absolute magnitude of the Error), apresentado anteriormente por meio da Equação 3.16:

$$IAE = \int_0^{\infty} |y(t) - y_s(t)| dt$$

O cálculo do índice IAE foi utilizado para avaliar o desempenho do sistema, considerando-se o *setpoint* de vazão em $640 \text{ m}^3/\text{h}$ e tempo de amostragem fixo igual a 10 segundos:

$$IAE = \int_0^{\infty} |y(t) - y_s(t)| dt = t_a \cdot \sum |y(t) - y_s(t)|,$$

onde t_a é o tempo de amostragem. Os seguintes cenários foram considerados:

- Resposta do sistema antes da implementação da malha de controle:

$$IAE = t_a \cdot \sum |y(t) - y_s(t)| = 824 \cdot 10 = 8240$$

- Resposta do sistema após a implementação da malha de controle, com sintonia pelo método de tentativa e erro:

$$IAE = t_a \cdot \sum |y(t) - y_s(t)| = 106,28 \cdot 10 = 1062,8$$

- Resposta do sistema após a implementação da malha de controle, com sintonia pelo método SIMC:

$$IAE = t_a \cdot \sum |y(t) - y_s(t)| = 38,36 \cdot 10 = 383,6$$

A grande redução do índice IAE evidencia a minimização do erro de controle e, conseqüentemente, a efetividade da estratégia de controle aplicada. Dessa forma, obteve-se um melhor desempenho do sistema, uma vez que o erro foi reduzido, de forma que as variáveis controladas passaram a atingir valores mais próximos aos valores de referência.

5.2 Análise dos Resultados

Na Tabela 1, são apresentados os valores obtidos utilizando a análise gráfica e o cálculo da Integral do Erro, considerando o desempenho antes e depois da criação de uma malha de controle de vazão, sintonizada por meio de diferentes métodos, para a planta de flotação.

Tabela 1 – Análise Comparativa do Erro para todas as configurações testadas no sistema.

	Desvio percentual mín.	Desvio percentual máx.	IAE
Sem malha de controle de vazão	-14,06	17,19	8240,0
Malha e sintonia por tentativa e erro	0,31	1,88	1062,8
Com malha e sintonia SIMC	-0,78	0,47	383,6

Todos os métodos de análise utilizados evidenciam que, após a criação da malha de controle de vazão, houve uma redução brusca sobre o desvio entre os valores alcançados pela variável de processo e o *setpoint*. Essa melhoria tornou-se ainda mais significativa ao aplicar o método de sintonia SIMC. Comparando-se o desempenho do processo antes da criação da malha de controle e após os últimos ajustes de sintonia na mesma, foi possível constatar uma redução de aproximadamente 94,4% do desvio percentual mínimo, 97,1% do desvio percentual máximo e 95,28% no índice da integral do valor absoluto do erro.

A minimização do erro de controle acarreta na redução da variabilidade de vazão de carga circulante para o processo, o que resulta em uma menor variação no teor de ferro da alimentação do circuito ao longo do tempo, permitindo um controle mais preciso na dosagem dos reagentes para a flotação. Ao aumentar a eficácia da dosagem de reagentes, aumenta-se também a eficácia da recuperação mineral e, conseqüentemente, a qualidade do produto final. Além disso, ao alcançar uma maior precisão na adição dos reagentes, é possível reduzir consumo dos mesmos, o que resulta em uma margem de lucro maior para o produto final. Dessa forma, as análises realizadas confirmam que a implementação de um controle e a sintonia correta da malha de controle de vazão do processo desencadearam uma série de melhorias na eficiência do mesmo.

6 Conclusões

O presente trabalho apresentou uma solução de controle para o problema de instabilidade na vazão da carga circulante de um processo de flotação de grossos. Para isto, foram aplicados testes em diferentes pontos de operação da planta, para verificar o desempenho do sistema antes e depois da aplicação da estratégia, analisando sua eficácia.

Foi apresentada uma revisão de literatura, abordando os conceitos fundamentais da flotação e teoria de controle. Esta revisão foi essencial para o desenvolvimento do trabalho, pois o problema apresentado não é de simples solução e possui diferentes abordagens. Um bom conhecimento da dinâmica do processo a ser controlado foi de fundamental importância para que bons resultados fossem atingidos.

O método utilizado consistiu em levantar um modelo FODT, capaz de representar as dinâmicas do sistema controlado e definir as estratégias de controle adequadas para solucionar os problemas relacionados às oscilações na carga circulante. A estratégia de controle PID sintonizada por meio do método robusto, SIMC, apresentou bons resultados para este problema; mesmo quando ocorreram variações bruscas, a ação de controle foi capaz de retornar o erro para valores muito próximos de zero.

A aplicação da estratégia de controle apresentada resultou em um grande ganho de estabilidade, que impacta direta e positivamente nos resultados das recuperações mássica e metálica do processo. Tal aumento reflete em um ganho de produção e redução de custos operacionais pois, ao estabilizar o teor de ferro na alimentação do circuito, tornou-se possível estabilizar e reduzir a adição de reagentes, como a amina, melhorando a qualidade do produto final. A amina representa aproximadamente 22% do custo total de insumos utilizados no processo, portanto essa redução de consumo implica em uma redução de custos. Além disso, ao ampliar a recuperação mássica, há um forte impacto positivo nas questões ambientais, uma vez que grandes massas deixam de ser depositadas como rejeito, como pilhas e cavas, no meio ambiente.

Em trabalhos futuros, será criada uma malha de controle de nível para a caixa de médios do processo, com objetivo de manter este nível dentro dos valores de restrição. Em seguida, será desenvolvida uma estratégia *override*, em que a malha de vazão será escrava da malha de nível, que atuará apenas quando a caixa estiver próxima de seus valores limites.

Em função dos ajustes na vazão da carga circulante, o nível da caixa oscila frequentemente. Para contornar o problema, atualmente, as válvulas dardo do tanque 07FT012

são ajustadas em função do nível da caixa, deixando de exercer o seu papel no controle da camada de espuma. Ao criar uma estratégia de controle de nível para a 07CX006, será possível obter grandes ganhos para o processo, uma vez que o controle evitará o transbordo e, conseqüentemente, perda de material da caixa, que implicam na perda polpa de minério de ferro e evitará que ocorra cavitação das bombas de sucção devido à possíveis esvaziamentos da caixa. Com a aplicação da estratégia, será possível reestabelecer a função das válvulas dardo no controle da camada de espuma, que é essencial para garantir a eficiência da separação e a recuperação dos minerais desejados. O controle adequado da camada de espuma possibilita que os tempos de residência e de seletividade da etapa *scavenger* sejam respeitados, reduzindo o consumo de reagentes.

Referências

- AGUIRRE, L. A nonlinear dynamical approach to system identification. **IEEE Circuits & Systems Society Newsletter**, 2000. v. 11, n. 2, p. 10–23, 2000. Citado na página 40.
- ALMEIDA, R. N. de. **O Método Dos Mínimos Quadrados: Estudo e aplicações para o ensino médio. 2015. 60 f.** Tese (Doutorado) — Dissertação (Mestrado)—Curso de Matemática, Universidade Estadual Do Norte . . . , 2015. Citado na página 43.
- ALVARADO, C. S. M. **Identificação e controle preditivo de uma planta-piloto de neutralização de pH.** Tese (Doutorado) — Universidade de São Paulo, 2013. Citado 2 vezes nas páginas 39 e 41.
- ALVES, J. L. L. **Instrumentação, Controle e Automação de Processos.** 2. ed. [S.l.]: Rio de Janeiro: LTC, 2012. Citado 3 vezes nas páginas 27, 30 e 38.
- ALVES, P. I. A. **Empilhamento de rejeito filtrado: a expansão de uma alternativa para substituição de barragens.** Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mineral — Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto., 2020. Disponível em: <<http://www.repositorio.ufop.br/jspui/handle/123456789-11939>><http://www.repositorio.ufop.br/jspui/handle/123456789/11939>. Acesso em: 2023-06-06. Citado na página 20.
- AUGUSTO, K. S. **Identificação Automática do Grau de Maturação de Pelotas de Minério de Ferro.** Mestrado em Engenharia de Materiais — Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2012. Disponível em: <https://www2.dbd.puc-rio.br/pergamum/tesesabertas/1021520_2012_pretextual.pdf>. Acesso em: 2022-04-12. Citado na página 17.
- BATISTELI, G. M. B. **Amina Residual na Flotação Catiônica Reversa de Minério de Ferro.** Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metal[ú]rgica e de Minas — Universidade Federal de Minas Gerais, 2007. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/1843-MAPO-7R5PXY>><http://hdl.handle.net/1843/MAPO-7R5PXY>. Acesso em: 2022-04-13. Citado 2 vezes nas páginas 14 e 25.
- BRAGA, F. Y. A. et al. **Utilização de tecnologias de filtragem de rejeitos para empilhamento a seco.** Programa de Pós-Graduação em Engenharia Metal[ú]rgica, Materiais e de Minas — Universidade Federal de Minas Gerais, 2021. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/1843/39325>><http://hdl.handle.net/1843/39325>. Acesso em: 2023-06-06. Citado na página 20.
- BRANDOLT, H. G. et al. **Simulação de escoamento em dutos por caracterização de eventos.** Dissertação (Programa de e Pós-Graduação em Engenharia Química) — Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico,, Florianópolis, 2002. Citado na página 41.
- BRASIL. Lei nº 12.334/2010 - artigo 2º - a. **Diário Oficial da União**, 2010. v. 12.334, n. 2A, p. Portal gov.br, 2010. Lei que estabelece a Política Nacional

de Segurança de Barragens e suas alterações. Disponível em: <https://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2007-2010/2010/lei/112334.htm>. Citado na página 20.

BULATOVIC, S. M. **Handbook of flotation reagents: chemistry, theory and practice: flotation of sulfide ores**. Peterborough: Elsevier, 2007. Disponível em: <https://www.academia.edu/22691019/Handbook_of_Flotation_Reagents_Chemistry_Theory_and_Practice_Flotation_of_Sulfide_Ores>. Citado na página 22.

CARMO, M. J. et al. **Ambiente educacional multifuncional integrado para sintonia e avaliação do desempenho de malhas industriais de controle**. Tese (Doutorado) — Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Juiz de Fora, 2006. Citado na página 40.

CHAVES, A. P. et al. Flotação. In: **Tratamento de minérios**. 6. ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCTIC, 2018. cap. 10, p. 405–455. Citado 2 vezes nas páginas 21 e 22.

CORRÊA, M. V. **Identificação não-linear caixa-cinza: uma revisão e novos resultados**. Doutorado em Engenharia Elétrica — Universidade Federal de Minas Gerais, 2001. Disponível em: <https://repositorio.ufmg.br/bitstream/1843/BUOS-8CRKL7/1/marcelo_vieira_correa.pdf>. Acesso em: 2023-05-10. Citado na página 39.

DIAS, S. V.; NETO, T. R.; REIS, L.; TORRICO, B. C.; CAMPOS, J. C. Controlador de corrente preditivo contínuo com antiwindup aplicado a um sistema de geração eólico baseado em dfig. **Eletrônica de Potência**, 2017. v. 22, n. 1, p. 71–80, 2017. Citado 2 vezes nas páginas 34 e 35.

Emerson Electric, C. **Getting Started With Your DeltaV Digital Automation System**. 2006. Disponível em: <https://www.emerson.com/pt-br/automation/control-and-safety-systems/distributed-control-systems-dcs/deltav-distributed-control-system/deltav-advanced-control>. Citado na página 61.

FRANCHI, C. M. **Controle de Processos Industriais: princípios e aplicações**. [S.l.]: São Paulo: Érica, 2011. Citado 3 vezes nas páginas 30, 35 e 37.

FRANCHI, C. M. **Instrumentação de Processos Industriais: Princípios e Aplicações**. [S.l.]: Saraiva Educação SA, 2015. Citado 2 vezes nas páginas 25 e 29.

GARCIA, C. **Controle de Processos Industriais: Estratégias Convencionais**. São Paulo: Editora Blucher, 2017. Disponível em: <<https://integrada.minhabiblioteca.com.br//books/9788521211860/>>. Citado 4 vezes nas páginas 27, 29, 43 e 44.

GARCIA, C. **Controle de Processos Industriais: Estratégias Modernas**. São Paulo: Editora Blucher, 2019. Disponível em: <<https://integrada.minhabiblioteca.com.br//books/9788521214182/>>. Citado na página 34.

GOEKING, W. **Da Máquina a Vapor aos Softwares de Automação**. 2010. Artigo publicado na Edição 52: Memória da Eletricidade, da revista O Setor Elétrico. Disponível em: <https://www.voltimum.com.br/sites/www.voltimum.com.br/files/memoria_maiio_10.pdf>. Citado na página 26.

LOPES JÚNIOR, Ê. **Estratégias de Controle Regulatório Avançado para uma Planta de Desaguamento de Minério de Ferro**. Mestrado em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração — Escola de Minas - Universidade Federal de Ouro Preto - Associação Instituto Tecnológico Vale, 2019. Disponível em: <<https://www.repositorio.ufop.br/handle/123456789/11836>>. Acesso em: 2022-04-12. Citado 2 vezes nas páginas 13 e 25.

LUZ, A. B. d.; LINS, F. A. F. Introdução ao tratamento de minérios. In: **Tratamento de minérios**. 5. ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCTIC, 2010. cap. 1, p. 1–20. Citado na página 18.

MAGALHÃES, M. P. de. **Beneficiamento de Minérios**. 2022. Disponível em: <https://www.passeidireto.com/arquivo/31185140/flotacao-de-minerios>. Acesso em: 28 maio 2023. Foto retirada do capítulo de Concentração de Minérios da apostila de Beneficiamento de Minérios do IFES. Citado na página 21.

NASCIMENTO, D. R. **Flotação Aniônica de Minério de Ferro**. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas — Escola de Minas - Universidade Federal de Ouro Preto, 2010. Disponível em: <<https://www.repositorio.ufop.br/handle/123456789/2371>>. Acesso em: 2022-04-13. Citado 2 vezes nas páginas 21 e 22.

REIS, J. M. dos. **Avaliação da Flotação de Minério de Ferro de Brucutu Considerando a Divisão em Dois Circuitos: Grossos e Finos**. Mestrado em Engenharia Metalúrgica, Materiais e de Minas — Universidade Federal de Minas Gerais, 2015. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/1843/BUBD-A9DFHN>><http://hdl.handle.net/1843/BUBD-A9DFHN>. Acesso em: 2022-04-10. Citado na página 12.

RIBEIRO, A. G. C. D. **Implementação de um sistema embarcado aplicado ao controle de pressão arterial**. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal do Rio Grande do Norte, 2011. Citado 3 vezes nas páginas 32, 39 e 42.

RIBEIRO, B. F. **Estudo comparativo entre equipamentos de flotação**. 31 f. Monografia (Conclusão de curso) — Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2015. Citado na página 53.

RIVERA, D. E.; MORARI, M. S. skogestad, “internal model control, 4. pid controller design,”. **Ind. Eng. Chem. Process Des.**, **25**, 1986. v. 252, 1986. Citado na página 45.

SCHONS, S. C. d. M. et al. **Implementação de Estratégia de Controle Preditivo em Cascata em Sistema Embarcados de Tempo Real e FPGA**. Dissertação (Programa de e Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas) — Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico,, Florianópolis, 2017. Citado na página 35.

SILVA, A. A. **Reavaliação de Circuito de Flotação Convencional de Minério de Ferro**. Mestrado em Engenharia Metalúrgica, Materiais e de Minas — Universidade Federal de Minas Gerais, 2016. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/1843/BUBD-AEAG9N>><http://hdl.handle.net/1843/BUBD-AEAG9N>. Acesso em: 2022-04-10. Citado na página 12.

SKOGESTAD, S.; GRIMHOLT, C. The simc method for smooth pid controller tuning. **PID Control in the Third Millennium: Lessons Learned and New Approaches**, 2012. Springer, p. 147–175, 2012. Citado 4 vezes nas páginas 45, 46, 47 e 50.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and practices of automatic process control**. [S.l.]: John wiley & sons, 2005. Citado na página 45.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo**. 3. ed. [S.l.]: Rio de Janeiro: LTC, 2012. Citado na página 36.

TABOSA, E. O. **Flotação com reciclo de concentrados (FRC) para recuperação de finos de minérios: fundamentos e aplicações**. Dissertação (Programa de e Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais - PPGEM) — Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2007. Citado 2 vezes nas páginas 23 e 24.

TEIXEIRA, E. H. C. G. et al. **Controles típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 2. ed. [S.l.]: Editora Blucher, 2010. Citado 3 vezes nas páginas 35, 36 e 37.

TOTOU, A. R. **Efeito da Dispersão na Deslamagem e Flotação de Polpas de Minérios Hematíticos Itabiríticos**. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas — Escola de Minas - Universidade Federal de Ouro Preto, 2010. Disponível em: <<https://www.repositorio.ufop.br/handle/123456789/2341>>. Acesso em: 2022-04-13. Citado na página 20.

TURRER, H. D. G. **Polímeros depressores na flotação de minério de ferro**. Doutorado em Engenharia Metalúrgica e de Minas da Universidade Federal de Minas Gerais — Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, 2007. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/1843/MAPO-7REKBC>><http://hdl.handle.net/1843/MAPO-7REKBC>. Acesso em: 2023-06-05. Citado na página 13.

VALE S.A. **Minério de Ferro e Pelotas**. 2012. Disponível em: <http://www.vale.com/brasil/PT/business/mining/iron-ore-pellets/Paginas/default.aspx>. Acesso em: 30 agosto 2022. Artigo publicado na seção “Business: Iron ore pellets” do site Vale S.A. Citado na página 17.

WADE, H. L. **Basic and Advanced Regulatory Control: System Design and Application**. [S.l.]: Isa, 2004. Citado 3 vezes nas páginas 33, 34 e 36.

ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. Optimum settings for automatic controllers. **Transactions of the American society of mechanical engineers**, 1942. American Society of Mechanical Engineers, v. 64, n. 8, p. 759–765, 1942. Citado na página 45.