

Avaliação de Estruturas de Controle para Alimentadores com Elevado Tempo Morto em Transportadores de Correia na Mineração

Tiago A. Moraes^{*,***} Saulo N. Matos^{*} Moisés T. da Silva^{**}
Thiago A.M. Euzebio^{**}

^{*} Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração, Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP) e Instituto Tecnológico Vale (ITV), Ouro Preto, MG (e-mails: tiago.moraes@vale.com, saulo.neves.matos@aluno.itv.org)

^{**} Instituto Tecnológico Vale (ITV), Ouro Preto, MG (emails: thiago.euzebio@itv.org, moises.silva@pq.itv.org)

^{***} Vale S.A

Abstract: In this work, control structures for regulating mass flow in feeders in conveyor belt circuits are discussed, in mining processes, when the dead time is high. In this case, dead time consists of the difference between the instant of the event of change of feeder speed and the instant of the detection event of the effect of this change in the flow measurement scale of this equipment. The motivation of this work is the search to obtain an increase in operational safety, avoiding flow values above the nominal reference values of the equipment, and to achieve the optimal use of the capacity of the mass transport circuits. The following control strategies are evaluated: Proportional-Integral-Derivative (PID) controller, Internal Model Controller (IMC) and Smith predictor. It is concluded that the use of the structure with Smith predictor, with feed mass adherence of 99,26%, had the best performance.

Resumo: Neste trabalho são avaliadas três estruturas de controle para regulação de fluxo mássico em alimentadores para circuitos de transportadores de correia, em processos de beneficiamento de minério de ferro, quando o tempo morto é elevado. Neste caso, o tempo morto consiste na diferença entre o instante do evento de mudança de velocidade do alimentador e o instante do evento da detecção do efeito desta mudança na balança de medição de vazão deste equipamento. A motivação deste trabalho é a busca pela obtenção do aumento da segurança operacional, evitando valores de vazão acima da referência nominal dos equipamentos, e pelo alcance do maior uso possível da capacidade dos circuitos de transporte de massa. São avaliadas as seguintes estratégias de controle: controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID), *Internal Model Controller* (IMC) e preditor de Smith. Conclui-se que o emprego da estrutura com preditor de Smith, com aderência de massa alimentada de 99,26%, foi a de melhor desempenho.

Keywords: control; deadtime; Smith predictor; IMC; PID; feeders; conveyor belt; mining.

Palavras-chaves: controle; tempo morto; preditor de Smith; IMC; PID; alimentadores; transportadores; mineração.

1. INTRODUÇÃO

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

Neste panorama de processamento mineral de grandes volumes, o uso de tecnologias que suportem os requisitos de demanda é cada vez mais crucial. Um tipo de material a ser considerado nesta direção é o ROM (*Run-Of-Mine*), que é o material extraído da mina para ser processado visando a geração de produto. De acordo com Barnewold e Lottermoser (2020), considera-se que existe uma adoção maior do controle de processos avançado em locais onde a movimentação de ROM é maior que 10 milhões de toneladas por ano. Nesta direção, Castrucci et al. (2018) cita que o controle automático objetiva um desempenho técnico específico em uma variável física, que deve obedecer um sinal de referência e resistir a perturbações, sendo que o resultado disso costuma ser essencial para se atingirem metas mais abrangentes, usualmente de natureza econômica. Estes elementos citados corroboram com a procura

em aplicar estratégias de controle para atender a produção de minério de ferro solicitada dentro das exigências de volume, qualidade e custo.

Na lavra, o ROM é retirado por escavadeiras, que podem ser elétricas ou hidráulicas, ou por carregadeiras. Este material extraído é direcionado comumente para o primeiro estágio de britagem, primeira etapa do processo de beneficiamento, que consiste em transformar o ROM em produto de valor econômico. Neste estágio existem alimentadores cuja vazão é regulada. Nesta direção, são empregadas estratégias de controle de vazão para que o ROM seja conduzido por circuitos de correias transportadoras até o estágio seguinte.

No complexo minerador de Carajás, no Pará, a chegada da massa até os britadores ocorre através do transporte por caminhões. Na Figura 1 é exibida uma planta de britagem primária que tem a característica de ser semimóvel (por isso é também denominada de britagem semi-móvel ou BSM). Após redução do tamanho das partículas no britador, o ROM é transportado para os estágios posteriores do processo de beneficiamento. Isso se dá pelo emprego de correias transportadoras que saem das plantas de estágio primário e levam o material até o estágio posterior.

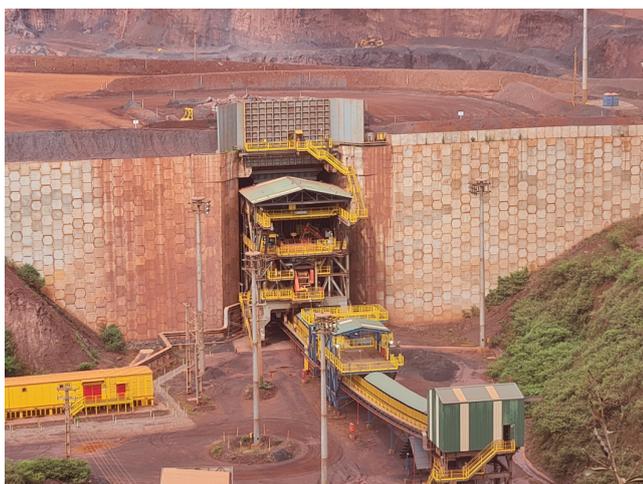


Figura 1. Planta BSM6 no complexo minerador de Carajás, no Pará.

Uma forma de reduzir o transporte por caminhões até o início da usina de beneficiamento é levar os britadores primários para pontos mais próximos das frentes de lavra na mina. De acordo com Yardley e Stace (2008), a operação por correias transportadoras, como meio predominante no transporte em relação aos caminhões, tem como vantagens a alta produção contínua, a capacidade de operar em uma variedade de faixas e, mais significativamente, os baixos custos operacionais. Além disso, como os estágios posteriores tendem a ser centralizados em instalações maiores, sua movimentação tem custo elevado ou é inviável. Com isso, é comum a prática de estender os circuitos de transportadores saindo das britagens próximas às frentes de lavra e fluindo em circuitos próximos a estes estágios fixos maiores. Na Figura 2 é exibido o início de um circuito de correias transportadoras após a planta BSM6 em Carajás, no Pará. De acordo com De Barros et al. (2020), a Vale S.A. possui aproximadamente 2000 transportadores em operação. Isso mostra que estratégias de controle para

estes equipamentos podem ter alto valor agregado e podem ser replicadas em várias outras situações na cadeia produtiva desta corporação.



Figura 2. Circuito de correias após a planta BSM6 em Carajás, no Pará.

A vazão nos alimentadores destes circuitos de correias é regulada de forma que seja possível obter a maior vazão, dentro dos limites de capacidade, para atendimento de objetivos de volume de produção. Para isso, é empregado comumente inversores de frequência ou acionamentos hidráulicos nos motores do alimentador para ajuste de velocidade. A regulação da rotação do motor é feita a partir da medição da vazão em um transportador à frente. Quanto mais próxima a medição de vazão estiver do alimentador, mais rápida é a resposta do controle no alcance da vazão pretendida. Entretanto, na prática, isso nem sempre é possível.

Causas comuns de tempo morto são informação, energia ou fenômenos de transporte de massa (Normey-Rico e Camacho, 2007). Esta última causa acontece devido limitações de instalação da balança próximo ao alimentador. Neste caso, a variável manipulada é a rotação do motor e a variável de processo é a vazão da balança. O fato do efeito da variável manipulada ser percebido na variável controlada apenas após o referido tempo de atraso dificulta o controle, através do uso da realimentação, quando este tempo é em ordem de grandeza não desprezível em relação ao tempo de resposta do sistema. Na Figura 3 é exibida uma planta de britagem primária na qual existe um tempo morto representativo em função da distância entre a balança e o alimentador que é em torno de 60 metros.

O devido controle regulatório dos alimentadores deste tipo trará os seguintes retornos: ganhos em segurança operacional, advindos da menor variabilidade e do menor risco de sobrecargas, através da redução dos cenários de risco, e; maior uso da capacidade dos circuitos fazendo-se passar mais massa por unidade de tempo sem gerar vazões acima dos valores nominais dos equipamentos.

Na literatura, o problema de controle em diferentes etapas do beneficiamento de minério foi abordado usando diferentes estratégias. Em Souza et al. (2022) foram analisados os efeitos da comporta na altura do material transportado pelo alimentador. Neste caso, foram realizadas simulações a partir de parâmetros da planta de beneficiamento de minério de ferro da Vale S.A., localizada na mina de



Figura 3. Alimentador e balança na planta BSM3 em Carajás, no Pará.

Serra Leste, em Curionópolis no Pará, visando a análise de desempenho de um sistema silo-comporta-alimentador.

Em Duarte et al. (2020) foi proposta uma substituição de um sistema de controle baseado em regras por um controle *override* em um circuito de britagem da Vale S.A. com o objetivo de reduzir a variabilidade da taxa de material produzido no sistema e, conseqüentemente, levar ao aumento de produtividade. Esta estratégia pode ser empregada para outras finalidades nas estruturas de controle investigadas aqui.

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

O objetivo deste trabalho é obter uma estrutura a ser aplicada em alimentadores com elevado tempo morto nas britagens do complexo minerador de Carajás. Considerou-se como premissas:

- Simular as estratégias de controle selecionadas sob condições de perturbação e ruído similares à planta alvo;
- Aplicar a estratégia de controle selecionada no Controlador Lógico Programável (CLP) existente na planta que tem limitações computacionais. Em função disso, apesar da possibilidade de aplicação estratégias mais sofisticadas como o *Model Predictive Controller* (MPC), por exemplo, limitou-se o escopo a estruturas que pudessem ser aplicadas nos CLPs da planta alvo.
- Atender os *setpoints* deliberados pelo sistema de rastreamento de minério nas correias. Neste sistema são tratadas estratégias que deliberam os *setpoints* das plantas. Em função disso, estratégias do tipo razão, por exemplo, podem ser abordadas na camada deste sistema. Neste trabalho buscou-se aprimorar as malhas e não a deliberação dos *setpoints* que são tratadas na camada do sistema de rastreamento.
- O sistema em malha fechada deve ser aproximadamente 50% mais rápido que o sistema em malha aberta e ter o desempenho avaliado em 3 indicadores: massa de ROM totalizada, tempo com vazão acima do *setpoint* e erro integral absoluto (IAE - *Integral*

Absolute Error). Indicadores associados ao esforço de controle não são considerados. Isso ocorre em função da característica de pouco desgaste no acionamento dos alimentadores quando empregado inversor de frequência.

Em função das premissas acima, neste artigo são abordadas e comparadas três estruturas de controle regulatório, para emprego em alimentadores que compartilham circuitos de correias e tem elevado tempo morto, buscando-se obter o melhor uso do transporte nestes circuitos por estes alimentadores. As estruturas avaliadas foram:

- Clássica com um controlador PID;
- *Internal Model Controller* (IMC), e;
- Preditor de Smith (PS).

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

Este trabalho está organizado em seções. Na Seção 2 são apresentadas informações do modelo e das estratégias de controle aplicadas. Na Seção 3 é descrito o estágio de britagem na perspectiva do trabalho e o sistema de rastreamento e controle de massa em circuitos de correias transportadoras. Os resultados e discussões são abordados na Seção 4. Por fim, são apresentadas as conclusões na Seção 5.

2. MODELAGEM DO PROCESSO E ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

2.1 Modelo de Primeira Ordem com Atraso

O processo sob estudo pode ser representado por um modelo de primeira ordem com atraso descrito por:

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

De acordo com Normey-Rico e Camacho (2007), é possível obter os parâmetros K , T e L por métodos gráficos simples. Através deste método foram obtidos os seguintes parâmetros do modelo da planta alvo: K no valor de 1,23, sendo este uma relação entre o valor da entrada e saída na forma percentual; T no valor de 18,07 segundos, e; L no valor de 33 segundos.

2.2 Estrutura Clássica com Controle PID

De acordo com Astrom e Murray (2006), a relação entre a entrada e saída para o controlador PID com realimentação do erro pode ser expressa por

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_d \frac{de(t)}{dt}. \quad (2)$$

Sendo $u(t)$ o sinal de saída do controlador, $e(t)$ o sinal de erro de entrada do controlador, K_p é o ganho proporcional, K_i é o ganho integral e K_d é o ganho derivativo.

Para sintonia deste controlador foram considerados os métodos *Ziegler-Nichols*, *Cohen-Coon* e *Chien, Hrones e*

Reswick (CHR). Além disso, foi empregada ferramenta de auxílio à sintonia presente no software *RSLogix 5000®* e estratégias de sintonia vistas em O'Dwyer (2008). Foi adotada a sintonia de melhor comportamento, para comparação com os preditores, dentro dos critérios e premissas especificados.

A estrutura clássica empregada se encontra exposta na Figura 4. Neste esquema, $P(s)$ é o modelo da planta, $C(s)$ é o controlador PID, $y(t)$ é a variável de processo real da planta, $u(t)$ é a variável manipulada, $r(t)$ é a referência para a variável de processo, $q(t)$ é o distúrbio e $e(t)$ é o erro de entrada do controlador.

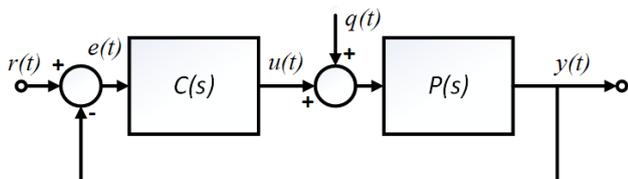


Figura 4. Diagrama de blocos da estrutura clássica com controlador $C(s)$ sendo um PID.

2.3 Estrutura com Internal Model Controller (IMC)

De acordo com Silva et al. (2005), o controlador IMC consiste em um parâmetro $Q(s)$, um modelo da planta $P_m(s)$, que é usualmente referido como modelo interno, e $F(s)$, que é um filtro escolhido para melhorar a robustez com respeito aos erros de modelagem e fazer com que o parâmetro de IMC global $F(s)Q(s)$ seja o apropriado. Na Figura 5 é exibida a estrutura do controlador IMC, onde $y_m(t)$ é a saída do modelo da planta. O compensador C_{IMC} é dado por:

$$C_{IMC}(s) = F(s)Q(s). \quad (3)$$

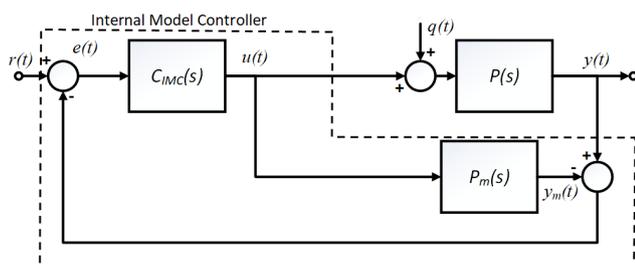


Figura 5. Diagrama de blocos do controlador IMC.

2.4 Estrutura com Preditor de Smith (PS)

A estrutura do preditor é exibida na Figura 6. De acordo com Normey-Rico e Camacho (2007), a estrutura do preditor de Smith pode ser dividida em duas partes: o controlador $C(s)$, que é comumente um controlador PID, e a estrutura do preditor, que é composta por $G_m(s)$ (modelo rápido da planta) e um modelo do tempo morto $e^{-L_n s}$. Na estrutura em questão, $G_m(s)$ é usado para predição de malha aberta. Assim, o modelo de processo completo empregado é o expresso por

$$P_m(s) = G_m(s)e^{-L_n s} \quad (4)$$

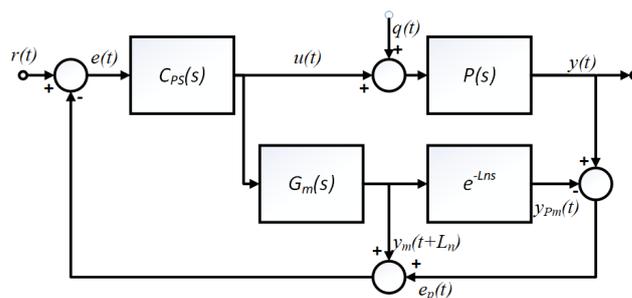


Figura 6. Diagrama de blocos do controlador com preditor de Smith.

Para considerar erros de modelagem, a diferença entre a saída de processo e a saída do modelo $P_m(s)$ é adicionada à predição de malha aberta $y_m(t + L_n)$.

3. DESCRIÇÃO DO PROCESSO E DO SISTEMA DE CONTROLE DE MASSA

3.1 O Estágio Primário de Britagem

De acordo com Napier-Munn e Wills (2006), a britagem é o primeiro estágio mecânico no processo de cominuição, que consiste em um processo no qual o tamanho das partículas de minério são reduzidas para os próximos estágios.

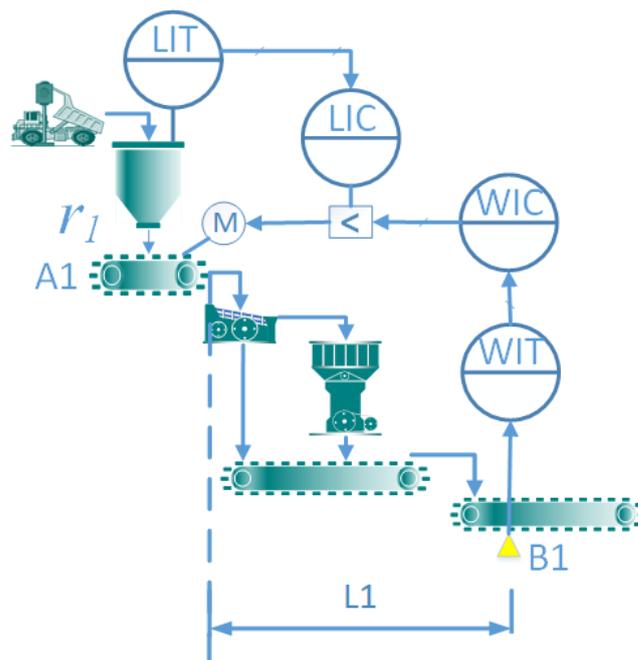


Figura 7. Diagrama típico de britagem primária com controles comuns empregados.

Na Figura 7 é esquematizado uma configuração típica de uma instalação de britagem primária. É empregado, após o alimentador, uma grelha ou uma peneira de escalpe para direcionar ao britador apenas as partículas com granulometria maior. É empregado um controlador *WIC*, que regula a vazão, atuando na rotação do motor do alimentador. A distância entre o alimentador e a balança de medição confere o tempo morto $L1$ exibido na Figura 7. Ainda nesta Figura, como abordado em Lopes Júnior (2019), o nível da

moega é monitorado por sensores de nível. Valores muito baixos de nível de moega alteram sensivelmente a altura da camada de material sobre a esteira do alimentador. Isso causa variabilidade na massa que é despejada no conjunto peneira e britador para uma mesma velocidade. O estabelecimento de um nível mínimo é importante no sentido de reduzir esta variabilidade. Apesar do emprego desta estratégia, o nível ainda assim influencia na altura da camada. Desgastes naturais de componentes e de chapas de interface, a medida que a planta opera, também contribuem para esta variabilidade na altura da camada do alimentador. Isso corresponde a uma perturbação que o controle regulatório busca compensar. Na Figura 8 é exibida uma visão de um alimentador de esteira típico.

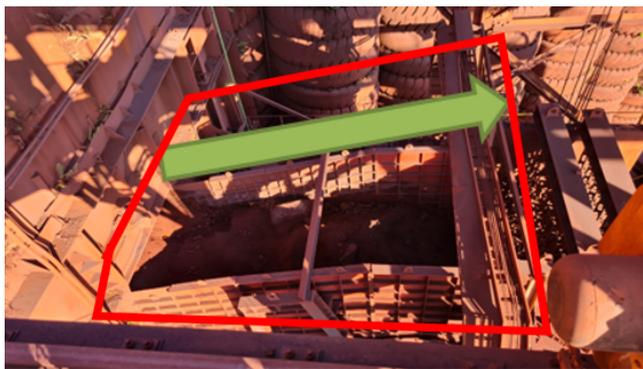


Figura 8. Alimentador de esteira na planta BSM3 do complexo minerador de Carajás, no Pará.

3.2 Descrição do Sistema de Controle de Massa em Circuitos de Correias Transportadoras

Em função do uso de circuitos de correias cada vez mais distantes e compartilhados, o emprego de sistemas que rastreiam o minério no circuito e deliberam os valores de alimentação tem sido cada vez mais usados. Isso normalmente se dá pela observação de uso do circuito e da definição de *setpoints* de alimentação que podem ser empregados de forma que se obtenha a maior vazão possível na topologia de correias analisada.

Para entendimento do papel deste sistema, considere a situação simulada com o circuito de transportadores exibido na Figura 9. O objetivo do circuito de transportadores é levar a massa das plantas $P1$ e $P2$ para a planta $P3$. As plantas $P1$ e $P2$ seriam os estágios primários de britagem e a planta $P3$ seria o estágio de britagem secundária.

A planta $P1$ descarrega em $T1$ e a planta $P2$ descarrega em $T3$. Considere que $T3$ tem a capacidade de $8000t/h$ (toneladas por hora) enquanto que os transportadores $T1$ e $T2$ tem capacidade de $6000t/h$ e descarregam sua massa em $T3$.

Os alimentadores $A1$ e $A2$ tem capacidade de vazão de até $6000t/h$. Os comprimentos dos transportadores na Figura 9 são representados em proporções que refletem os comprimentos reais de cada correia. Para efeitos de simplificação deste exemplo, considere que todos os transportadores tem a mesma velocidade. Existe 4 pontos de interesse na nossa análise: i , ii , iii e iv . A balança de fluxo $B1$ mede a vazão de saída da planta $P1$ e a balança de fluxo $B2$ mede a vazão de saída da planta $P2$.

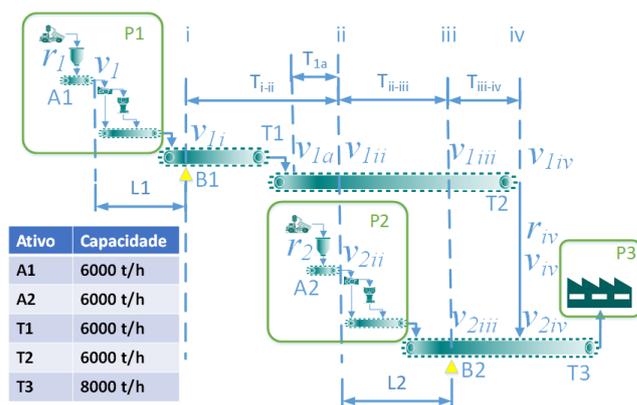


Figura 9. Diagrama esquemático de circuito de correias integrando plantas $P1$ e $P2$ à planta $P3$.

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

$$v_{iv} = v_{1iv} + v_{2iv} \quad (5)$$

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

A importância do controle regulatório nos alimentadores para atendimento dos *setpoints* do sistema de rastreamento e controle de massa na maior capacidade possível do circuito pode ser identificada começando-se pela Figura 9. Se a capacidade de $T3$ é de $8000t/h$, o sistema deve definir r_1 no valor máximo de capacidade de $A1$ que é $6000t/h$, já que esse valor é menor que $8000t/h$.

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

$$r_2 = 8000t/h - v_{1ii} \quad (6)$$

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

$$v_{1iv} + v_{2iv} \leq 8000t/h \quad (7)$$

O adequado controle regulatório, em especial nos casos dos alimentadores como o $A2$, que completa o fluxo mássico

presente em $T2$, é crucial para o atendimento da vazão dentro do limite de $T3$.

Para entendimento da motivação deste trabalho, considere o caso no qual ocorre uma redução na alimentação na planta $P1$ e a mesma fique em 2000 t/h na simulação esquematizada na Figura 9. Conseqüentemente, após o tempo T_{i-ii} , o valor de v_{1ii} será 2000 t/h . Assim, após isso, o sistema de rastreamento e controle poderá fazer com que r_2 seja 6000 t/h que é o limite de capacidade de $A2$ e, junto com a vazão 2000 t/h é menor ou igual à capacidade de $T3$.

Consideremos agora que a alimentação em $P1$ é retomada em 6000 t/h no momento em que $P2$ está alimentado em regime 6000 t/h . Quando a vazão de $P1$ chegar no ponto ii o sistema de rastreamento e controle deve reduzir r_2 conforme equação (7) indo de 6000 t/h para 2000 t/h . Considere o caso em que o controle regulatório em $P2$ esteja adequadamente empregado e a constante de tempo de resposta do modelo em $A2$ seja muito menor que $L2$. O efeito ideal esperado é o exibido no gráfico da Figura 10. Observe que o valor de v_{iv} em $T3$ está em torno do limite de capacidade deste transportador em 8000 t/h .

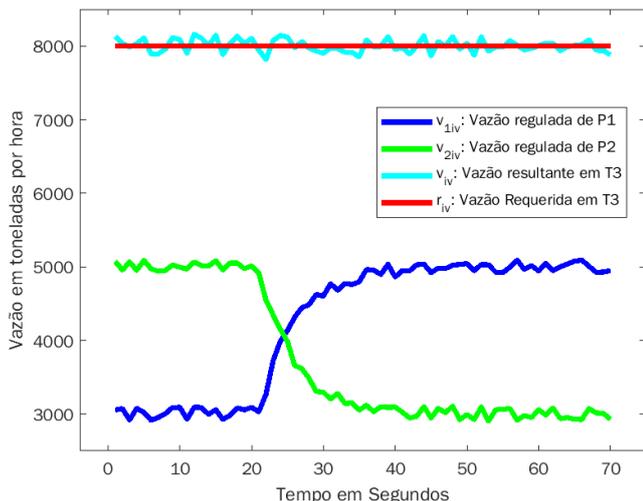


Figura 10. Comportamento ideal dos sinais na situação de $P2$ com regulação ideal

Agora considere que a regulação em $P2$ é mais lenta que o esperado. O efeito disso é que a vazão v_{2ii} não cai suficientemente em tempo e, conseqüentemente, tem-se o comportamento esquematizado na Figura 11. Esse efeito é nocivo ao transportador $T3$ se a duração da vazão acima do limite ultrapassar a margem de tolerância de projeto do transportador.

Para compensar isso, uma estratégia é usar um ponto anterior onde se considera a vazão v_{1a} que representa uma margem de segurança à lentidão do controle. Assim a expressão de r_2 passa a ser:

$$r_2 = 8000\text{ t/h} - v_{1a} \quad (8)$$

Estruturas de controle ineficientes neste sentido fazem com que o ponto da vazão v_{1a} seja escolhido mais atrás e o efeito é o que aparece na Figura 12. Isso gera uma descontinuidade de alimentação que faz com que o circuito

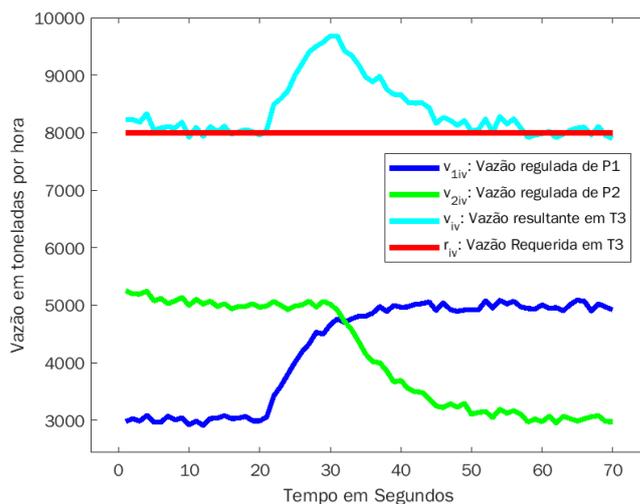


Figura 11. Comportamento da vazão quando o controlador não compensa em tempo a redução de vazão em $P2$ não seja utilizado de forma contínua na sua capacidade em $T3$.

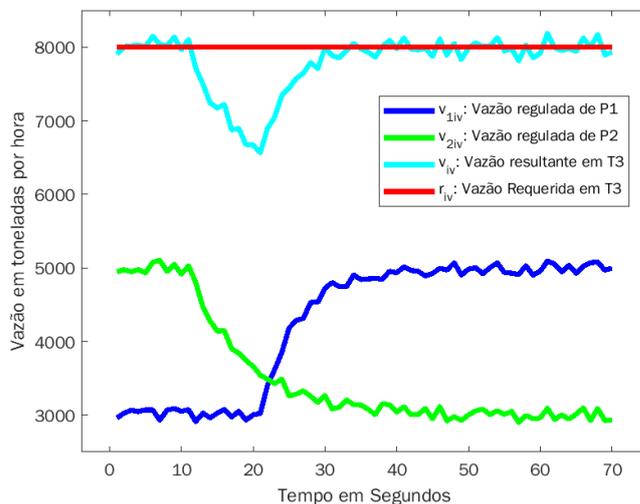


Figura 12. Comportamento da vazão quando é empregada margem de sobreposição em função da lentidão do controlador em $P2$

Assim, a busca de estruturas de controle regulatório em $P2$, que façam com que o comportamento seja mais próximo ao exibido na Figura 10, é almejada. Isso é perseguido de forma que se obtenha o uso do circuito compartilhado pelos alimentadores próximo da capacidade e sem gerar valores de vazão acima da capacidade mapeada, como visto na Figura 11.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Para comparação das estruturas de controle, foram desenvolvidas rotinas em um controlador pertencente a família *ControlLogix*[®] da fabricante *Rockwell Automation*, presente na planta alvo. O *software* empregado para as implementações no CLP foi o *RSLogix 5000*[®] e a análise de dados se deu no *software MATLAB*[®].

O mesma disposição dos dados de entrada foi aplicada em cada estrutura avaliada. Foi considerada a situação na qual

se exige maior rapidez no comportamento da estratégia de controle: vazão de saída da planta $P1$ aumenta de $2000t/h$ para $6000t/h$ quando a vazão em $P2$ está em regime com $6000t/h$.

Inicialmente foi obtido o controlador PID que tivesse os melhores resultados nos critérios considerados. O melhor projeto de controlador foi obtido pela ferramenta de auxílio a sintonia presente no *RSLogix 5000*[®] e a expressão é dada por:

$$u(t) = 0,7980e(t) + 1,605 \int_0^t e(\tau)d\tau + 0,046 \frac{de(t)}{dt}. \quad (9)$$

O controlador $C_{IMC}(s)$ para emprego na estrutura do IMC da Figura 5 está na equação (10). Os parâmetros foram concebidos para obtenção do tempo de resposta em malha fechada igual à $8,75s$, que é em torno de 50% da constante de tempo da planta em malha aberta.

$$C_{IMC}(s) = \frac{18,07s + 1}{1,23(8,75s + 1)} \quad (10)$$

O controlador $C_{PS}(s)$, para emprego na estrutura do preditor de Smith da Figura 6, está na equação (11). Os parâmetros foram concebidos também para obtenção do tempo de resposta em malha fechada igual a $8,75s$.

$$C_{PS}(s) = 1,669 \frac{1 + 18,07s}{18,07s} \quad (11)$$

Na Figura 13 pode ser observado o comportamento temporal da variável de processo, em relação ao *setpoint*, nas três estratégias avaliadas.

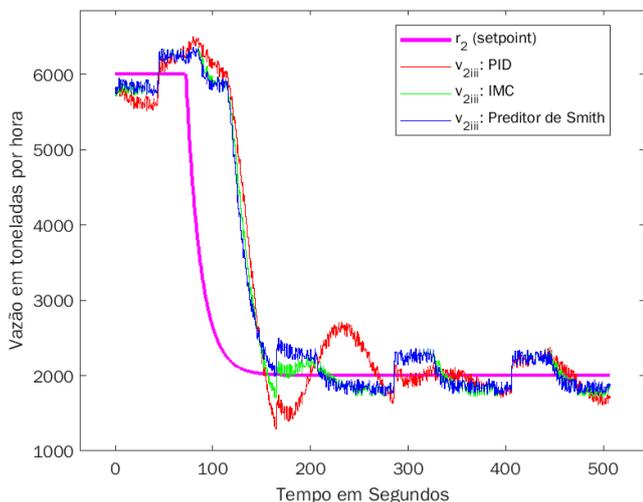


Figura 13. Comportamento da variável de processo em $P2$ em relação ao *setpoint* r_2 .

Na Figura 14 temos o comportamento em v_{iv} em relação à r_{iv} , onde ocorre um valor acima do esperado, que é estabilizado para valores próximos da referência de formas diferentes em cada estratégia. Na Figura 15 temos o comportamento da variável manipulada do motor do alimentador em cada caso.

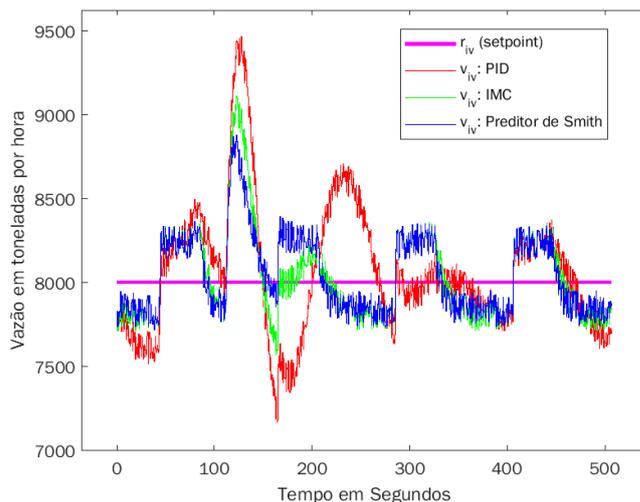


Figura 14. Comportamento da variável v_{iv} em relação à capacidade r_{iv} de $T3$ ($8000t/h$).

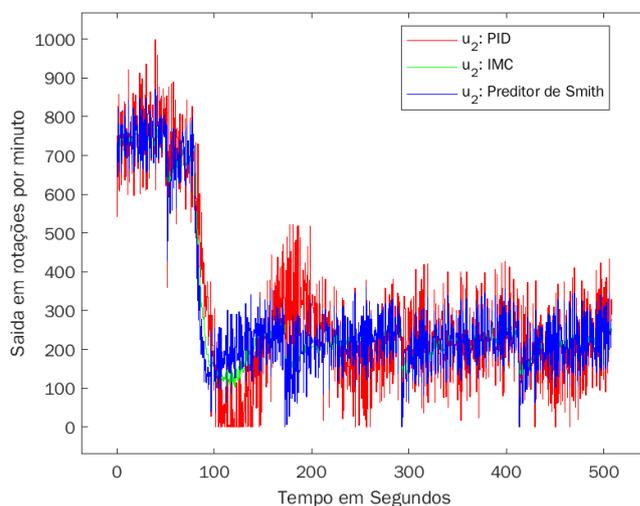


Figura 15. Comportamento da variável manipulada u_2 de $P2$.

Na Tabela 1 pode-se observar o indicador *IAE*, a massa total que passou na junção para cada estratégia de controle, em toneladas, e o tempo de vazão acima da tolerância em $T3$ durante a transição de *setpoint* em $P2$, em segundos. Considerou-se uma tolerância de $500t/h$ o que faz com que o limite verificado em $T3$ seja acima de $8500t/h$.

Tabela 1. Comparativo de indicadores para o emprego de cada estrutura de controle.

Indicador	PID	IMC	SP
IAE	279.442	241.821	239.982
Massa	970t	960t	960t
Tempo $v_{iv} > 8500t/h$	57,0s	23,5s	18,0s

Pelo observado na Figura 13, o comportamento da variável de processo no caso de uso do preditor de Smtith e do IMC ocorreu com transição mais suave em relação ao controlador PID. Adicionalmente, é importante relatar que a forma gráfica da variável de processo no preditor de Smith assemelha-se ao comportamento do caso de uso do IMC após 200 segundos da simulação.

Pela Figura 14 pode-se observar que a maior vazão v_{iv} para $T3$ ocorreu no caso de uso da estrutura clássica com PID. De acordo com a Figura 15, nota-se que a variabilidade maior da variável manipulada ocorreu no caso de uso da estrutura clássica com PID. Nesta mesma figura também é possível afirmar que a variabilidade da variável manipulada com IMC e com o preditor de Smith estão próximas.

Pelos resultados exibidos na Tabela 1 pode-se observar que, no caso da estrutura preditor de Smith, obtivemos o menor IAE e o menor tempo de sobrevazão. Nesta mesma tabela, percebe-se que a maior massa transportada em $T3$ foi no caso de uso da estrutura clássica com PID. Apesar do maior volume comparando-se com as demais estruturas, isso ocorre ao custo de se registrar a maior vazão acima do esperado e pelo maior tempo registrado de sobrevazão em $T3$ em relação às demais estruturas. Logo, não é considerado um bom resultado o emprego da estrutura clássica com PID em relação ao emprego das estruturas com preditor. Considerando-se que a massa esperada total na simulação era de 967,11t, a aderência para as estruturas do preditor de Smith e do IMC foi de 99,26%, enquanto que, para a estrutura clássica com PID, a aderência foi de 100,30%.

Observando-se a Figura 9, se considerarmos que o ponto v_{1a} seja escolhido de forma que o tempo T_{1a} seja suficiente maior que a constante de tempo T do modelo para a planta $P2$, obtido na forma da equação (1), espera-se que a vazão a maior em $T3$ reduza ou desapareça para os casos de uso das estruturas IMC e preditor de Smith.

5. CONCLUSÕES

Neste artigo foram apresentadas estratégias de controle para emprego em alimentadores com elevado tempo morto em circuitos de correias transportadoras. De forma geral, pode-se considerar que o emprego da estrutura com preditor de Smith foi a de melhor desempenho. A estrutura com IMC também pode ser empregada, já que ficou próxima em desempenho ao caso do preditor de Smith. O resultado com pior desempenho foi obtido com a estrutura clássica com PID, apesar da maior massa acumulada contabilizada. Como trabalhos futuros, será aplicada a estratégia de melhor desempenho em alguns alimentadores no complexo minerador de Carajás e será avaliado o emprego de controles preditivos em alimentadores com elevado tempo morto.

AGRADECIMENTOS

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001; do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPQ), números 402759/2018-4 e 444425/2018-7; do Instituto Tecnológico Vale (ITV) e da Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP).

REFERÊNCIAS

Astrom, K.J. e Murray, R.M. (2006). *Feedback systems: an introduction for scientists and engineers*. Imperial College Press.

- Barnewold, L. e Lottermoser, B.G. (2020). Identification of digital technologies and digitalisation trends in the mining industry. *International journal of mining science and technology*, 30(6), 747–757.
- Castrucci, P.L., Bittar, A., e Sales, R.M. (2018). *Controle Automático*. Rio de Janeiro: LTC.
- Cordeiro, G.G., Souza, M.J.F., e Guimaraes, F.G. (2021). Previsão de falta de equipamento de carga para frota de transporte com base em aprendizado de máquina e cenários de despacho. In *Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente-SBAI*, volume 1.
- De Barros, L.G.D., Santos, L.F., von Pritzelwitz, P., Freitas, G.M., e Preto, M. (2020). Projeto de uma bancada instrumentada para avaliação de ferramenta de corte rotativa para preparação de emenda de correias. In *Congresso Brasileiro de Automática-CBA*, volume 2.
- De São José, F., Junior, M.L.T., e Pereira, C.A. (2017). Análise de rota de peneiramento de minério de ferro no itm da namisa sa—um estudo de caso. *HOLOS*, 4, 299–307.
- Duarte, R.A., Pinto, T.V., Júnior, Ê.L., Fonseca, A.G., Albuquerque, K.S., e Euzébio, T.A. (2020). Ganhos de produtividade em um circuito de britagem devido à aplicação de controle override. In *Congresso Brasileiro de Automática-CBA*, volume 2.
- Lopes Júnior, E. (2019). *Estratégias de controle regulatório avançado para uma planta de desagamento de Minério de Ferro*. Master's thesis, Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP), Instituto Tecnológico Vale (ITV), Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração (PROFICAM), Ouro Preto.
- Lu, L. (2015). *Mineralogy, Processing and Environmental Sustainability*. Elsevier.
- Napier-Munn, T. e Wills, B. (2006). *Wills' mineral processing technology: An introduction to the practical aspects of ore treatment and mineral recovery*. Berkeley: Elsevier Science Technology Books. 450 p.
- Normey-Rico, J.E. e Camacho, E.F. (2007). *Control of dead-time processes*. Springer.
- O'Dwyer, A. (2008). *Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules*. Princeton University Press.
- Pereira, A.M., Martins, W.T., Moreira, V.S., Braga, M.F., e Euzébio, T.A. (2020). Aplicação de controle pi e dmc multivariável em espessadores de minério de ferro. In *Congresso Brasileiro de Automática-CBA*, volume 2.
- Silva, G.J., Datta, A., e Bhattacharyya, S.P. (2005). *PID Controllers for Time Delay Systems*. New York: Birkhauser Boston, Inc.
- Souza, L.C.d., Júnior, O.T., Barros, J.L., Yamashita, A.S., e Euzébio, T.A. (2022). Performance analysis of a silo-slidegate-feeder system to regulate the ore flow by dem simulation. *Journal of Control, Automation and Electrical Systems*, 1–9.
- Yardley, E.D. e Stace, L.R. (2008). *Belt Conveying of Minerals*. Elsevier.