INSTITUTO TECNOLÓGICO VALE



Vinícius da Silva Moreira

SINTONIA DO CONTROLADOR PID DA MALHA DE DENSIDADE DO ESPESSADOR DE PRODUTO DA USINA DE CARAJÁS

Parauapebas, PA 2020 Vinícius da Silva Moreira

SINTONIA DO CONTROLADOR PID DA MALHA DE DENSIDADE DO ESPESSADOR DE PRODUTO DA USINA DE CARAJÁS

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao Instituto Tecnológico Vale, como parte dos requisitos para obtenção do título de especialista *lato sensu* em Beneficiamento Mineral.

Orientador: Dr. Thiago Antonio Melo Euzébio

Coorientador: Dr. Moisés Tavares da Silva

Parauapebas, PA 2020 Título: SINTONIA DO CONTROLADOR PID DA MALHA DE DENSIDADE DO ESPESSADOR DE PRODUTO DA USINA DE CARAJÁS

Classificação: () Confidencial () Restrita () Uso Interno (X) Pública

Informações Confidenciais - Informações estratégicas para o Instituto e sua Mantenedora. Seu manuseio é restrito a usuários previamente autorizados pelo Gestor da Informação.

Informações Restritas - Informação cujo conhecimento, manuseio e controle de acesso devem estar limitados a um grupo restrito de empregados que necessitam utilizá-la para exercer suas atividades profissionais.

Informações de Uso Interno - São informações destinadas à utilização interna por empregados e prestadores de serviço

Informações Públicas - Informações que podem ser distribuídas ao público externo, o que, usualmente, é feito através dos canais corporativos apropriados

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

| M835s | Moreira, Vinícius da Silva Sintonia do controlador PID da malha de densidade do espessador de produto da usina de Carajás/ Vinícius da Silva Moreira - Ouro Preto, 2020. 51 f.: il. |
|-------|--|
| | Monografia (Especialização latu sensu) - Instituto Tecnológico Vale, 2020. Orientador (a): Thiago Antonio Melo Euzébio Coorientador (a): Moisés Tavares da Silva |
| | 1. Espessador. 2. Controlador PID. 3. Sintonia. 4. Processo Não-Linear. I. Euzébio, Thiago Antonio Melo. II. Silva, Moisés Tavares da. III. Título. |
| | CDD. 23. ed. 629.8 |

Bibliotecária responsável: Nisa Gonçalves – CRB 2 - 525

Vinícius da Silva Moreira

SINTONIA DO CONTROLADOR PID DA MALHA DE DENSIDADE DO ESPESSADOR DE PRODUTO DA USINA DE CARAJÁS

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao Instituto Tecnológico Vale, como parte dos requisitos para obtenção do título de especialista *lato sensu* em [Beneficiamento Mineral].

Orientador: Prof. Thiago Antonio Melo Euzébio

Trabalho de conclusão de curso defendido e aprovado em 18 de agosto de 2020 pela banca examinadora constituída pelos professores:

Thiago Antonio Melo Euzébio Orientador – Instituto Tecnológico Vale Mineração (ITV-MI)

Moisés Tavares da Silva Coorientador – Instituto Tecnológico Vale Mineração (ITV-MI)

Márcio Feliciano Braga Membro externo – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)

Rafael Bezerra Correia Lima Membro externo – Universidade Federal de Campina Grande (UFCG)

Os Signatários declaram e concordam que a assinatura será efetuada em formato eletrônico. Os Signatários reconhecem a veracidade, autenticidade, integridade, validade e eficácia deste Documento e seus termos, nos termos do art. 219 do Código Civil, em formato eletrônico e/ou assinado pelas Partes por meio de certificados eletrônicos, ainda que sejam certificados eletrônicos não emitidos pela ICP-Brasil, nos termos do art. 10, § 2º, da Medida Provisória nº 2.200-2, de 24 de agosto de 2001 ("MP nº 2.200-2").

as been digitally signed by (signersNames). This document has been verify the signatures, go to the site https://vale.portaldeassinatures.com Este documento foi assinado eletronicamente por Rafael Bezerra Correia Lima, Márcio Feliciano Braga, thiago Antonio Melo Euzébio e Moisés Tavares da Silva. Para verificar as assinaturas va ao sile https://vele.portaldeassinaturas.com.br e utilize o código 4055-AA9B-9557-FEDB. This document has been digitally signed perconcicially signed by Rafael Bezerra Correia Lima, Márcio Feliciano Braga, thiago Antonio Melo Euzébio e Moisés Tavares da Silva. and use the code 4055-AA9B-9557-FEDB.



PROTOCOLO DE ASSINATURA(S)

O documento acima foi proposto para assinatura digital na plataforma Portal de Assinaturas Vale. Para verificar as assinaturas clique no link: https://vale.portaldeassinaturas.com.br/Verificar/405B-AA9B-9557-FEDB ou vá até o site https://vale.portaldeassinaturas.com.br e utilize o código abaixo para verificar se este documento é válido. The above document was proposed for digital signature on the platform Portal de Assinaturas Vale . To check the signatures click on the link: https://vale.portaldeassinaturas.com.br/Verificar/405B-AA9B-9557-FEDB or go to the Websitehttps://vale.portaldeassinaturas.com.br and use the code below to verify that this document is valid.

Código para verificação: 405B-AA9B-9557-FEDB



Hash do Documento

B9E6B174956EB69E5DBCC2D2446CAE48E92C477F2CA329817EF288B94A935D89

O(s) nome(s) indicado(s) para assinatura, bem como seu(s) status em 31/08/2020 é(são) :

✓ Nome no certificado: Rafael Bezerra Correia Limaem 31/08/2020 11:30 UTC-03:00 Tipo: Assinatura Eletrônica Identificaçao: Por email: rafael.lima@dee.ufcg.edu.br

Evidências

Client Timestamp Mon Aug 31 2020 11:29:47 GMT-0300 (Horário Padrão de Brasília) Geolocation Location not shared by user. IP 187.183.197.158 Hash Evidências: 43C539265B0237163F4EAF87E74D24AD6FEA9147F156BDB9E41E8926DD327FBD

 Nome no certificado: Márcio Feliciano Bragaem 31/08/2020 11:29 UTC-03:00 Tipo: Assinatura Eletrônica Identificaçao: Por email: mfbraga@ufop.edu.br

Evidências

Client Timestamp Mon Aug 31 2020 11:29:17 GMT-0300 (Horário Padrão de Brasília) Geolocation Location not shared by user. IP 186.216.142.125 Hash Evidências: 80B18E49E020AF5DF3472584B92BF348AE8A338591BEE040A59BFED1AC10E866

☑ thiago Antonio Melo Euzébio - 017.511.735-77 em 31/08/2020 10:56 UTC-03:00 Tipo: Assinatura Eletrônica Identificaçao: Por email: thiago.euzebio@itv.org

Evidências

Client Timestamp Mon Aug 31 2020 10:56:00 GMT-0300 (Horário Padrão de Brasília) Geolocation Latitude: -20.3980964 Longitude: -43.5025068 Accuracy: 48 IP 187.73.4.197 Hash Evidências: D7A337E61C934D983834990A07101C2D45F834981D75D308402E39AE5A2BD646

Nome no certificado: Moisés Tavares da Silvaem 31/08/2020 10:51 UTC-03:00 Tipo: Assinatura Eletrônica Identificaçao: Por email: moises.silva@pq.itv.org

Evidências

Client Timestamp Mon Aug 31 2020 10:51:28 GMT-0300 (Horário Padrão de Brasília) Geolocation Latitude: -7.235175 Longitude: -35.889278 Accuracy: 137 IP 177.37.152.223 Hash Evidências: 4521D89D9C896C3264C3B5A35C69CDFD71589362762B566424FB30E58DEAEEC8



DEDICATÓRIA

Acima de tudo, agradeço a Deus por mais esta realização.

Dedico à minha família Moreira por me conduzir no caminho da busca incessante por aprendizado, em especial ao meu pai, Raimundo Alves Moreira, que infelizmente não mais está presente fisicamente entre nós, mas estará sempre em nossas memórias e corações. Em especial também à minha mãe, Raimunda da Silva Moreira, que além de professora por formação é professora no que tange à boa criação de seus filhos, todos Mestres e futuros Doutores.

Dedico ainda ao meu orientador, Thiago Euzébio, que me apresentou o mundo da pesquisa científica e pela segunda vez aceitou o desafio de ser meu orientador, que faz com primazia.

RESUMO

Espessadores são amplamente utilizados na mineração, onde possuem a função de adequar o percentual de sólidos da polpa de minério para o processo seguinte e também de recuperar água para reutilização no processo. Na usina de Carajás o minério espessado é filtrado antes de ser comercializado, enquanto a água recuperada é alimentada novamente no processo. A principal variável de saída de um espessador é a densidade dos sólidos do underflow, pois a partir dela verifica-se se o equipamento está cumprimento sua função (adensar o minério). Dada a importância de se trabalhar dentro de parâmetros pré-definidos de densidade de underflow, usualmente malhas de controle PID/PI são utilizadas para reduzir o tempo necessário para atingir a densidade desejada a partir da variação da velocidade da bomba. No caso da usina de Carajás, filtragens são os processos subsequentes ao espessador, dessa forma aumentar o tempo de operação da densidade do underflow em valores próximos ao set point confere ganhos de produtividade e redução de umidade dos filtros. Os ganhos se prolongam ao pátio de estocagem (aumento de segurança dada ao aumento de estabilidade da pilha quando o minério é menos úmido), aumento da carga média dos vagões e redução de custo na pelotização. Dessa forma, este trabalho apresenta os efeitos de cada uma dos parâmetros do controlador PID visando auxiliar modificações futuras. Além disso, a partir de testes em malha aberta, é realizada a sintonia do controlador PID da malha de densidade espessador. Assim, é reduzida a integral do erro absoluto (IAE) para a variação de set point. Reduzir o tempo de operação da bomba saturada é outro objetivo da sintonia. Todos os objetivos foram alcançados, porém observou-se que o processo possui natureza não-linear, mostrando que para cada ponto de operação há uma função de transferência diferente que rege o processo.

Palavras-chave: Espessador. Controlador PID. Sintonia. Processo Não-Linear.

ABSTRACT

Thickeners are widely used in mining, where they have functions of adjusting the percentage of solids from the ore pulp to the next process and also of recovering water for reuse in the process. At the Carajás plant, the product thickened is filtered before being marketed, while the reclaimed water is fed back into the process. The main output variable of a thickener is the density of the underflow, because from it is verified whether the equipment is fulfilling its function (thickening the ore). Given the importance of working within predefined parameters of underflow density, usually PID/PI controllers are used to increase the speed of achieving the desired density from the variation of the pump speed. In the case of the Carajás plant, filtrations are the processes subsequent to the thickener, thus increasing the operation time of the underflow density in values close to the set point confers productivity gains and moisture reduction of the filters. The gains extend to the storage yard (increased safety given the increase in pile stability when the ore is less wet), increased average wagon load and reduced cost in pelletizing. Thus, this work aims mainly to present the effects of each of the parameters of PID controllers in order to support future modifications, as well as to perform the tuning from practical test in open loop and reduce the error in transient regime (descending and ascending step) and stationary, evidenced by the calculation of the IAE (integral of the absolute error). Reducing operating time in saturated mode is other objective. All objectives were achieved, but it was observed that the process has a nonlinear nature, showing that for each point of operation there is a different transfer function that governs the process.

Keywords: Thickener. PID controller. Tuning. Nonlinear Process.

LISTA DE FIGURAS

| Figura 1 - Localização do espessador alvo do estudo | 19 |
|--|----|
| Figura 2 - Localização da mina de Serra Norte | 19 |
| Figura 3 - Peneira de processamento a umidade natural da Usina 1 | 20 |
| Figura 4 - Fluxograma da Usina 1 | 21 |
| Figura 5 - Projeto típico de espessadores | 22 |
| Figura 6 - Teste de sedimentação. | 25 |
| Figura 7 - Curva de sedimentação | 26 |
| Figura 8 - Instrumentos utilizados em um espessador | 27 |
| Figura 9 - Parâmetros característicos de resposta ao degrau | 30 |
| Figura 10 - Bloco de função de transferência | 32 |
| Figura 11 - Bloco de somador | 32 |
| Figura 12 - Diagrama de blocos em malha fechada | 32 |
| Figura 13 - Diagrama de blocos com realimentação | 33 |
| Figura 14 - Diagrama de blocos utilizando um controlador PID | 35 |
| Figura 15 - Ações de controle | 35 |
| Figura 16 - Resposta o degrau | 36 |
| Figura 17 - Curva de resposta ao degrau | 36 |
| Figura 18 - Resposta em malha aberta | 38 |
| Figura 19 - Resposta ao degrau. | 39 |
| Figura 20 - Diagrama de blocos no Simulink | 41 |
| Figura 21 - Resposta ao degrau utilizando os parâmetros calculados | 41 |
| Figura 22: Resposta ao degrau variando o valor de Kp | 42 |
| Figura 23 - Resposta ao degrau descendente antes da sintonia | 43 |
| Figura 24 - Resposta ao degrau descendente depois da sintonia | 43 |
| Figura 25 - Resposta ao degrau ascendente antes da sintonia. | 44 |
| Figura 26 - Resposta ao degrau ascendente depois da sintonia | 44 |
| Figura 27 - Tempo em saturação da bomba | 45 |

LISTA DE TABELAS

| Tabela 1 - Determinação dos parâmetros do controlador PID (Ogata, 2010) | . 37 |
|---|------|
| Tabela 2 - Integral do Erro Absoluto | . 45 |

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

- IAE Integral Absolute Error (Integral o Erro Absoluto)
- MPC Model Predictive Controller (Controlador Preditivo por Modelo)
- MV Manipulated Variable (Variável Manipulada)
- PID Proporcional, Integral and Derivative (Proporcional, Integral e Derivativo)
- PIMS Plant Information Manegement System
- PV Process Variable (Variável Controlada)

SUMÁRIO

| 1 INTRODUÇÃO | 15 |
|--|----|
| 1.1 Contexto | 15 |
| 1.2 Motivação | 16 |
| 1.3 Proposta da Pesquisa e Objetivos | 16 |
| 1.4 Perguntas Sobre a Pesquisa e Estrutura | |
| 1.5 Organização do Texto | |
| 2 ESPESSADORES | |
| 2.1 Introdução | |
| 2.2 Usina 1 de Serra Norte | 19 |
| 2.3 Revisão Bibliográfica | 22 |
| 3 CONTROLADOR PID | 29 |
| 3.1 Introdução | 29 |
| 3.2 Conceitos fundamentais | 29 |
| 3.2.1 Diagramas de blocos e funções de transferência | |
| 3.2.2 Sistemas de controle em malha aberta | |
| 3.2.3 Sistemas de controle em malha fechada | |
| 3.2.4 Ação de Controle Proporcional | |
| 3.2.5 Ação de Controle Integral | |
| 3.2.6 Ação de Controle Derivativa | |
| 3.2.7 Ação de Controle Proporcional, Integral e Derivativo | |
| 3.3 Sintonia pelo método de Ziegler-Nichols | |
| 4 RESULTADOS | |
| 4.1 Identificação da dinâmica do sistema | |
| 4.2 Identificação dos parâmetros do controlador | 40 |
| 4.4 Ganhos adquiridos | 42 |
| 5 CONCLUSÃO | 47 |
| 6 TRABALHOS FUTUROS | 49 |
| REFERÊNCIAS | 50 |

1 INTRODUÇÃO

1.1 Contexto

Espessadores são amplamente utilizados na indústria mineral, sendo empregados para adequar o percentual de sólidos do minério ao processo seguinte e para recuperação de água, a qual geralmente é reutilizada no processo. Sendo assim, aumentam a eficiência do processo posterior, por exemplo de filtros, e reduz a necessidade por captação de água. A variável que mais afeta o percentual de sólidos, por conseguinte, a densidade, do material espessado, é a velocidade da bomba. Ter um sistema de controle que seja capaz de atuar nesta velocidade de forma ágil, visando a alteração da densidade, aumenta o tempo de operação do processo na densidade desejada. Partindo do pressuposto que a densidade desejada (*set point*) é o valor ótimo, obtêm-se ganhos no processo seguinte.

Quando se fala em filtros, quanto menor a umidade do produto (respeitando a produtividade necessária do processo) menores serão os custos na pelotização. Entregar polpa com densidade adequada aos filtros conferem também ganho de produtividade e, para um mesmo rendimento operacional, produção. No caso da usina de beneficiamento mineral da Vale S.A. de Carajás o produto da filtragem é empilhado, recuperado, embarcado em trens, descarregado, empilhado e retomado para a pelotização. A redução de umidade gera ganhos em toda esta cadeia. Por exemplo, reduz a possibilidade de acidentes em pilhas nos pátios, visto que reduz a possibilidade de rompimento de pilhas; a carga de minério por vagão aumenta quando se transporta minério menos úmido, visto que se troca carga de água por minério; na pelotização reduz custos principalmente com óleo diesel quando se alimenta minério mais seco.

Têm-se ainda ganhos operacionais quando se utiliza uma malha de controle mais rápida, ou seja, que a densidade da polpa atinja a densidade desejada em um tempo reduzido. Em casos de observação de tendência de aumento da coluna da interface sólido-líquido deve-se reduzir a alimentação e verificar a dosagem de floculante. Porém, estas ações possuem um atraso muito grande em relação ao efeito gerado na altura da interface mencionada. A redução da densidade é a variável mais rápida para se atuar neste caso, evitando que haja envio de sólidos para *overflow*, o que pode além de reduzir a disponibilidade física das bombas de *overflow*, reduzir a recuperação de água e aumentar

a necessidade de captação de água nova, consequentemente aumentando o custo do processo.

1.2 Motivação

Controladores PID são amplamente utilizados na indústria. A correta sintonia proporciona maior performance da malha no que tange ao tempo necessário para atingir o *set point* e redução de sobressinal. No caso de espessadores, quando mais rápido se atingir o *set point* mais rápido o processo posterior que recebe a polpa será beneficiado com a mudança de *set point*. No caso de aumento do *set point* da malha de densidade, quanto mais rápido a malha de controle atuar, mais minério com densidade mais alta será filtrado, o que aumenta a produtividade. Quando a mudança de *set point* é feita para baixo, ou seja, redução de densidade, quanto mais rápido a malha de controle atuar, o que reduz a possibilidade de verter sólidos. Em suma para uma malha de controle bem sintonizada há ganhos de produtividade, utilização e qualidade do produto.

1.3 Proposta da Pesquisa e Objetivos

Através da sintonia dos parâmetros do controlador, reduzir o erro da variável controlada em relação ao *set point* da malha de densidade de sólidos do *underflow* do espessador de produto da Usina 1 de Carajás. Objetiva-se reduzir o tempo de operação da bomba de forma saturada e redução da intervenção humana no *set point*. Como objetivos específicos deseja-se verificar se a nova sintonia foi capaz de trazer ganhos ao processo da usina.

1.4 Perguntas Sobre a Pesquisa e Estrutura

- a) A dinâmica do processo é linear?
- b) Quais os parâmetros de desempenho do controlador? Os mesmos foram atingidos para a sintonia?
- c) A sintonia proposta reduziu o tempo de operação da bomba em saturação?
- d) O controlador PID é a melhor opção para a malha estudada?

1.5 Organização do Texto

O trabalho está organizado de forma a inicialmente introduzir o contexto no qual o trabalho está inserido, as motivações e objetivos da pesquisa (capítulo 1). No capítulo 2 faz-se uma revisão bibliográfica sobre o processo de espessamento, dado que o trabalho está focado em uma malha de controle deste processo. Ainda neste capítulo são apresentados os processos da Usina 1 de Carajás, na qual o espessador de estudo está instalado.

Os conceitos básicos sobre controladores PID são apresentados no capítulo 3, onde apresenta-se ainda as ações de controle proporcional, integral e derivativa, assim como o método de sintonia utilizado no trabalho.

Por fim, os resultados são apresentados no capítulo 4, em que é mostrado como se chegou aos parâmetros sintonizados e os ganhos dessa mudança. Na conclusão (capítulo 5) busca-se responder as perguntas levantadas no tópico anterior.

2 ESPESSADORES

2.1 Introdução

Usualmente é necessária a separação das partículas sólidas da água, a qual atua como meio de transporte. O tipo de separação sólido-líquido vai depender da natureza da polpa e do produto final desejado (KING, 2001). O processo de espessamento se configura como uma importante etapa do tratamento de minérios, dada sua capacidade de adensar o minério para o processo posterior, o que gera ganhos de produtividade, e ainda devido a reutilização da água do *overflow*, reduzindo custos do processo. Em Carajás utiliza-se atualmente dois espessadores de *pellet feed*¹, ou seja, da polpa que alimenta os filtros disco e prensa, dos quais o *pellet feed* é produto.

O espessador do qual este trabalho se refere é o ES-143-05, indicado na Figura 1. Este espessador foi originalmente dimensionado para adensar a polpa vinda da moagem de bolas, a qual está desativada atualmente. Esta moagem era utilizada para reduzir a granulometria do *sinter feed*² a fim de gerar o produto *pellet feed*, de alto valor agregado na época. Hoje é a fração mais fina de minério da mina que gera a produção de *pellet feed*. Para isto, após passar pelos processos de peneiramento a úmido, classificadores espirais e hidrociclones, a polpa é direcionada a este espessador, para em seguida ser filtrado. O espessador sob o estudo possui diâmetro de 35 metros e tem a função de adensar o minério de 1,65 t/m³ (~50% de sólidos) para 2,30 t/m³ (~70% de sólidos). Para atingir este objetivo utiliza-se floculante (Flonex VHM 934, da fabricante SNF) com dosagem de 10 g/t.

¹ *Pellet feed:* Produto extra fino de minério de ferro (<0,15 mm).

² Sinter feed: Produto fino de minério de ferro (< 19 mm no caso de Carajás).



Figura 1 - Localização do espessador alvo do estudo.

Fonte: Google Maps (2020).

2.2 Usina 1 de Serra Norte

A produção de minério de ferro da Vale é realizada em quatro sistemas produtivos, chamado de Corredores. São eles: Corredor Norte (Pará/Maranhão), Corredor Sudeste (Minas Gerais/Espírito Santo), Corredor Sul (Minas Gerais/Rio de Janeiro) e Corredor Centro-Oeste (Mato Grosso do Sul). O Corredor Norte é subdividido em Mina, Ferrovia e Porto. As minas, por sua vez, são divididas geograficamente entre Serra Norte, Serra Leste e Serra Sul. Serra Norte fica no município de Parauapebas, sudeste do Pará, a cerca de 750km da capital Belém. Em Serra Norte o minério é beneficiado em cinco usinas. Em quatro delas o processamento é a umidade natural, ou seja, sem uso de água no processo. A Usina 1 é a única que ainda emprega água durante a classificação do minério.





Fonte: Google Maps (2020).

A Usina 1 foi construída em 1985, quando ainda não havia tecnologia capaz de peneirar sem água com eficiência o minério de Carajás devido sua alta umidade, principalmente no período chuvoso. Dessa forma seu projeto foi concebido com a utilização de água para facilitar a desagregação das partículas finas aderidas às partículas grossas, de forma que as finas seguissem para o fluxo do *undersize* (material menor que a malha da tela da peneira e que são passantes na mesma) do fluxo do *oversize* (partículas maiores que a malha da tela da peneira, ficando retidas). A partir de testes realizado entre os anos de 2007 e 2009 com diversos fornecedores, iniciou-se o processo de conversão das peneiras de processamento a úmido para processamento a umidade natural. Atualmente a Usina 1 possui seis linhas de peneiramento a úmido e onze a umidade natural (Figura 3). Este último não gera rejeito e, portanto, não há envio de massa para a barragem.



Figura 3 - Peneira de processamento a umidade natural da Usina 1.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Nas linhas a úmido, a partir do *undersize* das peneiras classificadoras o minério já possui comportamento de polpa. Tal material ainda possui partículas de tamanho tal que

pode ainda ser separado do minério fino através de peneiramento. Dessa forma utiliza-se peneiras desbastadoras, a quais retêm o material maior que 2 mm, o qual já é produto (*sinter feed*) e é direcionado ao pátio de estocagem. O *undersize* destas peneiras vão para classificadores do tipo espiral, sendo seu *underflow* (fração mais grossa) desaguado e direcionado ao pátio como produto *sinter feed* e seu *overflow* (fração mais fina) direcionado à mais um processo de classificação, agora em hidrociclones. Estes têm a finalidade de deslamar o minério, ou seja, retirar as partículas menores que 0,045 mm e direcioná-las à barragem de rejeitos (*overflow*). O *underflow* (>0,045 mm) deve ser filtrado e comercializado como *pellet feed*. Ambos os fluxos dos hidrociclones são polpas e, portanto, possuem muita água, sendo necessária a utilização de espessadores para adequar a densidade da polpa ao processo subsequente, assim como recuperar água, a qual será reutilizada no beneficiamento. A Figura 4 mostra o fluxograma da planta.



Figura 4 - Fluxograma da Usina 1.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Os espessadores de lamas adequam a densidade da polpa para 1,70 t/m³, recuperando grande parte da água. Esta baixa densidade se justifica devido o processo seguinte depender da gravidade para direcionar o rejeito até a barragem, através de calhas. Os espessadores de *pellet feed*, centro deste trabalho, adensam o minério para 2,30 t/m³, visando aumentar a produtividade dos filtros, processo seguinte. Utiliza-se filtros disco e filtros prensa, sendo que os primeiros produzem minério com umidade de 12,50% e os

segundos com umidade de 9,50%. Este minério é direcionado à pelotização, em São Luís, através de trens. As pelotas produzidas são comercializadas no mercado externo.

A Usina 1 está em fase de adequação para processamento 100% a umidade natural, o que eliminará o uso de água no processo. Porém, outro projeto também está em andamento, o qual visa recuperar parte do minério presente na barragem de rejeito. Assim, os espessadores se manterão ativos mesmo após a conversão do peneiramento para umidade natural.

2.3 Revisão Bibliográfica

Espessadores são equipamentos projetados para aumentar o percentual de sólidos de uma polpa, de forma a adequa-la ao processo seguinte (CHAVES, 2002). Se trata de um tanque com porção cônica e cilíndrica, no qual a polpa menos densa é alimentada e, utilizando o princípio da sedimentação, obtêm-se uma polpa no fundo com maior densidade, a qual é retirada utilizando bombas. Os fluxos de saída do espessador são chamados de *underflow* (mais denso) e *overflow* (menos denso). Este último é basicamente água limpa, podendo haver uma pequena quantidade de sólidos. A Figura 5 mostra um arranjo mecânico representativo de um espessdaor.



Figura 5 - Projeto típico de espessadores.

Fonte: WesTech apud Guimarães (2010).

Segundo a lei de Stokes quanto menor o diâmetro menor será a velocidade de sedimentação. Dessa forma utiliza-se floculante, reagente que tem a função de aglotinar as partículas de minério para que forme um aglomerado de maior volume e assim possa ser afundado de forma mais rápida (FALCUCCI, 2007), aumentando a capacidade do espessador.

Verter sólidos pelo overflow significa perder sólidos que deveria seguir no processo, ou seja, perder recuperação em massa. Da mesma forma, significa perder recuperação de água, a qual geralmente é reutilizada no processo, havendo necessidade de captação de água nova, o que aumenta o consumo de energia e tarifas de consumo de água. Em outra linha, pode gerar redução da disponibilidade física de bombas e soterramento de tanques. Dado estes problemas, deve-se sempre respeitar a capacidade do espessador, ou seja, alimentar somente a massa que o mesmo é capaz de adensar, assim como garantir a correta adição de floculante. A dinâmica operacional para evitar perdas de sólidos no overflow de um espessador vai deste a redução da taxa de alimentação, aumento da velocidade da bomba de underflow até a verificação da adição de floculante. Em processos em que não há um sistema especialista dedicado à operação automática de um espessador, o operador deve regular as variáveis citadas, visando evitar que o espessador verta sólidos. Mesmo neste caso, a grande maioria dos equipamentos utilizados em mineração dispõem de uma malha de controle para a densidade, ou seja, o operador fornece ao programa qual a densidade desejada do underflow e o sistema de controle atua na velocidade da bomba, reduzindo a velocidade para aumento de densidade e vice e versa. Para funcionamento desta malha necessita-se de inversor de frequência na bomba e um densímetro, sendo a densidade a variável controlada e a velocidade da bomba a variável manipulada.

Os espessadores dispõem de um mecanismo de arraste das partículas afundadas para a porção final do cone, onde a bomba fica. A este mecanismo dá-se o nome de *rake*. Geralmente é utilizada um sistema de controle para a altura do *rake*, visando o elevar em caso de aumento da resistência a seu giro, o que ocorre quando há o aumento da camada de minério afundando além da taxa de saída de minério do espessador.

Para aumentar a velocidade de sedimentação utilização floculantes. A floculação é a ação de um polímero solúvel em água que promove a agregação de partículas finas (LUZ *et al.*, 2010).

2.3.1 Variáveis que influenciam no espessamento

Segundo Oliveira *et al.* (2010), o espessamento, assim como outros processos que realizam separação sólido-líquido, são influenciados pelas seguintes variáveis:

- Distribuição granulométrica dos sólidos quanto mais fino mais difícil de se espessar;
- ii. Forma das partículas quanto mais próxima de uma esfera maior o desempenho no processo;
- iii. Características da superfície das partículas possui grande influência na escolha do tipo de floculante;
- iv. Concentração de sólidos na polpa o efeito da concentração de sólidos dependerá da utilização de floculantes;
- v. Presença de lamas apresentam efeito browniano, que é um movimento irregular, rápido e contínuo em todas as direções das partículas suspensas. Necessária utilização de agentes agregantes para aumentar a taxa de sedimentação;
- vi. Viscosidade do líquido e temperatura da polpa quanto maior a temperatura da polpa, menos viscosa será, aumentando a taxa de sedimentação da solução;
- vii. Presença de sais dissolvidos influenciam na escolha do tipo de floculantes.

2.3.2 Processo de espessamento

A partir de ensaios práticos, Coe e Clevenger (1916) verificaram que a velocidade de sedimentação depende da concentração inicial da polpa. Fizeram uma curva com o tempo no eixo x e a altura da interface sólido-líquido no eixo y e foram os primeiros a notar descontinuidades nesta curva, subdividindo-a em trechos característicos (CHAVES, 2002).

A análise do comportamento das partículas sólidas em polpas diluídas utilizando provetas permite-se obter subsídios para dimensionamento de espessadores. Na Figura 6 são mostradas três situações típicas (CHAVES, 2002):



Figura 6 - Teste de sedimentação.

Segundo Kynch (1952) a velocidade de sedimentação é independente a altura da proveta, podendo então uma proveta pequena obter os mesmos resultados que uma de maior tamanho. Nas três situações deixa-se uma polpa com determinada concentração de sólidos em repouso e observa-se que os sólidos iniciam o processo de sedimentação até que haja duas zonas, uma de clarificado e uma de polpa adensada. Na Figura 6 (a) representa uma polpa homogênea, ou seja, com curva granulométrica muito estreita e/ou com sólidos de densidades similares, após um certo tempo de repouso, forma-se uma interface entre o clarificado (A) e a alimentação (B), assim como outra interface entre a alimentação e o depósito no fundo (D). Com o passar do tempo a altura da primeira interface desce devido ao aumento da porção clarificada e a segunda interface sobe devido ao aumento da porção depositada. Isto ocorre até que a zona (B) desapareça e a região (D) sofra uma certa compactação, reduzindo a altura da interface com o clarificado. Na Figura 6 (b) tem-se uma polpa com faixa granulométrica estreita, porém mais dispersa a apresentada na Figura 6 (a). O processo é muito semelhante a situação anterior, porém há o aparecimento de uma zona de transição (C) entre o depositado e a alimentação. Esta zona aumenta com o passar do tempo, até a zona (B) desaparecer. A partir daí a velocidade de sedimentação reduz até que todos os sólidos passem para a zona (D) e a água da solução vá para a zona (A). Na Figura 6 (c) tem-se uma polpa com faixa granulométrica muito ampla, formando-se três zonas sem uma interface nítida entre elas. Observa-se que nesta situação não há a zona (B), visto que a alimentação ligeiramente é separada entre

Fonte: Wills (1997).

as zonas (A), (C) e (D) pois possuem densidades distintas. A zona (D) aumenta conforme os sólidos vão depositando, assim como a zona (A), dada a separação da água da polpa devido a sedimentação dos sólidos. A zona (C) aumenta, mas desaparece em seguida quando suas partículas sedimentam na zona (D).

A curva da altura da interface clarificada em função do tempo é chamada de curva de espessamento, exemplificada pela Figura 7. A partir do momento que a polpa é alimentada inicia-se a sedimentação com velocidade constante, ou seja, uma reta. A velocidade reduz gradativamente até estacionar o processo de sedimentação, em que a altura do clarificado permanece constante. Observa-se que esta curva possui três seções, uma de velocidade constante, outra de transição e por última uma em que há queda de velocidade devido a compressão.

Figura 7 - Curva de sedimentação.



Fonte: Oliveira et al (2004).

O movimento das partículas ao sedimentarem são influenciados principalmente por dois efeitos. O primeiro diz que quando uma partícula muda de posição pode encontrar uma outra no lugar e ambas colidirão entre si, alterando suas trajetórias. Dessa forma quanto mais concentrada é a polpa, mais colisões ocorrerão. O segundo efeito é um fluxo ascendente de água, o que retarda a sedimentação. Nos dois casos citados será a fração do volume ocupador que irá influenciar no processo e não a fração em peso (BURGUER, 1997).

2.3.3 Instrumentação típica de espessadores

A Figura 8 mostra um esquema que representa uma instrumentação de espessadores, o que possibilita a construção de malhas de controle que garantam a densidade do *underflow* e a mínima turbidez do *overflow*, assim como medições que conferem proteção ao equipamento. De acordo com a Figura 8, uma instrumentação típica possui os seguintes instrumentos para um espessdor:



Figura 8 - Instrumentos utilizados em um espessador.

Fonte: Endress+Hauser (2016).

- 1) Medição de interface sólido/líquido
- 2) Medição de vazão de floculante
- 3) Medição de densidade e vazão do underflow
- 4) Medição da turbidez da água recuperada
- 5) Medição da vazão de alimentação
- 6) Medição de posição do rake
- 7) Medição do torque por pressão (sistema hidráulico)

Conhecer a altura da interface sólido/líquido dá subsídios para atuação a tempo de evitar que o espessador verta sólidos. Tal medição pode ser utilizada por um controlador, o qual pode atuar na taxa de alimentação do espessador caso a altura tenda a subir. A medição da turbidez da água recuperada dá indícios da eficácia do floculante, visto que os flocos formados podem estar sendo quebrados por grande agitação da polpa na calha de alimentação/*feedwell* e/ou há falhas no processo de preparação/dosagem de floculante.

A partir de ensaios de sedimentação em proveta com diferentes dosagens de floculante é possível encontrar aquela que mais reduz o tempo de sedimentação para um dado minério e dada taxa de alimentação. Conhecendo a vazão de alimentação pode-se construir uma malha de controle da vazão de floculante em função da vazão de sólidos de forma a manter a dosagem correta, visto que a adição de pouco floculante reduz o tempo de sedimentação e a adição de muito floculante onera o processo, além de poder prejudicar os processos posteriores, como a filtragem.

A medição da posição do *rake* é necessária quando se utiliza medidor de interface que megulha da polpa. Tal medição não deixa o *rake* colidir com o instrumento. Outra medição importante do ponto de vista mecânico é a medição do torque, o qual indica se o espessador está sendo sobrecarregado. Geralmente se utiliza uma malha de controle que aciona um motor de elevação em caso de aumento do toque, visando retirar o *rake* do fundo, o que pode gerar soterramento do mesmo.

3 CONTROLADOR PID

3.1 Introdução

Controladores PID (proporcional, integral e derivativo) visam reduzir o sinal do erro, ou seja, a diferença entre o sinal da variável controlada e o valor desejado desta variável, através das ações de controle proporcional, integral e derivativa. A primeira age reduzindo o erro, a segunda zerando o erro em regime estacionário e a última é usada para obter essa redução do erro de forma antecipada. Muitas vezes vê-se na indústria que um processo possui um controlador PID, entretanto possui um controle P, I, PI ou PD. Ou seja, pode-se combinar as três ações nesses cinco arranjos.

Segundo (OGATA, 2010) mais da metade dos controladores industriais emprega esquemas de controles PID. Tais controladores se mostram satisfatórios à grande maioria dos sistemas de controle, mesmo não obtendo um controle ótimo para alguns casos. Estes controladores são utilizados quando a dinâmica do processo é linear e/ou quando há uma certa linearidade em determinados pontos de operação. Para processos de dinâmica fortemente não linear deve-se utilizar controladores específicos.

3.2 Conceitos fundamentais

Segundo (NISE, 2015), sistemas de controle consistem em subsistemas e processos que objetivam uma saída desejada, com desempenho desejado para uma entrada específica. Ou seja, em um processo controlado por sistemas de controle há uma relação entre a saída e entrada do processo, tendo o sistema de controle a função de alcançar a saída obedecendo certos parâmetros de desempenho.

Sistemas de controle estão no cotidiano de qualquer pessoa, desde um ar condicionado, elevadores em um prédio, bomba de combustível em um posto de gasolina e etc. O ar condicionado possui um sistema de controle *on-off*, ou seja, liga quando a temperatura ambiente está maior que a desejada e desliga quando esta é atingida. O sistema de controle então trabalha lendo o sinal da saída, comparando com o valor desejado e decidindo se liga ou não o compressor. Como faz a leitura da saída, é dito sistema de controle em malha fechada. Uma máquina de lavar é um exemplo de equipamento que possui um sistema de controle em malha aberta, pois não faz verificação do sinal da saída (qualidade da limpeza das roupas) para comparar com o desejado.

Como o desempenho de sistemas de controle usualmente são medidos através verificação do erro da saída em relação à referência, o cálculo da Integral do Erro Absoluto (IAE) é bastante utilizado. Pode ser utilizado para comparar duas estratégias de controle. É calculado conforme abaixo e retorna um índice, chamado índice de oscilação.

$$IAE = \int_0^\infty [e(t)]dt \tag{1}$$

A Figura 9 mostra alguns parâmetros utilizados para caracterizar a resposta ao degrau.



Figura 9 - Parâmetros característicos de resposta ao degrau.

Valor Final (V_F) – Passo algum tempo da mudança da referência o sistema estabiliza em torno de um valor final, o qual deve ser o mais próximo possível do valor desejado para a saída.

Tempo de subida (t_r) – tempo de que o sistema leva para sair de um patamar para outro após haver a mudança da referência. De acordo com a Figura 9 é o tempo que leva para sair de um valor 10% do V_F (valor final) até 90% do V_F. Estes percentuais podem variar para cada projeto de sistema de controle.

Sobressinal (S) – Diferença entre o valor máximo da resposta e o valor final.

Tempo de pico (t_p) – Tempo que leva para se atingir o valor máximo.

Período (T_a) – A resposta quando apresentam oscilações possuem um período. As amplitudes vão reduzindo com o passar tempo.

Tempo de estabelecimento (t_s) – Tempo até a resposta se estabilizar em torno do valor final.

3.2.1 Diagramas de blocos e funções de transferência

Conforme apresentado por (Ogata, 2010), segue abaixo uma equação diferencial de um sistema linear invariante no tempo, onde a e b são coeficientes da equação, x é a entrada e y é saída.

$$a_{o}^{n}y + a_{o}^{(n-1)}y + \dots + a_{n-1}\dot{y} + a_{n}y$$

$$= b_{o}^{m}x + b_{1}^{(m-1)}x + \dots + b_{m-1}\dot{x} + b_{m}x \ (n \ge m)$$
(2)

Função de transferência é a relação da transformada de Laplace da saída e a transformada de Laplace da entrada de sistemas que podem ser descritos por equações diferenciais. A função de transferência deste sistema, com condições iniciais nulas, será:

$$G(s) = \frac{\mathcal{L}[Saida]}{\mathcal{L}[Entrada]}\Big|_{condições iniciais nulas}$$
(3)

Sendo assim, Y(s) será a transformada de Laplace da saída e X(s) será a transformada de Laplace da entrada, assim:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{a_o^n y + a_o^{(n-1)} y + \dots + a_{n-1} \dot{y} + a_n y}{b_o^m x + b_1^{(m-1)} x + \dots + b_{m-1} \dot{x} + b_m x}$$
(4)

Os diagramas de blocos são amplamente utilizados para representação de malhas de controle. Dentre os diversos blocos se destacam os blocos da função de transferência do processo, do controlador e da realimentação, representados por uma caixa com o nome da função (Figura 10).

Figura 10 - Bloco de função de transferência.



Fonte: Ogata (2010).

Outro componente utilizado em praticamete todos os diagramas de blocos é o bloco somador (Figura 11). Este componente é utilizado em realimentações de sinais, calculando a diferença entre a referência e o sinal de saída. O sinal de erro é realimentado no controlador.





Fonte: Ogata (2010).

A Figura 12 exemplifica um diagrama completo, contendo uma realimentação H(s), sinal de referência R(s), função de transferência G(s) e sinal de saída C(s).

Figura 12 - Diagrama de blocos em malha fechada.



Fonte: Ogata (2010).

3.2.2 Sistemas de controle em malha aberta

Os sistemas de controle é dito em malha aberta quando o sinal de saída não exerce nenhuma ação de controle no sistema (OGATA, 2010). Dessa forma, o sinal de saída não é realimentado para comparação com a referência. Estes sistemas de controle precisam de uma calibração, pois trabalham em uma condição fixa de operação, geralmente baseada em tempo, como atividades ordenadas por etapas, sem o check do resultado. Em presença de distúrbios haverão erros significativos entre a referência e o sinal de saída.

3.2.3 Sistemas de controle em malha fechada

Em um sistema de controle em malha fechada tem-se a realimentação do sinal de saída e o sinal do erro (diferença entre o sinal de saída e a referência) é alimentado no controlador. Dessa forma, o controlador corrige os erros, os quais podem ser advindos de perturbações no processo.

Figura 13 - Diagrama de blocos com realimentação.



Fonte: Ogata (2010).

3.2.4 Ação de Controle Proporcional

Um controlador Proporcional se baseia na seguinte relação entre a saída e a entrada: $u(t) = K_p e(t)$, sendo u(t) a saída do controlador, e(t) o erro e Kp um fator de proporcionalidade entre eles, chamado de ganho proporcional. Aplicando a transformada de Laplace chega-se na função de transferência do controlador proporcional:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \tag{5}$$

O aumento do ganho proporcional aumenta a velocidade de resposta, uma vez que quanto maior o erro, maior será a ação de controle para correção deste erro. Quanto maior o Kp menor será o erro em regime permanente, ou seja, o erro após a estabilização da saída. Porém, a utilização de Kp muito alto pode levar um sistema de controle em malha fechada à instabilidade. Sendo assim um controlador proporcional não é capaz de zerar o erro em regime permanente.

3.2.5 Ação de Controle Integral

Na ação de controle integral o sinal da saída é modificado a uma taxa de variação proporcional ao sinal do erro. Ou seja: $\frac{du(t)}{dt} = K_i e(t)$. Isolando u(t) e aplicando a transformada de Laplace chega-se a função de transferência do controlador integral:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_i}{s} \tag{6}$$

Utiliza-se um controlador integral quando se deseja zerar o erro em regime permanente. Da mesma forma que o Kp, valores muito baixos de Ki geram demora para se atingir o *set point*, porém valores muito altos podem gerar instabilidade.

3.2.6 Ação de Controle Derivativa

Esta ação corresponde a aplicação de um sinal de controle proporcional a derivada do sinal do erro, ou seja: $u(t) = K_d \frac{de(t)}{dt}$. Aplicando a transformada de Laplace chegase a função de transferência do controlador derivativo:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_d s \tag{7}$$

O parâmetro Kd fornece uma correção antecipada do erro, o que gera redução do tempo de resposta e estabilização do sistema. Por ser inversamente proporcional à velocidade de variação da variável controlada não deve ser utilizado em processos que necessitam responder rapidamente a perturbações.

3.2.7 Ação de Controle Proporcional, Integral e Derivativo

A combinação dos três parâmetros listados acima fornece o controlador PID, conforme representado na Figura 14:



Figura 14 - Diagrama de blocos utilizando um controlador PID.

Fonte: Ogata (2010).

A Figura 15 apresenta a resposta dinâmica de um processo, ou seja, após a aplicação de um degrau na variável manipulada o sistema responderia dessa forma sem a utilização de controladores (linha preta). Observa-se que a utilização de qualquer um dos controladores aumenta a velocidade de resposta. Controladores P e PD não são capazes de zerar o erro em regime permanente. Para isto é necessária a utilização de controladores com ação integral.

Figura 15 - Ações de controle.



Fonte: Angelico (2013).

3.3 Sintonia pelo método de Ziegler-Nichols

Para a determinação dos parâmetros Kp, Ki e Td é necessária a realização de um experimento prático na planta para determinação da função de transferência em malha aberta. Este experimento consiste em aplicar um degrau na variável manipulada e plotar um gráfico da variável controlada em função do tempo, exemplificado na Figura 16:

Figura 16 - Resposta o degrau.



Fonte: Ogata (2010).

Graficamente se obtêm os valores do atraso L, que é o tempo entre a aplicação do degrau e o início da resposta da PV, e a constante de tempo T, característica do processo no qual o controlador será aplicado. Para isto é necessário traçar uma reta tangente ao ponto de inflexão da curva e outra horizontal em cima do ponto em que a PV estabiliza. Projetando o encontro destas retas no eixo y tem-se o ganho do processo (K) e no eixo x tem-se (L+T).





Fonte: Ogata (2010).

De posse destes dados chega-se a função de transferência da planta, ou seja, que representa o processo. Para isto faz-se uma aproximação para um sistema de primeira

ordem com atraso. Como a função de transferência é a transformada de Laplace da saída dividido pela transformada de Laplace da entrada, sendo C(s) o sinal da saída e U(s) o sinal da entrada, obtêm-se a Equação (8).

$$\frac{C(s)}{U(s)} = \frac{K}{Ts+1}e^{-Ls}$$
(8)

Para a obtenção dos parâmetros do controlador PID, o método Ziegler-Nichols apresenta a Tabela 1 para cada tipo de controlador:

| Tipo de controlador | K_p | T_i | T_d |
|---------------------|------------------|-----------------|--------------|
| Р | $\frac{T}{L}$ | ø | 0 |
| PI | $0,9\frac{T}{L}$ | $\frac{L}{0,3}$ | 0 |
| PID | $1,2\frac{T}{L}$ | 2L | 0,5 <i>L</i> |

Tabela 1 - Determinação dos parâmetros do controlador PID.

Fonte: Ogata (2010).

Sendo assim a função de transferência de um controlador PID segundo o método de Ziegler-Nichols é representada pela Equação (9):

$$G(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right)$$

$$G(s) = 1.2 \frac{T}{L} \left(1 + \frac{1}{2Ls} + 0.5Ls \right)$$

$$G(s) = 0.6T \frac{\left(s + \frac{1}{L}\right)^2}{s}$$
(9)

4 RESULTADOS

4.1 Identificação da dinâmica do sistema

Inicialmente, controlador deve ser desligado visando a manutenção da velocidade da bomba em um patamar estável, aguardando a estabilização da densidade da polpa em seguida. Altera-se então a velocidade da bomba para um valor ligeiramente inferior. Assim reduziu-se a velocidade da bomba (variável manipulada) de 80% (952 rpm) para 70% (833 rpm). Este processo é realizado também para verificação da dinâmica do sistema no caso de alteração de velocidade para um valor ligeiramente maior. Alterouse então a velocidade da bomba de 70% para 80%. O intervalo de amostragem adotado foi de 1 segundo, sendo coletados via PIMS (*Plant Information Management System*).



Figura 18 - Resposta em malha aberta.

Fonte: Elaborada pelo autor.

De posse dos dados da MV (velocidade da bomba) e PV (densidade da polpa), utilizou-se o *software* Matlab para estimação da função de transferência do processo. Neste trabalho, o processo foi identificado utilizando o método dos mínimos quadrados.

Modelo obtido usando todo o conjunto de dados: •

$$G(s) = \frac{-0.0089}{545.9s + 1}e^{-31s} \tag{10}$$

Modelo obtido usando apenas os dados da Figura 18 no período de 250 a 1000 • segundos:

$$G(s) = \frac{-0.0116}{784,9s+1}e^{-30s} \tag{11}$$

Modelo obtivo usando apenas os dados da Figura 18 no período de 1700 a 2450 • segundos:

$$G(s) = \frac{-0.0045}{129.6s+1}e^{-30s} \tag{12}$$

Percebe-se que para cada ponto de operação há uma diferença significativa da função de transferência, indicando que a dinâmica do processo não é linear. A Figura 19 mostra a resposta a uma entrada em degrau utilizando a função de transferência encontrada na Equação (10).



Figura 19 - Resposta ao degrau.

Fonte: Elaborada pelo autor.

1500 2000 Time (seconds)

2500

3000

3500

-9 ^{[..} 0

500

1000

4.2 Identificação dos parâmetros do controlador

Antes da realização da sintonia tínhamos os seguintes ganhos do controlador PID: $K_p = 0,5$, $K_i = 0,25$ e $K_d = 0$. Em Carajás tem-se o CLP da marca Rockwell modelo PLC5. Para a nova sintonia, utilizou-se a função de transferência do sistema (Equação (10)) e da Tabela 1, para se obter novos parâmetros do controlador.

De acordo com a Tabela 1 o valor de K_p será:

$$Kp = \frac{0.9T}{L}$$

$$Kp = \frac{0.9 * 545.9}{31} = 15.8$$
13

O valor de K_i:

$$Ti = \frac{31}{0.3} = 103,3$$

$$Ki = \frac{Kp}{Ti}$$

$$= \frac{15,8}{103,3}$$

$$= 0,15$$

(10)

Como se trata de um controlador PI o valor de $K_d \neq 0$.

4.3 Efeitos da modificação dos parâmetros

De posse dos parâmetros do controlador e da função de transferência construiuse um modelo em Simulink.





Fonte: Elaborado pelo autor.

Segue na Figura 21 a resposta ao degrau utilizando os parâmetros calculados:

Figura 21 - Resposta ao degrau utilizando os parâmetros calculados.



Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 22 mostra que os parâmetros calculados reduziram o *overshoot*, porém não foi capaz de aumentar a velocidade de resposta. Para exemplificar o resultado do aumento do parâmetro K_p na velocidade de resposta da malha, aumentou-se o parâmetro Kp para 150, obtendo a resposta na Figura 22.



Figura 22 - Resposta ao degrau variando o valor de Kp.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Porém, através do conhecimento da não-linearidade do processo, o nível de distúrbios e grande sensibilidade do processo (pertubações são maiores que a mudança de *set point*) sabe-se que aumentar o K_p , apesar de reduzir o tempo de resposta, aumenta a variação da densidade. Dessa forma, aumentou-se o K_p de 0,5 para 1 e aplicou-se essa mudança na planta.

4.4 Ganhos adquiridos

Após alterar o valor da ação proporcional do controlador PI do espessador, calculou-se a Integral do Erro Absoluto (IAE) para mudanças de *set point* em degrau ascendente e descendente. As Figuras 23 e 24 apresentam a resposta ao degrau descendente antes e depois da sintonia, respectivamente. As Figuras 25 e 26 a resposta ao degrau ascendente.



Figura 23 - Resposta ao degrau descendente antes da sintonia.

Fonte: Elaborado pelo autor.



Figura 24 - Resposta ao degrau descendente depois da sintonia.

Fonte: Elaborado pelo autor.



Figura 25 - Resposta ao degrau ascendente antes da sintonia.

Fonte: Elaborado pelo autor.



Figura 26 - Resposta ao degrau ascendente depois da sintonia.

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Tabela 2 mostra que houve uma redução do IAE para os dois cenários; degrau descendentes (dados das Figuras 23 e 24); e degrau ascendente (dados da Figuras 25 e 26).

| Erro | Sintonia anterior | Sintonia proposta |
|--------------------|-------------------|-------------------|
| Degrau descendente | 1,35 | 1,24 |
| Degrau ascendente | 2,65 | 0,90 |

Tabela 2 - Integral do Erro Absoluto

Com a mudança dos parâmetros observou-se ainda uma redução no tempo de operação da bomba saturada, ou seja, na faixa mínima de operação reduziu. Quando a bomba opera saturada o controlador perde a capacidade de atuação a densidade é alterada conforme a dinâmica do processo. Sendo assim, quanto menos tempo de operação de forma saturada, mais o controlador terá atuação, reduzindo os erros em relação ao set point. Com os parâmetros anteriores, quando distúrbios no processo alterava a densidade o controlador demorava agir, permitindo que a variação de densidade fosse alterada de forma brusca e havendo necessidade do controlador saturar a bomba para correção do erro da saída em relação a referência. Conforme apresentada na Figura 27, após a mudança dos parâmetros o tempo em saturação da bomba reduziu devido a maior velocidade de atuação do controlador.



Figura 27 - Tempo em saturação da bomba.

Os operadores mudam o set point de densidade nos seguintes cenários:

Fonte: Elaborado pelo autor.

Aumentar a produtividade da filtragem: A filtragem prensa deve ser alimentada com polpa com densidade de 2,3t/m3. Esta densidade confere maior produtividade dos filtros, uma vez que reduz o tempo de ciclo do filtro, dada a maior quantidade de sólidos presente na polpa em cada batelada de filtragem. Não se opera com densidade além da mencionada por questões de capacidade do espessador, podendo atuar torque alto no sistema de acionamento do *rake*.

Possibilidade do espessador de verter sólidos: Quando a taxa de entrada de minério é maior que a taxa de saída há o aumento da interface sólido-líquido no espessador. Isto pode ocorrer ainda quando a quantidade de floculante está erradamente dosada. Características químicas do minério também podem ocasionar eventos de perdas de sólidos pelo *overflow*. Nestes casos o operador reduz *o set point* de densidade visando aumentar a taxa de saída de minério do espessador.

O erro da densidade em relação ao *set point* é menor quando se opera em automático do que em manual. A redução do erro e o menor tempo de operação com bomba saturada gera maior tempo de operação com densidade muito próxima à desejada, gerando os seguintes ganhos ao processo:

- 1. Menor possibilidade de perda de sólidos pelo overflow
- 2. Aumento da produtividade e utilização dos filtros
- 3. Redução de umidade do produto

5 CONCLUSÃO

Partindo do pressuposto que o rastreamento do sinal de referência trará maiores ganhos para o processo, obter um controlador que seja capaz de reduzir o erro da saída em relação a referência de forma rápida, e que garanta o menor erro possível após a estabilização do sistema, contribui para aumento de produtividade para a planta. A utilização de métodos específicos para sintonia de controladores reduz ainda o tempo de sintonia, visto que simulações computacionais substituem alterações em campo, aplicando na prática somente aquele definido como mais apropriado. Dessa forma, a sintonia do controlador PI do espessador de produto de Carajás foi realizada e visualizado os resultados. Dessa forma este trabalho visa responder as seguintes perguntas:

- a) A dinâmica do processo é linear?
 - Não. De posse dos dados do teste de verificação da resposta após a mudança da referência observou-se que para cada ponto de operação se obtinha uma função de transferência diferente, evidenciando que a constante de tempo é diferente para cada caso, dessa forma a dinâmica do sistema é não-linerar.
- b) Quais os parâmetros de desempenho do controlador? Os mesmos foram atingidos para a sintonia?
 - Sim. O objetivo da mudança dos parâmetros do controlador PI era reduzir o erro durante a resposta transitória e após a estabilização, ou seja, o erro em regime estacionário. O IAE foi reduzido em ambos os casos com os novos parâmetros. Ainda há espaço para redução do erro, porém será necessária abordagem com controladores capazes de trabalhar com dinâmicas não-lineares.
- c) A sintonia da malha reduziu o tempo de operação da bomba saturada?
 - Sim.
- d) O controlador PID é a melhor opção para a malha estudada?

 Não, devido a dinâmica não-linear do processo. Para processos em que a faixa de operação é ampla ou há forte não-linearidade do processo o desempenho do controlador é prejudicado e é necessária a utilização de estratégias de controle para modelos não lineares (Rawlings, 2000).

6 TRABALHOS FUTUROS

Conforme observado ao longo do trabalho, o controlador PI não é o mais adequado quando se trata de dinâmicas de processo não lineares. Sendo assim será dimensionado um controlador MPC visando reduzir ainda mais o IAE através da redução do erro em regime transitório e estacionário.

REFERÊNCIAS

ANGELICO, B. S. (2013). **Projeto de sistema de controle.** Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

BURGUER, R. B. (1997). Settling velocities of particulate systems. Stuttgart: University of Stuttgart.

CHAVES, A. (2002). **Teoria e Prática do tratamento de Minérios.** São Paulo: Signus editora.

COE, H.; CLEVENGER, G. (1916). Methods for determining the capacities of slime settling tanks. Transaction of the American Institute of Minig, Metallurgical and Petroleum Engineers.

ENDRESS+HAUSER. **Otimização na operação de espessadores.** Disponível em <https://pt.linkedin.com/pulse/otimiza%C3%A7%C3%A3o-naopera%C3%A7%C3%A3o-de-espessadores-blas-ernesto-p%C3%A1ezgonz%C3%A1lez>. Acesso em: 05/08/2020.

FALCUCCI, A. (2007). A influência de floculantes poliméricos na formação de pastas minerais. Belo Horizonte: UFMG.

GUIMARÃES, F.A.V. (2010). **Revisão nos métodos de dimensionamento de espessadores e comparação dos modelos industriais.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Minas Gerais.

KING, R. (2001). **Modeling and simulation of mineral processing systems.** Oxford, USA: Butterworth-Heinemann.

KYNCH, G. (1952). A theory of sedimentation. Professional Paper.

LUZ, A. D., SAMPAIO, J., MONTE, M., & ALMEIRA, S. (2002). Tratamento de minérios. Rio de Janeiro: CETEM.

NISE, N. S. (2015). Control Systems Engineering. Wiley.

OGATA, K. (2010). Modern Control Engineering. Prentice Hall.

OLIVEIRA, M. L. (2004). Espessamento e filtragem. Ouro Preto: Universidade Federal de Ouro Preto.

RAWLINGS, J. (2000). Tutorial Overview of Model. IEEE Control Systems.

WILLS, B. (1997). Mineral Processing Tecnology. Cornwall, England: ButterWorth Heinemann.