

ESTUDOS, IMPLANTAÇÃO E VALIDAÇÃO DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE E SINTONIA DE MALHAS NA BRITAGEM DO COMPLEXO MINERADOR DE CONCEIÇÃO¹

*Carmela Maria Polito Braga²
Felipe Novaes Caldas³
Vicentino José Pinheiro Rodrigues⁴*

Resumo

Estruturas de controle de processos de britagem, especificamente da britagem do Complexo Minerador de Conceição - CVRD, são discutidas. O principal objetivo do controle deste processo é a estabilização das variáveis controladas, mantendo o sistema funcionando continuamente, sem atingir os limites operacionais máximos ou mínimos. Estes limites são controlados pelo intertravamento lógico, os quais provocam paradas na produção, diante da ocorrência de faltas, reduzindo a disponibilidade do sistema. A estabilização das malhas aumenta o tempo de vida útil e diminui o consumo energético dos equipamentos, além de melhorar a produtividade da planta e a operacionalidade do sistema. O trabalho foi desenvolvido na britagem secundária, porém o foco é a integração de todo o complexo de britagem, por meio de técnicas de análise e controle amplo, proporcionando melhorias consideráveis na planta como um todo e servindo de base para o desenvolvimento de outros sistemas, envolvendo técnicas avançadas de controle de processos.

Palavras-chave: Britagem; Controle de processos; Modelagem; Controle amplo.

¹ IX Seminário de Automação de Processos, Associação Brasileira de Metalurgia e Materiais, 05 a 07 de outubro de 2005 – Curitiba – PR, Brasil.

² Professora Adjunta do Departamento de Engenharia Eletrônica da UFMG.

³ Engenheiro de Controle e Automação pela UFMG, 1º semestre 2005.

⁴ Engenheiro Eletricista, Coordenador de Automação da CVRD/Mina Conceição, Itabira-MG, Brasil.

1 INTRODUÇÃO

O presente trabalho foi desenvolvido nas instalações da britagem do Complexo Minerador de Conceição em Itabira - Companhia Vale do Rio Doce -, na Gerência de Automação e Controle de Processos do Sistema Sul (GAUAS). As minas de Itabira são responsáveis por boa parte da produção de minério de ferro da companhia, cerca de 42 milhões de toneladas de ferro anuais. Daí da importância do controle e otimização dos vários processos envolvidos no beneficiamento mineral, buscando-se a redução dos custos envolvidos por meio do aumento da disponibilidade do sistema, da redução do consumo energético, do aumento da vida útil dos equipamentos, entre outros.

O processo de britagem é muito ineficiente, sendo responsável por boa parte da energia consumida no beneficiamento mineral. Grande parte desta energia é gasta na forma de transformações mecânicas no minério que não trazem reduções aos níveis de granulometria, tais como deformações e geração de calor por atrito.

O nível de carga circulante num processo de britagem é um fator determinante na eficiência do sistema. Limites operacionais tais como cargas máximas por correia, níveis de silos, capacidade de peneiramento ou britagem e taxas máximas de alimentação devem ser evitadas, pois implicam em interrupções na produção, reduzindo a qualidade e a quantidade do minério produzido. Além disso, religamentos repetitivos de equipamentos e motores de grande porte podem provocar quebras ou reduzir drasticamente suas vidas úteis.

O foco do trabalho foi o controle e otimização da britagem secundária, sem se perder a visão geral do controle amplo da britagem. As novas propostas de controle e a integração das malhas visam melhorias da operacionalidade e da eficiência do complexo, possibilitando mudanças no tipo de minério processado e a determinação das taxas mássicas de alimentação do sistema automaticamente.

Os principais objetivos de controle em um processo de britagem são:⁽¹⁾

1. Minimizar a distribuição granulométrica do produto com taxas de produção constantes;

2. Maximizar a produção mantendo a distribuição granulométrica do minério.

A escolha entre um ou outro objetivo de controle depende das características do processo analisado, o que resultará em estratégias de controle diferentes para cada caso. O essencial de um sistema de controle de britagem é tornar a operação da planta estável, sem atingir os limites impostos pelo controle lógico, garantindo a segurança e a operacionalidade do sistema.

Em um processo de britagem, a taxa de alimentação de minério, a granulometria e a abertura dos britadores são as três principais variáveis de controle (1). Outras variáveis tais como a velocidade das correrias ou o *grid* das peneiras também são preponderantes, porém normalmente são mantidas fixas, sendo inviável utilizá-las como variáveis manipuladas. Por meio destas três variáveis, é feito o controle da massa circulante no sistema e evita-se que variáveis limitadas habilitem o controle lógico, reduzindo a disponibilidade do processo.

Os problemas causados pelo tempo morto em processos de britagem são agravados porque, normalmente, as constantes de tempo das malhas envolvidas são consideravelmente inferiores aos tempos mortos relacionados. Em alguns casos, em que esta diferença é suficientemente grande, podem-se considerar estas malhas com respostas dinâmicas instantâneas.⁽²⁾

A Figura 1 mostra os histogramas da operação de uma semana da britagem. Estes dados são referentes apenas a momentos em que a correia estava ligada. A média da massa é 1686 ton/h e desvio padrão 900 ton/h. A média do nível 19,6% e o desvio padrão 26,8%. Nota-se o pico próximo de zero nos dois casos, sugerindo que em boa parte do tempo o sistema operou em vazio ou com massa muito baixa.

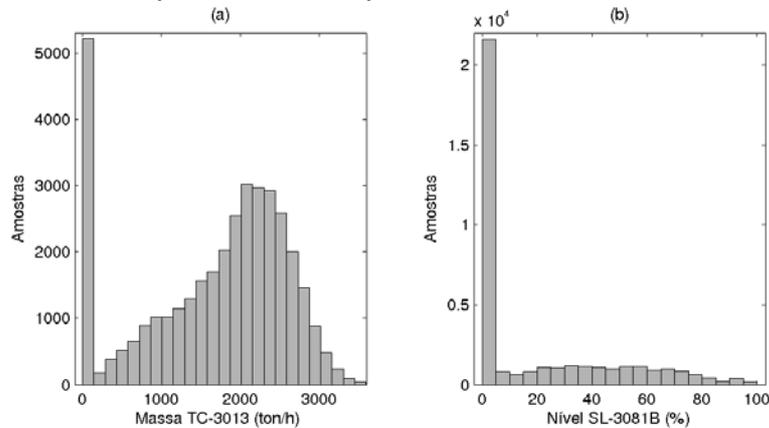


Figura 1. Histogramas da massa da correia TC-3013 e do nível do silo SL-3081B

2 METODOLOGIA

A britagem secundária do complexo minerador de Conceição é constituída por duas linhas principais, cada uma tendo três alimentadores de itabirito e três de hematita, uma correia, um silo com dois alimentadores e duas peneiras. Este trabalho foi realizado sobre a linha da correia TC-3013, que é simétrica à outra linha. Desta forma, as conclusões tomadas neste projeto podem ser compartilhadas à outra linha. A Figura 2 mostra do diagrama de processo da linha abordada.

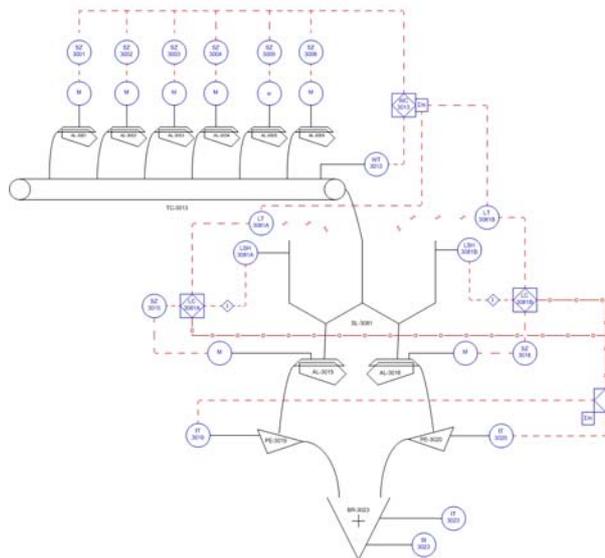


Figura 2. Diagrama de processo e instrumentação da britagem secundária.

O intertravamento lógico da britagem é feito pelo CLP, Controlador Lógico Programável, modelo 140 CPU 534 14 da Schneider, que é programado no padrão IEC61131. A instrumentação, com padrão de transmissão em 4 a 20 mA, pode ser acessada somente através deste controlador. As malhas de controle foram implementadas neste CLP. A estrutura de automação, na qual o CLP da britagem está conectada, está mostrada na Figura 3.

O processo de britagem do complexo minerador de Conceição possui diversos limites operacionais que devem ser respeitados para que o processo possa operar continuamente, sem “esbarrar” nos mesmos. O sistema de controle lógico e seqüencial implementado nos CLPs é que executa este controle, evitando que as variáveis do sistema ofereçam riscos de segurança para o processo ou para os operadores ao entrar em regiões críticas de trabalho.

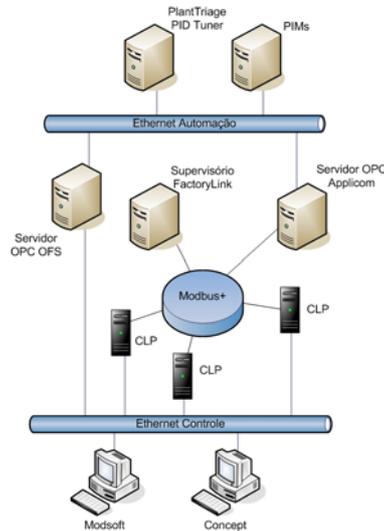


Figura 3. Estrutura de automação da mina de Conceição.

A correia TC-3013 possui o limite físico de carga de 3600 ton/h, podendo romper caso esta restrição seja violada. Além disso, seu motor não tem torque suficiente para partir a correia quando ela pára com carga acima de sua capacidade nominal. Portanto, deve-se evitar atingir estes pontos extremos de operação, com o risco de danificar algum equipamento durante estas violações.

O transbordamento do silo SL-3081 é evitado por meio de dois intertravamentos lógicos:

- No primeiro, os alimentadores da correia são desligados quando o nível do silo atinge 70%, cortando-se a alimentação da correia evita-se que o silo transborde.
- No segundo intertravamento, desligam-se os alimentadores e a correia quando o nível atinge 95%, em uma atuação mais drástica que a primeira, interrompendo a operação do sistema de britagem a partir deste ponto, já que é eminente um transbordamento nesta situação.

A atuação destes intertravamentos gera oscilações no sistema, pois tira as malhas do modo regulatório. A Figura 4 mostra a oscilação da massa da correia em modo de operação manual, provocada pela atuação do alarme de nível alto do silo.

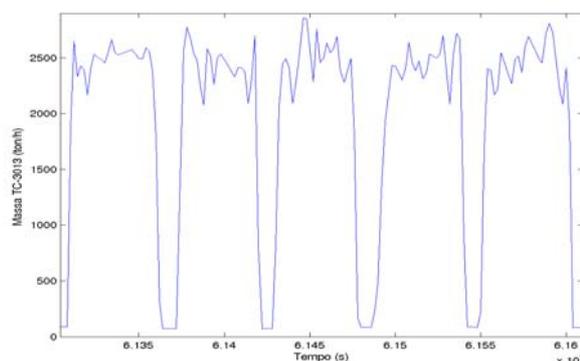


Figura 4. Oscilação na malha de massa operando em modo manual

Os motores das peneiras possuem limites máximos e mínimos de corrente, representando as cargas nas mesmas. Quando o limite máximo de corrente de uma peneira é ultrapassado, o seu respectivo alimentador é desligado. Isto pode provocar oscilações nos níveis do silo.

2.1 Modelagem

A existência de modelos matemáticos, que representem satisfatoriamente as características dinâmicas e estacionárias de um processo, é uma premissa essencial para o desenvolvimento de sistemas de controle e otimização. Em processos minerais, normalmente, estes modelos não estão disponíveis. Alguns fatores, tais como as incertezas dos diversos processos minerais e o desconhecimento das reações físicas e químicas dos subprocessos envolvidos, inviabilizam o levantamento de modelos precisos para estes sistemas.⁽³⁾

Vários ensaios em degrau foram realizados nos alimentadores da correia, para a obtenção dos modelos das malhas destes equipamentos. O primeiro teste consistiu em aplicar degraus às velocidades dos alimentadores, excitando toda a faixa de operação dos mesmos. Com isso, foi possível determinar as características estáticas das respostas dos alimentadores. A Figura 5 mostra curva de velocidade por massa do alimentador AL-3002. Nota-se o comportamento não-linear deste sistema, o maior ganho chega a ser quatro vezes maior do que o menor. Para a modelagem dos alimentadores, foram aplicados degraus de 15% em torno da velocidade de 85%, degraus positivos e negativos, num total de quatro. Desta forma, os modelos desenvolvidos a partir desses ensaios representam o comportamento destes sistemas neste ponto de operação, 85%.

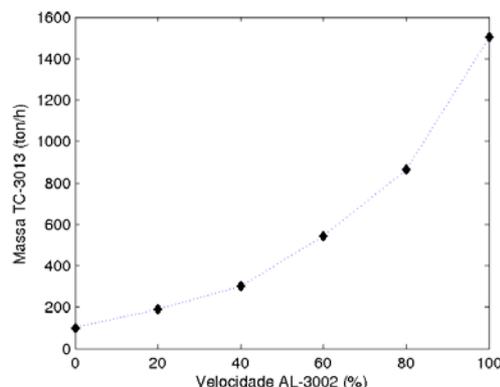


Figura 5. Curva estática do alimentador AL-3002.

A análise das respostas dos alimentadores aos degraus de velocidade sugeriu que estes sistemas poderiam ser representados por sistemas de primeira ordem com tempo morto. O método das áreas⁽⁴⁾ foi utilizado na modelagem das malhas dos alimentadores, a partir das respostas aos degraus de velocidade. Um modelo foi estimado para cada degrau de cada ensaio. Em seguida, escolheu-se o modelo com parâmetros médios (tempo morto, ganho e constante de tempo) para representar o alimentador correspondente. Os parâmetros dos modelos de primeira ordem levantados estão mostrados na Tabela 1. A média dos modelos dos alimentadores foi tomada como o modelo geral para a malha de massa da correia TC-3013, sendo apresentado por:

$$G_{ALs} = \frac{2,1613 \times 10^1}{4,1737s + 1} e^{-5,3804 \times 10^1 s}$$

Tabela 1. Parâmetros dos modelos dos alimentadores

Alimentador	K	T	θ
AL-3001	4,88	11,2s	73,6s
AL-3002	27,4	1,31s	66,1s
AL-3003	14,3	2,47s	61,9s
AL-3004	21,5	4,78s	47,4s
AL-3005	13,8	9,79s	43,0s
AL-3006	31,8	4,79s	40,3s

Os modelos foram validados com dados provenientes de novos ensaios em degrau. A Figura 6 mostra o resultado da validação do modelo do alimentador AL-3002. Pode-se ver neste gráfico que a resposta no modelo apresentou boa aproximação à resposta real dos alimentadores, mesmo enfrentando condições operacionais diferentes das que havia durante a realização dos ensaios para a modelagem.

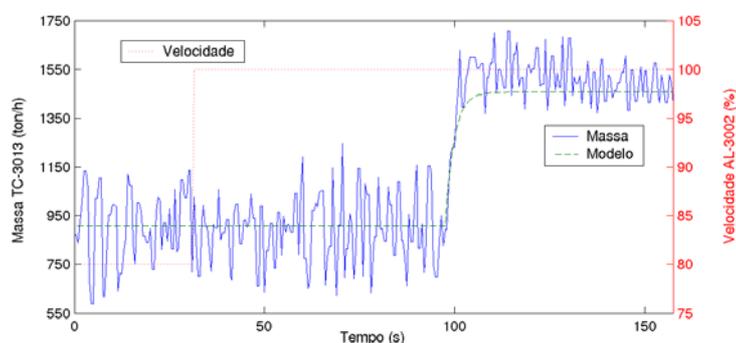


Figura 6. Validação do modelo do alimentador AL-3002

As malhas de nível do silo SL-3081 não puderam ser modeladas utilizando-se a mesma metodologia. A inexistência de medições das taxas de saída de minério do silo inviabilizou a modelagem por meio de técnicas determinísticas, além disso, as taxas de alimentação individuais de cada lado do silo não eram conhecidas. Sabia-se que se tratava de um processo de caráter integrador, sendo alimentado pela massa vinda da correia e esvaziado pelos alimentadores AL-3015 e AL-3016. Este silo atua como um armazenador intermediário, garantindo a operação contínua do processo. A malha de controle de nível precisa apenas manter o nível regulado entre seus limites operacionais, sem risco de alcançá-los. Isto é suficiente para viabilizar, sob o aspecto da continuidade da alimentação, o bom desempenho das malhas de controle subseqüentes na britagem. Um bom desempenho global da estratégia de controle da britagem fica, agora, dependente de um projeto para os controladores de massa da correia transportadora e os controladores de abertura dos britadores.

2.2 Estratégia de Controle e Implementação dos Controladores

O projeto de uma estratégia de controle para britagem deve considerar as restrições existentes neste processo. Ela pode ser dividida em três partes: controle regulatório, supervisorio e *watchdog*.⁽⁵⁾ O controle regulatório é responsável pela estabilização e maximização do processo, lidando com as características não-lineares dos alimentadores e os longos tempos mortos existentes. O controle supervisorio que deve estabelecer balanços de massa ótimos entre as malhas das diversas etapas do processo de britagem, definindo os *set-points* para o controle regulatório. E o controle *watchdog* (controle lógico de segurança operacional) deve atuar no sistema em situações que não podem ser lidadas pelos controles

supervisório e regulatório, tais como paradas de alimentadores, sobrecarga de motores e transbordamento de silos.

2.2.1 Estratégia de controle proposta

Três malhas compõem o controle regulatório, uma malha de massa e duas malhas de nível, como pode ser visto na Figura 7. Na primeira, a carga da correia TC-3013 é controlada por meio da atuação nas velocidades dos alimentadores AL-3001 a AL-3006, malha do controlador C_3 . Em segundo, os níveis dos dois lados do silo são controlados por malhas independentes, atuando nos alimentadores AL-3015 e AL-3016, malhas dos controladores C_2 e C_1 . Os maiores problemas enfrentados pelo controle regulatório são o tempo morto e os múltiplos atuadores da correia, bem como os limites máximos de nível, corrente e massa. Estes limites serão evitados pelo controle supervisório e tratados pelo controle *watchdog*. Caso os controles supervisório e regulatório sejam eficientes mantendo o processo em torno do ponto operacional desejado, o controle *watchdog* não precisará atuar, desligando equipamentos por questões de segurança.

A estratégia de controle supervisório escolhida foi de compensação de *set-point* e cascata entre as malhas de controle da área, que podem ser vistos na Figura 7. Nesta proposta, os *set-points* das malhas foram ajustados de forma a lidar com condições extremas de operação, buscando-se adequar o processo para as condições operacionais encontradas. Esta estratégia pode ser vista como um tipo de controle amplo, já que considera o sistema como um todo na definição dos pontos de operação gerais.

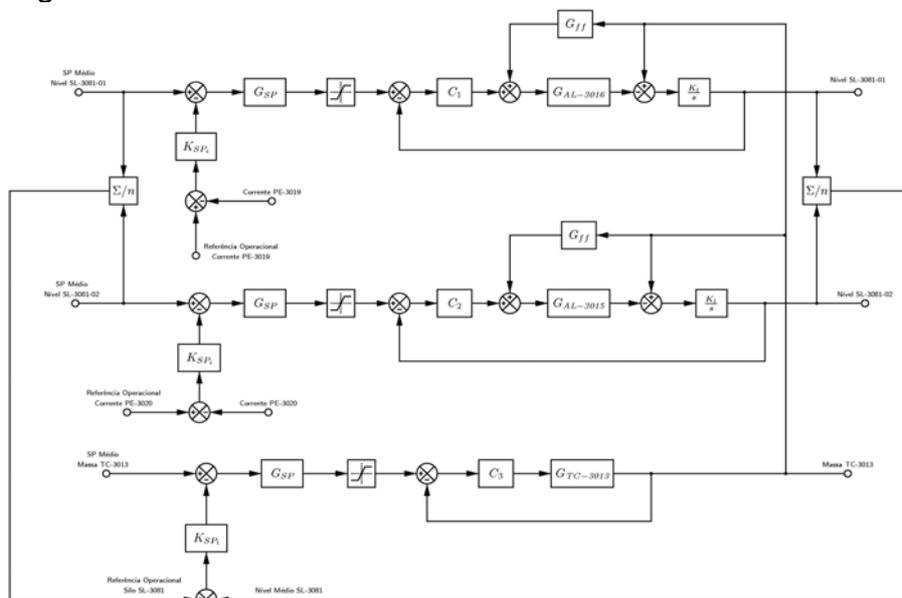


Figura 7. Estratégia de controle proposta.

O controle *watchdog* foi desenvolvido para lidar com situações limites que possam ocorrer durante a operação normal da britagem. Duas lógicas foram implementadas neste contexto de controle:

- *Track* do sinal de controle da malha de massa;
- *Tracking* dos *set-points* das malhas de nível.

2.2.2 Projeto dos controladores e Implementação da Estratégia

A malha de massa, por ter um modelo conhecido e bem comportado, foi implementada com um controlador PI, apesar da relação expressiva entre suas

constantes de tempo e tempo morto. O sinal de controle da malha de massa foi enviado para todos os alimentadores, sendo que somente os alimentadores que estivessem ligados responderiam a esta manipulação. Contudo, para evitar que o ganho do sistema em malha fechada variasse com o número de alimentadores ligados, o ganho proporcional do controlador foi dividido pelo número de alimentadores ligados, em uma estratégia de ganho escalonado, definida para esta malha.

Utilizando-se dos modelos levantados para as malhas dos alimentadores, a malha de massa da correia foi sintonizada por meio do método da Síntese Direta.⁽⁶⁾ Os parâmetros encontrados para os controladores foram $K_p=5,1$ e $T_i=11,4s$. Devido à complexidade das malhas de nível e a ausência de medições das taxas de saídas de minério do silo, não foi possível desenvolver modelos confiáveis para estes sistemas, desta forma, não se pode utilizar métodos determinísticos de sintonia. Neste caso, estes controladores foram sintonizados por tentativa e erro, buscando-se sintonias pouco rígidas, que apenas assegurassem que os limites máximos e mínimos não fossem violados.

3 RESULTADOS

Nos testes de validação da estratégia de controle amplo proposta, inicialmente, a malha de massa foi passada para automático. A resposta do sistema a degraus no *set-point* está mostrada na Figura 8. A sintonia por Síntese Direta foi utilizada neste ensaio.

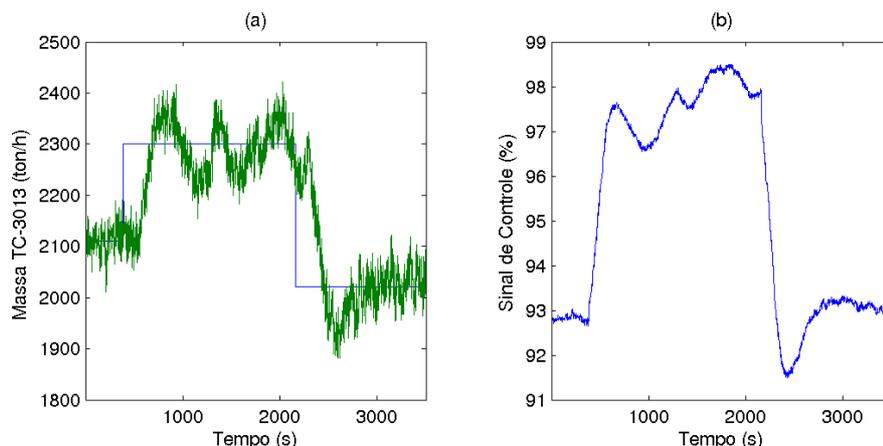


Figura 8. Ensaio com malha da correia TC-3013 em automático.

A resposta da malha de massa foi satisfatória, tanto em termos da velocidade da resposta comparada ao tempo morto do sistema, quanto em termos do erro em estado estacionário. Além disso, houve redução da variabilidade em relação à operação em manual da planta, mostrada na Figura 4, apesar de alguma oscilação remanescente.

Com a malha de massa sintonizada, habilitaram-se as malhas de nível. Inicialmente, houve dificuldades com a estabilização destas malhas quando operavam individualmente, sem a atuação do controle supervisor e a compensação de *feedforward*. Sucessivos disparos dos alarmes de nível alto do silo e de corrente alta das peneiras deixaram toda a planta oscilando. Somente com a habilitação da compensação de *set-points* e da ação de *feedforward* da estratégia proposta, as malhas de massa estabilizaram. A Figura 9 mostra o momento em que as malhas de nível entraram em regime permanente.

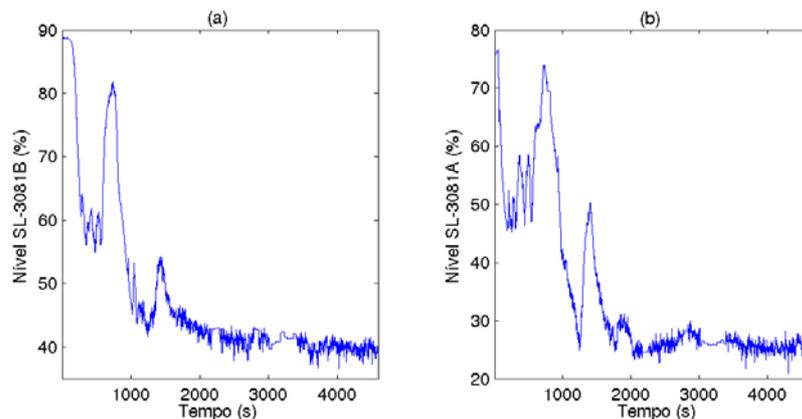


Figura 9. Estabilização das malhas de nível

A estratégia foi validada operando-se a planta em automático, por horas várias vezes, em algumas, sem nenhum desligamento de qualquer alimentador. Este é um ponto importante deste trabalho, pois a operação manual da planta resulta em centenas de religamentos dos equipamentos a cada mês. A Figura 10 mostra dois histogramas das malhas de massa da correia TC-3013 e da malha de nível do SL-3081A. Comparando-se com a Figura 1, nota-se a grande redução da variabilidade das variáveis, a malha de massa da correia teve média 2647 ton/h e desvio padrão 40,7 ton/h, e a malha de nível SL-3081B teve média 46,4% e desvio padrão de 0,61%. Comparando-se com os valores mencionados na seção 1, a massa média aumentou 57% e o desvio padrão foi reduzido em 97,5%. O desvio padrão do nível do silo foi reduzido em 97,7%. Além disso, não ocorreram desligamentos dos alimentadores durante este ensaio.

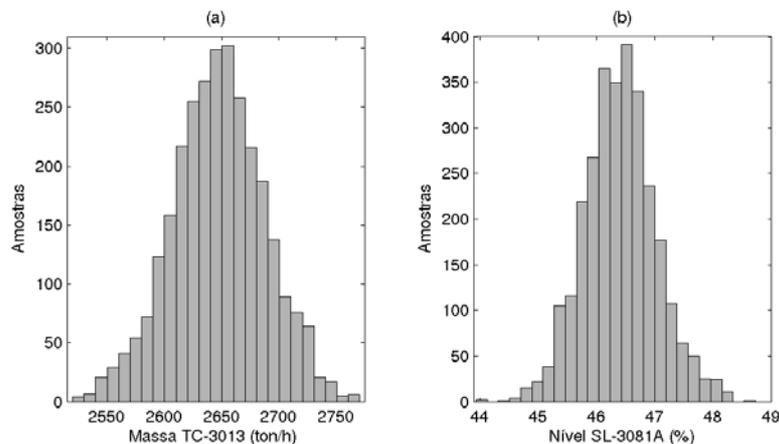


Figura 10. Histogramas de operação em automático da planta

4 CONCLUSÃO

A estratégia ampla de controle desenvolvida se mostrou interessante para a britagem do complexo minerador de Conceição. Embora não tenham sido confirmados os ganhos de tonelagem mencionados por Flintoff e Edwards,⁽⁵⁾ reduziu-se consideravelmente a variabilidade das malhas de controle do sistema, conforme discutido na seção 3, racionalizando-se a operação da planta. Verificou-se que o controlador PID é uma excelente alternativa para o controle de sistemas de britagem, desde que se considerem as limitações e as características dos diversos subprocessos na estratégia de controle adotada. O resultado da modelagem das malhas dos alimentadores superou as expectativas iniciais. A validação dos modelos e também o resultado da sintonia da malha de controle de massa, obtida por meio

do modelo médio, mostraram-se bem próximos do esperado. A estratégia de controle definida mostrou-se eficiente, sendo indicada para aplicação em outros processos de britagem secundária e terciária, análogos ao estudado.

Agradecimentos

Os autores agradecem os recursos e instalações disponibilizados pela Companhia Vale do Rio Doce, para a realização deste trabalho. Também são gratos a toda a equipe da GAUAS pelo suporte dado durante o desenvolvimento deste projeto e ao professor Roberto Galery, do Departamento de Engenharia de Minas da UFMG, pelos conselhos e artigos cordialmente fornecidos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 KELLY, E. G.; SPOTTISWOOD, D. J. Plant Control. In: _____. **Introduction to Mineral Process**. [S.I.]: John Wiley & Sons, 1982. cap. 24, p. 408-420. ISBN 0-471-03379-0.
- 2 SHINSKEY, F. G. **Process control systems**: application, design, and tuning. 3. ed. New York: McGraw-Hill, 1988. p. 526. ISBN 0-07-056903-7.
- 3 HODOUIN, D.; JÄMSÄ-JOUNELA, S.-L.; CARVALHO, M. T.; BERGH, L. State of the art and challenges in mineral processing control. **Control Engineering Practice**, n. 9, p. 995-1005, 2001.
- 4 ÅSTRÖM, K. J.; HÄNGGLUND, T. **PID controllers**: theory, design, and tuning. 2. ed. Research Triangle Park, NC: Instrument Society of America, 1998. p. 343. ISBN 1-55617-516-7.
- 5 FLINTOFF, B. C.; EDWARDS, R. P. Process control in crushing. In: KAWATRA, S. K. (Ed.). **Comminution - theory and practice**. [S.I.]: Society for Mining, Metallurgy & Exploration, 1992.
- 6 SEBORG, D. E.; EDGAR, T. F.; MELLICHAMP, D. A. **Process dynamics and control**. New York: J. Wiley, 1989. p. 717. ISBN 0-47-186389-0.

STUDIES, IMPLEMENTATIONS AND VALIDATION OF CONTROL LOOP STRATEGIES APPLIED IN THE CRUSHING PLANT OF CONCEIÇÃO MINING COMPLEX

*Carmela Maria Polito Braga¹
Felipe Novaes Caldas²
Vicentino José Pinheiro Rodrigues³*

Abstract

Control structures for crushing process, specifically of the crushing of Mining Complex of Conceição – CVRD, are explained. The main control objective of this process is the stabilization of the several controlled variables, keeping the system working continuously, without hit the highest and lowest operational limits. These limits are dealt by the interlock logic, whose bring the production to stop, front occurrence of faults, reducing the system availability. The stability of the control loops increases the life and decreases the energy consumption of the equipments, further to improve the plant productivity and the system operation. This survey was developed in the secondary crushing, however the aim is the integration of the whole crushing complex, through plantwide control and analyses techniques. These bring considerable improvements to the plant as one and act as the base for the development of other systems, involving advanced process control.

Key-words: Crushing; Process control; Modeling; Plantwide control.

¹ *Electrical Engineer, D.Sc., Professor of Eletronic Department, UFMG, Belo Horizonte-MG, Brazil*
² *Control Engineer, CVRD, Itabira-MG, Brazil*
³ *Electrical Engineer, M.Sc., Automation Coordinator, CVRD, Itabira-MG, Brazil*