

DESENVOLVIMENTO DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE PARA A UNIDADE DE BRITAGEM DO COMPLEXO MINERADOR DE CONCEIÇÃO

Carmela Maria Polito Braga ¹

Felipe Novaes Caldas ²

Vicentino José Pinheiro Rodrigues ³

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 a operação contínua do sistema, sem atingir os limites operacionais máximos ou mínimos. A estabilização das malhas aumenta o tempo de vida útil dos equipamentos e diminui o consumo energético, além de melhorar a produtividade do processo e a operacionalidade do sistema. Este trabalho é desenvolvido na Britagem Secundária do Complexo de Conceição, como parte de um projeto maior que visa incrementar o desempenho operacional deste complexo, por meio da integração do seu sistema de controle e operação, envolvendo técnicas avançadas de controle de processos, tornando-o referência para o desenvolvimento de outros sistemas. As estruturas de controle propostas, bem como, a modelagem das malhas de controle do sistema, baseada em dados, o projeto dos controladores e resultados, em tempo real, dos testes de validação da estratégia adotada são discutidos.

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

DEVELOPMENT OF CONTROL STRATEGIES APPLIED IN THE CRUSHING PLANT OF CONCEIÇÃO MINING COMPLEX

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 stabilization of the several controlled variables, keeping the system working continuously, without reach highest and lowest operational limits. The control loops stability increases the life and decreases energy consumption of the equipments, besides to improve the process productivity and the system operation. This survey is developed in the secondary crushing, however the aim is the integration of the whole crushing complex, through the control and operation system integration, involving techniques of plantwide control and analyses, becoming it reference to development of other systems. The control structures proposed, as well, the system control loops modeling, based in data, the control project and results, in real time, of the validation tests of the chosen strategy are expounded.

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

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).

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

O foco do trabalho é o controle e a otimização da operação da Britagem Secundária, objetivando-se o controle amplo

da área 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 máximas 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.

¹ Professora Adjunta do Departamento de Engenharia Eletrônica da UFMG.

² Engenheiro de Controle e Automação da GAUAS – CVRD – Itabira-MG.

³ Engenheiro Eletricista, Coordenador de Automação da CVRD/Mina Conceição, Itabira-MG, Brasil.

A escolha entre um ou outro objetivo de controle depende das características do processo analisado, o que resulta em estratégias de controle diferentes em cada caso. Essencialmente, um sistema de controle de britagem deve tornar a operação da planta estável, sem atingir os limites implementados pelo controle lógico, garantindo a segurança e a operacionalidade do sistema nos níveis desejados.

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

A Figura 1 mostra os histogramas de uma semana de operação da britagem. Estes dados referem-se apenas a instantes de operação da correia. 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 um pico próximo de zero nos dois casos, o que sugere que em boa parte do tempo o sistema operou em vazio ou com massa muito baixa.

2 METODOLOGIA

A Britagem Secundária do Complexo Minerador de Conceição é constituída por duas linhas principais, cada uma possui três alimentadores de itabirito e três de hematita, uma correia, um silo com dois alimentadores e duas peneiras. Este trabalho é realizado sobre a linha da correia TC-3013, que é simétrica à outra linha. Dessa forma, as conclusões tomadas neste projeto, quanto a estruturas de controle, podem ser aplicadas à outra linha. A Figura 2 mostra o diagrama de processo e instrumentação da linha abordada.

A correia TC-3013 possui o limite de carga de 3600 ton/h, podendo romper caso essa restrição seja violada. Além disso, seu motor não possui torque suficiente para partir a correia após um desligamento da mesma com carga acima de sua capacidade nominal. Portanto, deve-se evitar atingir estes limites extremos de operação, para minimizar o risco de dano de algum equipamento, durante essas 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 o transbordamento do silo.

- No segundo intertravamento, desliga-se os alimentadores e a correia quando o nível atinge 95%, em uma atuação mais drástica que a primeira, interrompendo-se a operação do sistema de britagem a partir deste ponto, já que é eminente a ocorrência de um transbordamento nessa situação.

A atuação destes intertravamentos gera oscilações no sistema, pois tira as malhas do modo regulatório. A

Figura 3 mostra a oscilação da massa da correia em modo de operação manual, provocada pela atuação do alarme de nível alto do silo.

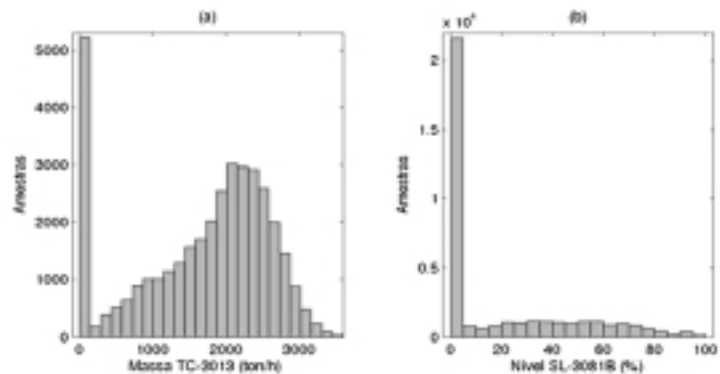


Figura 1. Histogramas da massa da correia TC-3013 e do nível do silo SL-3081B

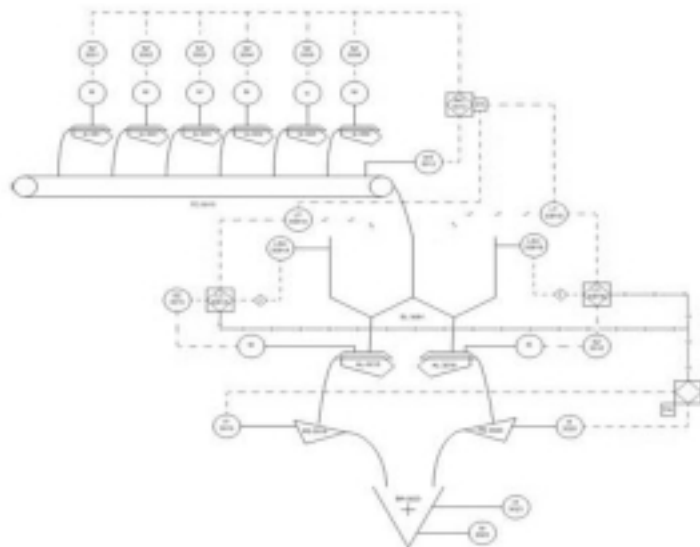


Figura 2. Diagrama de processo e instrumentação da Britagem Secundária.

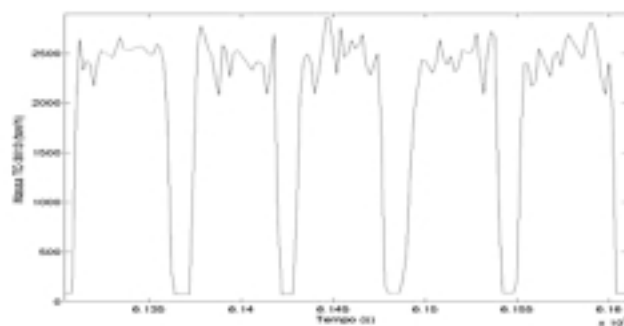


Figura 3. Oscilação na malha de massa operando em modo manual

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⁾. Assim sendo, optou-se pela modelagem matemática, baseada em dados obtidos de testes dinâmicos adequados, apenas para fins de projeto dos controladores.

Para obtenção destes dados para o desenvolvimento dos modelos das malhas de controle, vários ensaios em degrau foram realizados nos alimentadores da correia. O primeiro teste consistiu na aplicação de 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 análise das respostas dos alimentadores aos degraus de velocidade mostra que estes sistemas podem ser representados por sistemas de primeira ordem com tempo morto. O método das áreas⁽⁴⁾ foi utilizado na modelagem das malhas de controle dos alimentadores, a partir das respostas aos degraus de velocidade. Um modelo foi estimado para cada degrau, em 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

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

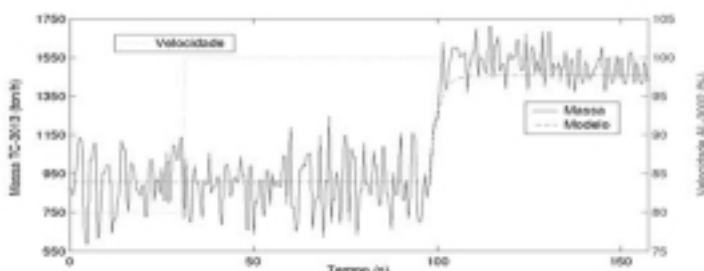


Figura 4. Validação do modelo do alimentador AL-3002

dos modelos dos alimentadores foi tomada como o modelo geral para a malha de massa da correia TC-3013, sendo representado, na forma de função de transferência, por:

$$G_{ALF} = \frac{2,1613 \times 10^3}{4,1737s + 1} e^{-5,3804 \times 10^{-2}s}$$

Os modelos foram validados com dados provenientes de outros ensaios em degrau. A Figura 4 mostra o resultado da validação do modelo do alimentador AL-3002. Pode-se ver neste gráfico que a resposta no modelo apresenta boa aproximação à resposta real dos alimentadores, mesmo enfrentando condições operacionais diferentes das que havia durante a realização dos ensaios para a modelagem.

As malhas de nível do silo SL-3081 não puderam ser modeladas com 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 com comportamento 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 deve apenas manter o nível regulado entre seus limites operacionais, sem risco de alcançá-los. Isso é suficiente para viabilizar, sob o aspecto da continuidade da alimentação, o bom desempenho das malhas de controle subsequentes 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 para os controladores de abertura dos britadores.

2.2 Estratégia de Controle e Implementação dos Controladores proposta

A estratégia de controle amplo da área de britagem do Complexo de Conceição é constituída por um sistema de controle lógico e seqüencial, responsável pela partida e parada adequada dos equipamentos da área, além do controle supervisão, responsável pela definição de *set-points* ótimos para as malhas que constituem o controle regulatório do processo, a partir dos balanços de massas ótimos estabelecidos para as malhas. Três malhas compõem o controle regulatório, uma malha de massa e duas malhas de nível, como pode ser visto na

Figura 5. 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 . Na segunda, 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_7 . 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 são evitados pelo controle supervisor e tratados pelo controle *watchdog*. Caso os controles supervisor 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 supervisor escolhida foi de compensação de *set-point* e cascata entre as malhas de controle da área, que podem ser vistos na Figura 5. Nessa proposta, os *set-points* das malhas são ajustados de forma a lidar com condições extremas de operação, buscando-se adequar o processo para as condições operacionais encontradas. Essa estratégia pode ser vista como uma estrutura de controle amplo, já que considera o sistema como um todo na definição e implementação dos pontos operacionais adotados.

O controle *watchdog* foi desenvolvido para lidar com situações limite que possam ocorrer durante a operação anormal da britagem. Dois algoritmos de controle lógico foram implementados neste contexto, quais sejam:

- *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 controle de massa, por possuir um modelo conhecido, foi implementada com um controlador PI (proporcional-integrador), apesar da relação expressiva entre suas constantes de tempo e tempo morto. O sinal de controle da malha de massa é enviado para todos os alimentadores, sendo que somente os alimentadores que estejam ligados respondem a essa 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 essa malha de controle.

Utilizando-se dos modelos levantados para as malhas dos alimentadores, a malha de controle 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 esses sistemas, dessa forma, não se pode utilizar métodos determinísticos de sintonia. Nesse caso, esses controladores foram sintonizados por tentativa e erro, buscando-se sintonias menos conservadoras, que assegurem apenas que os limites máximos e mínimos não sejam violados.

3 RESULTADOS

Nos testes de validação da estratégia de controle amplo proposta, inicialmente, a malha de massa foi chaveada para automático. A resposta do sistema a degraus no *set-point* está mostrada na Figura 6. A sintonia dos controladores pelo método da Síntese Direta foi utilizada neste ensaio.

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 3, apesar de alguma oscilação remanescente.

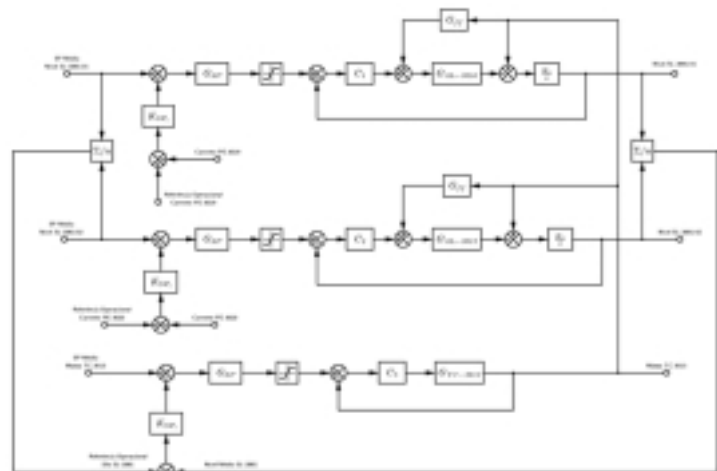


Figura 5. Estratégia de controle proposta.

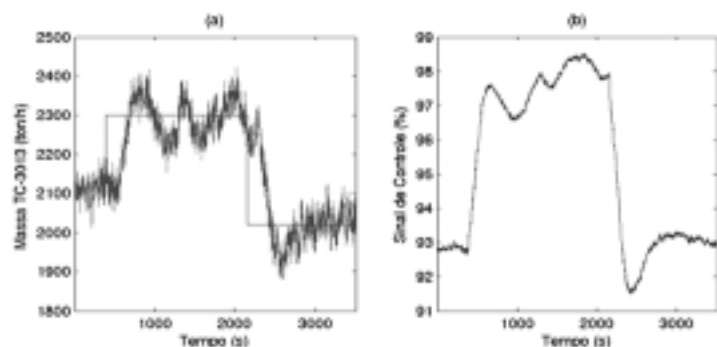


Figura 6. Ensaio com malha da correia TC-3013 em automático.

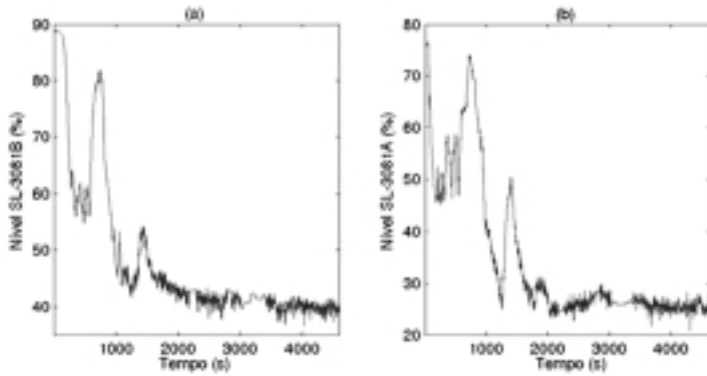


Figura 7. Estabilização das malhas de nível

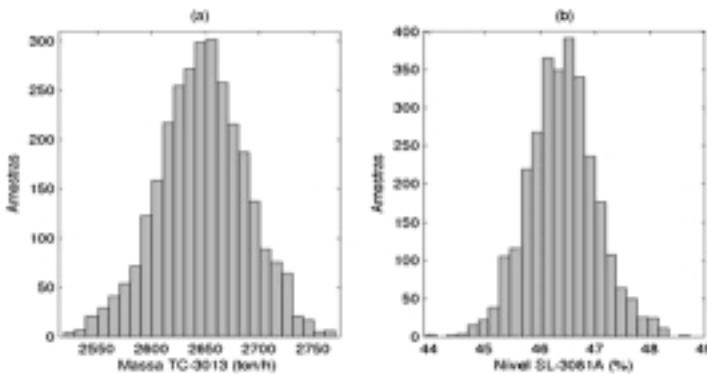


Figura 8. Histogramas de operação em automático da planta

Com a malha de massa sintonizada, habilitaram-se as malhas de nível. Inicialmente, houve dificuldades com a estabilização dessas 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 causaram a oscilação do processo. Somente com a habilitação da compensação de *set-points* e da ação de *feedforward* da estratégia proposta as malhas de massa estabilizaram. A Figura 7 mostra o momento em que as malhas de nível entraram em regime permanente.

A utilização da estratégia foi validada operando-se a planta em modo automático, durante horas, várias vezes, em algumas sem a ocorrência de nenhum desligamento de qualquer alimentador. Esse é um resultado importante deste trabalho, pois a opera-

ção manual da planta resulta em centenas de religamentos dos equipamentos a cada mês. A Figura 8 mostra os 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 de 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.

4 CONCLUSÃO

A estratégia de controle amplo desenvolvida mostrou-se 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 do processo. Verificou-se que o controlador PID é uma excelente alternativa para o controle de sistemas de britagem, desde que sejam consideradas as limitações e as características dos diversos subprocessos na estratégia de controle adotada. O resultado da modelagem das malhas de controle 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.

REFERÊNCIAS

- 1 KELLY, E. G.; SPOTTISWOOD, D. J. Plant Control. In: _____ **Introduction to Mineral Process**. [S.l.]: John Willey & Sons, 1982. cap. 24, p. 408-420.
- 2 SHINSKEY, F. G. **Process control systems: application, design, and tuning**. 3. ed. New York: McGraw-Hill, 1988. p. 526.
- 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.; HÄGGLUND, 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.l.]: 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.

Recebido em: 25/01/06

Aceito em: 17/04/06

Proveniente de: SEMINÁRIO DE AUTOMAÇÃO DE PROCESSOS, 9., 2005, Curitiba, PR. São Paulo : ABM, 2005.