

Monitoramento de desempenho e controle avançado de processo na indústria de papel e celulose

Performance monitoring and advanced process control in the pulp & paper industry

Prêmio Fibras Secundárias - concedido ao melhor trabalho sobre automação e controle: Monitoramento de desempenho e controle avançado de processos na indústria de papel e celulose (Paprican/Pointe-Claire)

Autor: Leonardo C. Kammer¹, Bruce J. Allison¹, Alain A. Roche²

Palavras-Chave: Monitoramento de desempenho; controle preditivo baseado em modelo; redução de variabilidade; manutenção de controladores

RESUMO

A utilização de ferramentas modernas e amigáveis tem se tornando cada vez mais importante em controle de processos. Tais ferramentas possibilitam que engenheiros da fábrica obtenham produtos com especificações de alta qualidade através da redução da variabilidade, ao mesmo tempo em que aumentam a produção e reduzem o consumo de energia. Este artigo descreve as características principais e questões de implementação de duas destas ferramentas: um pacote para monitoramento de malhas de controle e um controlador avançado de processos multivariáveis. Para cada uma destas ferramentas, apresenta-se um estudo de caso real com análise dos benefícios resultantes. O uso da ferramenta para monitoramento de desempenho, na manutenção preditiva, resultou na eliminação da maior parte dos problemas associados a defeitos nos circuitos de controle. O controlador avançado de processos possibilitou o aumento de produção em forno de cal, mantendo a qualidade do produto final. Neste caso é estimada economia anual da ordem de US\$120.000.

Referência:

Paprican, ¹Vancouver & ²Pointe-Claire, Canadá

ABSTRACT

Modern user-friendly tools are needed in process control, so that mill engineers are able to achieve high-quality products specifications via reduction of variability, as well as increased throughput and reduced energy consumption. This paper addresses the main features and implementation issues of two of those tools: a loop monitoring package and a multivariable advanced process controller. For each of these tools we provide a mill-based case study with analyses of the benefits obtained. The use of the loop monitoring tool for predictive maintenance has resulted in the elimination of most of the problems associated with control loop malfunctions and their lack of performance. The advanced process controller was able to increase the throughput of a lime kiln while maintaining product quality, with an estimated annual savings in the order of US\$120,000.

Keywords: Performance monitoring; model-based predictive control; variability reduction; control maintenance.

INTRODUÇÃO

A maioria das fábricas de papel e celulose tem adotado sistemas de controle por computador para o governo de uma variedade de variáveis de processo. Estes sistemas têm-se tornado contudo tão complexos, que monitoramento e manutenção converteram-se em tarefas cada vez mais exigentes para equipes progressivamente menores. Como resultado, muitos controladores não operam em condição otimizada e alguns deles até mesmo pioram a variabilidade do processo. Segundo uma inspeção, como a relatada em [1], somente 20% dos circuitos de contro-

le na indústria de papel e celulose efetivamente reduziram a variabilidade do processo. A situação parece contudo ter melhorado desde a publicação deste levantamento, e entre os principais fatores para nosso otimismo estão o desenvolvimento e a crescente aplicação de ferramentas modernas e amigáveis para monitoramento e planejamento de processos de controle.

Inspeção e manutenção de um sistema de controle envolvem três partes: o monitoramento do desempenho; o diagnóstico da disfunção, e a correção do problema. Entre as três, o monitoramento do desempenho é a tarefa que



requer o trabalho mais intensivo. Até recentemente, o monitoramento rotineiro do desempenho de malhas de controle era feito raramente numa fábrica. É fato que o diagnóstico acurado de problemas exige conhecimento abrangente do processo e para tanto a maioria das fábricas conta com engenheiros e operadores experientes para o diagnóstico de funcionamentos defeituosos. Tão logo a causa do problema seja definida, a correção será relativamente fácil, ao menos manualmente.

Um sistema de monitoração é uma ferramenta que automaticamente monitora o desempenho da malha de controle mediante a extração dos dados do processo de informações relativas ao desempenho. A maioria dos sistemas de monitoramento disponíveis no mercado também auxilia o pessoal de fábrica no diagnóstico de defeitos, assinalando causas prováveis do baixo desempenho, contudo, visto que estas ferramentas podem automatizar somente partes da tarefa de manutenção do sistema de controle, o sucesso de sua aplicação depende grandemente da eficiência de seu uso por parte das fábricas.

Além das questões relativas a manutenção, outro fator que em algumas situações pode contribuir para a variabilidade do processo é o complexo caráter interativo das variáveis do próprio processo. Nestes casos a melhor solução será a de orientar o projeto de controle como um problema multivariável, ao invés de desenhá-lo como de circuitos de entrada e saída simples – SISO. (SISO - Single-Input, Single-Output). A única metodologia avançada de controle multivariável que tenha sido de impacto importante na engenharia de controle industrial é o controle preditivo baseado em modelo – MPC. (MPC - Model-Based Predictive Control). O MPC tem sido descrito como capaz de atender a todas as demandas de sistemas de controle multivariável que tenham confinamentos. Realimentação, alimentação por antecipação (feedforward), desacoplamentos e tratamento dos limites, estão todos inseridos em um só programa. Tudo que os usuários precisam fazer é especificar um modelo e os limites, e

selecionar os parâmetros de ajuste mediante auxílio por simulação. Isto engloba muitas das decisões e manutenção do modelo associadas com a adoção das técnicas SISO de aplicação clássica no controle de processo multivariável complexo.

Praticamente todos os principais fornecedores de equipamentos de controle dispõem de seus próprios produtos para monitoramento de desempenho e de controle preditivo baseado em modelo. Ainda que estes produtos dependam da implementação de softwares, a sua comercialização é frequentemente feita na base da prestação de serviço, onde cada aplicação é debitada com um determinado valor. Para evitar custos excessivos e manter-se na linha de frente dos avanços tecnológicos, uma empresa de celulose e papel pode, como alternativa, estabelecer parceria com institutos de pesquisa e/ou universidades. Devido à ênfase em pesquisas nestas instituições, uma parceria bem sucedida requer um engenheiro de controle da fábrica comprometido com a instalação e manutenção do produto e a estratégia desenvolvida.

Neste trabalho apresentamos dois produtos Paprican referidos a controles: um sistema de monitoramento e diagnóstico de circuito, e um controlador preditivo baseado em modelo. Para cada destas ferramentas oferecemos uma visão geral de suas características, e apresentamos estudo de caso a partir de base industrial, com análises dos benefícios obtidos.

MONITORAMENTO DO DESEMPENHO

O monitoramento do desempenho de malhas de controle tornou-se uma

área de pesquisa e aplicação ativas, no campo do controle de processos, depois da publicação do trabalho de Harris sobre avaliação de desempenho [3]. A interpretação é simples e a maior parte das informações do processo requeridas é rapidamente disponível, fazendo-o muito atraente para implementação na planta. A Paprican tem ajustado esta tecnologia para aplicação na indústria de celulose e papel [4] [5], e reuniu as várias funções do monitoramento de desempenho e as questões relacionadas a diagnósticos em uma ferramenta chamada LoopMD (a tecnologia está agora licenciada à Invensys Process Systems, sob a marca registrada Loop Analyst).

Como ferramenta de informação, o LoopMD pode obter informações relativas ao desempenho da malha de controle (índices de desempenho) de grande quantidade de dados do processo. Matematicamente, pode ser visto como o mapeamento a partir de um espaço de dados de grande dimensão para um espaço de índices de desempenho significativamente menor. Este conceito é ilustrado na Figura 1.

Os dados do processo consistem de variáveis amostradas do processo, setpoints e variáveis elaboradas, enquanto que os índices de desempenho consistem de resultados originados de monitoramentos e diagnósticos. Os resultados de diagnósticos são utilizados somente quando os resultados do monitoramento estiverem a indicar um mau desempenho do controle. Os resultados de monitoramento contêm dois valores para cada malha: o índice de desempenho ou índice de Harris (HI) e o coeficiente de variação (COV). O índice de Harris de uma malha de con-

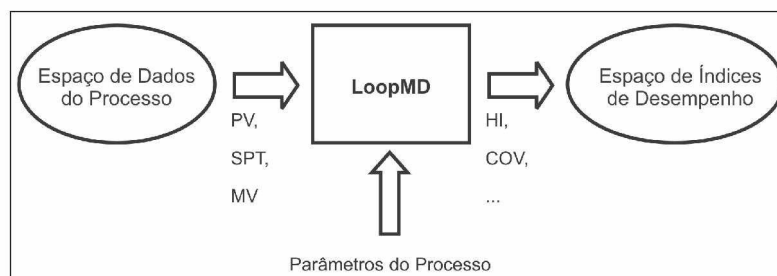


Figura 1. Uma malha de sistema de monitoramento obtém informações relevantes de um grande conjunto de dados do processo.



trole é definido como a relação entre a variância em curso da variável do processo e a variância mínima realizável. Quanto maior o índice de Harris, mais pobre será o comportamento. O coeficiente de variação é também usado como um indicador do desempenho da malha de controle. O COV é definido como a relação do desvio padrão para a média da variável de um processo. Enquanto o índice de Harris indica o potencial de melhoramento que pode ser obtido em termos de redução de variabilidade do processo mediante o acerto de desajustes de controle, o coeficiente de variação é uma indicação do prejuízo causado pelo mau controle. Estes dois valores são periodicamente computados e monitorados. Quando ambos, COV e HI, estiverem altos, o circuito em questão deve ser investigado. A evolução destes dois índices de comportamento ao longo do tempo fornece boa indicação quanto à urgência do problema, como, por exemplo, se o reparo de uma válvula é necessário imediatamente, ou se poderá esperar até a próxima parada para manutenção.

Os resultados do diagnóstico contêm indicadores que auxiliam os usuários na identificação da origem do problema. Estes indicadores são os seguintes: *Índice de Subgrupo*, *Índice de Desempenho Modificado*, *Tendência*, *Variação do Índice de Harris*, *Modo de Controle*, e *Causa Possível*. Problemas em malhas de controle são classificados nas seguintes categorias: ajuste deficiente do controlador, mau funcionamento do atuador/sensor, e interação com outras malhas de controle. Interações com outras malhas de controle são detectadas automaticamente, e malhas que interagem entre si são alocadas no mesmo *Índice de Subgrupo*. *Índices de Desempenho Modificado* são reavaliações dos índices de desempenho logo que tenha sido constatado que as malhas estavam a interagir entre si [5]. Um *Índice Modificado* grande significa que naquele circuito há um problema, independente do problema comum aos circuitos que estejam interagindo. Caso a malha exiba um pequeno *Índice Modificado*, seu mau desempenho poderá ser pos-

sivelmente causado por interações com outras malhas.

Além das interações entre malhas, o sistema também procura identificar, a partir dos dados do processo, se o problema é causado por afinação deficiente ou por dispositivos com mau funcionamento. O indicador *Causa Possível* contém o resultado desta análise. Em alguns casos, o baixo desempenho pode ser devido ao fato de a malha estar sob comando manual. Os modos de controle são detectados através da análise dos dados do processo, e o resultado é fornecido no indicador *Modo de Controle*. Outra possibilidade seria o processo estar passando por algum distúrbio por ocasião da coleta de dados. Este desarranjo pode levar a um índice de desempenho pobre e a um grande COV. Os distúrbios são detectados e a tendência do processo é informada. A *Variação do Índice de Harris*, a diferença entre as estimativas em curso e precedente do índice de Harris, também oferece informação útil para o diagnóstico. Um aumento repentino do Índice de Harris pode ser indicação de uma repentina deterioração de desempenho do controle, normalmente associada a mau funcionamento de aparelhos. Deve ser contudo enfatizado que os indicadores de diagnóstico não fornecem uma conclusão definitiva quanto à causa do problema, mas estão a oferecer valiosa assistência ao usuário.

Para a instalação do sistema, é necessário apenas um conhecimento bá-

sico dos processos subjacentes: o tempo-morto do processo e o período de amostragem dos dados do processo. Além de sua função principal, o LoopMD é também acompanhado de um conjunto de ferramentas acessórias. Com estas ferramentas os usuários poderão plotar séries de períodos, autocorrelação e o espectro de energia de determinada variável do processo. Os usuários poderão também visualizar o histórico da tendência de desempenho de uma malha e o diagrama P&I de uma parte selecionada do processo.

A estrutura do software é orientada pela concepção de que o sistema de monitoramento de um circuito de controle é ferramenta para obtenção de informações de dados do processo para as áreas de instrumentação, de operação, e para o grupo gestor da fábrica. Como mostrado na Figura 1, o programa requer acesso aos dados do processo, e deve apresentar as informações referentes ao controle de desempenho em formato que seja acessível a todos os membros relevantes do staff da planta. Em essência, há duas formas de acesso à coleta de dados: indiretamente, através do conjunto de informações do processo da fábrica tal como o sistema PI, ou com conexão direta utilizando o OPC. Quando for utilizado o sistema de informações do processo, taxa de amostragem e atribuições para compressão de dados são automaticamente e temporariamente ajustadas durante a coleta de dados. A Figura 2

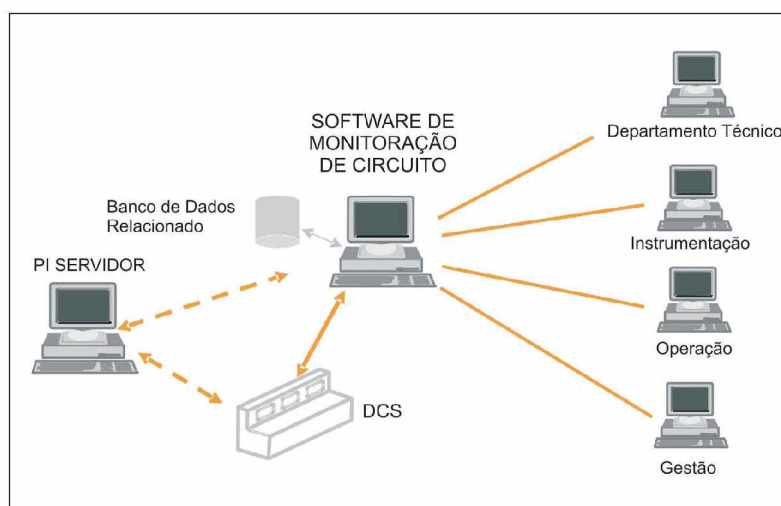


Figura 2. Implementação de um sistema típico.

mostra a implementação de um sistema típico.

ESTUDO DE CASO PARA MONITORAMENTO DE DESEMPENHO

A Paprican tem desenvolvido e transferido esta tecnologia para suas Empresas Membro ao longo dos últimos oito anos. Algumas das implementações em plantas já foram objeto de informação [5]. Três instalações podem ser consideradas como protótipos, situações em que houve forte envolvimento do staff da Paprican. Outras cinco foram implementadas nas empresas com contribuição mínima do pessoal Paprican. Em dois casos, o pessoal da fábrica reprogramou a interface do usuário e em um caso o sistema foi completamente redesenhado [6]. Além disso, há uma empresa usando o software *off-line* para quantificar o potencial de benefícios resultante de melhor controle da manutenção.

A experiência em uma variedade de fábricas tem claramente demonstrado que sistema de monitoração e diagnóstico é apenas parte de um programa de manutenção. O controle da manutenção é processo de múltiplas etapas que envolve a identificação do problema em potencial, a verificação das causas do problema, a correção do problema e, para fechar a seqüência deste procedimento de fases múltiplas, a verificação de que o problema tenha sido corretamente resolvido. É por isso importante que, para a geração de informações pertinentes ao desempenho do circuito, se disponha de ferramenta potente e confiável. Estas informações terão contudo valor apenas se postas à disposição das pessoas certas, que deverão formular as decisões do caso e tomar as ações apropriadas. A experiência comprova não ser eficaz fornecer estas informações apenas ao pessoal da instrumentação, pois o pessoal de operação é normalmente mais interessado em ter o problema rapidamente resolvido. São as pessoas que estão envolvidas no processo de controle da manutenção e é portanto essencial assegurar que o lado humano da questão esteja bem organizado.

O tipo de procedimento adotado em fábrica de papel de imprensa em Quebec, no Canadá, é uma boa demonstração dos elementos-chave necessários para uma aplicação de sucesso. Temos constatado que, com gerenciamento correto, uma ferramenta para monitoramento orientado à supervisão da rede e a diagnósticos pode ter impacto significativo na produtividade da planta.

Nesta fábrica, o LoopMD foi inicialmente implementado para o processo de pasta TMP, caldeira e planta de destintamento, e passou depois a ser estendido às três máquinas de papel, para um total monitorado de cerca de 500 circuitos. O LoopMD está instalado em servidor NT da rede de computadores da fábrica. Ele recupera automaticamente dados de um sistema de controle distribuído (DCS) uma vez por dia para as máquinas de papel, e uma vez por semana para o restante da fábrica, para então avaliar o desempenho da malha. Os resultados são passados ao banco de dados do equipamento relacionado ao LoopMD no servidor. Índice de desempenho aceitável e COV são definidos para cada circuito e armazenados no banco de dados que também contém informações detalhadas de cada circuito, tais como parâmetros de afinação, extensão do controle, ou filtração das variáveis do processo.

Atualmente, está a cargo do sistema o engenheiro que procedeu à implementação e que desenvolveu a interface para o usuário. Depois de receber uma notificação anormal do sistema, ele irá examinar o banco de dados através da interface. As informações iniciais que ele utilizará são o índice de desempenho, o coeficiente de variação, e a evolução de seus últimos 10 valores para confirmar a deterioração. Plotagem de séries de períodos, espectros de energia e autocorrelações, estão disponíveis para uma avaliação mais extensa do problema. Então, seguindo a orientação dada pelo relatório de diagnóstico, ele irá efetuar testes tentativos em circuitos e dispositivos problemáticos para a verificação do diagnóstico. Depois de realizado o diagnóstico correto, ele continuará

com o procedimento estabelecido para assegurar *follow up* apropriado.

Para cada circuito defeituoso, é enviado relatório ao superintendente da instrumentação com cópia para o superintendente do departamento de operação envolvido. O relatório identifica a malha defeituosa e expõe o diagnóstico de causa do problema, o índice de desempenho e o coeficiente de variação. Depois de o departamento de instrumentação corrigir o defeito, o relatório é retornado com a descrição da ação corretiva. O engenheiro de controle verifica então a malha novamente para verificar a real eliminação do defeito e inclui os resultados no relatório, que é redistribuído. Ao final de cada mês, ele envia relatório ao gerente da fábrica informando quantas malhas são monitoradas, quantas delas têm apresentado defeitos, quais os problemas, quantos dos problemas têm sido corrigidos e para os pendentes de conserto, por que eles não puderam ser consertados. A Figura 3 resume as três etapas principais do processo. O software é utilizado para identificar o problema e verificar que tenha sido adequadamente corrigido, mas o problema ainda consta como pendente de correção.

Todas as pessoas devidamente relacionadas têm acesso ao banco de dados a partir de seu computador pessoal, através de rede *Intranet*. Com o auxílio do sistema de monitoramento de circuitos, o engenheiro de controle precisará de cerca de duas horas semanais em média para a verificação do desempenho de cerca de 500 malhas. Monitoramento de malhas desta grandeza nunca foi realizado antes da

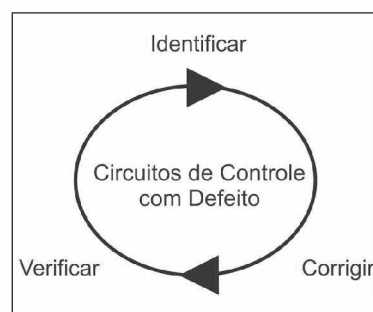


Figura 3. Fechando o circuito na monitoração do desempenho



implementação do sistema, pois que exigiria tempo excessivo.

Um ano após a instalação os problemas de afinação, ou ajuste, tinham praticamente desaparecido, e mostraram-se apenas ocasionalmente depois da substituição de uma válvula. A lenta deterioração de válvulas ao longo de muitas semanas é agora a principal causa do baixo desempenho de malhas, 70% devido a folgas e 30% devido a bloqueios internos por depósitos (*stiction*). Além disso, manutenção preditiva associada com o uso continuado do sistema têm reduzido em cerca de 70% o número de malhas defeituosas detectado mensalmente.

CONTROLE PREDITIVO BASEADO EM MODELO

Controle preditivo baseado em modelo (MPC) é termo utilizado para descrever uma ampla variedade de métodos de controle que aplicam um modelo do processo para calcular a ação de controle, com base na máxima redução de uma função de custo [7]. A principal diferença entre o algoritmo do MPC apresentado aqui e aqueles comercialmente disponíveis, é sua condição de serem implementados em sistemas de controles distribuídos (DCS) já existentes nas fábricas. Nosso próprio algoritmo MPC é baseado em controle preditivo generalizado (GPC-generalized predictive control) [8]. O MPC é suficientemente genérico, o que lhe consente atuar em processos com qualquer número de saídas controladas (outputs), entradas elaboradas (manipulated inputs) e de distúrbios medidos. Contudo, a maioria dos conceitos principais do GPC pode ser encaminhada adotando-se o caso de entrada e saída simples (SISO – Single-Input, Single-Output).

A função quadrática do custo a ser minimizado pelo SISO GPC é:

$$J = E \left\{ \alpha \sum_{i=0}^{n_1} [w(t+i) - y(t+i)]^2 + \rho \sum_{i=0}^{n_2} [\Delta u(t+i-1)]^2 \right\}, \quad (1)$$

onde w é o setpoint, y é a variável controlada (output), u é a variável elaborada (input), $\Delta = 1 - z^{-1}$ é a diferenciação de operador [z^{-1} é retardamento

de operador do turno, ou seja, $z^{-1} y(t) = y(t-1)$] e E é antecipação de operador. Em efeito, a Equação (1) minimiza os erros previsíveis (setpoint menos output) ao longo de um número de momentos futuros de amostragem (dito horizonte de output) definidos n_1 e n_2 . As variáveis independentes na minimização são n_u alterações por inputs futuros, chamados de horizonte de input. O peso dos fatores α e ρ são utilizados para ajustar a importância relativa de erros previsíveis e de alterações de controles, respectivamente. Somente a alteração do primeiro input (o em curso) é implementada, e a otimização é resolvida com nova informação no momento da amostragem seguinte.

As predições de output em (1) são feitas utilizando um modelo de processo que é representado pelo modelo de Média Móvel Integrada Auto-regressiva Controlada (CARIMA) mostrado a seguir:

$$A(z^{-1})y(t) = B(z^{-1})u(t-k) + T(z^{-1})v(t)/\Delta, \quad (2)$$

onde v é um ruído de distribuição normal (branca) independente com variância σ_v^2 ; A , B e T são polinômios de retardamento do turno de operação:

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= 1 + a_1 z^{-1} + \dots + a_{n_a} z^{-n_a} \\ B(z^{-1}) &= b_0 + b_1 z^{-1} + \dots + b_{n_b} z^{-n_b} \\ T(z^{-1}) &= 1 + t_1 z^{-1} + \dots + t_{n_t} z^{-n_t} \end{aligned} \quad (3)$$

e k é o tempo-morto.

Quando não há limitações, a Equação (1) pode ser minimizada analiticamente. Contudo, é também possível fazer a minimização sujeita a confinamentos absolutos no output,

$$y^{\min} \leq y(t+i) \leq y^{\max},$$

onde $i = n_1$ a n_2 , e os confinamentos absoluto e de taxas-de-variação no input,

$$\begin{aligned} u^{\min} &\leq u(t+i-1) \leq u^{\max} \\ \Delta u^{\min} &\leq \Delta u(t+i-1) \leq \Delta u^{\max}, \end{aligned}$$

onde $i=1$ a n_u . Pelo fato de a função custo ser quadrática, técnicas de programação quadrática (QP) seriam

as adequadas para a minimização (1) no caso geral de limitações de entradas e de saídas. Para evitar a carga computacional de uma QP, as limitações de output não são consideradas em nossa implementação, e as limitações de inputs são obtidas mediante uso do algoritmo de um passo de saturação de correção proposto em [9]. Note-se que o algoritmo de um-passo é exatamente equivalente a uma QP quando $n_u=1$.

Os parâmetros de afinação em SISO GPC são n_1 , n_2 , n_u , α , ρ . Em adição, devem ser escolhidas as limitações que consistem de mínimo, máximo, e relação de taxa-de-variação para o input. Considere a situação em que o processo pode ser representado por modelo-de-primeira-ordem mais tempo-morto, que é, muito freqüentemente, o caso das indústrias de processamento. Considerem-se agora os parâmetros de afinação $n_1=n_2=n_y$, $n_u=1$, $\alpha=1$, $\rho=0$ e $T=A$. Quando há um passo de mudança no setpoint ou ocorre um grau de distúrbio no output, este controlador irá calcular uma só ação de controle ($n_u=1$) que guiará o output de volta ao setpoint num ponto n_y de intervalos de amostragem no futuro. Ainda, o retorno ao setpoint ocorrerá no menor tempo possível quando $n_y=k$ (lembrar que k é o tempo-morto). Isto é chamado controle de *output amortecido*, que pode ser de baixa robustez, requerendo por isso excessivas ações de controle. A robustez é melhorada e a grandeza da ação de controle reduzida mediante:

$$T(z^{-1}) = A(z^{-1})T^*(z^{-1}),$$

onde $T^*(z^{-1}) = (1 - \exp(-T_s / \lambda^d) z^{-1})$. Aqui T_s é o intervalo de amostragem e λ^d é a constante de tempo da malha para um grau de distúrbio no output. Pelo fato de a escolha de T não interferir na resposta do setpoint em GPC, é necessário filtrar o setpoint,

$$w^f(t) = [\exp(-T_s / \lambda^d)] w^f(t-1) + [1 - \exp(-T_s / \lambda^d)] w(t),$$

e usar $w^f(t)$ em lugar de $w(t)$ no controlador. O projetista é livre de es-





colher λ^w diferente de λ^d , obtendo dois graus de liberdade no projeto. Quando $\lambda^w = \lambda^d$, o GPC é exatamente equivalente a um controlador Dahlin, que corresponde a um compensador para tempo-morto amplamente utilizado na indústria de celulose e papel, particularmente em sistemas de controle de máquinas de papel.

Certamente que o GPC é de alcance mais geral que o controlador Dahlin. A escolha de parâmetros diferentes de afinação pode ser necessária quando o modelo do processo é de complexidade maior que o de primeira-ordem mais tempo-morto. Pode ser necessário modificar T quando o objetivo seja de rejeitar distúrbios no input ao invés de no output. Para finalizar, o GPC é extensível a controle multivariável, e pode operar sistemas não-quadráticos.

ESTUDO DE CASO PARA CONTROLE PREDITIVO BASEADO EM MODELO

A Paprican vem desenvolvendo seu algoritmo MPC (model-based predictive control) ao longo dos últimos oito anos, com muitas aplicações de sucesso em digestores, silos de polpas de alta consistência, e fornos de cal. Esta seção apresenta uma aplicação de MPC em forno de cal em Prince George, Canadá [10]. O forno de cal é uma importante unidade de operação dos sistemas de recuperação química e caustificação da planta kraft. Idealmente, o forno deveria produzir cal de alta qualidade e suficiente para satisfazer as necessidades da operação de caustificação, e ao mesmo tempo minimizar custos e emissões ao ambiente. Um sistema de controle bem planejado pode auxiliar na obtenção destes objetivos. O potencial das reduções de custos por via de melhorias de controles é principalmente decorrente de: (i) menor necessidade de compra de cal, (ii) menor dano aos refratários, e (iii) menor consumo de combustível. Em inspeção recente [11], economias anuais entre US\$300 mil e 1,4 milhão foram atribuídas a melhor controle do forno. Conforme [12], um controle correto do forno também pode contribuir para redução de emissões ocasionais

de compostos de enxofre (TRS) durante a operação. As tendências recentes nos custos do combustível estão a renovar interesses no bom controle do forno.

No âmbito do controle, o forno de cal pode ser visto como processo multivariável de parâmetros distribuídos. As variáveis de saída (output) a controlar são a temperatura dos sólidos (lado quente) no final, e a temperatura e excesso do teor de oxigênio nos gases de combustão no lado da alimentação (frio). As variáveis elaboradas de entrada (input) são a taxa de fluxo de combustível e a velocidade do ventilador de tiragem induzida (ID) ou a posição do registro da tiragem. A taxa de alimentação de lama de cal é um distúrbio medido. Portanto, o forno é um sistema não-quadrático com dois inputs, três outputs e um distúrbio medido (Figura 4). Para qualquer característica dada de alimentação ou índice de produção, há um conjunto otimizado de condições operativas que produz a melhor qualidade da cal associada a consumo minimizado de energia. A finalidade do sistema de controle do forno de cal é de assegurar produção consistente de cal de alta qualidade mediante a manutenção destas condições de trabalho não obstante a presença de distúrbios. Isto é dificultado pelas significativas interações entre variáveis, longos tempos de retardo, não-linearidades, limitações operacionais e medições de ruídos. Contudo, como indicado acima, a expectativa dos benefícios em termo de reduções de custos é significativa.

A aplicação mais freqüente do MPC a problemas em forno de cal seria a de manter dentro do objetivo a temperatura das extremidades quente e fria, e ao mesmo tempo manter o excesso de oxigênio dentro dos limites. A desvantagem deste enfoque para o MPC é a de requerer capacidade de manipular limitações de output. Isto é habitualmente conseguido com a resolução on-line de um programa quadrático (QP), o que constituiria, porém, um pesado custo computacional. A implementação do MPC requer por isso, freqüentemente, hardware próprio.

Para superar este problema, utilizamos uma estrutura de controle em cascata que tira proveito do MPC (compensação de tempo-morto, desacoplamento, tratamento das limitações de inputs) ao mesmo tempo em que evita as complexidades computacionais de uma QP. O resultado é uma estratégia de controle de forno de cal limitada, modelo-baseada e multivariável que pode ser implementada em hardwares DCS normais, já disponíveis na maioria das fábricas. A estratégia de controle é mostrada na Figura 5; ela é exatamente equivalente à estratégia aplicada em [13], mas com os controladores PID individuais, desacoplamentos, etc. substituídos por dois MPCs em cascata. A malha interna é um MPC 2x2 que controla a temperatura da extremidade fria e o excesso de oxigênio através do fluxo de combustível e velocidade do ventilador de tiragem induzida. A malha externa é um MPC 2x1 que manipula os setpoints da temperatura da extremidade fria e do excesso de oxigênio

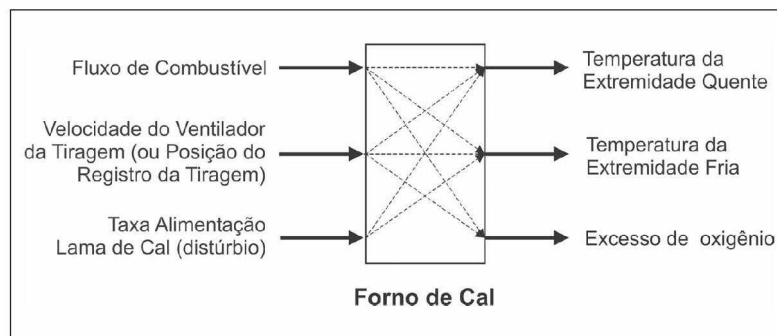


Figura 4. Diagrama de blocos de forno de cal com indicação de entradas, distúrbios e saídas. Linhas tracejadas representam interações entre variáveis.



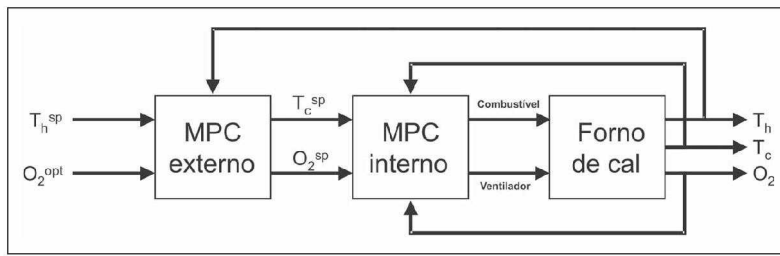


Figura 5. Diagrama de blocos de estrutura de controle por MPCs em cascata

nio para o controle da temperatura da extremidade quente e ao mesmo tempo otimizando (limitação de faixa) o excesso de oxigênio no longo prazo. De fato, ambos os setpoints da temperatura da extremidade fria e do excesso de oxigênio são imediatamente manipulados quando há mudança no setpoint ou distúrbio na temperatura da extremidade quente. Por fim, o setpoint do oxigênio é retornado a seu valor-objetivo (O_2^{opt}) quando as alterações no setpoint da temperatura da extremidade fria comecem a ter efeito. De notar que a medição da taxa de alimentação da lama de cal não é utilizada como sinal de antecipação porque o efeito das alterações nas taxas de alimentação é visto quase que imediatamente na temperatura da extremidade fria.

Os inputs da malha interna são a taxa de fluxo de combustível em m^3/h definida como F , e a velocidade do ventilador de tiragem em rpm definida como S . Os outputs são a temperatura da extremidade fria em $^{\circ}C$ definida como T_c , e o excesso de oxigênio em % definido como O_2 . Foi configurado um modelo preliminar da malha interna a partir de teste com dados de confronto (*bump test*) fazendo uso de métodos de identificação de malhas padrão abertas. O intervalo básico de amostragem foi de dez segundos, mas os dados foram filtrados e reamostrados em intervalo de um minuto previamente à identificação. O modelo preliminar foi então refinado mediante vários experimentos de circuito fechado. Depois da conversão para tempo corrido, o modelo final de desvio de variáveis foi:

$$\begin{bmatrix} T_c(s) \\ O_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.19}{140s+1} & \frac{0.21}{10s-1} \\ \frac{-0.013}{6.18s+1} & \frac{0.026}{3.53s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F(s) \\ S(s) \end{bmatrix} \quad (4)$$

Note-se que embora as funções individuais de transferência sejam simples sistemas de primeira-ordem, existe ampla extensão de comportamento dinâmico, indo desde constantes de tempo de alguns minutos até algumas horas. O modelo [4] foi utilizado para implementar o controlador da malha interna.

Os parâmetros de afinação para a malha interna foram selecionados conforme o método exposto na seção precedente, e são mostrados na tabela I. Assim, a função quadrática de custo para a malha interna é:

$$J_c = E \left[[T_c^{sp}(t) - T_c(t+50)]^2 + 1000 [O_2^{sp}(t) - O_2(t+5)]^2 \right] \quad (5)$$

Aqui escolhemos $n_u=1$ para cada entrada e $n_1=n_2=n_y$ para as saídas. Quando $\rho=0$, os termos na alteração do controle caem completamente, e α não terá efeito a não ser na saturação. Os valores de α mostrados na tabela põem mais ênfase no controle do excesso de oxigênio do que no controle da temperatura da extremidade fria no caso de saturação de ambos, o fluxo de combustível ou a velocidade do ventilador. A afinação da resposta não limitada da malha-fechada foi obtida pelo ajuste de n_y e λ . As limitações absolutas de input para a malha interna foram determinadas pelo pessoal de operação, e foram fixadas em $u^{min}=0$ e $u^{max}=2100 m^3/h$ para o fluxo de combustível e $u^{min}=0$ e $u^{max}=1100 rpm$ para a velocidade do ventilador. Além disso, foram aplicados limites taxa-de-variação (ver Tabela I) para delimitar a grandeza de qual-

Output	n_y	α	λ^d (min)	λ^w (min)	Input	ρ	$\nabla u^{min}, \nabla u^{max}$
T_c	50	1	15	15	F	0	-15,15
O_2	5	1000	10	10	S	0	-7,5,7,5

Tabela 1 - Parâmetros de afinação para malha-interna - GPC

quer alteração individual de controle. Isto é particularmente útil durante períodos com distúrbios.

Quanto à malha externa, os inputs são o setpoint da temperatura da extremidade fria definida como T_c^{sp} e o setpoint do excesso de oxigênio definido como O_2^{sp} . O output é a temperatura da extremidade quente em $^{\circ}C$ definida como T_h . Foi seguido procedimento semelhante ao anterior de caracterizar um modelo preliminar baseado em testes de confronto (*bump test*) a partir de dados de malha aberta (ou seja, malha interna fechada, malha externa aberta) seguido de experimentos com malha fechada para o melhoramento do modelo. Isto resultou em modelo com 35 minutos de tempo-morto na resposta a alterações de O_2^{sp} , o que representa problema para a implementação pois que seria necessário um grande número de ações de correção passadas para a compensação do tempo-morto.

Uma maneira de tratar este problema foi de aumentar o intervalo de controle para a malha externa. Contudo, esta iniciativa foi considerada inconveniente devido ao potencial impacto negativo no controle da temperatura da extremidade quente. Em vista disso, foi usada uma aproximação Padé para o tempo-morto para chegar ao seguinte modelo-de-ordem-reduzida:

$$T_h(s) = \begin{bmatrix} \frac{3.0(60s+1)}{(60s-1)^2} & \frac{50(-17.5s+1)}{(40s+1)(17.5s+1)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} T_c^{sp}(s) \\ O_2^{sp}(s) \end{bmatrix} \quad (6)$$

Este modelo exibe uma resposta a um intervalo do setpoint da temperatura da extremidade fria que tende inicialmente para o sentido errado. A explicação para isso é que o fluxo de combustível e a velocidade do ventilador precisam crescer juntos para que a temperatura da extremidade fria aumente e o excesso de oxigênio se mantenha constante. De início, a maior velocidade do ventilador resfria a extremidade quente.



A seguir, o aumento em combustível faz com que a extremidade quente aqueça. Portanto, o falso sentido da resposta é simplesmente devido aos diferentes efeitos dinâmicos do fluxo de combustível e velocidade do ventilador sobre a temperatura da extremidade quente. Para a implementação do controlador da malha externa foi utilizado o modelo (6).

Os parâmetros de afinação para a malha externa são mostrados na Tabela II, a e função quadrática de custo para a malha externa é:

$$J_0 = E \left\{ \left[\frac{T_h^*(t) - T_h(t+180)}{+1.75} \right]^2 + 400 \left[\frac{\Delta T_h^*(t)}{T_h^*(t)} \right]^2 \right\} \quad (7)$$

Novamente escolhemos $n_u=1$ para cada input e $n_y=n_2=n_v$ para output. Considerado que há somente um output, α passa a um. E mais, considerado que há mais inputs do que outputs, um dos inputs precisa ser confinado a um valor constante pela modificação da função de custo. O excesso de oxigênio (último termo da Equação 7) foi o escolhido pelas razões citadas anteriormente, e foi confinado para nunca se afastar significativamente do setpoint de otimização O_2^{opt} durante a operação normal. O fator peso para excesso de oxigênio foi contido escolhido de modo a que o controlador possua condição de ação integral no caso de saturação da temperatura na extremidade fria, quer dizer, existirá compensação entre O_2 e O_2^{opt} somente se necessário manter a temperatura da extremidade quente no setpoint quando o setpoint da temperatura da extremidade fria saturar. O fator-peso da temperatura da extremidade fria determina a rapidez com que o oxigênio é mantido na faixa determinada. As limitações absolutas para a malha externa foram fixadas em $u^{min}=1\%$ e $u^{max}=5\%$ para o excesso de oxigênio e $u^{max}=350^\circ\text{C}$ para a temperatura da extremidade fria. O limite

Output	n_y	α	λ^d (min)	λ^w (min)	Input	ρ	$\nabla u^{min}, \nabla u^{max}$
T_h	180	1	3	3	T^{sp}	400	-5,5
				60	O_2^{sp}	1,75	-0,1,0,1

Tabela 2 - Parâmetros de afinação para malha-externa - GPC

Variável	Manual	PID	GPC
Alimentação de CaCO3 (t/dia s.a.)	410	480	460
Reciclagem (% da alimentação)	37	19	14
Produção CaO 90% (t/dia)	130	196	199
Temperatura extrem. quente (°C)	1.037	980	965
Temperatura extrem. fria (°C)	357	335	305
Consumo combustível (m³/h)	1,925	2,000	1,850
Energia (GJ/t CaO 90%)	13,8	9,5	8,6
Economias relativas (000 US\$/ano)	0	630	770

Tabela 3 - condições típicas em operação de pico

inferior da temperatura da extremidade fria passou por modificações em função do índice de produção. A experiência operacional mostrou que temperatura dependente de um certo mínimo de produção era necessária para a obtenção da secagem adequada da lama de cal antes desta alcançar a seção de correntes do forno. Assim como no caso da malha interna, foram utilizadas limitações de taxas-de-variação (ver Tabela II) para limitar a grandeza de cada alteração individual. De lembrar que as variáveis elaboradas para a malha externa são os setpoints da temperatura da extremidade fria e do excesso de oxigênio, de modo que os limites acima se aplicam somente aos setpoints, e não devem ser interpretados como limitações de output.

A Figura 6 mostra 60 horas, ou 2,5 dias, de operação com a estratégia GPC em cascata e forno de cal submetido a grandes variações de produção. Excluído um distúrbio coincidente com grande e súbita redução de produção no ponto correspondente a 10 horas, mais tarde constatado ter sido causado por problema mecânico no registro do venturi do lavador, a temperatura da extremidade quente resulta muito bem controlada a despeito das mudanças no regime de produção. O desvio da temperatura da extremidade quente (intervalo 2α) é

de 32°C ao longo de todo o período de 60 horas, e de somente 21°C durante a segunda metade do período, quando o ritmo de produção não foi tão variado. De notar que a temperatura da extremidade fria está quase sempre a cavalo da linha do limite inferior (que é determinado pelo regime de produção). Isto porque o excesso de oxigênio está acima do valor objetivo de otimização de 1%. Para possibilitar redução do excesso de oxigênio, a temperatura da extremidade fria deve diminuir, mas então a lama poderia não secar suficientemente indo obstruir a seção de correntes. Se não houvesse limitação inferior na temperatura da extremidade fria, o excesso de oxigênio alcançaria por fim o objetivo de otimização, e então o oxigênio se converteria na variável confinada. Este é um exemplo de como o processo deve algumas vezes ser operado contra limitações para produzir economicamente. Claro está que parte do sucesso da malha externa em prover um estreito controle da temperatura da extremidade quente e minimização de consumo de energia se deve à malha interna, que efetua controle firme sobre a temperatura da extremidade fria e o excesso de oxigênio por meio da manipulação coordenada do fluxo de combustível e da velocidade do ventilador da tiragem.

A Tabela III compara variadas estratégias de controle implementadas neste forno de cal desde o início da década de '80. Em todos os casos, os valores constantes da tabela são médi-



as coletadas ao longo de períodos de 48 horas, representativos de condições típicas de operação do forno em regime de produção máxima e CaCO_3 residual constante. O forno operou sob controle manual até 1993, quando a estratégia debatida em [13] (à qual nos referiremos doravante simplesmente como PID) foi implementada. Esta

mudança trouxe benefícios notáveis, inclusive grande aumento em produção de cal e redução das temperaturas de operação e consumo de energia.

Estas melhorias serviram para diminuir a necessidade de complementação de químicos e para aumento da produção de celulose. Contudo, para facilitar comparações, temos expres-

sados os benefícios em termos de economia potencial em custo de combustível a produção constante que, no caso do PID, ultrapassou os US\$600 mil por ano (ver Tabela III). A estratégia GPC em cascata teve comissionamento em Março 2000, e estima-se tenha conseguido leve aumento em produção (3 t/dia ou 1,5%) de cal e ulterior diminuição em temperaturas de operação e consumo de energia, resultando uma economia adicional em custo de combustível de US\$140 mil por ano. Vale notar que o aumento de produção de cal deveu-se à substancial redução de pó, de 19% da alimentação (ou 91 t/dia) para 14% (ou 64 t/dia), e obtida não obstante a redução da taxa de alimentação de lama.

A tabela IV apresenta uma avaliação dos benefícios do GPC em cascata durante o primeiro ano de operação, quando o PID foi utilizado como comparativo (*benchmark*). Durante o ano com GPC, o forno pôde suportar produção 2,1% maior do digestor, e ao mesmo tempo dispensar a anterior necessidade de compras de cal viva e álcali equivalentes a aproximadamente 11 dias de produção do digestor. Isto representa, no global, um aumento calculado de produção de cal de 5,1%. Nos dois períodos, o consumo total de combustível manteve-se praticamente o mesmo. Assim, como resultado de controle melhor, o forno foi capaz de aceitar 5,1% mais de carga da caustificação sem aumento no consumo de combustível. Se a produção do forno não tivesse aumentado, a demanda de combustível teria tido redução de algo como 5%. A economia neta anual em químicos de reposição (*make up*) foi estimada em cerca de US\$123 mil. Outros benefícios resultantes da redução de químicos de *make up* são que a adição de cal viva é causa de deterioração na planta de caus-

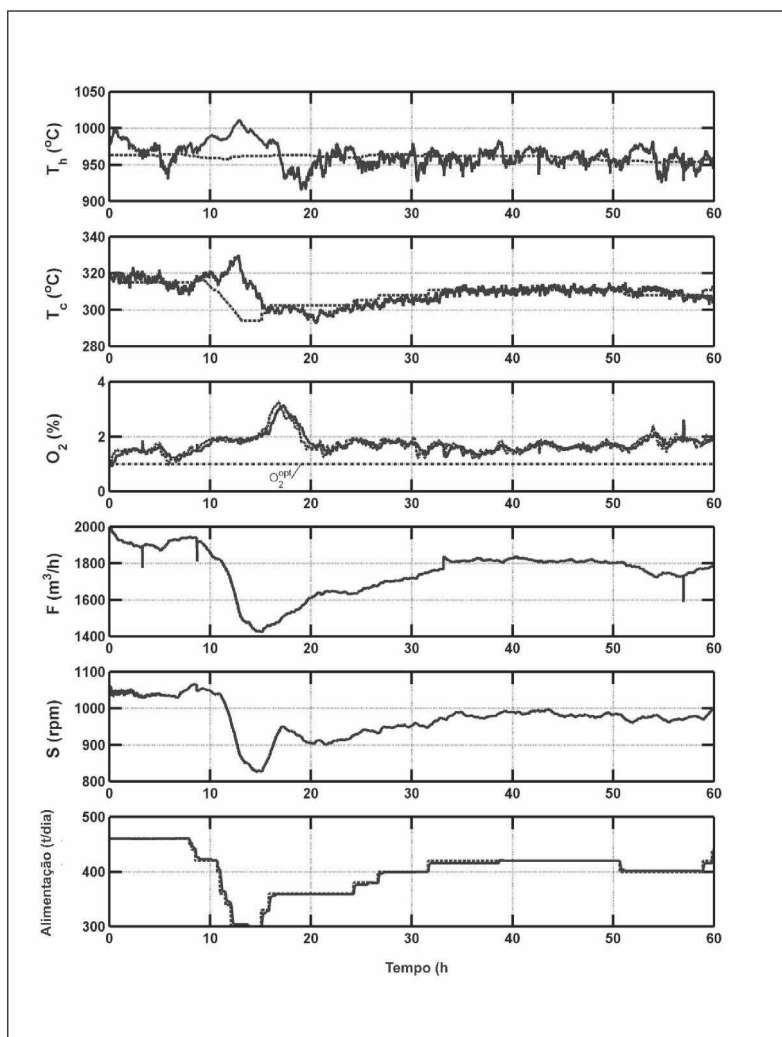


Figura 6. Controle GPC em cascata do forno de cal sob variadas condições de operação. A linha sólida representa a variável de processo, linha tracejada representa o setpoint, linha pontilhada no 3º gráfico é O_2^{opt} . A temperatura T_c e oxigênio O_2 estão operando próximo ou em seus limites inferiores, minimizando consumo de energia em regime de alta produção.

Estratégia de Controle	Consumo de combustível ($\text{m}^3/\text{t.s.a. polpa}$)	Adição cal viva (kg/t.s.a. polpa)	Adição álcali (kg/t s.a. polpa)	Economia neta (000 US\$/ano)	Aumento produção de CaO a 90% (%)
PID	51,9	7,57	2,41	Referência	Referência
GPC	52,2	3,24	1,00	123	5,1

Tabela 4 - avaliação econômica de um ano de operação com controle GPC

Pontes Rolantes



Pontes e Pórticos Rolantes padronizados, de aplicação universal, desenvolvidos a partir de décadas de experiência acumulada na aplicação e fabricação de equipamentos de elevação e baseados na alta qualidade e confiabilidade dos componentes DEMAG de fabricação seriada. Nossa linha padronizada de pontes e pórticos rolantes abrange soluções com relação custo x benefício otimizada para cada projeto e conta também com a maior e mais especializada equipe de assistência técnica em todo o país.

Pontes Rolantes de Processo para aplicações especiais com projetos específicos e tecnologia internacional comprovada através de inúmeras instalações já executadas.

O desenvolvimento da melhor solução para cada aplicação garante a alta performance do equipamento, custos de instalação e manutenção adequados além da altíssima confiabilidade.

Conheça outros produtos DEMAG



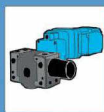
Demag Service



Sistemas de Alimentação e Comando



Controle Remoto e Botões



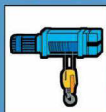
Mecanismos de Translação



Sistema KBK



Guindastes Giratórios



Talhas Elétricas de Cabo de Aço



Talhas Elétricas de Corrente

Demag Cranes & Components Ltda.
Fone (11) 4615-7800
Fax: (11) 4616-1371 - 4616-9760
demagcranes@demagcranes.com.br
www.demagcranes.com.br

tificação e que o make up de álcali dificulta a manutenção do percentual de sulfidez do licor branco. Não tentamos valorar estes benefícios em moeda. É de notar que este forno produz em regime 1,5 vez acima da capacidade de seu projeto original. Não obstante os controles PID instalados em 1993 fossem bem sucedidos e representado um grande desgargalamento do equipamento, o GPC nos permitiu melhorar mais esta operação, na ordem de 5%. Como todas as alterações associadas à mudança de PID para GPC relacionaram-se a softwares, e implementadas em hardwares já disponíveis na fábrica, não houve necessidade de investimentos de capital.

Outro benefício do GPC é o de ter provado ser ele de aplicação e manutenção mais fáceis. O fato de a estratégia de controle PID compor-se de uma variedade separada de componentes (controladores de retroalimentação, desacopladores, esquemas anti-windup, etc.), acabaram por fazer-la de manutenção um tanto trabalhosa.

CONCLUSÃO

Não obstante todos os benefícios que podem ser oferecidos por monitoramento de desempenho e controle preditivo baseado em modelo, suas aplicações na indústria de celulose e papel ainda são limitadas. Prevemos um futuro em que ferramentas MPC e de monitoramento do desempenho terão ampla utilização no setor de celulose e papel. Então, estas ferramentas serão parte integrante de qualquer sistema de controle distribuído, assim como os controladores PID comuns são usados atualmente. Embora aplicações bem sucedidas destas tecnologias ainda dependam de um certo grau de perícia humana, está sendo posto muito empenho no desenvolvimento de interfaces amigáveis ao usuário e de mecanismos simplificados que retirem parte importante da complexidade das ferramentas de controle de processo modernas.

REFERÊNCIAS

1. W.J. Bialkowski, Dreams vs. reality: A view from both sides of the gap,

In *Control Systems '92*, p. 283–295, Whistler, Canada, Sept 29–Oct 1, 1992.

2. J.M. Maciejowski, *Predictive Control with Constraints*, Prentice-Hall, Harlow, U.K., 2001.

3. T.J. Harris, Assessment of control loop performance, *Can. J. Chem. Eng.* 67, 856–861, 1989.

4. M. Perrier and A.A. Roche, Towards a mill-wide evaluation of control loop performance, In *Control Systems '92*, p. 205–211, Whistler, Canada, Sept 29–Oct 1, 1992.

5. J.G. Owen, D. Read, H. Blekkenhorst, and A.A. Roche, A mill prototype for automatic monitoring of control loop performance, In *Control Systems '96*, p. 171–178, Halifax, Canada, Apr 30–May 2, 1996.

6. S. Ogawa, A data analysis and graphical presentation system for control loop performance assessment, In *Proceedings of 1988 Tappi PCE&I Conference*, Vancouver, Canada, Mar 1998.

7. E.F. Camacho and C. Bordons, *Model Predictive Control*, Springer-Verlag, London, U.K., 1998.

8. D.W. Clarke, C. Mohtadi, and P.S. Tuffs, Generalized predictive control. *Automatica*, 23(2), 137–160, 1987.

9. N.L. Segall, J.F. MacGregor, and J.D. Wright, One-step optimal saturation correction. *Automatica*, 27(1), 135–139, 1991.

10. B.J. Allison and J. Ball, Cascaded model predictive control of a rotary lime kiln. *Pulp & Paper Canada*, 2003, to appear.

11. A.A. Roche, J.S. Jack, and M. Savoie, Successful application of process control and on-line pulp quality sensors — A survey. *Pulp & Paper Canada*, 98(12), T440–444, Dec 1997.

12. M. Järvensuvu, J. Kivivasara, and K. Saari, A field survey of TRS emissions from a lime kiln. *Pulp & Paper Canada*, 100(11), T347–350, Nov 1999.

13. J.A. McIlwain, Kiln control. *Pulp & Paper Canada*, 93(11), T307–310, Nov 1992.