

Controle de processos na indústria nacional de celulose e papel

MFN -0512

N CHAMADA:

TITULO: Controle de processos na indústria nacional de celulose e papel

AUTOR(ES): PARK, S.W.NEVES, J.M.PINTO, J.M.LIMA, A.F.

EDICAO:

IDIOMA: português

ASSUNTO: 09.2. instrumentação / controle de processo

TIPO: Congresso

EVENTO: Congresso Anual da ABCP, 20

PROMOTOR: ABTCP

CIDADE: São Paulo

DATA: 16-20.11.1987

IMPRESSÃO: São Paulo, 1987, ABTCP

PAG/VOLUME: p.377-406,

FONTE: Congresso Anual da ABCP, 20, 1987, São Paulo, p.377-406

AUTOR ENTIDADE:

DESCRIPTOR: história

RESUMO: As estratégias modernas de controle de processos na indústria de celulose e papel são hoje uma realidade nas indústrias estrangeiras e têm provado serem benéficas quando implantadas de forma planejada e criteriosa. O presente trabalho apresenta um painel de aplicações correntes destas estratégias no setor. São ainda discutidas as necessidades e problemas do controle de processos para o setor nacional de celulose e papel

CONTROLE DE PROCESSOS
NA INDÚSTRIA NACIONAL DE CELULOSE E PAPEL

Autores : Song Won Park (*)
 José Mangolini Neves (*,**)
 José Maurício Pinto (*)
 Alberto Ferreira Lima (*)
 (*) IPT/CTCP - Centro Técnico em Celulose e Papel
 (**) Escola Politécnica da USP

RESUMO :

As estratégias modernas de controle de processos na indústria de celulose e papel são hoje uma realidade nas indústrias estrangeiras e têm provado serem benéficas quando implantadas de forma planejada e criteriosa.

O presente trabalho apresenta um painel de aplicações correntes destas estratégias no Setor. São ainda discutidas as necessidades e problemas do controle de processos para o setor nacional de celulose e papel.

I. INTRODUÇÃO.

Os tempos atuais de altos custos de energia e de matérias-primas, com o mercado caracterizado pela extrema competição, aliados ao revolucionário progresso em microeletrônica, fazem das aplicações do controle moderno uma das ferramentas mais eficazes para o aumento da rentabilidade e da qualidade da produção industrial.

Mundialmente, desde as primeiras tentativas em 1955 até hoje, as aplicações de controle de processos por computador, em grande número na Siderurgia, Petroquímica, e Celulose e Papel, ocorreram nas seguintes fases (1) :

A primeira fase em geral consistiu de identificação e avaliação de principais oportunidades de aplicação, em trabalho conjunto de fábricas petroquímicas e pequenos fabricantes de computadores.

"Trabalho apresentado no XX Congresso Anual de Celulose e Papel da ABCP, realizado em São Paulo - SP - Brasil, de 16 a 20 de Novembro de 1987".

Na segunda fase, os fabricantes de computadores desenvolveram sistemas industriais adaptando as aplicações ao hardware disponível da época. Houve grandes esforços de vendas com extensas exposições nas indústrias de celulose e papel, por exemplo. Nesta década de 1960, as notícias das falhas de controle efetivo criaram barreiras psicológicas às aplicações e desenvolvimentos posteriores.

Convém listar os fatores do insucesso da época, por serem importantes lições :

- baixa confiabilidade e disponibilidade dos sistemas
- falta de modelos matemáticos (conhecimento inadequado do comportamento da planta)
- falta de instrumentação e interfaces adequados
- falta de capacitação de recursos humanos da planta
- subestimativa das dificuldades e dos recursos necessários
- ineficiência de software operacional
- não envolvimento direto da gerência superior e/ou dos grupos de operação da planta (falta de plano diretor)

Na terceira fase, algumas grandes fábricas petroquímicas começaram a adaptar o computador orientado às necessidades do processo, inclusive com softwares mais realísticos. Porém ainda era a tentativa de aplicações de grandes sistemas. Em torno de 1970 houve provavelmente as primeiras implantações brasileiras de controle direto (centralizado) por computador, posteriormente abandonadas acompanhando a tendência internacional.

Na quarta fase, os grandes fabricantes de instrumentação analógica introduziram sistemas integrados de hardware e software, com interfaces mais adequadas às instrumentações analógicas e com algum tipo de redundância para prevenir falhas. A fase era ainda de controle centralizado num grande computador mestre que modificava os "set-points" locais.

Na quinta fase, a partir de 1975, surgiu o controle por computadores dedicados, distribuídos em áreas locais dos processos. No Brasil a partir de 1985 tornou-se disponível este sistema com o nome de SDCD (sistemas digitais de controle distribuído). Estes sistemas com alta confiabilidade são distribuídos em relação ao hardware, software e aplicação ao processo. Usualmente o critério predominantemente orientado ao processo é escolhido para evitar as limitações de obsolescência.

Na figura 1a tem-se o controle convencional totalmente paralelo, com esquemas individuais paralelos. As desvantagens deste sistema são o aumento constante dos custos de dispositivos, fiações, planejamento, montagem, comissionamento e manutenção; as potenciais funções de controle muito limitadas (quase exclusivamente PI e PID); massa excessiva de dispositivos na sala de controle com aparente porém, não real clareza do sistema; e pobre visualização da dinâmica do processo. Em oposição, na figura 1b tem-se o controle totalmente centralizado, com todas as funções executadas num único equipamento,

usualmente em tempo compartilhado. As suas principais desvantagens são o software e o hardware altamente complexos; redundância obtida através de alto custo e complexidade; necessidade de manter grupo de pessoas especializadas apenas para programação, comissionamento, operação e manutenção deste equipamento. O sistema distribuído moderno da figura 1c é um intermediário entre os dois conceitos anteriores, minimizando as desvantagens. No Brasil as aplicações se concentram no nível 0 e 1, porém já vêm ocorrendo aquisições de minicomputadores para otimizações e para estrutura hierárquica de controle.

Paralelamente houve desenvolvimento de sensores e instrumentos digitais. O impacto do baixo custo e desenvolvimento tecnológico da microeletrônica é notável. Surgiram também novos grupos de firmas de serviços voltados às aplicações, difundindo mais as implantações de computadores nos processos.

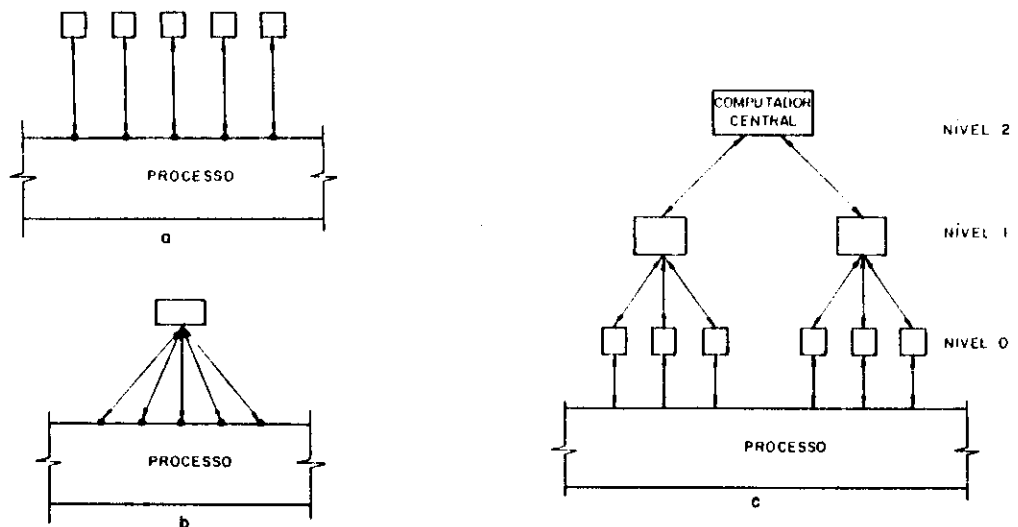


FIGURA 1. (a) Controle totalmente paralelo. (b) Controle totalmente centralizado. (c) Controle distribuído, em nível 0 e 1, com a estrutura hierárquica em nível 2.

Estes sistemas, juntamente com os "pacotes" para controle, tiveram sucesso devido a (4) :

- desenvolvimento através da cooperação entre especialistas em computadores e engenheiros de aplicação das plantas, para problemas claramente definidos
- existência da instrumentação e modelos dos processos (embora ainda não suficientes)
- computadores utilizados eram confiáveis e capazes de resolver pequenos problemas
- resultado econômico claramente verificável num prazo razoável
- principais problemas de interface homem-máquina notados e resolvidos com a tecnologia então disponível (porém ainda suscetível a grandes melhorias)

Por outro lado, é necessário que o engenheiro da planta industrial conheça todas as potencialidades e limitações

destes sistemas, em relação às aplicações em controle de processos. A aquisição contínua de sistemas apenas em regime de "turn-key" limita o desenvolvimento posterior do controle de processos na planta pois inibe dois aspectos fundamentais a este desenvolvimento e que são diretamente ligados aos engenheiros de aplicação (3,4) :

- o engenheiro de aplicação deve entender o funcionamento e a base teórica do controle moderno para corrigir as falhas e para os futuros desenvolvimentos
- a melhor utilização das potencialidades do controle moderno requer maior integração entre o projeto da planta industrial, o projeto do controle e a operação do processo

No Brasil, similarmente aos Estados Unidos, o setor de Celulose e Papel responde por mais de 10 % do mercado de equipamentos de controle, e no início dos anos 80 este setor, juntamente com o de Siderurgia, era um dos mais expressivos em número de computadores dedicados. Ambos os setores consideram a modernização através de controle de processos como estratégico para fazer frente à competição no mercado de exportação. Entretanto é interessante notar que o setor siderúrgico, devido a preocupação com a capacitação humana, desenvolvimento interno à fábrica e transferência efetiva de tecnologia, ainda insuficientes porém relativamente maiores do que no setor de celulose e papel, está obtendo um grau maior de informatização e automação por computador.

Na quinta fase os fabricantes de equipamentos dirigiram notadamente os esforços para vencer as barreiras psicológicas das experiências da década de 60, transplantando cuidadosamente os esquemas analógicos em esquemas virtuais dos sistemas digitais e enfocando as vantagens destes sistemas digitais sob o ponto de vista de hardware. Nesta fase a atenção estava voltada ao "fechamento da malha digital", isto é, o controle da operação unitária do processo utilizando computadores.

A fase atual concentra-se em sistemas e algoritmos de controle, ou seja, a ênfase está na performance do controle. Desenvolvimento de novos modos de controle irão definir as necessidades de novos equipamentos. A tabela I ilustra a evolução histórica de controle.

De ponto de vista de aplicação, a utilização de controle moderno computadorizado necessita das seguintes capacitações: conhecimento quantitativo do comportamento dinâmico e estático da planta, conhecimento dos distúrbios na planta, teoria de controle moderno e estimação, processamento de informações, engenharia de sistemas, e tecnologia e arquitetura de computadores.

Os benefícios que podem ser esperados do controle por computador são (4) :

- economia em matérias-primas, insumos químicos e energia
- maior capacidade de produção
- diminuição de perdas
- outros

TABELA 1. TENDÊNCIA HISTÓRICA NO CONTROLE DE PROCESSOS (5)

ÉPOCA	CURRÍCULO NA FORMAÇÃO		PESQUISA		PRÁTICA INDUSTRIAL	
	GRADUAÇÃO	PÓS-GRADUAÇÃO	TÓPICOS	FORMAÇÃO DO PRATICANTE	TÓPICOS	FORMAÇÃO DO PRATICANTE
1940	Medições Hardware do controlador Controle PID* Sistemas lineares Ajuste de controladores Controle em cascata Controle de razão	Análise de SISO* não-linear	Medições Hardware de controlador Sistema SISO não-linear Identificação do processo (SISO) Ajuste de controlador Computação analógica	Instrumentação Engenharia elétrica	Medições Hardware de controlador Ajuste de controlador Controle em cascata Controle de razão	Instrumentação Engenharia elétrica Engenharia de Processos
1950	Resposta a frequência e a degrau para identificação Domínio de transformadas Estabilidade Computação analógica	Computação analógica Controle antecipatório Teste em pulso	Estabilidade Controle antecipatório Computação digital Controle de processo computadorizado		Controle antecipatório	
1960	Análise SISO não-linear Teste em pulso	Simulação digital Controle adaptativo Controle ótimo Estimação de estado Sistema multivariável	Controle adaptativo Controle ótimo Sistema multivariável Estimação de estado Sistema de parâmetros distribuídos Projeto assistido por computador	Matemática aplicada Aplicação de controlador Engenharia de processos	Controle digital computadorizado Instalação de controle multivariável	Controle de Processos Engenharia de Processos
1970	Controle antecipatório Simulação digital Controle computadorizado de processos Sistema multivariável	Sistema de parâmetros distribuídos Controle computadorizado de processos Aplicações de controle avançado	Aplicações de controle avançado Controle distribuído por computador Interação em sistemas de larga-escala Aplicações de projeto de controle	Dinâmica de processos Teoria de controle Computação em tempo real	Aplicações de controle avançado Controle distribuído por computador	Controle de Processos Engenharia de Processos
1980		Controle distribuído por computador	Gerenciamento de energia Fatores humanos Robustez, confiabilidade		Fatores humanos Gerenciamento de energia	

* Nota: SISO - "Single Input-single output" (malha simples de controle)

PID - Proporcional Integral derivativo

Sob a abordagem de controle, estes benefícios podem ser vistos como (4) :

- Melhorias no controle convencional : melhor ajuste do controlador, registro de alarmes, desvios, e troca de operador, controle de exceção
- Sistema melhorado de controle : cascata, razão, viés, mistura, batelada, inferencial, antecipatório, de tempo morto, multivariável
- Controle avançado : não linear, de ganho pré-programado, adaptativo, ótimo, controle através de amostragem, otimização direta
- Controle supervisorio : situações de emergência, partida ou queda de operação, sequenciamento lógico, sequenciamento programado, programação de ciclo de batelada, avaliação de desempenho
- Comunicação de dados : entrada e "display" de dados, relatório de operação, relatórios especiais, comunicação com sistemas de nível superior

Atualmente, todos os aspectos do processamento de informação (desde que os dados sejam acessíveis), controle de processos, otimização em linha, controle de operação, funções de planejamento de produção em tempo real podem ser realizados pelo sistema de controle computadorizado. Este sistema integrado de controle é o objetivo final. Os problemas de realização e implementação de um sistema de controle totalmente integrado mostram-se formidáveis devido à complexidade de processos de produção, dinâmica de interação entre as unidades, restrições operacionais da planta a serem obedecidas, decisões de múltiplos objetivos sob incerteza, interação homem-máquina e outros. Daí decorre que a principal lição apreendida da história da evolução do controle de processos é que a implantação de automação industrial moderna deve ter um forte enfoque de engenharia de sistemas, sendo esta a base do controle hierárquico por sistemas distribuídos.

II. PRINCIPAIS CONTROLES NÃO CONVENCIONAIS.

Muitos processos industriais possuem constantes de tempo elevadas, são estáveis em malha aberta, e possuem significativos amortecimentos através de tanques de mistura e tanques pulmão. Nestes casos, estimados em 80 %, os esquemas convencionais simples são satisfatórios.

Porém nos últimos 15 anos vêm ocorrendo mudanças significativas. Os processos industriais são agora predominantemente contínuos com largas capacidades e vazões, são altamente integrados em relação à energia e fluxo de materiais e portanto altamente interativos. Nota-se portanto que os 20-30 % de casos difíceis não são estanques em relação ao resto da planta, consistindo de operações chaves dos processos que influenciam toda a fábrica. Além disso, existem operações unitárias de dinâmica extremamente rápida. E as plantas são obrigadas a operar sob especificações de alta performance, segurança e controle de poluição; e estão sob pressão em busca de aumento da produtividade e rentabilidade.

Todos estes fatores combinam para produzir problemas de controle de processos mais complexos, requerendo ao mesmo tempo melhores desempenhos dos controladores. Por outro lado, estes fatores representam fortes incentivos econômicos para a implantação de sistemas de controle de alta qualidade e confiabilidade nas modernas plantas industriais.

Adicionalmente, existe uma abundância de teoria de controle avançado relativamente não explorada e uma disponibilidade de mini e microcomputadores econômicos que possibilitam realizações físicas de algoritmos.

Os processos multivariáveis apresentam, na sua maioria, interação entre as diferentes variáveis de entrada e saída. Portanto é desejável a escolha de pares (manipulada, controlada) que minimizem estas interações. Esta análise de interação (6) pode ser pelos métodos de Quociente de Interação (7,8), Matriz de Ganhos Relativos (RGA) (9-11), Matriz de Ganho Dinâmico Relativo (RDGA) (12-15,25), Matriz de Ganho Dinâmico Médio (ADGA) (16), Função Relativa de Resposta em Transiente (17), Matriz Direta de Nyquist (6), Outros (que utilizam a estrutura de controle) (18-21), e Análise de Valor Singular (SVD) (21-23).

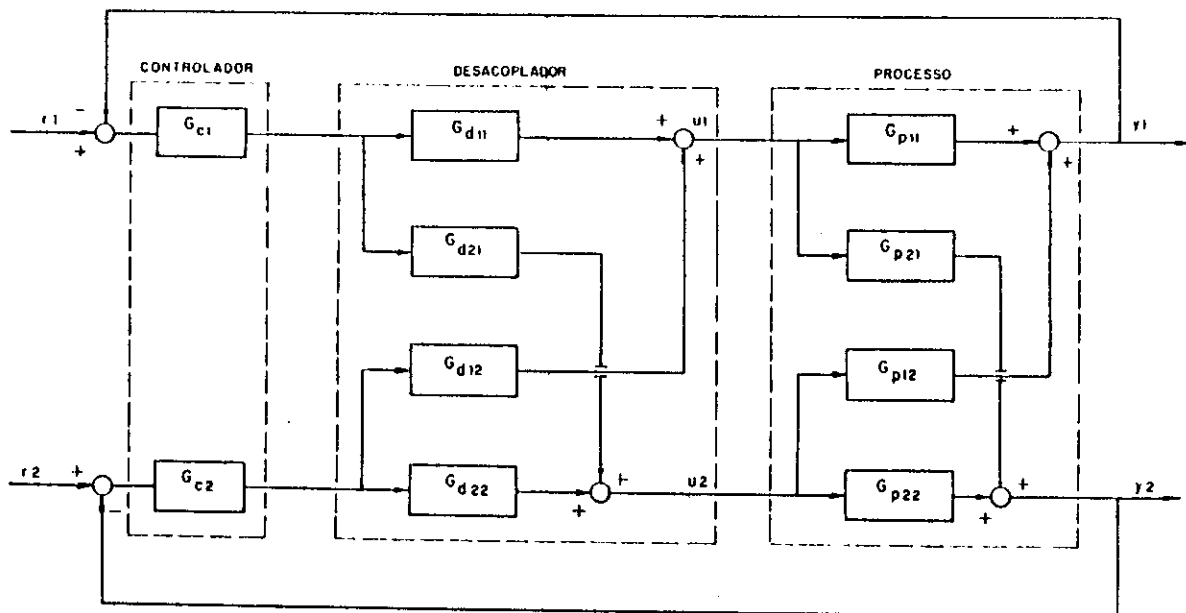


FIGURA 2. Sistema de controle com seleção de pares por análise de interação e com desacoplador

Se, apesar dos pares escolhidos, a interação for significativa, pode-se utilizar de um desacoplador, como esquematizado na fig.2. Assim transforma-se o sistema multivariável num sistema multimalhas onde os controladores podem ser ajustados como se fossem malhas simples. Como apontado em (24), a escolha das funções de transferência do desacoplador depende do conhecimento do modelo matemático e

os resultados do desacoplamento são tanto melhores quanto mais preciso este modelo. Portanto a análise da interação em sistema multivariável depende fortemente do modelo estático e dinâmico do processo, da estratégia do controle (seleção dos pares), e do projeto do controlador e ajuste de seus parâmetros.

Outros métodos tratam diretamente com o sistema de entrada-múltipla saída-múltipla sem construção do desacoplador e cujo controlador leva em conta a interação, como no Controle com Modelo Interno (IMC) e Controle Multivariável em Retroalimentação (26) ; ou tratam com um compensador linear como o Controle Modal (27-31).

Uma das ocorrências comuns nos processos industriais é o tempo morto. Por exemplo, num processo com um tempo morto θ , a saída não responderá ao controle até que tenha passado o tempo θ . Se for aumentado o ganho do controlador para que a resposta seja mais rápida, maior será a sobrecorreção, pois o sistema continuará a alterar a variável manipulada até que se detecte a mudança na variável controlada.

Neste caso, pode-se solucionar utilizando um compensador do tempo morto, tais como Preditor de Smith (32-35,90) ou Compensador Analítico (90). Teorias mais gerais como o de estimação de estado ou de Controle Ótimo (36) também podem ser utilizadas. Também na compensação do tempo morto, quanto maior o erro do modelo, maior a deterioração do desempenho do controlador. Para grandes variações do tempo morto e de constantes do tempo do processo (variação em vazão), é necessária a implementação de um identificador em linha.

Às vezes, a variável controlada não pode ser medida diretamente, pela inexistência da instrumentação adequada, ou por ser um instrumento não muito confiável ou então muito caro. Neste caso, não é possível uma retroalimentação direta a partir desta variável num sistema de controle. Torna-se necessário inferir os efeitos das variáveis de distúrbio sobre a saída primária (controlada) do processo através da utilização das medidas das variáveis secundárias de saída do processo.

Os aspectos centrais do projeto de Controle Inferencial são a construção de um bom modelo, seleção de variáveis secundárias a serem medidas, construção do filtro (estimador), e consequente projeto do controlador (37,38)

Morari (39-44) unificou os conceitos de Controle com Compensação de Tempo Morto, Controle Inferencial e Controles Preditivos tais como Controle com Matriz Dinâmica e Controle Algorítmico de Modelo (39), numa única estrutura básica denominada de Controle com Modelo Interno (IMC). A título de ilustração, na figura 3, G_c é um controlador, G é o processo, G_p é o modelo do processo, G_o é uma função do modelo do processo, f é um filtro para robustez, e k é um compensador de "set-point".

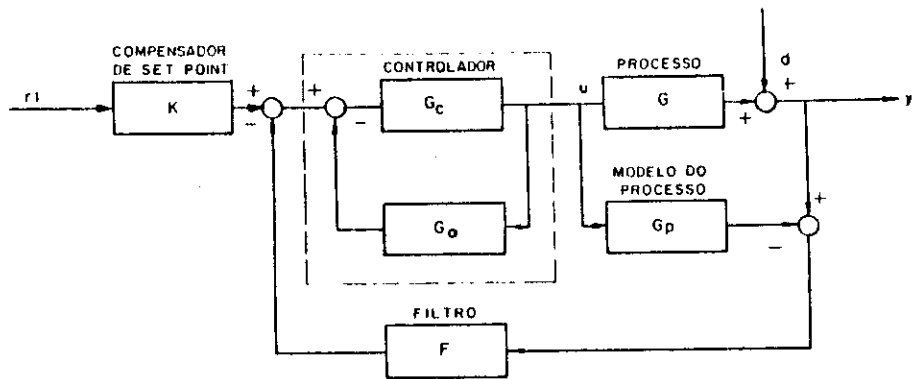


FIGURA 3. A estrutura básica de controle com modelo interno (IMC)

Na estrutura básica do IMC tem-se portanto para cada estratégia de controle :

- Controle PID : $f=1$; $k=1$; $G_o=G_p$; $G_c=PID$
- Compensador de tempo morto : $f=1$; $k=1$; $G_o=G_p \cdot e^{+\theta s}$; $G_c=PID$
- Controle ótimo em retroalimentação (linear-quadrático determinístico) : f = filtro especificado ;
 k = compensador de set-point ; $G_o = G_p$; $G_c = P$
- Controle algorítmico de modelo : $f=1$; $k=1$; $G_c = G_p Z^{-1}$ (preditivo a um passo)
- Controle de matriz dinâmica : $f=1$; $k=1$; $G_c = G_p Z^{-1}$ (realização aproximada)

O Controle com Modelo Interno permite a abordagem através de uma visão unificada, que aumenta o entendimento e análise da estrutura do controle. Os objetivos dos estudos atuais são a expansão do conhecimento do comportamento destes controladores dentro de condições práticas de implementação e de erros de modelagem, em critérios de comportamento servo e regulatório, robustez e manuseio de restrições nas variáveis de entrada e do estado.

Existem tipos de processos cuja dinâmica apresenta as suas variáveis de estado distribuídas no espaço e evoluindo no tempo. Neste caso a representação mais conveniente é do tipo de equações diferenciais parciais em tempo e espaço, com posterior simplificação se necessário. Este Controle de Parâmetros Distribuídos enfoca principalmente o modelo de representação (5,45) e as considerações em espaço incluem as questões de localização de sensores e atuadores (46).

Nos processos que apresentam grandes variações nos parâmetros do modelo, pode-se recorrer ao Controle Adaptativo, que identifica o modelo em linha e utiliza este modelo atualizado na estrutura do sistema de controle, alterando os parâmetros dos algoritmos deste controlador (47-72). Basicamente Controle Adaptativo pode ser classificado de MRAC - "model reference (following) adaptive controllers", obtido historicamente por considerações determinísticas em tipo servo (47), e STR - "self-tuning regulators", obtido por considerações estocásticas em tipos regulatórios (49).

O controle STR pode ser classificado como explícito quando os parâmetros do processo são estimados através de um modelo explícito de processo (o bloco "estimação" da figura 4), ou como implícitos quando ocorre reparametrização do modelo do processo de modo que este processo seja expresso em termos de parâmetros do controlador, eliminando os cálculos intermediários.

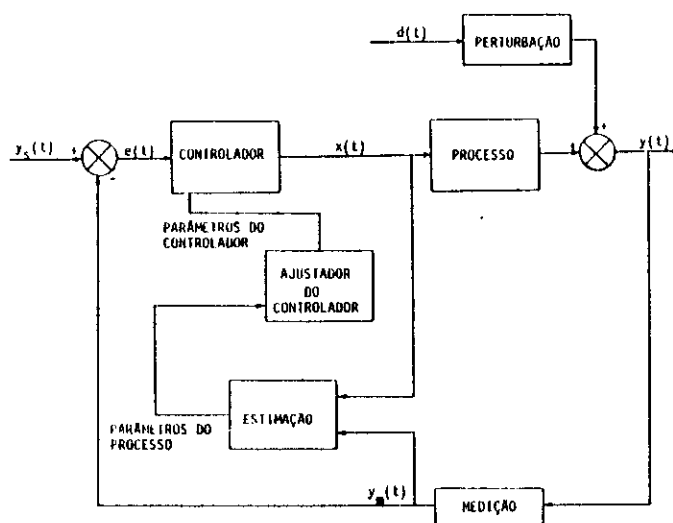


FIGURA 4. Esquema de controle adaptativo : método explícito de STR - "self-tuning regulator"

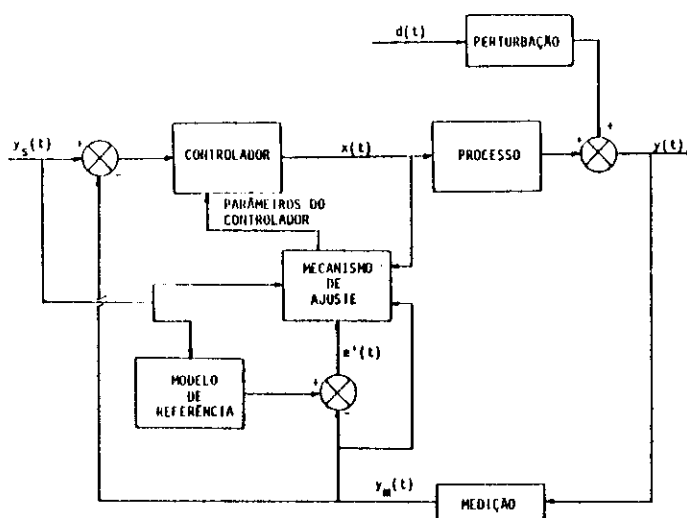


FIGURA 5. Esquema de controle adaptativo : método direto de MRAC - "model reference adaptive control"

O sistema MRAC pode ser classificado como direto quando os parâmetros são reajustados de maneira que a coordenada da saída coincide com a do modelo de referência conforme a figura 5, ou como indireto quando antes da utilização do modelo de referência (do mecanismo de ajuste) for necessária alguma espécie de identificação de algum parâmetro.

O MRAC indireto quando aplicado a sistemas regulatórios, frequentemente são denominados de "self-tuning". Nota-se portanto que o método indireto de MRAC está intimamente relacionado com o método explícito de STR, assim como o método direto de MRAC com o método explícito de STR. Porém as diferenças podem ocorrer nas técnicas utilizadas para o ajuste de parâmetros.

Os principais aspectos a serem considerados na implementação de Controle Adaptativo são: como utilizar as informações prévias ao processo, como determinar as especificações realistas do sistema de malha fechada e de estimação robusta, como tratar a dinâmica de alta frequência não considerada no modelo, condicionamento de sinais, partidas e transferências abruptas, e a não linearidade do processo e dos atuadores.

O modelo de processo para projeto e/ou implementação do controle, ou seja, o conhecimento a priori do comportamento do processo é sempre necessário.

O fato do modelo utilizado no projeto não ser igual ao modelo realístico é um problema que também existe no controle convencional, apenas que os efeitos dos parâmetros do controlador já foram extensamente explorados e conhecidos. No caso de controle avançado uma boa identificação do processo é fundamental para a utilização do controle.

Nos processos industriais o modelo realístico frequentemente é não linear, complexo e inexatamente conhecido (32). O grau de acessibilidade à identificação e à formulação matemática varia de processo para processo. Existem dois tipos de complexidade. O primeiro tipo é matemático no sentido de que o modelo apropriado é muito complexo, necessitando de simplificações para possibilitar a solução analítica ou solução numérica num tempo de computação exequível. O segundo tipo, comum nos processos industriais, é a complexidade devido ao desconhecimento do modelo apropriado, e cuja descrição real do sistema contém um grande número de variáveis e a sua identificação simultânea é difícil, necessitando de simplificações.

Portanto, um modelo sendo sempre uma simplificação, frequentemente linear, deve-se considerar o quanto este modelo é mensurável com suficiente precisão, como o modelo se comporta frente a não-linearidades, mudanças no processo e outras condições operacionais, e quanto de melhoria poderia ser obtida na performance do modelo.

O objetivo último do controle de processos é o controle global da planta. Não está muito longe o tempo em que o controle de processos estará integrado com o controle de qualidade, supervisão operacional de áreas de produção, gerenciamento de informação e estratégias de produção, com um novo enfoque: Tecnologia de Gerenciamento.

A síntese da estrutura de controle para a planta industrial completa tem despertado grande interesse. A teoria existente assumia a definição prévia do grupo de variáveis medidas e manipuladas, com a conseqüente ênfase no projeto e performance de controladores; devido à inexistência de uma abordagem teórica sistemática, o engenheiro guiava-se pela experiência na seleção destas variáveis. Apenas recentemente (73-79) estudos têm sido realizados para elevar o nível de controle de operações unitárias para o nível superior da planta global.

Os processos químicos são sistemas estruturados em larga escala, e altamente interativos. Uma estrutura de controle da planta global (79) é constituída de um conjunto de objetivos de controle, conjunto de variáveis a serem controlados para alcançar estes objetivos, conjunto de variáveis que pode ser medido para monitorar o comportamento da planta, conjunto de variáveis manipuladas, e a estrutura (controladores) interrelacionando as variáveis manipuladas e controladas. O principal objetivo da Síntese de Controle da Planta é portanto estruturar um sistema dinâmico de variáveis manipuladas e medidas de forma a satisfazer os objetivos de controle perante as perturbações.

Os estudos de Otimização Global da Planta, até recentemente, enfocavam a otimização do projeto do processo. Hoje, cada vez mais se torna importante a Otimização Global da Planta em linha (77-83). Otimização em linha do processo é definir o conjunto de objetivos de controle sob algum critério de ótimo e sob as restrições de operação, e exercer os controles de modo a atender estes objetivos. Os aspectos que devem ser considerados (82) são a precisão relativa dos parâmetros do modelo, a precisão relativa das restrições dos processos, a precisão relativa dos valores econômicos unitários, e adequação relativa dos sistemas de controle. Os estudos de síntese da estrutura de controle e otimização estão fortemente relacionados entre si pelo enfoque de engenharia de sistemas (84).

Outra área onde cresce o interesse é a parte da informatização, diagnóstico e previsão de falhas da planta química. Note-se que a previsão de falhas da planta dificilmente é resolvível por métodos estatísticos pela ausência de repetição de eventos. A aplicação de sistemas especialistas em Inteligência Artificial mostra-se promissora (85,86).

Outras duas áreas são as de análise de distúrbio e alarme (87) por computador de processo e a interface homem-máquina (88-89). Ao longo da evolução de controle de processos, muitas melhorias foram introduzidas em relação a alarmes e interfaces homem-máquina. Mas apenas recentemente aborda-se

pesquisas de métodos sistemáticos de representação da propagação de falhas, requerimentos de processamento de informações para a administração de falhas, aspectos humanos e problemas de alocação de objetivos entre o homem e o computador .

III. CONTROLES NÃO CONVENCIONAIS NO SETOR DE CELULOSE E PAPEL.

O setor de celulose e papel é uma indústria de concepção antiga, com projetos antigos com muitos tanques pulmão e sem muita atenção à sua controlabilidade. As características das matérias primas variam grandemente. Os processos ainda são pouco entendidos e a modelagem ainda é deficiente apesar de crescentes pesquisas (91), e as variáveis de estado e os comportamentos dinâmicos não estão claramente identificados (92) .

Os processos possuem desde grandes tempos mortos de 4-5 hs dos digestores Kamyr , 1,5-2 hs de torres de branqueamento até processos de dinâmica rápida como as máquinas de papel e os desfibradores(92). A maioria dos processos é não linear, multivariável, com mudanças de características de processos (parâmetros de modelo), e de difícil medição das variáveis. O emprego de computador tem sido , na maioria , para o translado de controle convencional analógico. O controle moderno tem sido centrado na fabricação de papel , devido ao histórico de intensa pesquisa utilizando a máquina de papel como teste de bancada para aplicações de controle avançado , e na área industrial , principalmente devido a maior existência de pacotes fechados (turn-key) de sistemas de controle acompanhados de uma variedade de sensores especiais. Descreve-se sucintamente as principais aplicações práticas de controle avançado no Setor.

O desenvolvimento de controle no Setor tem evoluído em duas linhas : desenvolvimento de sensores e desenvolvimento de estratégias de controle , que não são discriminatórias entre si e sim altamente complementares. Desenvolvimento de sensores, devido às limitações das características do processo industrial, baseiam-se fortemente em medidas inferenciais, e necessitam ainda de muito estudo, principalmente em fatores paralelos que afetam estas inferências. Não se aborda aqui o painel de sensores, que pode ser visto em (94).

Praticamente inexistem sistemas de controle das operações de manuseio de madeira relacionados às variáveis do processo, e qualquer automação tem sido estritamente mecânica. Entretanto há muitos benefícios das melhorias como por exemplo de aumento da controlabilidade do descascamento , picagem e classificação , e desenvolvimento de sistema de quantificação de teor de casca, com reflexos diretos na qualidade da pasta, capacidade de produção e redução de perdas. Os modelos de operação de descascamento estão sendo objetos de pesquisas (93).

Os objetivos típicos do controle de processos de pastas de alto rendimento são : manter a taxa de produção especificada, diminuir o consumo de energia, uniformizar a qualidade tais como a drenabilidade da pasta, e minimizar o teor de estilhas. Ocorrem intensas pesquisas (ainda insuficientes) para aumentar o entendimento de fatores que influenciam estes objetivos (identificação das variáveis e elaboração de modelos matemáticos que não sejam correlações empíricas); e de métodos de medição das características do produto (95-103).

Nos desfibradores, tem-se os controles baseados em desenvolvimento de sensores (102,103), e em controle avançado (104-105). O desgaste e a possibilidade de quebra de uma guarnição do disco são colocados como funções matemáticas, as quais são reajustadas pela introdução de novas informações fornecidas em-linha ou pelo operador. No caso do colapso do colchão da pasta, que se traduz por um alto ganho na carga aplicada ao motor, entra em funcionamento um controle adaptativo STR. Nota-se que a própria função de deslocamento do disco móvel modifica-se ao longo de funcionamento, pelo desgaste por exemplo.

Os objetivos típicos de controle na área de polpação química são a uniformidade das características da pasta, aumento do rendimento, diminuição dos custos e melhorias de controle operacional frente às variações das características de madeira e das taxas de produção. Em sua maioria, os controles de digestores são estratégias baseadas em modelos, e estes modelos ainda são deficientes, bastante simples e inclinados a erros de modelagem, como por exemplo correlações para a previsão de fator H, número Kappa, e outros, mesmo quando utilizados com estimadores como o filtro de Kalman. Existe uma intensa pesquisa mas ainda tem-se uma carência de modelos viáveis para controle, uma característica geral na planta de polpação química (106-112). Controle adaptativo tem sido empregado (113,114) principalmente em controle de nível de cavacos.

Os objetivos de controle na área de branqueamento são a diminuição do consumo de reagentes e do vapor, manutenção das propriedades físicas da pasta, maior uniformidade do grau da alvura, menor carga de efluentes, melhor controle operacional frente às variações da taxa de produção e de qualidade de pasta. A exemplo do digestor contínuo, plantas de branqueamento em multiestágios, com seus elevados tempos de retardo (tempo morto) são excelentes candidatas para a aplicação de controle por computador (115-117) utilizando, por exemplo, controle antecipatório e de retroalimentação com compensação de tempo morto. Nestes casos, como a exemplo das outras áreas, os sensores especiais são uma necessidade para a obtenção do controle avançado. A maioria de modelos utilizados é empírica (115-117), havendo a necessidade de elaboração de modelos mais realísticos (fenomenológicos) para diminuir o grau de erro de modelagem.

Assim como a máquina de papel, o sistema de evaporação de múltiplo efeito tem sempre servido como teste de bancada

para muitos estudos de análise de processos e controle moderno (118,119). Apesar de muitos testes já em escala piloto, poucas implantações industriais se verificaram, provavelmente por ser relegado como de posição secundária na implantação de controle computadorizado. Entretanto a área de evaporação é altamente importante devido a características de consumo intensivo de energia, carga de poluentes, e economia no processo de recuperação de reagentes (120). O controle não convencional implantado na área de evaporação vai desde controle antecipatório até compensação de tempo morto, análise de interação e desacoplamento, estimação por filtros, controle ótimo e adaptativo (120).

Apesar de grandes avanços de identificação de variáveis de caldeiras de geração de vapor, a sua transferência ao controle de caldeiras de recuperação não é um simples exercício técnico, pois a caldeira envolve vários objetivos de: geração de vapor, redução (recuperação) de reagentes e eliminação de carga de emissão de poluentes gasosos e particulados. Pequenos desvios operacionais podem resultar em grandes perdas econômicas e grandes desvios podem levar a riscos de segurança, o que tornam a operação típica para a aplicação do controle moderno e para algoritmos de otimização, como por exemplo análise de interação, desacoplamento de variáveis, otimização da carga da fornalha, da altura de leito, da sopragem de cinzas, e outros (121-123). Existe a necessidade de melhor identificação e modelagem teórica da caldeira de recuperação (124).

As unidades de área de caustificação e forno de cal variam desde absolutamente não instrumentadas até plantas relativamente bem instrumentadas. Entre as propostas mais avançadas na área, tem-se o desacoplamento de variáveis e controle dentro da estrutura de Controle com Modelo Interno na área de caustificação (125,126) que dependem do analisador em linha. O controle de condições de operação de forno de cal é geralmente realizado com manipulações de set-points pelo operador, portanto pela "via mais fácil". Uma técnica avançada nesta área é o Controle de Planta Otimizada (24) conforme apresentado em (127), buscando a otimização da operação sob supervisão para melhor operar dentro de restrições, isto é, janelas de operações.

Como já foi citado anteriormente, a máquina de papel é a operação onde tem se verificado a maior intensidade de aplicação de controle por computador e sistemas de controle moderno, verificando-se as linhas fortemente orientadas ao controle baseado em sensores especiais, controle baseado aos sistemas avançados, e sistemas com utilização complementar dos dois anteriores. Os objetivos básicos de controle na fabricação de papel são a redução do custo por unidade de produção, aumento da capacidade, redução do consumo de vapor, e uniformidade das propriedades nos valores especificados.

Mesmo os controles baseados em sensores devem levar em conta a forte interação existente entre a consistência, a vazão,

a gramatura e a umidade, e a influência da opacidade, resistência à tração e ao rasgo, espessura, lisura e outras (128-131); e ou o seu desacoplamento, ou o uso de paliativos PID, no controle da interação multivariável na direção da máquina (DM). Embora os sistemas oferecidos comercialmente sejam similares entre os fornecedores, os algoritmos adotados são diferentes (128-131).

Uma das aplicações industriais mais antigas (1972) da teoria de controle moderno é relativa ao controle ótimo baseado em mínimos quadrados. O controlador para a diluição da pasta consiste de um estimador de estado com filtro de Kalman combinado com um regulador PID multivariável projetado usando controle com critério de mínima variância. As constantes de ajuste são computadas de modo a manter os autovalores fixos até a nova introdução pelo operador dos valores dos ganhos do processo. A este sistema era atribuída a diminuição de 40 % de desvio padrão em consistência (92).

O controle de caixa de entrada pressurizada apresentou aplicações de controle Modal-ótimo que considera um regulador ótimo baseado em LQG (Gaussiano quadrático linear) com autovalores prescritos. Ao sistema foi atribuída a redução de 50 % de variações e simplificação na mudança de tipos de papéis.

Um outro sistema para controle da caixa de entrada, testado em planta piloto e com uma instalação industrial, utiliza dois modelos de referência, um para rastreamento e outro para a regulação, e dois modelos internos, um para as variáveis manipuladas e outro para as perturbações medidas.

A LQG também tem sido utilizada como base de controle da máquina de papel (92,132). São considerados sistemas simples de SISO, descritos por dinâmica de primeira ordem (redução da ordem do modelo). O tempo morto é modelado como um vetor de deslocamento em tempo, e para aumentar a robustez perante os erros de modelo de tempo morto, o erro residual passa por um filtro de banda morta cuja magnitude é ajustada em linha. As perturbações, modeladas como produto de filtro de primeira ordem dos ruídos brancos, são estimados por um filtro de Kalman. A previsão do peso seco do controle de gramatura, através de um modelo, baseia-se nas medidas de consistência, vazão e velocidade da tela. Atualmente este sistema no Exterior é utilizado em cinco máquinas de papel para o controle de gramatura, e em uma unidade para o controle da umidade (92).

A principal característica dos métodos de controle moderno, conforme já citado, é que estes recaem nos modelos dos processos. Uma vez que modelos dinâmicos acurados são escassos, há necessidade de realizar experimentos de identificação na própria planta. Um extenso trabalho foi realizado antes de 1970 empregando máquinas pilotos, para 6x6, 4x4, e 2x2 variáveis utilizando diversas técnicas de identificação. Recentemente desenvolveu-se trabalhos de identificação multivariável para determinação com método auto-regressivo dos parâmetros do modelo representando o transiente de posta em marcha de uma máquina.

Embora os primeiros desenvolvimentos de Controle Estocástico e Controle Adaptativo tenham utilizado a máquina de papel para experimentos, a primeira aplicação comercial de reguladores auto-ajustáveis (STR) ocorreu somente em 1975 (132). Outra aplicação recente é apresentada pelo (133).

Recentemente um fornecedor de sistemas introduziu um pacote comercial de ajuste de controladores computadorizado. É utilizado um algoritmo recursivo LQG para identificação da malha aberta perante uma perturbação em degrau, para determinação de tempo de retardo, constante de tempo, e ganhos das malhas de gramatura e umidade. É multivariável com duas entradas (consistência e vapor especificados) e duas saídas (gramatura e umidade médias). Destas informações calcula-se os parâmetros do processo que serão utilizados para atualizar o controlador de gramatura/umidade (134).

O controle na direção transversal da máquina (DT) é de desenvolvimento recente e a maioria dos sistemas é implementada como dispositivo em paralelo de malhas simples de controle na DM. Em relação ao controle em DM, o controle em DT é mais complexo, principalmente quando se pretende considerar o controle multivariável. Esta característica tem exigido um constante aperfeiçoamento e desenvolvimento de sensores e de algoritmos de controle (131,135).

Procurou-se aqui mostrar as principais aplicações de controle avançado no setor de celulose e papel, sem apresentar todas as que utilizam sistemas digitais. Uma revisão bibliográfica, principalmente de controle moderno aplicado à máquina de papel, pode ser encontrado nas referências (92,94,106,111,112).

IV. TENDÊNCIAS E SITUAÇÃO NACIONAL.

Se analisarmos os últimos 30 anos, são evidentes as profundas modificações em sistemas de controle, não só da Indústria de Celulose e Papel, mas também em outros setores industriais e nos aspectos da vida cotidiana, em função do desenvolvimento da tecnologia de computadores. O controle de processos é considerado um dos pontos mais estratégicos para a fábrica em todo o mundo (136), incluindo o Brasil (137).

A tendência para o setor industrial celulósico-papeleiro aponta em dois sentidos :

- crescimento da implantação de sistemas de controle avançado para determinadas áreas do processo
- integração de sistemas de controle entre as áreas de processo (integração horizontal), e com os sistemas de informação (integração vertical)

IV.1 SISTEMAS DE CONTROLE DE PROCESSOS.

Podemos considerar os principais países produtores de pasta e de papel, destacando-se a Escandinávia (Finlândia e Suécia), América de Norte (Canadá e Estados Unidos), e

Japão como ocupantes de topo na utilização de computador para este setor industrial. O número de instalações em cada fábrica varia consideravelmente. Na figura 6, ilustra-se os resultados do levantamento realizado na Suécia (138) relativos aos sistemas de controle em fábricas de produção de pastas. As barras hachuradas indicam sistemas de controle moderno, e as barras em branco, sistemas limitados (somente com uma ou duas malhas e cobrindo parte do processo).

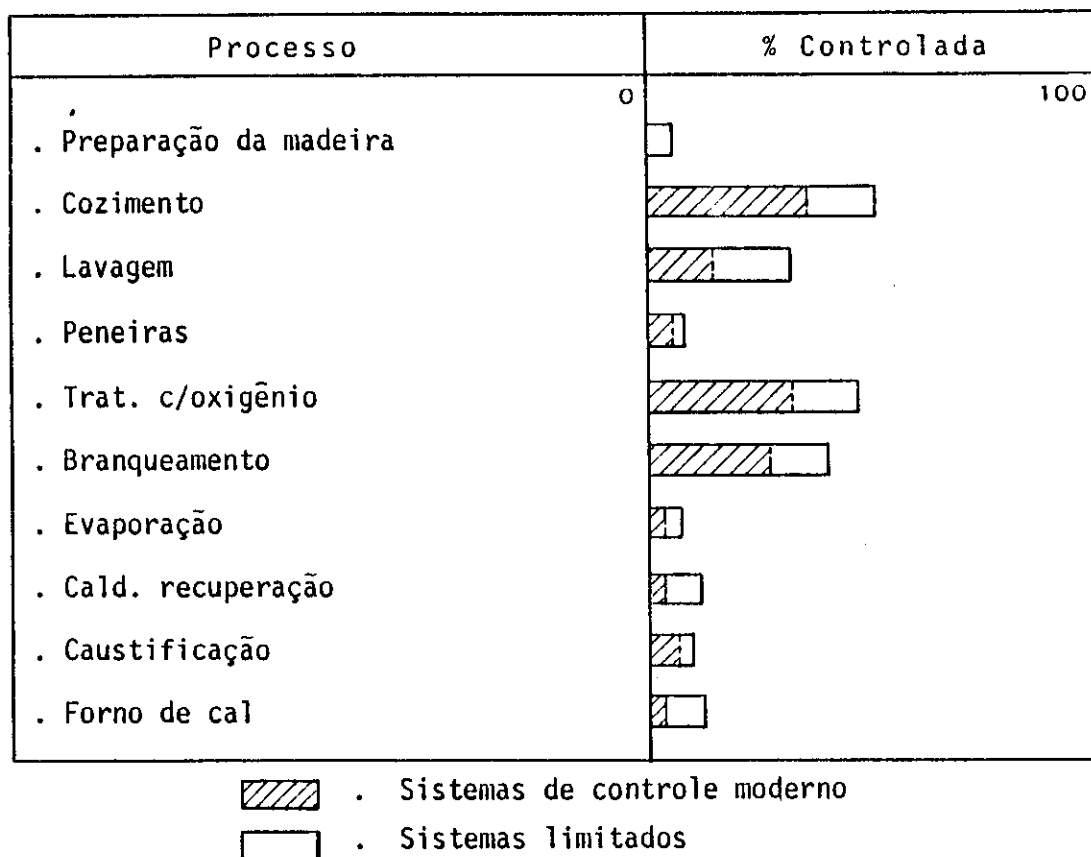


FIGURA 6. Utilização de controle de processos nas fábricas de pasta sulfato da Suécia. Fonte: (138)

Como é claro pela figura 6, a maioria das plantas implantou sistemas de controle moderno nas linhas de produção de pasta (polpação, lavagem e branqueamento) enquanto na área de recuperação (evaporação, caldeira, caustificação e forno de cal) esta implantação é reduzida. Embora não fosse inclusa neste referido levantamento, a área de produção de papel deve apresentar um percentual de sistemas de controle moderno superior à área de celulose. Trabalho similar foi realizado em Canadá (112,139) com conclusões semelhantes.

Levantamento realizado por um dos fornecedores de sistemas dedicados de controle por computador do Japão (140) indica que dos seus 273 sistemas fornecidos até agosto de 1986, cerca de 40% foram destinados à área de preparação de massa, reciclagem de papel e fabricação de papel.

Prevê-se que os métodos de controle adaptativo , juntamente

com desenvolvimento de novos sensores, irão formar a base para uma nova geração de aplicações de sistemas de controle na indústria de celulose e papel. As operações que provavelmente terão primeiros benefícios devido ao controle adaptativo são (92,141) :

- Polpação : nível do digestor, álcali efetivo, energia específica e grau de drenabilidade em desfibramento e refinação
- Recuperação : licor verde, CO/CO₂ na caldeira de recuperação, planta de caustificação, combustão no forno de cal, e evaporadores
- Fabricação de Papel : umidade e gramatura, dureza do rolo e espessura da folha, recobrimento, controle na direção transversal, controle na caixa de entrada, e pressão de vapor nos secadores.

IV.2 CONTROLE DE PROCESSOS NO SETOR NACIONAL.

A utilização efetiva de Informática e Automação Industrial no Setor de Celulose e Papel apresenta uma defasagem em torno de 10 anos em relação ao estado da arte, o que representa muito nesta área de rápida evolução.

Esta defasagem deve-se em parte à que esta tecnologia é importada (ciclo de geração de tecnologia, experimento em bancada, experimento em plantas industriais, vendas ao mercado interno, e posterior vendas ao mercado externo), e em parte à postura empresarial em adquirir tecnologia já comprovada (nesta área, infelizmente, quanto maior a segurança, maior é o risco de obsolescência. Daí a importância de criar internamente à fábrica o recurso humano capacitado a manipular e modificar os modos de aplicação de controle moderno).

Assim como os países do primeiro mundo consideram a Informatização e a Automação fatores decisivos para fazer frente aos baixos custos (relativamente) de celulose produzida nos países em desenvolvimento; para o Brasil, que está voltado para o mercado de exportação, a aquisição e absorção efetiva desta tecnologia (e não como um usuário com alta dependência tecnológica) é um fator decisivo e imprescindível para manter sua competitividade internacional.

Coerentemente com a tendência internacional, o controle auxiliado por computador, incluindo aqueles que não utilizam controle avançado, foi inicialmente implantado em máquinas de grande porte, a partir da segunda metade dos anos 70, juntamente com sensores especiais. Atualmente são mais de 20 máquinas de papel cujo controle é auxiliado por computador.

Somente em 1983 ocorreu no Brasil a implantação de controle digital na produção da pasta, em digestor contínuo e branqueamento. Em 1986 uma segunda fábrica deu partida a um sistema para controle de difusores e em 1987 uma terceira fábrica implantou o controle de operações de um conjunto de digestores descontínuos. Existem várias fábricas com implantações em estudo.

Nota-se por parte dos técnicos do Setor uma crescente preocupação em adquirir informações relativas às implantações de sistemas de controle no País e no Exterior, e uma crescente busca de um aumento do conhecimento quantitativo do comportamento da planta, embora ainda insuficiente. Esta preocupação tem sido acompanhada por Associação Técnica do Setor (ABCP) e da Classe (ANFPC), que tem constituído Comissões e Grupos de Trabalho para divulgar tais informações.

A nível empresarial também a maioria das fábricas nacionais de grande porte está preocupada e com atenção voltada à automação e sistemas de controle por computador. Porém a nível de informação em caráter público, apenas uma empresa estabeleceu em 1984 um Plano Diretor de automação industrial formando Divisão de grupo de controle para expandir os resultados das primeiras implantações às outras áreas da fábrica; e uma outra fábrica elaborou um Plano Diretor de informática na implantação de sistema de informação para controle de produção.

Finalmente, as dificuldades e as necessidades para esta área no Setor de Celulose e Papel são similares às de outras áreas industriais de processamento químico e podem ser sintetizadas em :

- Aumento de capacitação em recursos humanos
 - Há carência de técnicos com experiência na teoria de controle avançado e na aplicação desta teoria; e de um plano concreto a nível setorial e a nível interno às fábricas quanto ao investimento nesta capacitação;
 - As fábricas de celulose e papel, na sua maioria, não têm pessoal voltado para a engenharia de sistemas;
 - As equipes formadas ou em formação ainda não são multidisciplinares, o que retarda o ritmo de desenvolvimento;
 - Necessidade de um melhor entendimento, por parte de gerentes em posição de topo, da importância da aplicação desta tecnologia;
- Disponibilidade de equipamentos no parque nacional
 - Apesar de já serem disponíveis os equipamentos confiáveis fabricados no Brasil, existe uma demora em nacionalizar e dominar efetivamente esta tecnologia (produzir versões locais), o que pode aumentar a dependência em relação ao fornecedor da tecnologia;
 - A dificuldade de integração de equipamentos dos vários fornecedores pode tornar o usuário dependente do primeiro fornecedor;
 - Os sensores específicos ainda são importados, o que dificulta a aquisição; e há carência de desenvolvimento de novos sensores, sejam importados ou nacionais;
 - O custo de sistemas ainda é compatível somente em plantas de grande porte;
- Elevação do conhecimento do processo
 - Há necessidade de aumento de conhecimento das interrelações entre os parâmetros dos processos;

- Os processos da indústria de celulose e papel são ainda pouco conhecidos a nível de seus fenômenos físicos e químicos;
- A indústria nacional somente agora volta-se, ainda lentamente, para a engenharia de processos;
- Há necessidade de desenvolvimento de modelos matemáticos mais acurados do regime estático e dinâmico das operações e processos industriais;
- Há a necessidade de identificação sistemática das variáveis do estado dos processos de celulose e papel; de identificação da controlabilidade e do grau de acessibilidade (possibilidade de medir estas variáveis ou propriedades); análise das influências de todos os fatores, além da variável chave, que afetam e mascaram os valores de sensores inferenciais; identificação de todas as variáveis que necessitam de desenvolvimento dos sensores, do ponto de vista de controle de processos;
- Implantação de sistemas de controle
 - Há necessidade de planejamento para que a implantação de sistemas de controle seja de forma gradativa e os investimentos sejam alocados nas áreas mais apropriadas e dentro de uma visão global a longo prazo;
 - Há necessidade de acompanhar resultados das implantações realizadas;
 - A performance do sistema pode cair drasticamente após a fase de implantação (para 80 a 60%) e isto se deve ao desconhecimento das mudanças operacionais da fábrica ao longo do tempo e das modificações necessárias dos parâmetros do sistema de controle por parte de pessoal interno à fábrica;
 - O domínio tecnológico passa necessariamente por todo o ciclo produtivo e portanto é necessário elevar a interação entre centros de pesquisa - indústrias - fabricantes de equipamentos de modo a unir as capacitações e complementar as necessidades.

AGRADECIMENTOS.

Os autores agradecem o apoio financeiro da Secretaria de Ciência e Tecnologia do Estado de São Paulo. Agradecem também aos praticantes de Controle de Processos das indústrias, firmas de equipamentos e pesquisadores que colaboraram nas discussões.

BIBLIOGRAFIA

001. SKROKOV, M.B., ed. Mini & Micro Computer in Industrial Process Control. New York, Van Nostrand, 1980, 291p.
002. ROGERS, J.A. & BIALKOWSKI, W.L. - Control System: Performance, Evaluation and Maintenance. Pulp & Paper Canada, 86(5):31-38, May, 1985
003. ASBJORSEN, O.A. Challenges in Modern Process Control Computer & Chemical Eng., 8(5):275-284, 1984
004. URONEN, P. - Trends in Digital Control Applications in Pulp and Paper Industry. In: IFAC Real Time Digital Control Applications, Guadalajara, 1983. Proceedings Guadalajara, IFAC, 1983. Section 9, p.309-314
005. RAY, W.H. - Multivariable Process Control. Computer & Chemical Eng., 7(4):367-394, 1983
006. JENSEN, N. et alii - Interaction Analysis in Multivariable Control Systems. AIChE, 32(6):959-970, Jun, 1986
007. RIJNSDORP, J.E. - Interaction in Two-variable Control Systems for Distillation Columns I. Automatica 1, p.15. 1985.
008. KOMINEK, K.W. & SMITH, C.L. - Analysis for System Interacion. In: AIChE Conf., 86, Houston. 1979. Proceedings. Houston, AIChE, 1979
009. BRISTOL, E.H. - On a New Measure of Interaction for Multivariable Process Control. IEEE Trans. Aut. Control, 11, p.133, 1966
010. _____. A Philosophy for Single Loop Controllers in a Multiloop World. In: ISA Symp. Instr. Chem. Petrol. Inds, 8, St. Louis, 1968. Proceedings. St. Louis, ISA, 1968
011. _____. RGA: Dynamic Effects of Interaction. In: IEEE Conf. Decision & Control, 16, New Orleans, 1977. Proceedings. New Orleans, IEEE, 1977. Section 1, p.1096
012. _____. Recent Results on Interaction in Multivariable Process Control. In: AIChE Conf., 71, Miami, 1978. Proceedings. Miami, AIChE, 1978.
013. WITCHER, M.F. & McAVOY, T.F. - Interacting Control Systems: Steady State & Dynamic Measurement of Interaction. ISA Trans., 16(3) p.35, 1977.
014. TUNG, L.S. & EDGAR, T.F. - Dynamic Interaction Index and its Application to Distillation Column Control. In: IEEE Conf. Decision and Control, 16, New Orleans, 1977. Proceedings. New Orleans, IEEE, 1977. Section 1, p.107
015. TUNG, L.S. & EDGAR, T.F. - Analysis of Control Output Interaction in Dynamic Systems. AIChE J. 27(4) p.690, 1981

016. GAGNEPAIN, J.P. & SEGORG, D.E. - An Analysis of Process Interaction with Applications to Multiloop Control System Design. In: Annual AIChE Meeting, 72, San Francisco, 1979. Proceedings. S. Francisco, AIChE, 1979
017. JAAKSOO, O. - Interaction Analysis in Multivariable Control System Design. In: IFAC/IFIP Symp. Software for Comp. Control, 2, Prague, 1979. Proceedings. Prague, IFAC/IFIP, 1979.
018. DAVISON, E.J. - A Nonminimum Phase Index and its Application to Interacting Multivariable Control Systems. Automatica, 5, p.791, 1969
019. _____ & MAN, F.T. - Interaction Index for Multivariable Control Systems. Proc. IEE, 117, p.459, 1970
020. SUCHANTI, N.C. & FOURNIER, C.D. - A New Algorithm for Pairing Manipulated and Controlled Variables. In: ISA Conf. Instr. Chem. Petrol. Inds., St. Louis, 1973. Proc. St. Louis, ISA, 1973.
021. BRUNS, D.D. & SMITH, C.R. - Singular Value Analysis: a Geometrical Structure for Multivariable Processes. AIChE Winter Meeting, Orlando, 1982. Proc. Orlando, AIChE, 1982.,p.67.
022. LAU, A. & JENSEN, K.F. - Evaluation of Change Over Control Policies by Singular Value Analysis - Effects of Scaling. AIChE J. 31(1):135-147, Jan, 1985.
023. LAU, A. et alii. - Synthesis of Control Structures by Singular Value Analysis: Dynamic Measure of Sensitivity and Interaction. AIChE J. 31(3): 427-439, Mar, 1985
024. ODLOAK, D. Perspectivas da Aplicação de Técnicas de Controle Avançado na Indústria Química. Trabalho apresentado no Seminário sobre Modelagem, Simulação e Controle de Processos Químicos, ABEQ, São Paulo, 1987.
025. MCAVOY, T.J. - Interaction Analysis. ISA, 245p., 1983
026. KOKOTOVIC, P.V. Recent Trends in Feedback Design: an Overview. Automatica, 21(3): 225-236, 1985.
027. HOWARTH, B.R. et alii. - A Root-locus Interpretation of Modal Control. IEC Fund., 11(3):403-406, 1972.
028. RAY, W.H. -Advanced Process Control. New York, McGraw Hill, 376p., 1981
029. OWENS, D.A. - Multivariable and Optimal Systems. New York, Academic, 299p., 1981
030. FALLSIDE, F. ed. - Control System Design by Pole-zero Assignment. New York, Academic, 239p., 1977.
031. KAILATH, T. Linear Systems. New Jersey, Prentice Hall, 682p., 1980.
032. PALMOR, Z.J. & SHINNAR, R. - Design of Advanced Process Controller, AIChE J., 27(5):793-805, Sep, 1981.

033. DOUGLAS, J.M. - Process Dynamics and Control. New Jersey, Prentice Hall, 1972.
034. ARKUN, Y. & RAMAKRISHNAN, S. - Structural Sensitivity Analysis in the Synthesis of Process Control Systems. Chem. Eng. Sci., 39(7/8):1167-1179, 1984.
035. JEROME, N.F. & RAY, W.A. - High Performance Multivariable Control Strategies for Systems Having Time Delays. AIChE J., 32(6):915-931, 1986.
036. RAY, W.A. & SOLIMAN, M.A. - The Optimal Control of Process Containing Pure Time Delays. Part I, II. Chem. Eng. Sci., 25:1911-1925, 1970.; 27:2138-2188, 1972.
037. JOSEPH, B. & BROSILOW, C.B. - Inferential Control of Process. Part I, II, III. AIChE J., 24(3):485-509, May, 1978.
038. PARRISH, J.R. & BROSILOW, C.B. - Inferential Control Applications. Automatica, 21(5):527-538, 1985.
039. GARCIA, C.E. & MORARI, M. - Internal Model Control 1. A Unifying Review and Some New Results. IEC Proc. Des. Dev., 21(2):308-323, 1982.
040. _____. Internal Model Control 2. Design Procedure for Multivariable Systems. IEC Proc. Des. Dev. 24(2):472-484, 1985
041. _____. Internal Model Control 3. Multivariable Control Law Computation and Tuning Guidelines. IEC Proc. Des. Dev. 24(2):484-494, 1985.
042. RIVERA, D.E. et alii. - Internal Model Control 4. PID Controller Design. IEC Proc. Des. Dev. 25(1):252-265, 1986.
043. ECONOMOU, C.G. & MORARI, M. - Internal Model Control 5. Extension to Nonlinear Systems. IEC Proc. Des. Dev. 25(2):403-411, 1986.
044. _____. Internal Model Control 6. Multiloop Design. IEC Proc. Des. Dev. 25(2):411-419, 1986.
045. RAY, W.H. - Some Recent Applications of Distributed Parameter Systems Theory: A Survey. Automatica, 14:281-287, 1978.
046. KUBRUSLY, C.S. & MALEBRANCHE, A. - Sensor and Controllers Location in Distributed Systems: A Survey. Automatica, 21(2):117-128, 1985.
047. LANDAU, I.D. - A Survey Of Model Reference Adaptive Techniques-Theory and Applications. Automatica, 10(2):353-379, 1974.
048. RINARD, I.H. - A Roadmap to Control-System Design. Chem Eng., 11:47-58, Nov.29, 1982.
049. ASTROM, R.J. - Theory and Applications of Adaptive Control: A Survey. Automatica, 19(5):471-486, 1983.
050. VORONOV, A.A. & RUTKOVSKY, V.Y. - State-of-the-art and Prospects of Adaptive Systems. Automatica, 20(5):547-557, 1984.

051. ANDERSON, B.D.O. & LJUNG, L. - Special Issue of the Adaptive Control. Automatica, 20(5):499-710, 1984.
052. WITTENMARK, B. & ASTROM, K.J. - Practical Issues in the Implementation of Self-tuning Control. Automatica, 20(5):595-606, 1984.
053. LANDAU, I.D. - Combining Model Reference Adaptive Controllers and Stochastic self-tuning Regulators. Automatica, 18(1):77-84, 1982.
054. ASTROM, K.J. & WITTENMARK, B. Computer Controlled System - Theory and Practice. Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1981.
055. LANDAU I.D. - Adaptive Control - The Model Reference Approach. New York, Marcel Dekker, 1979.
056. GOODWIN, G.C. & SIN, K.S. - Adaptive Filtering, Prediction and Control. New York, Prentice Hall, 1984.
057. SARIDIS, G.N. - Self-organizing Control of Stochastic Systems. New York, Marcel Dekker, 1977.
058. EGARDT, B. - Stability of Adaptive Controllers. New York, Springer, 1979.
059. HARRIS, C.J. & VALENKA, J.M.E. - The Stability of Input-Output Dynamical Systems. London, Academic, 1983
060. SAFONOV, M.G. - Stability and Robustness of Multivariable Systems. Cambridge, Mass., MIT Press, 1980
061. UNBEHAUEN, H. ed. - Methods and Applications in Adaptive Control. Lectures Notes in Control and Information Science 24, Springer, NY, 1980.
062. ASTROM, K.J. & EYKOFF, P. - System Identification: A Survey. Automatica, 19(5):471-486, 1983.
063. GUSTAVSSON, I. - Survey of Applications of Identification in Chemical and Physical Processes. Automatica, 11(1):3-24, 1975.
064. FASOL, K.H. & JORGL, H.P. - Principles of Model Building and Identification. Automatica, 16:505-518., 1980
065. ATHANS, M. - Special Issue on the Linear-Quadratic-Gaussian Estimation and Control Problems. IEEE Trans. Automatic Control AC, 16(6):527-869, 1971.
066. GELB, A. et alii. - Applied Optimal Estimation. Cambridge, Mass., MIT Press, 1971.
067. ANDERSON, B.D.O. & MOORE, J.B. - Optimal Filtering. New Jersey, Prentice Hall, 1979.
068. LJUNG, L. & SODERSTROM, T. - Theory and Practice of Recursive Identification. Cambridge, Mass., MIT Press, 1983.
069. HARRIS, C.J. & BILLINGS, S.A., eds. - Self-tuning and Adaptive Control. United Kingdom, Peter Perigrinus, 1981.

070. IOANNOU, P.A. & KOKOTOVIC, P.V. - Adaptive Systems with Reduced Models: Lectures Notes in Control and Information Sciences. New York, Springer, 1983.
071. NANENDRA, K.S. & MONOPOLI, R.V. - Application of Adaptive Control. New York, Academic, 1980.
072. SEBORG, D.E. et alii. - Adaptive Control Strategies for Process Control: A Survey. AIChE J., 32(6):881-913, Jun, 1986.
073. GOVIND, R. & POWERS, G.J. - Control System Synthesis Strategies. AIChE J., 28(1):60-73, Jan, 1982.
074. MORARI, M. et alii. - Studies in the Synthesis of Control Structures for Chemical Processes. Part I Foundation of the Problem. AIChE J., 26(2):220-232, Mar, 1980.
075. MORARI, M. & STEPHANOPOULOS, G. - Studies in the Synthesis of Control Structures for Chemical Processes. Part II: Structural Aspects and Synthesis of Alternative Feasible Control Schemes. AIChE J., 26(2):232-247, Mar, 1980.
076. _____. Studies in the Synthesis of Control Structures for Chemical Processes. Part III: Optimal Selection of Secondary Measurements. AIChE J., 26(2): 247-260, Mar, 1980.
077. ARKUN, Y & STEPHANOPOULOS, G. - Studies in the Synthesis of Control Structures for Chemical Processes. Part IV: Design of Steady-state Optimizing Control Structures for Chemical Processes Units. AIChE J., 26(6):975-991, Nov, 1980.
078. _____. Studies in the Synthesis of Control Structures for Chemical Processes. Part V: Design of Steady-state Optimizing Control Structures for Integrated Chemical Plants. AIChE J., 27(5):779-792, Sep, 1981.
079. NISHIDA, N. et alii. - A Review of Process Synthesis. AIChE J., 27(3):321-351, May, 1981.
080. GARCIA, C.E. & MORARI, M. - Optimal Operation of Integrated Processing Systems. Part I e II. AIChE J. 27(6):960-968, Nov, 1981; 30(2):226-234, Sep, 1984.
081. FISHER, W. R. et alii. - Evaluating Significant Economic Tradeoffs for Process Design and Steady-State Control Optimization Problems. AIChE J., 31(9):1538-1547, Sep, 1985.
082. CUTLER, C.R. & PERRY, R.T. - Real Time Optimization with Multivariable Control is Required to Maximize Profits. Computer and Chem. Eng. 7(5):663-667, 1983.
083. GAITSGORI, V.G. et alii. Relationship Between On-line Process Control and Local Equipment Optimization in Factories Using Continuous Processing Technology. Automation and Remote Control, 47(6):851-860, Jun, 1986.
084. TAKAMATSU, T. - The Nature and Role of Process System Engineering. Computer and Chem. Eng., 7(4):203-218, 1983.

085. STEPHANOPOULOS, G. - A Research Program on Artificial Intelligence in Process Engineering. Chem. Eng. Educ. Fall(20):182-185,192, 1986.
086. VENKATASUBRAMANIAN, V. - A Course in Artificial Intelligence in Process Engineering: Experiences from a Graduate Course. Chem.Eng.Educ. Fall(20):188-193, 1986.
087. LEES, F. P. - Process Computer Alarm and Disturbance Analysis: Review of the State of the Art. Computer Chem.Eng.,7(6):669-694,1983.
088. ROUSE, W. B. - Human- Computer Interaction in the Control of Dynamic Systems. Computing Surveys, 13(1):71-99,Mar. ,1981.
089. KRYZHANOVSKII, G. A. & TSEPLYAEV, YU.F. - Evaluation of Operator Skills in Systems for Information Management. Automation and Remote Control, 47(1):138-148,Jan., 1986.
090. WONG, S.K.P. & SEBORG, D.E. - A Theoretical Analysis of Smith and Analytical Predictors. AIChE J. 32(10):1597-1605, Oct.1986.
091. LIMA A. F., PARK, S.W., PINTO, J.M. - Simulação de Processos na Indústria de Celulose e Papel. XX Cong. An. ABCP, Nov.,1987.
092. DUMONT, G.A. - Application of Advanced Control Methods in the Pulp and Paper Industry. A Survey. Automatica(22(2):143-153, 1986.
093. CONTROL SYSTEMS' 86, Stockholm, 1986. Proceedings Stockholm, STFI/SPCI, 1986. 218p.
094. INSTITUTO de PESQUISAS TECNOLÓGICAS do ESTADO DE SÃO PAULO. Metodologia Integrada de Pesquisa e Desenvolvimento em Informática e Automação Industrial. Setor Química e Celulose e Papel. Relatório 25.421 , São Paulo, 1987.
095. RYTI, N., et alii - Integrated Control of a Grinder Room, Pap. Puu, 55(11):811-28, 1973.
096. VARGAS, S. - Automation of Mechanical Pulping Process at Bio Bio mill. In: Congresso Anual de Celulose e Papel, 18., São Paulo, ABCP, 1985. v.1, p.203-09.
097. HILL, J.; JOHNSONN, B.; NELVIG, L. - The Impact of Pulp Quality Control on Mechanical Pulp Operations. In: INTERNATIONAL MECHANICAL PULPING CONFERENCE, Oslo, 1981. Preprints of papers Oslo, EUCEPA, 1981. Session III.2, 9p.
098. Refiner Controls Boost Chip Groundwood Pulp Mill Efficiency. Pap. Trade J., 169(8):35-7, Aug.,1987.
099. FADUM, O. K. - Distributed Control System in TMP Manufacturing. In: International Mechanical Pulping Conference, Oslo, 1981. Preprints of Papers Oslo, EUCEPA, 1981. Session III:3, 15p.
100. TAVI, H.- Computer Control of Thermomechanical Pulping. In: LEMKF, V.N. ed. Digital Computer Applications to Process Control. IFAC/North- Holland,1977. fp.65-77.

101. ARNOLD, W.H. & STOCKER, R.M. - The challenges of design, implementation and commissioning of a distributed control system in a TMP mill. Pulp. Pap. Canada, 84(3):21-6, 1983.
102. DAHLQVIST, G. & FERRARI, B. - Mill operating experience with a TMP refiner control system based on a true disk clearance measurement. In: INTERNATIONAL MECHANICAL PULPING CONFERENCE, Oslo, 1981. Preprints of Papers. Oslo, EUCEPA, 1981. Session III:6, 14p.
103. HILL, J.; PETERSON, T.; RYDEFALK, S. - The STFI long-fiber content meter and its process applications. In: INTERNATIONAL MECHANICAL PULPING CONFERENCE, 1977, Helsinki. Proceedings Helsinki, EUCEPA, 1977. Paper 79, 36p.
104. DUMONT, G.A. ; LEGAULT, N.D.; ROGERS, J.H. - Computer control of a TMP plant. In: INTERNATIONAL MECHANICAL PULPING CONFERENCE, Oslo, 1981. Preprints of Papers. Oslo, EUCEPA, 1981. Session III:1, 19p.
105. DUMONT, G.A. - Self - tuning control of a chip refiner motor load. Automatica., 18(3):307-14, 1982.
106. CHURCH, D. F. - Current and projected pulp and paper industry problems in process control and process modeling. AIChE Symposium Series, 72(159):19-39, 1976.
107. FRELDMAN, B. G. - Model reference control for batch digesters. Chem. Eng. Progress, 72:82-6, 1976.
108. WELLS, C.H.; JOHNS, E.C.; CHAPMAN, F.L. - Computer control of batch digesters using a Kappa number model. Tappi, 58(8):177-81, 1975.
109. WALTERS, W.Z. ; CLEMONS, R.N. - Lincoln Pulp and Paper Mill applies effective alkali control to digesters. Pulp. Paper, 59(8):74-5, Aug., 1985.
110. KEYES, M.A. - Pulp, Paper and Allied Industry Digital Process Control Systems and Trends. Automatica 13, p.547-551, 1977.
111. PERRON, M. & RAMAZ, A. - A Survey of Control Strategies in Chemical Pulp Plants. Automatica 13, p.383-388, 1977.
112. BATTERSHILL, J.W.T. & ROGERS, J.H. - On-line Computer Installations. A Survey. Pulp Pap. Can. 81, p.T177-T182, 1980.
113. SASTRY, V. - Self - tuning control of Kamyr digester chip level. Pulp Pap. Can., 79(5):41-4, May, 1975.
114. BELANGER, P.R. et alii. - Self-tuning Control of Chip Level in a Kamyr Digester. AIChE J. 32(1):65-74, 1986
115. SINGH, R.P., ed. - The Bleaching of Pulp. 3.ed Atlanta, Tappi Press, 1979. 694p.
116. Scott Maritimes Optimizes Bleach Plant with Computer Control Pulp Paper , 57(7):89-92, Jul. 1983.
117. RANKIN, P.A. & BIALKOWSKI, W.L. - Bleach Plant Computer Control Design, Implementation and Field Experiences. Part II. Tappi J. 67(7):66-70, Jul.1984.

118. FISHER, D.G. & SEBORG, D.E. ed. - Multivariable Computer Control. A Case Study. North Holland, 1976, 205p.
119. RICKER, N. - Dynamics of Multiple Effect Evaporators. Computer Simulation and Plant Test. AIChE Symposium Series 232(8):87, 1985.
120. INSTITUTO de PESQUISAS TECNOLÓGICAS do ESTADO DE SÃO PAULO. Centro Técnico em Celulose e Papel. Seção de Engenharia de Processos e Subprodutos. Instrumentação e Controle Avançado por Micro-Computador para Sistemas de Evaporadores de Múltiplo Efeito. Trabalho em execução.
121. JUUTI, P. - Computer control of liquor circulation at a Finnish Pulp Mill. Pulp Pap. Can., 84(11):39-43, Nov., 1983.
122. LILJEDAHN, S. & SANDQVIST, R. - Advanced control package for recovery boilers. Tappi J., 69(2):56-8, Feb., 1986.
123. SMITH, I.; CHRISTEMEIER, F.; WINKLE, R.V. - Optimization of recovery boiler control. Pulp Pap. Can., 87(3):125-28, Mar., 1986.
124. BLACKWELL, B. & KING, T. - Chemical Reactions in Kraft Recovery Boilers. Sandwell, 1985, 206p.
125. INSTITUTO de PESQUISAS TECNOLÓGICAS do ESTADO DE SÃO PAULO. Centro Técnico em Celulose e Papel. Seção de Engenharia de Processos e Subprodutos. Estudo das Operações de Caustificação do Licor Verde e da Clarificação do Licor Branco para Redução no consumo de Energia. São Paulo, 1986. 113p. (Relatório 24.342)
126. MATSKO, T.N. - Internal Model Control for Chemical Recovery. Chem. Eng. Prog. p.46-51, Dec. 1985.
127. GUIMARÃES, J.C. et alii. Uso da simulação no controle de forno de cal por microcomputador. In: SIMPÓSIO SOBRE OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS, 1., São Paulo, 1985. Anais Rio de Janeiro, IBP/GRINST-SP, 1985. p.112-24.
128. ELSILA, M. et alii. - Computer control of causticizing and lime kiln area is possible. Pulp Pap., 53(12):152-55, Nov. 1979.
129. MICHAELSON, R.B. & BROASWAY, A.S. - The application of multifunction controllers to a stock preparation system at MacMillan Bloedel Ltd. Pulp Pap. Can., 87(3):77-91, 1986
130. ELLERY, J.M. - Selection of refiner control schemes requires total stock flow system review. Pulp Pap., 56(2):77-81, 1982.
131. BREWSTER, D.B. - Interaction in CD control. In: CONTROL SYSTEMS' 86, Stockholm, 1986. Proceedings Stockholm, STFU/SPCI, 1986. p.61-6.
132. BIALKOWSKI, W.L. - New techniques for model reference control of a paper machine. Pulp Pap. Can., 79(2):73-7, 1976.
133. SIKORA, R.J. - Self-tuning control of moisture content. Pulp Pap. Can., 85(8):51-4, 1984.

134. KUNDE, F.K.; CHEN, T-S.; MATHRE, J.L. - Tuning weight and moisture control automatically. Tappi J.,66(7):35-8, 1983.
135. SILER, S.J. Cross-machine basis-weight control : machine considerations. Tappi J., 67(12):52-5, Dec. 1984
136. ERIKSSON, L. - World Review of Most Important Pulp & Paper Research Needs. Relatório STFI A 967, Jun. 1987.
137. Comitê técnico de CTCP - Listagem de Temas de Interesse Setorial enviada pelas Indústrias. Não publicado. 1987
138. HERNGREN, T. & LUNDQVIST, S-O. - Process control in kraft mills. In: CONTROL SYSTEMS' 86, Stockholm, 1986. Proceedings Stockholm, STFI/SPCI, 1986. p.125-30.
139. BIALKOWSKI, W.L. - Computer systems engineering staff in the Canadian Pulp and Paper Industry. Pulp Pap. Can., 84(8):63-7, 1983.
140. ECIL/P&D. Sistemas Digitais de Controle Ltda. Informações pessoais. São Paulo, 1987.
141. FJELD, M. - Tuning and adaptation in simple controllers for industrial use. In: CONTROL SYSTEMS'86. , Stockholm, 1986. Proceedings Stockholm,STFI/SPCI, 1986. p.179-83.