



Modelagem, Simulação e Controle da Moagem a Seco em Moinho de Bolas

Rodrigo Magalhães de Carvalho

Projeto Final de Curso

Orientadores

Prof. Mauricio Bezerra de Souza Jr., D.Sc.
Prof. Enrique Luis Lima, D.Sc.
Prof. Luís Marcelo Marques Tavares, Ph.D.

Outubro de 2007

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DA MOAGEM A SECO EM MOINHO DE BOLAS

Rodrigo Magalhães de Carvalho

Projeto final em Engenharia Química submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Prof. Amaro Gomes Barreto Jr, D.Sc.

Carlos André Vaz Jr., M.Sc.

Marcos Tabuquine, Eng.

Orientado por:

Prof. Maurício Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

Prof. Enrique Luis Lima, D.Sc.

Prof. Luís Marcelo Marques Tavares, Ph.D.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
Outubro de 2007

Carvalho, Rodrigo Magalhães de

Modelagem, Simulação e Controle da Moagem a Seco em Moinho de Bolas / Rodrigo Magalhães de Carvalho, Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2007.

Carvalho, Rodrigo Magalhães de

ix, 74 p.; il.

(Projeto de Final de Curso) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2007

Orientadores: Mauricio Bezerra de Souza Jr., Enrique Luis Lima, Luís Marcelo Marques Tavares.

1. Circuitos de Moagem. 2. Controle de Processos. 3. Projeto de Final de Curso. (Graduação – UFRJ/EQ). 4. Mauricio Bezerra de Souza Jr, Enrique Luis Lima e Luís Marcelo Marques Tavares. I. Modelagem, Simulação e Controle da Moagem a Seco em Moinho de Bolas.

Dedico este trabalho a todos que de alguma forma colaboraram na realização deste sonho.

Em especial à minha família e à minha esposa e grande Engenheira, Lilian.

"No que diz respeito ao desempenho, ao compromisso, ao esforço, à dedicação, não existe meio termo. Ou você faz uma coisa bem feita ou não faz."

Ayrton Senna

Agradecimentos

Aos meus pais Maurilio e Rosimery, por sempre terem colocado minha educação em primeiro lugar e por compreenderem o esforço necessário para superar todos os desafios nestes cinco anos de graduação em Engenharia Química. Emprestar o carro durante este tempo também foi muito importante!

À minha querida Lilian, por todo carinho e incentivo durante todo esse tempo. Paciência é uma virtude e você soube compreender todo o esforço para a conclusão deste trabalho. Obrigado por estar do meu lado e por me indicar o caminho correto nos momentos em que minha atenção se desvirtuava dos meus objetivos.

À minha nova família Maria Amelia, Waldely, Beatriz, Antônio e Maria de Lourdes por terem me incentivado e também apoiado esta empreitada nos momentos difíceis.

Ao grande amigo e professor Luís Marcelo Tavares pelo exemplo profissional que é, e por ter apostado no meu potencial como Engenheiro.

Aos Professores Mauricio Bezerra de Souza Jr. e Enrique Luis Lima que acreditaram no potencial deste trabalho e sempre estiveram disponíveis para discutir os caminhos a seguir.

A todos os Professores da Escola de Química que contribuíram na minha formação de Engenheiro Químico.

Aos amigos da Escola de Química da UFRJ, em especial Fabio Pereira, Rafael Bertges, Fernanda Lechuga, Edileusa Lins, Raphael Trindade e Leonardo Santana.

Aos grandes amigos Marko Cromwell, pelos sábios conselhos (profissionais ou não) e Alexandre Tomas, pelas grandes conversas sobre como as coisas funcionam na “vida real”.

À equipe técnica do Laboratório de Tecnologia Mineral, os atuais e os que já se foram.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para conclusão do curso de Engenharia Química

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DA MOAGEM A SECO EM MOINHO DE BOLAS

Rodrigo Magalhães de Carvalho

Outubro, 2007

Orientadores: Prof. Mauricio Bezerra de Souza Jr., D.Sc.
Prof. Enrique Luis Lima, D.Sc.
Prof. Luis Marcelo Marques Tavares, Ph.D.

Estudos mostram que 2 a 3% da energia elétrica produzida a cada ano no mundo é consumida pelas operações de cominuição. A moagem é um processo de cominuição e é caracterizada pela baixa eficiência energética.

Embora existam diversas publicações abordando o controle de circuitos de moagem a úmido, a bibliografia referente a estudos envolvendo o controle de circuitos a seco é escassa, mesmo sendo o circuito de moagem a seco uma variante importante da moagem em moinhos tubulares, uma vez que elimina a etapa de separação de sólidos que invariavelmente existe na moagem a úmido.

Em um circuito de moagem de cimento deseja-se manter o nível máximo de produção e ao mesmo tempo garantir que o produto final do circuito esteja com granulometria adequada dentro de uma determinada especificação.

O presente trabalho descreve a modelagem dinâmica de um circuito industrial de moagem de cimento, incluindo as principais perturbações do processo. O modelo dinâmico pôde simular o efeito de situações comuns na indústria cimenteira, como alterações na dureza (ou moabilidade) e também na distribuição de tamanhos de partícula do material alimentado ao circuito. Baseado no modelo dinâmico, diferentes propostas de controle são avaliadas: desde o controle PI descentralizado ao controle preditivo linear.

Também são comparados os resultados quando se simula uma situação comum na maioria dos circuitos de moagem a seco no Brasil: a indisponibilidade de resultados instantâneos de granulometria do produto. Os resultados mostram que a perda energética devido à sobre-

moagem é bastante relevante quando não se dispõe da análise granulométrica do produto on-line. Por outro lado, o sistema de controle é capaz de manter a produção em um nível máximo, ao mesmo tempo em que se obtém um produto final dentro das especificações desejadas reduzindo o custo energético do sistema.

ÍNDICE

I. INTRODUÇÃO	01
II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	04
II.1. Introdução à cominuição	04
II.2. Termos e conceitos	06
II.3. Classificadores a ar	09
II.4. Eficiência da classificação	10
II.5. Modelagem matemática da cominuição	14
II.5.1. Modelo do Balanço Populacional	15
II.5.2. Modelo do Balanço Populacional da moagem descontínua ...	17
II.5.3. Solução analítica da moagem descontínua	18
II.5.4. Modelo do Balanço Populacional da moagem contínua em circuito aberto.....	24
II.6. O controle de processos na indústria mineral	26
II.7. Circuitos de moagem na indústria de cimento	29
III. DESENVOLVIMENTO	32
III.1. Modelagem matemática do circuito de moagem	32
III.2. Parâmetros do circuito modelado	34
III.3. Modelagem do transporte de sólidos no moinho	35
III.4. Modelagem do classificador dinâmico a ar	37
III.5. Parâmetros das funções quebra e seleção	39
III.6. Análise dinâmica do circuito modelado	42
III.7. Sistema de controle	44
III.8. Identificação do processo e projeto de controladores	45
IV. RESULTADOS	48
IV.1. Testes em malha aberta e identificação do processo	48
IV.2. Arranjo de ganhos relativos	50
IV.3. Sintonia de controladores PI multimalhas	51
IV.4. Projeto de desacopladores	52
IV.5. Controle preditivo linear multivariável (MPC)	53

IV.6. Simulações industriais	54
V. CONCLUSÕES	70
VI. BIBLIOGRAFIA	71

I – INTRODUÇÃO

As operações de redução de tamanho de partícula – denominadas operações de cominuição - estão presentes em diversas áreas da indústria, como a indústria mineral, química, cerâmica, alimentícia e farmacêutica. A grande maioria destas operações é realizada em britadores e moinhos.

Estudos da década de 80 estimam que 2 a 3% da energia elétrica total produzida a cada ano no mundo são consumidos em operações de cominuição (Austin *et al.*, 1984). Nas operações de cominuição nas indústrias mineral e cimenteira, mais de 70% do consumo de energia se dão na moagem, que por sua vez é realizada predominantemente em moinho de bolas (Wills, 1997). Benzer (2005) refere-se ao consumo de energia elétrica na etapa de moagem da indústria de cimento como algo em torno de 60%, onde 40% desta energia são gastos no processamento das matérias primas.

A moagem normalmente representa o último estágio dos processos de cominuição. A redução do tamanho das partículas é realizada pela ação do impacto e da abrasão. Os moinhos de bolas são o tipo mais comum de moinhos tubulares, devido à sua eficácia de trabalho que vai da escala de laboratório à escala industrial.

Os circuitos de cominuição podem ser classificados quanto ao seu arranjo: em circuito aberto, onde não há retorno de material ao equipamento que realiza a cominuição, e em circuito fechado, onde normalmente o produto da operação de cominuição é submetido a um separador e a corrente que contém o material mais grosso é direcionada à alimentação para re-processamento.

Um circuito de moagem que utiliza um moinho de bolas possui duas variantes, a moagem a úmido e a moagem a seco. Na moagem a úmido o circuito é alimentado com o material a ser cominuído juntamente com água, enquanto que na moagem a seco somente o material a ser cominuído é introduzido no circuito.

Durante o século passado alguns modelos essencialmente empíricos foram desenvolvidos com o propósito de compreender os fenômenos envolvidos na moagem e por sua vez proporcionar o desenvolvimento de ferramentas de otimização. O modelo do balanço populacional é utilizado amplamente desde os anos 80 e sua manipulação e aplicações em circuitos operando em estado estacionário é bastante consolidada para diversas operações de cominuição, haja

visto a existência de diversos simuladores comerciais amplamente utilizados na indústria (UsimPac[®], Modsim[®], JKSimMET[®]).

Há grande necessidade de se operar circuitos de moagem em condições ótimas ou próximas destas. Apesar de apresentarem baixa eficiência, as operações de moagem possuem demanda energética muito alta. Consequentemente, pequenos aumentos na produção ou na melhoria da qualidade do produto levam a significativos ganhos energéticos, traduzindo-se em menor custo de produção.

A moagem a seco é uma variante importante da moagem em moinhos de bolas. Exemplos de aplicação da moagem a seco são a cominuição de clínquer, escória e matérias-primas na fabricação de cimento e de vários minerais industriais. Nos circuitos de moagem de clínquer, responsáveis pela geração de um produto final vendável, quaisquer flutuações no processo não devidamente compensadas resultarão na produção de material fora das especificações comerciais, acarretam em prejuízo na operação. Estudos de modelagem matemática dinâmica desses moinhos operando a seco são extremamente escassos na literatura (Liu e Spencer, 2004). Inclusive, pouco existe sobre as relações de transferência de massa adequadas à descrição da moagem a seco (Hogg, 1984).

O modelo do balanço populacional (Ramkrishna *et al.*, 1973) é uma ferramenta bastante útil na modelagem do processo de cominuição. Este modelo, quando alimentado com informações sobre as características de quebra do material, condições operacionais e de projeto, consegue descrever com precisão de até 2% (Herbst *et al.*, 1982) este tipo de processo. No caso da moagem contínua, faz-se necessário ainda complementar o modelo com uma relação de transferência de massa.

Em circuitos de moagem a seco, lança-se mão de classificadores dinâmicos a ar para providenciar a separação das partículas finas do fluxo processado pelo moinho. O fluxo de partículas finas é direcionado ao produto final enquanto o fluxo de partículas grossas é direcionado à alimentação do moinho. Esta separação é representada pela curva de partição ou classificação. A literatura relativa a modelos matemáticos que descrevem a influência das variáveis operacionais sobre a curva de partição de um classificador é bastante escassa. Este trabalho propõe a utilização das relações determinadas por Benzer *et al.* (2001) que foram baseadas em dados de uma grande quantidade de circuitos industriais.

A moagem em circuito fechado é um processo essencialmente multivariável e, no caso da moagem de clínquer de cimento, tem-se interesse em manter a produção em uma taxa que seja a maior possível e se obtenha um produto fino o suficiente para atender às especificações do cimento que se deseja produzir. A alimentação destes circuitos está sujeita principalmente a diversos tipos de perturbações como, por exemplo, flutuações na sua distribuição granulométrica (distribuição de tamanhos de partículas) e moabilidade (susceptibilidade a quebra).

Da década de 90 até hoje diversas estratégias de controle foram sugeridas para este tipo de processo. Estas abordagens vão desde o controle PID multivariável descentralizado ao controle preditivo não-linear baseado em modelos simplificados.

Sabe-se que a dinâmica de um circuito de moagem de cimento é extremamente não-linear. O presente trabalho, baseado em uma modelagem criteriosa do processo tendo como base diversas relações consolidadas na literatura, visa estudar a dinâmica deste processo e propor estratégias de controle revisando as estratégias estudadas anteriormente por alguns autores.

As estratégias avaliadas neste trabalho são: controle PID multivariável descentralizado, controle PID multivariável com desacopladores baseado no modelo linearizado e o controle preditivo linear.

II - Revisão Bibliográfica

II.1 - Introdução a cominuição

A palavra cominuição é derivada do Latim *comminuere*, o que significa “reduzir tamanho”. Uma civilização industrial moderna não poderia existir sem a exploração de um grande número de tecnologias de cominuição, da britagem de fragmentos de rocha de minérios retirados de uma mina à moagem ultrafina para produção de tintas, fármacos, produtos cerâmicos e outros materiais avançados.

De acordo com o relatório da U.S. National Materials Advisory Board em 1981, 1,5% de toda energia elétrica produzida nos Estados Unidos fora consumida em operações de cominuição (contemplando-se a energia necessária para fabricação dos corpos moedores de aço utilizados em moinhos).

As operações de processamento mineral são as principais usuárias do maquinário de cominuição. Dentre elas, podem-se citar: o beneficiamento de minerais metálicos e industriais, como minério de ferro, carvão, metais preciosos e diamantes.

Dentre os principais equipamentos de cominuição, pode-se citar: britadores (de rolos, cônico, de martelos, de mandíbulas e impacto) e moinhos (de bolas, de barras, autógenos e semi-autógenos).

Os moinhos de bolas são a forma mais comum de moinhos giratórios, provavelmente porque operam efetivamente da escala de laboratório a escala industrial. São amplamente utilizados em uma larga escala de tamanhos de partículas, de alguns milímetros a algumas dezenas de micrometros (Napier-Munn, 1996). Moinhos de bolas são utilizados na cominuição de materiais com tamanho de partículas de até 20 mm. Os moinhos de bolas possuem este nome por utilizarem como corpos moedores, esferas de aço. Conforme o casco do moinho gira, a carga é elevada por meio do revestimento interno e os corpos moedores são lançados de encontro às partículas de material a ser cominuído por efeito da força centrífuga mais ação da gravidade. Dependendo da energia dos impactos as partículas sofrem ruptura gerando fragmentos mais finos.

Moinhos de bolas na indústria mineral em sua grande maioria são operados a úmido, enquanto que na indústria cimenteira, em especial na moagem do clínquer, utiliza-se a operação a seco.

As Figuras II.1, II.2 e II.3 representam diferentes corte de moinhos de bolas compostos por dois compartimentos, comumente utilizados na indústria cimenteira.

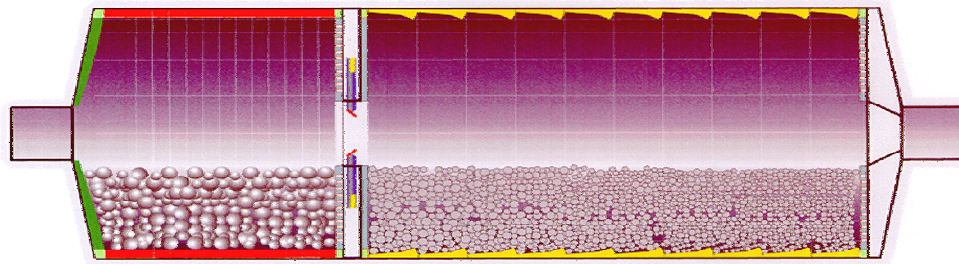


Figura II.1 – Vista lateral de um moinho de bolas de dois compartimentos (____, 2000)

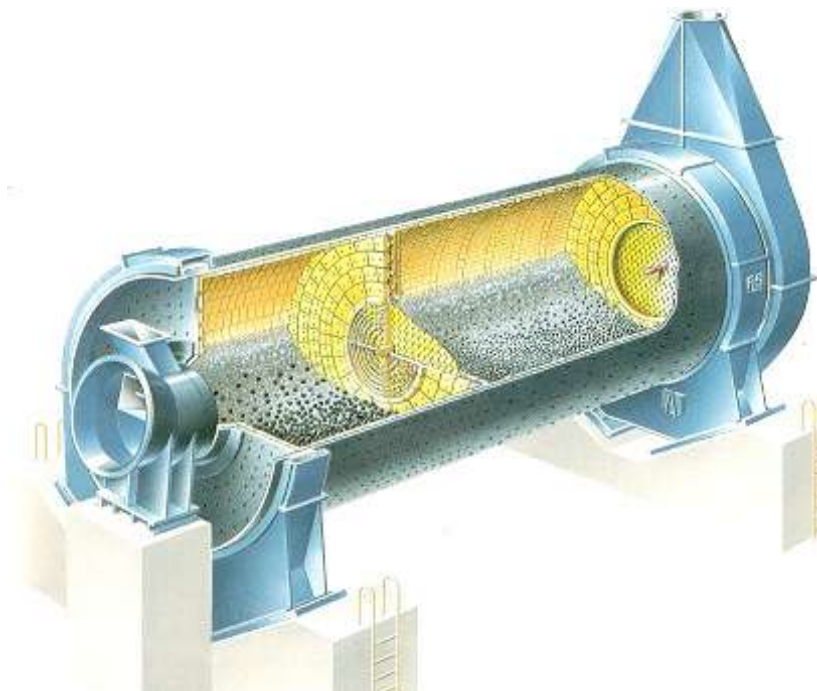


Figura II.2 – Vista em corte de um moinho de bolas (____, 2000)



Figura II.3 – Interior de um moinho de bolas da indústria cimenteira (Silva, 2007)

II.2 – Termos e conceitos

Segundo Austin e Concha (1993), um moinho é essencialmente um reator que está transformando partículas grandes em partículas pequenas. Existem muitas formas de se aplicar forças às partículas e causar fratura. Os moinhos de bolas, barras, semi-autógenos e autógenos industriais são equipamentos de grande porte capazes de processar grandes fluxos de materiais, operando com relativa estabilidade.

O reagente em um moinho é a alimentação que adentra o equipamento e que raramente é composta por partículas de um só tamanho. Normalmente apresenta uma distribuição granulométrica completa, de maneira que deve ser considerada como uma distribuição de reagentes. Esta distribuição de tamanhos pode ser representada por uma curva contínua ou de forma discreta por um conjunto de números $P(x)$ que representam cumulativamente a proporção de partículas menores que o tamanho x . A Figura II.4 exemplifica este tipo de representação.

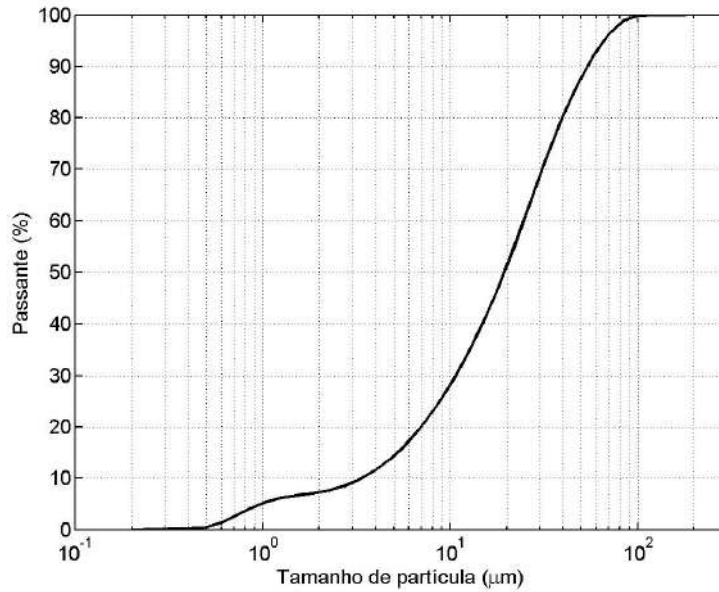


Figura II.4 - Análise granulométrica típica do produto final de um circuito de moagem de cimento

Convém designar o índice do maior tamanho de partícula de uma distribuição granulométrica de 1, o tamanho abaixo de 2, e assim por diante conforme a Figura II.5. O intervalo de tamanho final que contém a massa de material mais fino é definido como a fração em peso p_n de tamanhos menores que a menor peneira utilizada. Este intervalo é chamado de fundo (d_{pN}) e é o que recebe material proveniente da fratura de materiais dos tamanhos superiores.

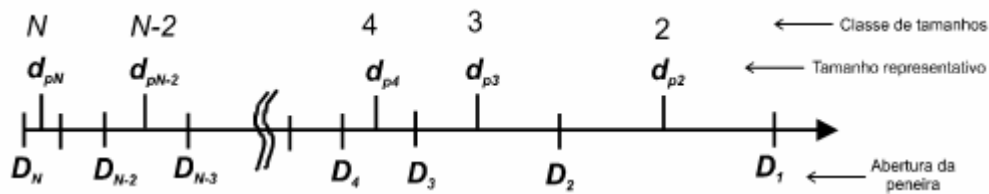


Figura II.5 – Arranjo de classes de tamanhos, tamanhos representativos e aberturas de peneiras ao longo do eixo de tamanhos (Tavares, 2005)

De todas as operações de moagem a seco, a produção de cimento é a mais importante (Jankovic *et al.*, 2004). A indústria de cimento é uma das maiores consumidoras de energia do mundo. Utilizando cerca de 1,5% da produção total de combustível e 2% da energia elétrica produzida no mundo (Norholm, 1995 e Benzer *et al.*, 2001).

Os circuitos de moagem para produção de cimento a partir do clínquer consistem de moinhos tubulares de dois compartimentos, como mostrado nas Figuras II.1, II.2 e II.3, e um separador a ar operando em circuito fechado. Avanços na tecnologia de moagem de cimentos são lentos e estão geralmente limitados às nações mais desenvolvidas (Van Breusegen, 1996). Em geral esta operação ocorre em circuito fechado com classificadores a ar. O circuito de moagem pode ser representado conforme a Figura II.6. O material alimentado é misturado à corrente de reciclo e esta mistura é descarregada no interior do moinho de bolas, onde as partículas terão seu tamanho reduzido por meio dos impactos ocasionados pelos corpos moedores. O produto do moinho é descarregado em um elevador de caçambas que, por sua vez, descarrega o material a um classificador a ar, que direciona as partículas finas ao produto final e as partículas grossas para a corrente de reciclo.

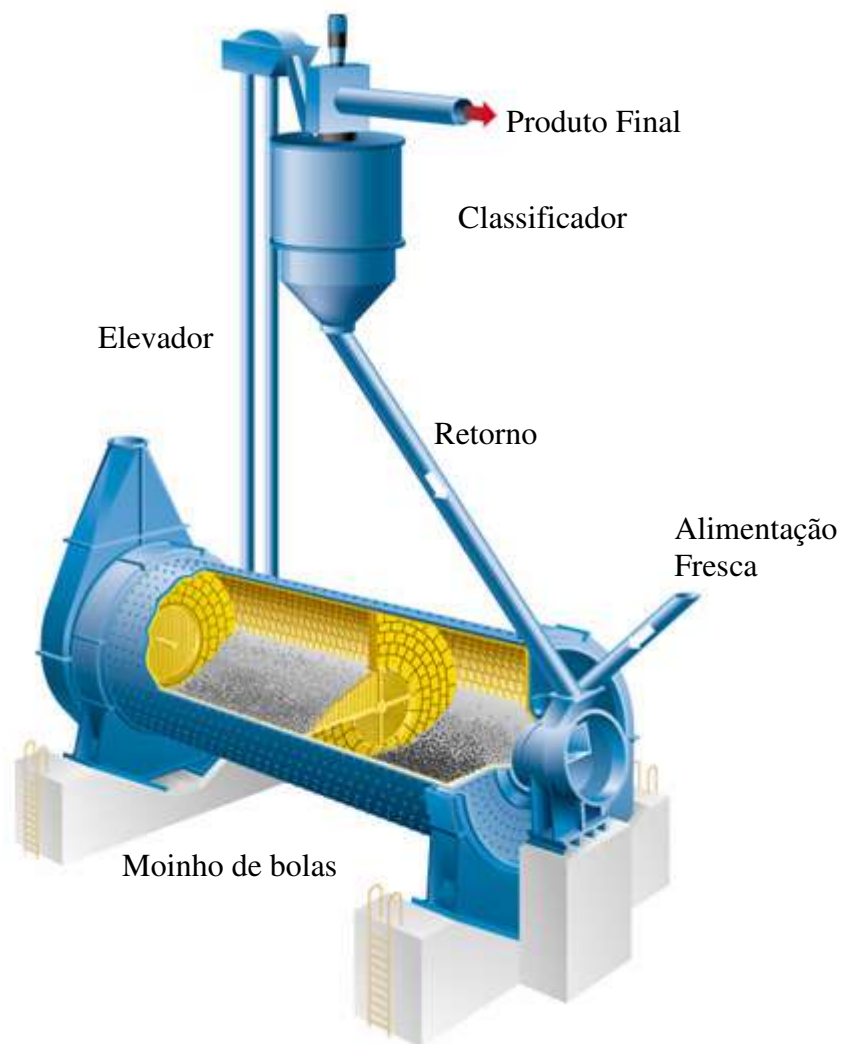


Figura II.6 – Circuito de moagem na indústria cimenteira (_____,2000)

II.3 – Classificadores a ar

O propósito de qualquer circuito de cominuição é a redução do tamanho das partículas. Para tanto, é necessário empregar um equipamento que realize a separação do material que já se encontra na faixa de tamanho desejado do restante (Napier-Munn, 1996). No caso dos circuitos de moagem de cimento há extrema necessidade de se controlar os processos de classificação, uma vez que a distribuição granulométrica possui estreita relação com a propriedade de resistência à compressão do cimento, bem como de seus derivados (concretos e argamassas) (Souza, 2002).

Os classificadores exercem uma forte influência no desempenho do circuito, determinando a carga circulante (corrente de reciclo), a capacidade de produção do circuito e a granulometria do produto final. A classificação é usualmente o instrumento mais efetivo para o ajuste do desempenho do circuito em um estudo de otimização. Isto se deve ao fato de que a alteração de condições operacionais destes equipamentos se dá de forma simples, como por exemplo, alterando a velocidade de rotação de um classificador a ar.

Nos circuitos de moagens a seco são empregados classificadores pneumáticos (ciclones, classificadores estáticos e dinâmicos). Os classificadores dinâmicos são os preferidos quando se deseja controle mais preciso da granulometria do produto. Separadores dinâmicos a ar são os principais equipamentos de classificação numa indústria cimenteira e estão divididos em três gerações, sendo a terceira geração o tipo mais eficiente e comum atualmente (Tavares *et al.*, 2007). Seu funcionamento se dá por meio de correntes de ar, com atuação de três forças conjugadas: peso das partículas, a força centrífuga e a força de arraste das correntes de ar.

Estes separadores são considerados os mais eficientes devido à sua característica de permitir um controle mais apurado da granulometria do produto e o resfriamento do material. A Figura II.7 mostra uma visão externa deste classificador. Este tipo de equipamento possui um ventilador externo que gera um fluxo de ar em seu interior. O material alimentado cai sobre um disco dispensor que se encarrega de distribuir as partículas ao redor do rotor. As palhetas do rotor previnem a penetração das partículas grossas em seu interior. O produto grosso cai então no cone de coleta e é recirculado ao circuito, enquanto os finos fluem juntamente com o ar de separação para o interior do rotor e são redirecionados à bateria de ciclones onde ocorre a separação ar/partículas (Figura II.8).

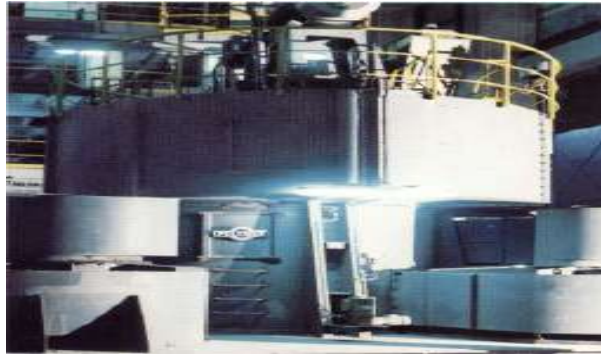


Figura II.7 – Classificador dinâmico Sepol[®], fabricado pela Krupp Polius (Silva, 2007)

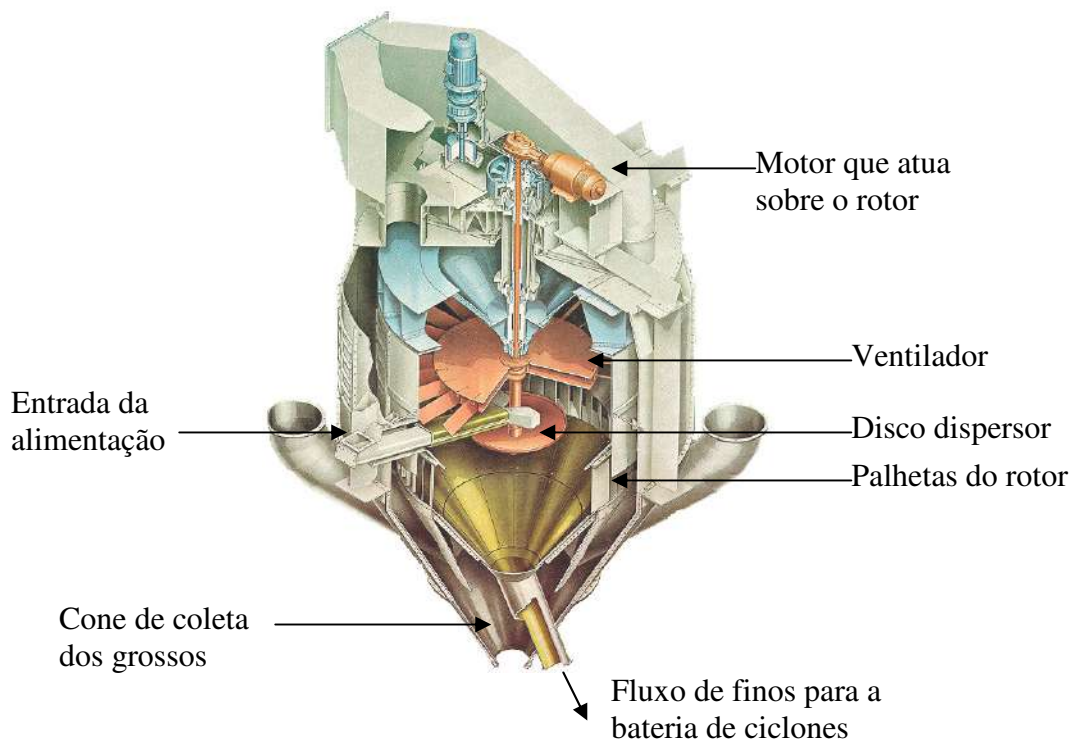


Figura II.8 – Vista em corte de um classificador a ar de 3^a Geração (____,2000)

II .4 Eficiência da classificação

O classificador recebe o material do moinho e o separa em duas populações distintas, denominadas grossos e finos. Os grossos são constituídos pela fração da alimentação do classificador que retorna ao moinho, também chamada de carga circulante, e os finos que correspondem ao produto final do circuito de moagem. A Figura II.9 ilustra esta descrição.

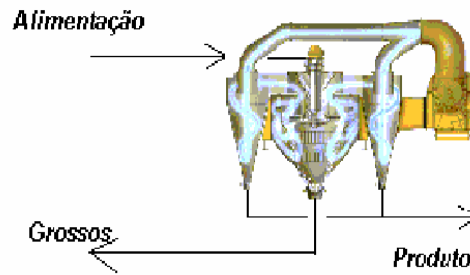


Figura II.9 – Esquema dos fluxos da alimentação, grossos e finos de um classificador industrial de terceira geração (Silva, 2007)

A operação dos classificadores é representada por uma curva de eficiência, também chamada de curva de partição (Figura II.10), seletividade ou curva de Tromp. A curva de partição descreve a proporção de sólidos de um dado tamanho que reporta ao *underflow* ou *overflow*. Convém determinar a curva de partição em função do *underflow*, embora outros autores utilizem esta definição com respeito ao *overflow* (Napier-Munn, 1996).

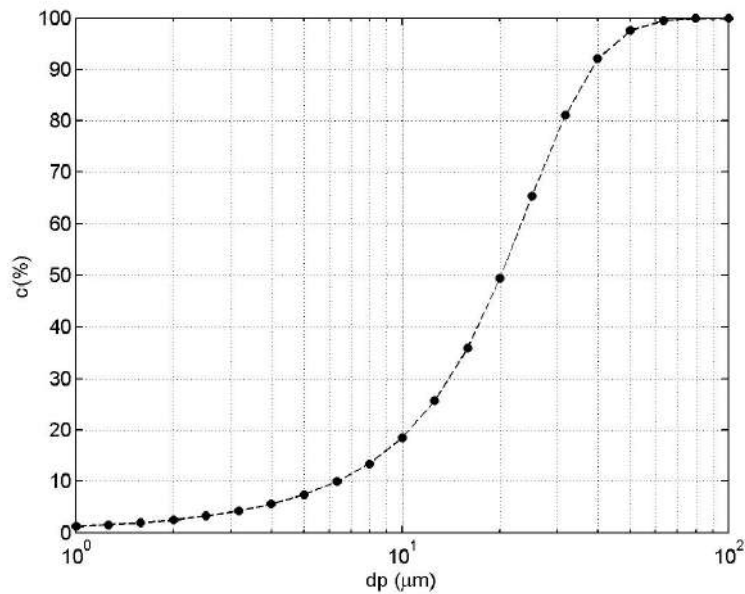


Figura II.10 - Exemplo de curva de partição

A curva de partição de um classificador industrial pode ser determinada através de amostragens no circuito.

Diversos autores propuseram diferentes modelos matemáticos para descrever a eficiência de um classificador. Os modelos mais conhecidos são: logístico, log-normal, Lynch e Whiten (King, 2002).

É comum assumir que as curvas de partição possuem uma forma comum, apresentando comportamento monotônico, sem pontos de máximo ou mínimo locais como no caso da Figura II.10. Porém observam-se em casos específicos, como nos classificadores a ar da indústria cimenteira, o aparecimento de um efeito que torna a forma da curva parecida com um anzol na região de partículas finas da curva, usualmente abaixo de 45 μm (Napier-Munn, 1996). Uma curva de partição real obtida de um circuito de moagem de cimento é mostrada na Figura II.11.

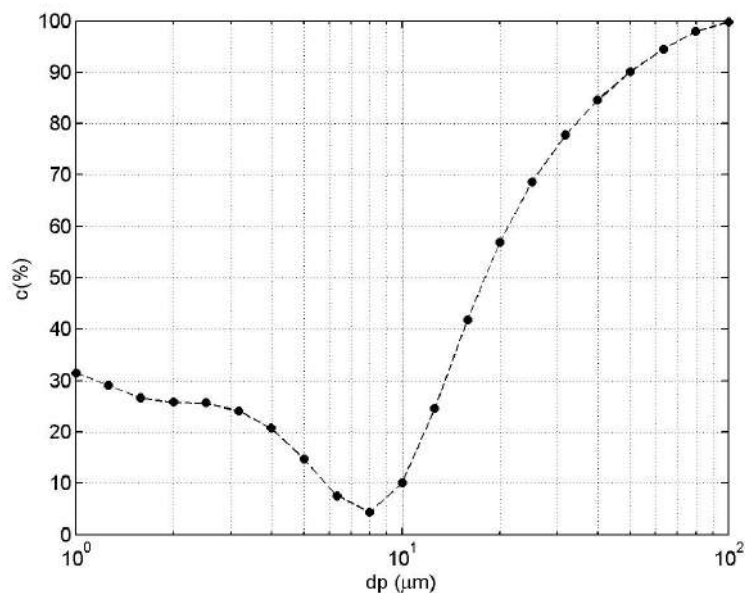


Figura II.11 – Curvas de partição obtida de um classificador a ar na indústria cimenteira (Silva, 2007)

Não se sabe ao certo a causa deste fenômeno, que pode ocorrer devido ao efeito de camada limite sobre as partículas mais finas fazendo com que elas sejam arrastadas juntamente com as partículas mais grossas (Nagasawararao, 2000) ou, conforme relatado em Napier-Munn *et al.* (1996) em alguns casos em que o efeito anzol aparece devido a erros de amostragens ou de análise granulométrica. No caso da moagem a seco de cimento existe uma evidência de que as partículas finas se aglomeram eletrostaticamente no classificador a ar e são reportadas ao *underflow*. Ao se realizar análises granulométricas a úmido ou em equipamentos de difração a

laser, ocorre a desaglomeração destas partículas, evidenciando a formação do efeito anzol na curva de partição (Napier-Munn *et al.*, 1996).

Whiten propôs o seguinte modelo para descrever este fenômeno (Napier-Munn *et al.*, 1996), (Equação II.1):

$$e = 1 - C \left[\frac{(1 + \beta\beta^* X)(\exp(\alpha) - 1)}{\exp(\alpha\beta^* X) + \exp(\alpha) - 2} \right] \quad (\text{Eq. II.1})$$

onde e é a fração da alimentação que reporta ao *underflow*, C é a fração da alimentação que é sujeita à classificação, ou seja, $1 -$ fração de *by pass*, α é o parâmetro de eficiência da curva, β é o parâmetro do anzol e β^* é o parâmetro que mantém a definição $d=d50_c$ quando $e = 1 - 0,5C$. Esta equação trabalha com o tamanho de partícula reduzido dado por $X = dp/d50_c$, onde dp é o tamanho de partícula e $d50_c$ é o tamanho de partícula que possui igual probabilidade de se reportar ao *underflow* e ao *overflow*. Para o caso em que a curva de partição não exhibe o comportamento de anzol, o parâmetro β se torna zero e o parâmetro β^* é igual a 1, sendo que a equação anterior torna-se,

$$e = 1 - C \left[\frac{(\exp(\alpha) - 1)}{\exp(\alpha X) + \exp(\alpha) - 2} \right] \quad (\text{Eq. II.2})$$

Apesar da relativa facilidade de se ajustar os parâmetros do modelo de Whiten para descrever a curva de partição obtida em um classificador industrial, pouco se conhecia sobre a influência que os parâmetros operacionais e constitutivos do separador como frequência de rotação, vazão de ar e taxa de alimentação de sólidos exerciam sobre esta curva. Benzer *et al.* (2001) reuniram informações de diversos circuitos de moagem de cimento operando com vários classificadores dinâmicos do tipo Sepol[®] e propuseram algumas relações matemáticas para descrever a curva de partição baseada no modelo de Whiten.

Esses autores descobriram que o parâmetro de eficiência (α) é função das propriedades do material classificado e independente das variáveis operacionais. Entretanto reportam erroneamente a dependência do parâmetro $d50_c$, apresentada como uma dependência linear da razão entre a velocidade do rotor do separador (V_{rotor} em m/s) e a velocidade do ar (V_{ar} em m/s). O correto é a dependência à inversa desta razão, conforme a equação II.3,

$$d50_c = 0,1395 \frac{Var}{V_{rotor}} - 0,031 \quad (\text{Eq. II.3})$$

sendo $d50_c$ dado em micrometros.

A fração da alimentação efetivamente submetida à classificação (C) varia com a razão da velocidade do ar com a taxa de alimentação (W em t/h) de material ao separador.

$$C = 19,122 \ln\left(\frac{Var}{W}\right) + 115,59 \quad (\text{Eq. II.4})$$

Por fim, Benzer *et al.* (2001) estabeleceram uma relação linear entre o parâmetro que diz respeito ao efeito anzol (β) e a razão entre a taxa de alimentação e a velocidade do ar ao cubo.

$$\beta = 2,761 \frac{W}{Var^3} + 0,9741 \quad (\text{Eq. II.5})$$

Estas relações entre os parâmetros operacionais do classificador e a sua curva de partição são de suma importância, permitindo-se prever e otimizar o comportamento do equipamento manipulando algumas de suas variáveis de operação.

II.5 – Modelagem matemática da cominuição

Um processo de cominuição pode ser abordado de duas maneiras diferentes (Hulbert, 1990), através de um modelo mecanístico que descreva em detalhes a física de todo o processo ou por um modelo “caixa preta” cujo objetivo é reproduzir a influência da moagem através de entradas e saídas. Geralmente, a primeira alternativa, que tem como exemplo o método dos elementos discretos (Morrel *et al.*, 1996), leva a modelos complexos que dificilmente poderiam ser utilizados diretamente para a compreensão de todo um circuito de moagem e, por consequência, permitir o projeto de um controlador. A segunda alternativa, utilizada no presente projeto, proporciona modelos que se tornam complexos o suficiente para descrever as dinâmicas principais enquanto ainda são palpáveis para o projeto do sistema de controle.

Os modelos caixa preta têm sido amplamente utilizados no projeto e otimização das operações de cominuição. Sua origem é datada no final do século XIX, quando Kick apresentou a chamada primeira lei da cominuição. Em meados do último século Fred C. Bond (1952) introduziu a chamada terceira lei da cominuição e com isso uma abordagem energética

puramente empírica para os processos de redução de tamanho em minérios foi adotada para o dimensionamento de equipamentos de cominuição. Críticos a essa abordagem alegam que ela seria desprovida de fundamentação teórica necessária para a validação do modelo. A aplicação deste modelo resulta em erros da ordem de $\pm 20\%$ (Herbst e Fuerstenau, 1973).

II.5.1 - O modelo do balanço populacional

A caracterização de uma população de partículas através de uma distribuição de partículas em espaço de variáveis internas e externas proporciona um procedimento de modelagem formalizado e poderoso. A idéia básica é a de que conforme as partículas se movem através do sistema suas coordenadas externas e internas variam – as coordenadas externas devido à movimentação física através do sistema e as internas devido às alterações proporcionadas pelo processamento.

O conjunto de coordenadas externas e internas relacionadas a uma partícula define a coordenada da localização no espaço fase. A coordenada externa descreve sua localização física atual, enquanto que as coordenadas internas descrevem características da própria partícula. As coordenadas internas devem ser suficientemente numerosas para descrever a partícula com todo o detalhamento necessário para sua completa caracterização em termos dos processos que precisam ser descritos (King, 2001).

Alguns exemplos de coordenadas internas são:

- Tamanho de partícula (provavelmente o mais importante)
- Composição mineralógica
- Composição química
- Forma da partícula
- Energia superficial específica

De acordo com a aplicação específica do modelo do balanço populacional, pode-se escolher uma ou mais coordenadas internas adequadas. Assim a coordenada interna que se torna relevante no modelo é o tamanho de partícula. A equação do balanço populacional, fornece uma descrição muito poderosa das variações das características de populações de partículas

em uma variedade de reatores (Ramkrishna e Bornwanker, 1973). No caso da moagem ela tem sido usada com sucesso há mais de 40 anos na descrição do processo, tanto na sua operação contínua quanto descontínua e permite o desenvolvimento de modelos que descrevem a operação de vários tipos de moinhos.

A partir do balanço populacional microscópico (Figura II.12) chega-se à equação fundamental do balanço populacional macroscópico (Rajamani, 1992), dada por

$$\frac{1}{V} \frac{\partial}{\partial t} (V \bar{\Psi}) = \frac{1}{V} (Q_{in} \Psi_{in} - Q_{out} \Psi_{out}) - \sum_{j=1}^J \frac{\partial}{\partial \zeta_j} (v^{(j)} \bar{\Psi}) + \bar{D} - \bar{B} \quad (\text{Eq. II.6})$$

①

②

③

④

sendo V o volume de controle, $\bar{\Psi}$ a distribuição em número de partículas, $v^{(j)}$ o vetor de velocidade de mudança da propriedade j , Q_{in} e Q_{out} os fluxos de entrada e saída no volume de controle, respectivamente, e $\bar{D} - \bar{B}$ o termo de acúmulo.

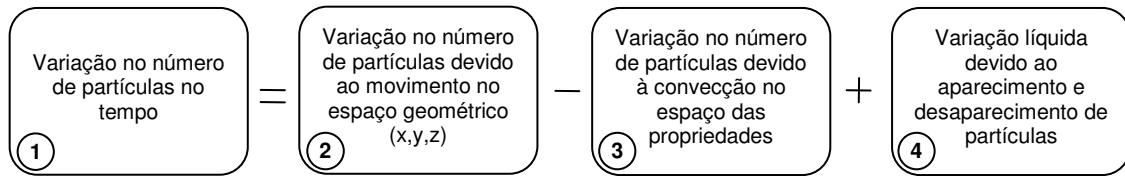


Figura II.12 – Esquema representativo do balanço populacional microscópico.

Em um moinho de bolas a variação no tamanho das partículas ocorre predominantemente de forma catastrófica, como resultado dos impactos dos corpos moedores contra as partículas, causando a sua fratura (termo 4 na Figura II.12). Pode-se então desprezar o efeito da variação contínua de tamanho de partícula (termo 3 da Figura II.12) que poderia ser causada, por exemplo, pelo processo de fragmentação por abrasão. Considerando estas hipóteses e tomando $\zeta_{i=1}$ referente ao tamanho de partícula, pode ser derivada a equação descritiva, em fração mássica, da moagem em moinhos de bolas (King, 2001), dada por

$$\frac{\partial [Mp(x,t)]}{\partial t} = W_{in}(t)p_{in} - W_{out}(t)p_{out} - s(x,t)Mp(x,t) + \int_x^{x_m} b(x,x')s(x',t)Mp(x',t)dx' \quad (\text{Eq. II.7})$$

sendo M a massa de sólidos no interior do moinho (denominada *hold-up*), p_{in} o vetor contendo a distribuição granulométrica do material na alimentação e p_{out} o vetor contendo a distribuição granulométrica na descarga do moinho.

A função s , chamada de função seleção, representa a taxa específica de quebra para partículas de tamanho x , podendo também ser influenciada pelo tempo, caso as condições de moagem mudem com ele. A função $b(x,x')$, também chamada de função quebra ou distribuição de quebra, representa a fração do produto da quebra primária proveniente de partículas do intervalo de tamanho x' que se distribuem no intervalo de tamanho x .

II.5.2 – Modelo do balanço populacional da moagem descontínua

O moinho descontínuo é considerado um reator de mistura perfeita e, como não há retirada nem alimentação de material ao moinho, desaparecem os efeitos de transferência de massa. Portanto, a modelagem da moagem descontínua é uma ferramenta importante para se determinar os parâmetros intrínsecos ao moinho e ao material, que posteriormente são aplicados aos modelos dinâmicos em conjunto com uma relação de transferência de massa.

A equação II.7 escrita na forma discretizada e sem os termos de entrada e saída de material do moinho (termo 2 na Fig. II.11), se torna,

$$\frac{dp_i}{dt} = -s_i p_i + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} s_j p_j \quad (\text{Eq. II.8})$$

Nesta forma, a população de fragmentos é discretizada em N classes de tamanhos. As partículas mais grossas são classificadas na classe de tamanhos 1, enquanto as mais finas na classe de tamanhos N . A moagem do material na classe de tamanhos i é caracterizada pelo desaparecimento de parte das partículas que pertencem à classe e pelo aparecimento de fragmentos menores, os quais são adicionados a classes mais finas.

Para o caso da primeira classe de tamanhos a equação II.8 pode ser reescrita como

$$\frac{dp_1(t)}{dt} = -s_1 p_1(t) \quad (\text{Eq. II.9})$$

sendo s_1 a taxa de quebra da classe de tamanhos 1. Esta equação permite identificar claramente que o processo de moagem é tratado como um processo cinético de primeira ordem. Este efeito é apresentado na Figura II.13.

A partir de ensaios de moagem descontínua e resolvendo a equação II.9 pode-se estimar a taxa específica de quebra s_1

$$\log \left[\frac{p_1(t)}{p_1(0)} \right] = -\frac{s_1}{2,3} t \quad (\text{Eq. II.10})$$

sendo que a razão $p_1(t)/p_1(0)$ representa a fração remanescente de partículas na classe 1 no moinho após um tempo t de moagem.

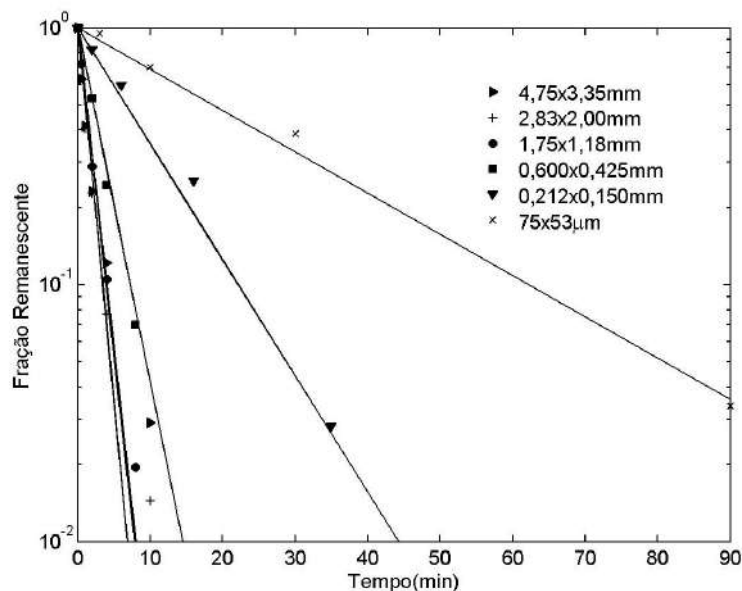


Figura II.13 - Efeito da cinética de primeira ordem de desaparecimento de material contido no monotamanho original. Os pontos representam dados experimentais (Cerqueira, 2007) e as linhas representam a linearização através da Equação II.10.

Sabe-se que a cinética de primeira ordem não é aplicável a todos os tipos de material e condições de moagem, podendo a taxa de quebra apresentar em certas ocasiões diferentes efeitos não-lineares, tanto decorrentes do tipo de material quanto das condições de moagem (Fuerstenau *et al.*, 2004, Bilgili e Scarlett, 2005).

II.5.3 - Solução analítica da moagem descontínua

Reid (1965) propôs uma solução analítica para a moagem descontínua, que posteriormente foi modificada por Luckie e Austin (1984),

$$p_i(t) = \sum_{j=1}^i d_{ij} p_j(0) \quad \text{para, } n \geq i \geq 1 \quad (\text{Eq. II.11})$$

onde d_{ij} é dado por

$$d_{ij}(t) = \begin{cases} 0 & \text{para, } i < j \\ \exp(-s_i t) & \text{para, } i = j \\ \sum_{k=j}^{i-1} c_{ik} c_{jk} [\exp(-s_i t) - \exp(-s_k t)] & \text{para, } i > j \end{cases} \quad (\text{Eq. II.12})$$

e c_{ij} é dado por

$$c_{ij}(t) = \begin{cases} -\sum_{k=1}^{j-1} c_{ik} c_{jk} & \text{para, } i < j \\ 1 & \text{para, } i = j \\ \frac{1}{s_i - s_j} \sum_{k=j}^{i-1} s_k b_{ik} c_{kj} & \text{para, } i > j \end{cases} \quad (\text{Eq. II.13})$$

A forma desenvolvida por Luckie e Austin (1984) se mostra mais estável que a solução de Reid para intervalos de tempo pequenos tendo sua utilização justificada.

Função seleção. A função seleção representa a taxa específica de quebra dependente do tamanho de partícula. Ela depende do material a ser cominuído e está fortemente ligada às condições de moagem às quais o material é submetido. Os fatores que influenciam a taxa específica de quebra das partículas em um moinho são o diâmetro, a velocidade de rotação e o grau de enchimento do moinho, assim como o tamanho dos corpos moedores (King, 2001).

Austin propôs representar a variação da taxa específica de quebra com o tamanho de partícula por meio da função (Austin *et al.*, 1984),

$$s_i = \frac{s_1 dp_i^\alpha}{1 + \left(\frac{dp_i}{\mu}\right)^A} \quad (\text{Eq. II.14})$$

sendo dp_i o tamanho representativo (médio) das partículas na classe de tamanhos i . Convenciona-se representar dp_i em milímetros e sua taxa específica de quebra (s_i) em minutos⁻¹: s_1 , α , μ e A são parâmetros do modelo.

A Equação II.14 e a Figura II.14 mostram que, para tamanhos de partícula pequenos a taxa específica de quebra aumenta consideravelmente com o aumento desse tamanho, o que reflete a redução da resistência das partículas com esse aumento. Por outro lado, conforme o tamanho de partícula se torna significativo perante o tamanho dos menores corpos moedores presentes no moinho, o nível de energia aplicado por estes às partículas se torna insuficiente para ocasionar fratura das mesmas. Sendo assim, a taxa específica de quebra passa por um máximo e decresce com a variação do tamanho de partícula.

A taxa de quebra das partículas obtida no ensaio de moagem descontínua sob determinadas condições operacionais é diferente da taxa de quebra obtida em outros moinhos. Para utilizar devidamente os parâmetros obtidos no ensaio de moagem descontínua em diferentes moinhos de bolas é necessário aplicar fatores de escalonamento. Este efeito pode ser observado na Figura II.14.

Utilizando diversos moinhos e condições de operação, Austin *et al.* (1984) propuseram relações de escalonamento empíricas visando compatibilizar a função seleção obtida no ensaio de teste com a função seleção atuante nos diferentes casos.

As variáveis dominantes são o diâmetro interno do moinho D_m e o tamanho dos corpos moedores que constituem a carga d_{cm} . Estas variáveis em conjunto determinam a energia de impacto média no moinho e ambas influenciam significativamente o valor da constante s_1 na Equação II.14. Como a taxa específica de quebra é essencialmente um parâmetro cinético, ela obviamente sofre incremento com o número de impactos que ocorrem por segundo por unidade de volume no moinho.

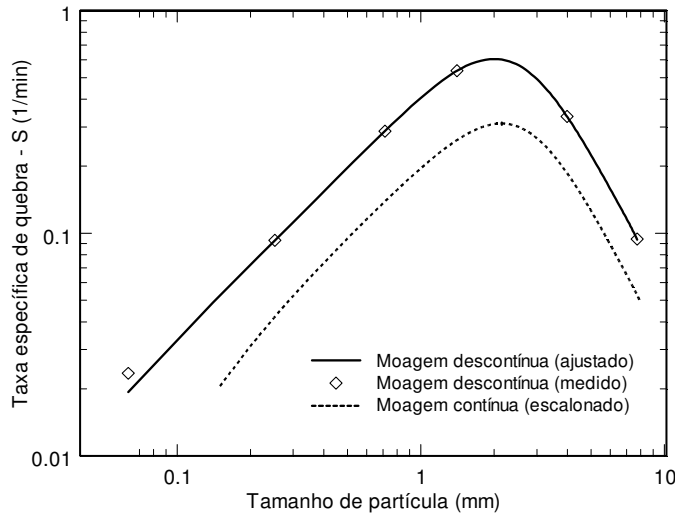


Figura II.14 – Variação da taxa específica de quebra com o tamanho de partícula e comparação com a taxa de quebra escalonada para um moinho contínuo de laboratório (Equação II.15)

Incorporando os parâmetros de escalonamento estabelecidos por Austin, a Equação II.14 se torna,

$$s_i = \frac{s_1 dp_i^\alpha}{1 + \left(\frac{dp_i}{\mu C_1}\right)^\Lambda} \cdot \left(\frac{1 + 6,6J_T^{2,3}}{1 + 6,6J^{2,3}}\right) \cdot \left(\frac{D_m}{D_{mT}}\right)^{0,5} \left(\frac{d_{cmT}}{d_{cm}}\right) \quad (\text{Eq. II.15})$$

$$\exp[-1,2(U - U_T)] \left(\frac{\varphi_c - 0,1}{\varphi_{cT} - 0,1}\right) \left(\frac{1 + \exp[15,7(\varphi_{cT} - 0,94)]}{1 + \exp[15,7(\varphi_c - 0,94)]}\right)$$

onde,

$$C_1 = \left(\frac{D_m}{D_{mT}}\right)^{0,2} \left(\frac{d_{cm}}{d_{cmT}}\right) \quad (\text{Eq. II.16})$$

sendo D_m o diâmetro do moinho, d o diâmetro médio dos corpos moedores, J o grau de enchimento do moinho, U o grau de preenchimento de vazios e φ_c a fração da velocidade crítica do moinho. O índice T se refere aos parâmetros utilizados no ensaio teste no moinho descontínuo padronizado.

A influência do tamanho dos corpos moedores sobre a taxa específica de quebra das partículas pode ser observada na Figura II.15, enquanto a Figura II.16 mostra o efeito do diâmetro, comparando a função seleção do material estudado no moinho de laboratório e em um moinho industrial.

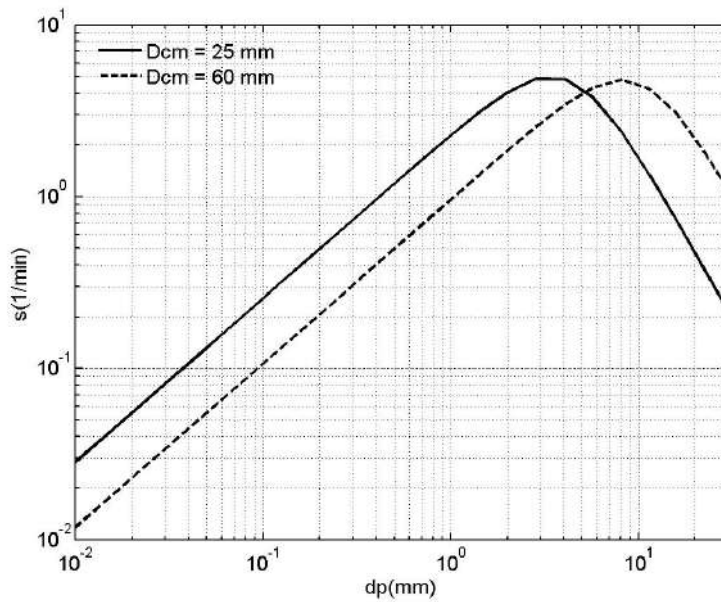


Figura II.15 – Efeito diâmetro dos corpos moedores

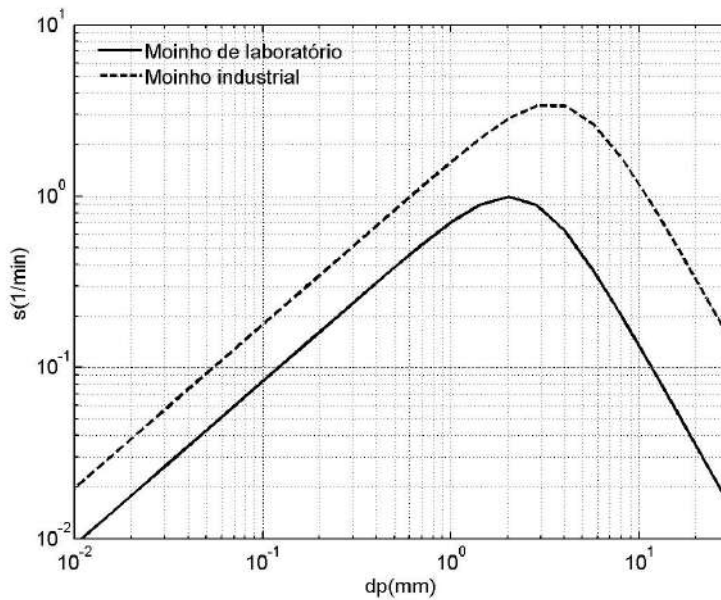


Figura II.16 – Efeito das dimensões do moinho

Função quebra. Quando uma partícula pertencente a uma dada classe de tamanhos sofre fratura, os fragmentos gerados se distribuem entre as classes granulométricas mais finas (Figura II.17). A função quebra (também chamada função distribuição de quebra) descreve este comportamento, e é normalmente representada como a soma de duas populações, cada uma dada por uma função potência, dependente apenas da razão entre o tamanho do fragmento e o tamanho da partícula inicial (chamada normalizável em relação ao tamanho inicial de partícula).

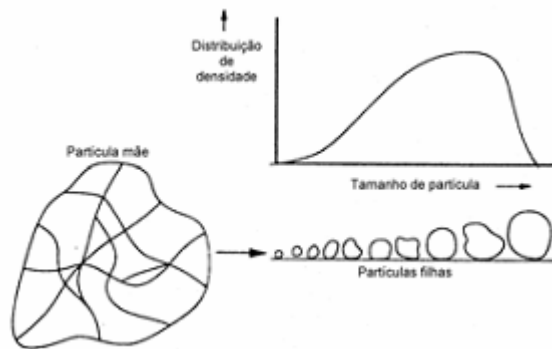


Figura II.17 – Exemplo de distribuição de quebra (King, 2001)

Alguns materiais apresentam uma função quebra não-normalizável, ou seja, a função quebra passa a depender não somente da razão de tamanhos. King (2001) propôs uma forma funcional, útil na descrição de funções quebra que apresentam um ponto de inflexão adicional na curva a uma certa granulometria, dada por

$$\left. \begin{aligned}
 B_{ij} &= \Phi \left(\frac{D_i}{D^*} \right)^\omega \left(\frac{D_i}{D_j} \right)^\gamma + (1 - \Phi) \left(\frac{D_i}{D_j} \right)^\beta && \text{para } D_i < D^* \\
 B_{ij} &= \Phi \left(\frac{D_i}{D_j} \right)^\gamma + (1 - \Phi) \left(\frac{D_i}{D_j} \right)^\beta && \text{para } D_i \geq D^*
 \end{aligned} \right\} \text{(Eq. II.17)}$$

Um exemplo de função quebra é apresentado na Figura II.18.

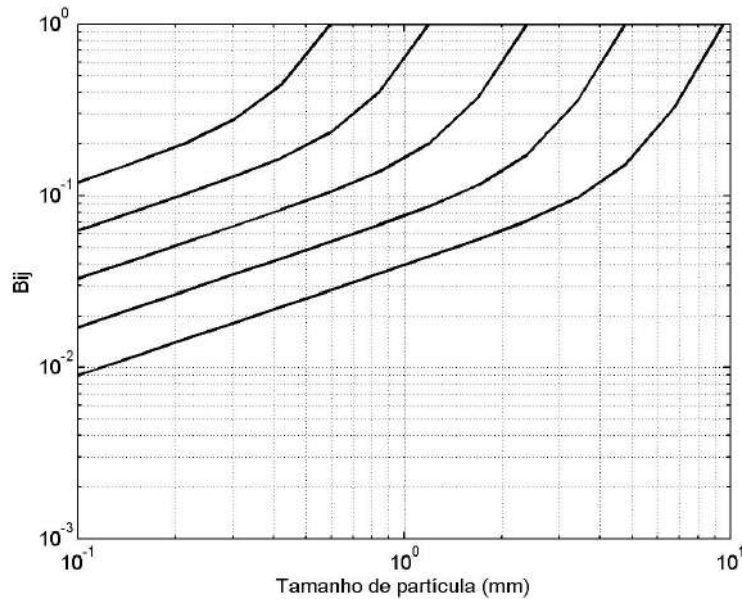


Figura II.18 – Exemplo típico de função quebra

D^* , ω , Φ , β e γ são parâmetros do material e D é o vetor de classes de tamanhos de partícula, que representa cada uma das aberturas das peneiras usadas na análise granulométrica do material.

A função quebra apresentada na Equação II.17 e representada pela Figura II.18 se encontra na forma cumulativa e assim fornece a fração mássica de partículas geradas a partir da fragmentação de partículas de tamanho i que possuem tamanhos menores ou iguais a classe j .

No modelo do balanço populacional é mais conveniente utilizar a função quebra na sua forma distribuída b_{ij} , de forma que $b_{ij} = B_{i-1,j} - B_{i,j}$ e $b_{jj} = 0$. Está implícito na Equação II.17 que os valores de B_{ij} não variam com o tempo, fato que Gardner e Austin (1962) demonstraram por meio de experimentos utilizando traçadores radioativos. Adicionalmente, Shoji *et al.* (1979) demonstraram que, na faixa normal de operação dos moinhos, a função quebra é pouco sensível às condições de moagem.

II.5.4. Modelo do balanço populacional da moagem contínua em circuito aberto

Um moinho de bolas contínuo, alimentado por uma vazão de sólidos W_{in} com distribuição granulométrica p_{in} , gerando um produto a uma vazão de sólidos W_{out} e com distribuição p_{out} é ilustrado esquematicamente na Fig. II.19a.

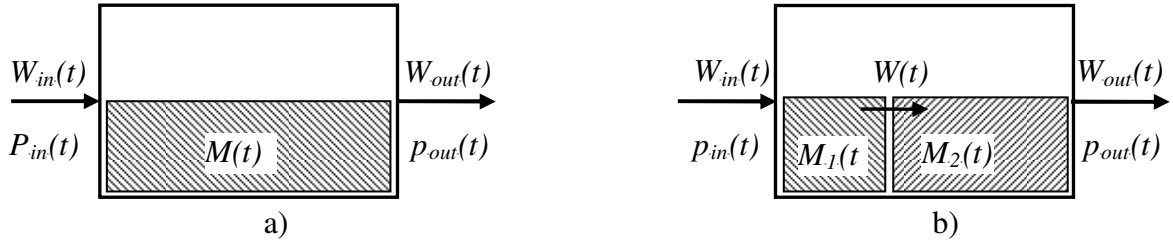


Figura II.19 – Moinho contínuo como reator de mistura perfeita: a) um único reator b) dois reatores em série.

Considerando o moinho como um reator de mistura perfeita e aplicando-se um balanço de massas por classe de tamanho, chega-se a expressão do modelo do balanço populacional, que corresponde à equação II.6 escrita na forma discretizada em relação ao tamanho de partícula

$$\frac{d[M(t)p_i(t)]}{dt} = W_{in}(t)p_{in,i}(t) - W_{out}(t)p_i(t) - s_i(t)M(t)p_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij}s_j(t)M(t)p_j(t) \quad (\text{Eq. II.18})$$

Para ser resolvida, a equação II.18 requer uma equação auxiliar que descreva a transferência de massas no interior do moinho. O balanço de massas global do sistema permite calcular

$$\frac{dM(t)}{dt} = W_{in}(t) - W_{out}(t) \quad (\text{Eq. II.19})$$

que requer uma relação, normalmente dada empiricamente, entre a vazão de sólidos na saída do moinho W_{out} e a massa de *hold-up* (M). Este assunto é analisado em maior detalhe no item Capítulo III.

Um caso particular da equação II.18 é aquele em que o moinho se encontra operando em estado estacionário. Neste caso, não existem variações nas vazões de alimentação e descarga, o que, por sua vez, faz com que a granulometria do produto seja constante. Assim, a equação II.18 resulta em um sistema de equações algébricas que representam o balanço de massas de material na classe de tamanho i (King, 2001),

$$p_i = \frac{p_{in,i} + \tau \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij}s_j p_j}{(1 + \tau s_i)} \quad (\text{Eq. II.20})$$

Onde p_i a fração de material retido na classe de tamanho i e o tempo de residência médio é definido por $\tau = M / W$.

O moinho recebe material na classe de tamanho i proveniente da alimentação e também da quebra de partículas maiores que o tamanho i , enquanto que o material no tamanho i , por sua vez, sofre efeito de quebra e se distribui por tamanhos menores que o tamanho i .

II.6 - O controle de processos na indústria mineral

Desde a década de 70, o controle convencional de processos na indústria mineral vem permitindo o aumento na produção e redução dos custos. O controle clássico aplicado à indústria mineral possui uma série de limitações. Muitas delas se devem à escassez de informações sobre a magnitude do sinal da resposta do controlador para a variável manipulada e a natureza das interações entre as variáveis (Herbst e Bascur, 1983). O problema é ainda agravado pela natureza não-linear da maioria das operações unitárias nos processos minerais e os sinais ruidosos obtidos pelos sensores. Um fator extremamente importante nas operações de processamento mineral é representado pelas mudanças no tipo de material processado, que constituem perturbações não medidas no sistema, como por exemplo: mudanças no tipo de minério ou composição do clínquer. A respeito disto, a perturbação mais comum nos processos a seco é a dureza ou moabilidade do material processado.

Na década de 80 e início dos anos 90, foram desenvolvidos diversos trabalhos abordando o controle de circuitos de moagem, com moinhos de bola operando a úmido. Assim como na moagem a seco, circuitos de moagem a úmido são processos altamente custosos e facilmente perturbados por mudanças nas condições de alimentação. Diferentes abordagens, desde as mais simples às mais complexas, têm sido utilizadas no controle destes circuitos. Uma das mais simples formas de se atacar o problema de controle é a utilização de malhas de controle SISO (*single-input-single-output*) PID, o que é particularmente útil se as malhas estão devidamente desacopladas e os controladores estão bem ajustados (Maciejowski, 1990). Entretanto, como o desacoplamento raramente ocorre, técnicas multivariáveis, como o Arranjo de Nyquist Invertido (INA), são muito mais apropriadas. Técnicas modernas de controle, incluindo a otimização e controle adaptativo, têm sido utilizadas em diversas plantas. Nesta abordagem, se destaca o método de Rajamani & Herbst (1982, 1991), que é baseado em um modelo do processo simples, porém acurado, com um estimador, como o

Filtro de Kalman, utilizado para prever seus estados e parâmetros. Um algoritmo de otimização determina as ações de controle necessárias. Outras aproximações são encontradas em Duarte *et al.* (1999a, 1999b, 1998). Como um outro exemplo, sistemas compostos por moinhos autógenos ou semi-autógenos são particularmente de difícil controle. Os problemas associados com este tipo de moinho são descritos por Duckworth e Lynch (1982). Neste caso a dificuldade é causada pela grande influência da não uniformidade da alimentação fornecida ao circuito de moagem. Se a corrente de alimentação não contém partículas de tamanho médio suficientes, a estabilidade do circuito rapidamente se deteriora. Mudanças na dureza e na distribuição granulométrica do material alimentado podem ter grande influência no comportamento dinâmico do circuito.

O controle de circuitos de moagem na indústria cimenteira difere do controle nos circuitos de moagem da indústria mineral. Na indústria mineral há uma alimentação de água para regular a concentração de sólidos alimentada ao classificador, enquanto que na moagem a seco não existe esta variável.

Esta diferença levou ao desenvolvimento de estratégias de controle aplicadas especificamente aos circuitos de moagem desta indústria. Neste circuito, o fluxo de alimentação é composto principalmente de clínquer e outras matérias primas como escória e gesso em proporções que variam de acordo com a especificação do cimento a ser produzido. Este fluxo adentra o moinho giratório e o produto é transportado por um elevador até o classificador onde, dependendo de uma velocidade de rotação ajustada e do fluxo de ar alimentado, o fluxo é subdividido em um fluxo de partículas finas (produto final) e um fluxo de partículas grossas que é recirculado à alimentação do moinho.

Um controle eficiente deste processo é requerido para reduzir o consumo específico de energia (kWh/t de cimento produzido) mantendo simultaneamente a qualidade do produto, ou seja, a granulometria (finura) do cimento. Esta limitação da qualidade requer o projeto de malhas de controle regulatórios com efetiva rejeição das perturbações, como as variações na moabilidade do material, enquanto o objetivo de produção requer a determinação das condições ótimas de operação.

Particularmente, o controle de circuitos de moagem em moinho de bolas é uma tarefa delicada devido à complexidade inerente ao processo. A moagem do material no moinho é dependente de diversos fatores, incluindo geometria do moinho, velocidade, distribuição de tamanhos de

corpos moedores, *hold-up* (carga de material), moabilidade do material e granulometria. Como agravante, a recirculação parcial do material à alimentação do moinho introduz um efeito de retro-alimentação positiva não linear no processo (Boulvin *et al.*, 1999).

Como discutido em Hulbert (1990), a complexidade dos processos de cominuição e a diversidade de motivos para modelagem – projeto, otimização e controle – tem resultado no desenvolvimento de diferentes tipos de modelos, cada qual com seus pontos fortes e limitações.

Para objetivo de controle, a utilização de modelos caixa-preta é certamente a escolha mais natural e permite um rápido projeto de controladores PI clássicos ou qualquer outro esquema, como exemplo a estratégia de controle linear quadrático multivariável apresentada no interessante trabalho de Van Breusegen *et al.* (1996). Apesar de eficientes técnicas de controle estarem prontamente disponíveis, estas não são geralmente muito bem aceitas na prática e os processos de cominuição são muitas vezes operados em modo manual ou, em alguns casos, utilizando sistemas simples de controle monovariável (Boulvin *et al.* 1999).

Por outro lado, uma grande quantidade de modelos mecânicos, aplicados ao projeto e à otimização de processos, tem sido desenvolvida nos últimos 30 anos. Estes modelos, que são baseados nos princípios fundamentais e experimentações extensivas, têm como objetivo descrever o comportamento em estado estacionário e, provavelmente, a dinâmica do processo e as não-linearidades sob várias condições operacionais. A principal desvantagem destes modelos é a quantidade de trabalho requerida para estabelecimento das equações e estimação dos parâmetros desconhecidos, que envolve uma série de experimentos para determinar as propriedades de transporte e quebra do material assim como suas dependências das condições operacionais. A grande vantagem desta abordagem é que esta produz modelos fisicamente consistentes capazes de servir a diversos propósitos, do projeto à análise dinâmica. Devido à sua complexidade, modelos mecânicos não têm sido utilizados diretamente para o projeto de controladores, exceto quando em forma simplificada, como em Herbst *et al.* (1992), onde um controle baseado em modelo é aplicado a operações de processamento mineral.

Van Breusegen *et al.* (1994,1996) realizaram os primeiros estudos deste tipo, que foram baseados em dados experimentais de uma planta específica. Estes trabalhos serviram de base para o modelo dinâmico apresentado em Magni *et al.* (1999). Foi mostrado que o controle

linear quadrático, baseado na minimização de diversos critérios de desempenho específicos do sistema estudado, levou a resultados admissíveis (Van Breusegen *et al.*, 1994,1996).

Trabalhos recentes utilizando controle preditivo em circuitos de moagem de cimento foram realizados por Boulvin *et al.* (1999) utilizando um modelo denominado pelos autores como “caixa-cinza”. Lepore *et al.* (2003) utilizaram um modelo de ordem reduzida com apenas três tamanhos de partícula. Magni *et al.* (1999) propuseram um modelo simplificado com apenas três estados, porém, incapaz de prever a granulometria do produto, baseando-se na hipótese de que, a partir do momento em que se têm os fluxos do processo estabilizados a granulometria também se estabilizará. Grogard *et al.* (2001) apresentaram os problemas relacionados ao fenômeno de “plugagem”, estudando a implementação de um sistema de controle robusto. Uma das principais conclusões destes autores é que é necessário incluir o estado referente à carga do moinho (*hold-up*). Esta argumentação é reforçada por Boulvin *et al.* (1999) que dão ênfase ao fato de que escolher a carga do moinho como variável controlada não é opcional como outros autores afirmam, mas sim, uma necessidade.

Efe (2003) desenvolveu uma proposta de controle não linear multivariável utilizando o modelo descrito em Magni *et al.* (1999) e a proposta de controle da carga do moinho (*hold-up*) de Grogard *et al.* (2001). Ele chegou à conclusão de que a dureza (ou moabilidade) do material processado é um parâmetro fundamental no projeto do controlador, e que certamente o conhecimento desta influência é determinante na performance do processo.

II.7 - Circuitos de moagem na indústria cimenteira

Uma grande aplicação dos circuitos de moagem a seco ocorre na moagem de clínquer de cimento. O clínquer é um produto granulado obtido a partir da queima de uma mistura de calcário e argila. A produtividade de um moinho de cimento depende do tipo de material a ser fabricado. Isto porque cada tipo de cimento apresenta uma finura diferente. Cimentos mais finos exigem que a taxa de alimentação do circuito de moagem seja mais baixa, ou seja, para manter um *hold-up* constante e aumentar a capacidade de moagem o retorno de material ao moinho deve ser maior e a classificação mais eficiente. Nos circuitos industriais, a capacidade de produção gira em torno de 50 t/h para um cimento mais fino, enquanto que, para cimentos mais grosseiros, a capacidade gira em torno de 150 t/h. Uma maneira de se avaliar a granulometria dos produtos do circuito de moagem é a utilização dos parâmetros d_{50} , d_{80} ou

da área superficial específica caracterizada pelo número de *Blaine*. O parâmetro d_n indica o tamanho de partícula sob o qual $n\%$ da população de partículas é menor.

Um exemplo de determinação dos parâmetros d_{50} , d_{80} a partir de uma curva de distribuição de tamanhos de partícula (ou análise granulométrica) é mostrado na Figura II.20.

Para determinar o número de *Blaine* lança-se mão de modelos matemáticos que levam em conta a distribuição de tamanhos de partículas do material. Desta forma Zhang e Napier-Muun (1995) estabeleceram um modelo para esta estimativa baseado em um grande banco de dados, oriundos de amostragens realizadas em inúmeras fábricas. Eles propuseram um modelo que se mostrou melhor que outros já consolidados na literatura, como os modelos de Kuhlmann (1984) e Sumner *et al.* (1989). No entanto em um trabalho recente, Souza (2002), propôs um novo modelo baseado no modelo original de Herdan da mesma maneira que Zhang & Napier-Munn (1995) o fizeram.

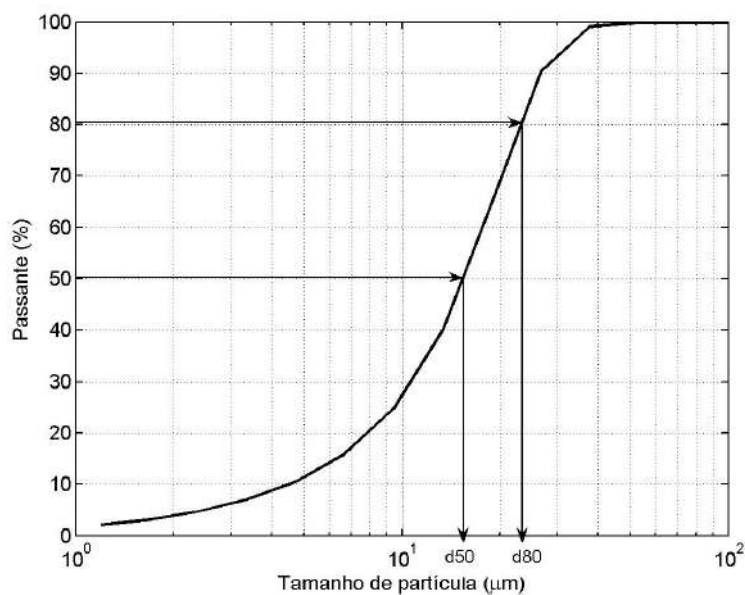


Figura II.20 – Determinação dos parâmetros d_{50} , d_{80} de uma curva de uma análise granulométrica.

A área superficial específica teórica (S_s) é calculada através da Equação II.21 e é dada em m^2/kg .

$$S_s = \frac{6}{\rho} \sum_{i=1}^n \frac{w_i}{x_i} \quad (\text{Eq. II.21})$$

Nesta equação ρ é a massa específica em kg/m³ e x_i é a média harmônica do tamanho, e é dada pela Equação II.22.

$$x_i = \left[\frac{(x_h^2 + x_j^2)(x_h + x_j)}{4} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Eq. II.22})$$

Neste caso x_h é o tamanho superior do intervalo e x_j é o tamanho inferior do intervalo.

A conversão da área superficial específica teórica para o valor observado em analisadores de *Blaine* é dada pela Equação II.23. O valor de *Blaine* é expresso em m²/kg.

$$Blaine = 1,45 * S_s + 29 \quad (\text{Eq. II.22})$$

Alguns valores de d_{50} , d_{80} e *Blaine* comuns para a indústria cimenteira são apresentados em função do tipo de cimento produzido (Tabela II.1).

Tabela II.1 – Valores comuns na indústria cimenteira para granulometria do produto do circuito de moagem

Tipo de cimento	d_{50} (μm)	d_{80} (μm)	<i>Blaine</i> (m ² /kg)
Ultrafino	5	13	800
Fino	13	28	400
Grosso	23	55	300

III - DESENVOLVIMENTO

III.1 - Modelo matemático do circuito de moagem

Para aproximar ao máximo este trabalho às condições industriais e baseando-se em um circuito de moagem de cimento que opera a seco, propôs-se um circuito composto por duas câmaras de moagem K1 e K2 e um classificador dinâmico a ar C (Figura III.1).

O material fresco com vazão mássica W_f e granulometria p_f é misturado ao material do reciclo com vazão mássica W_r e granulometria p_r . A corrente resultante é definida por W_{in} e p_{in} e esta é alimentada à primeira câmara do moinho (K1) que possui uma quantidade $M1$ de material em seu interior. O material é moído e então descarregado à segunda câmara (K2) com uma vazão mássica W_1 e granulometria $p^{(1)}$. O produto da segunda câmara ($W_2, p^{(2)}$) é descarregado sobre um elevador (E) que por sua vez o transporta ao classificador (C), sofrendo ação de separação. As partículas grossas são direcionadas ao *underflow* e são definidas pela corrente de reciclo enquanto o material mais fino é direcionado ao *overflow*, ou seja, o produto do circuito de moagem com vazão mássica W_p e granulometria p_p .

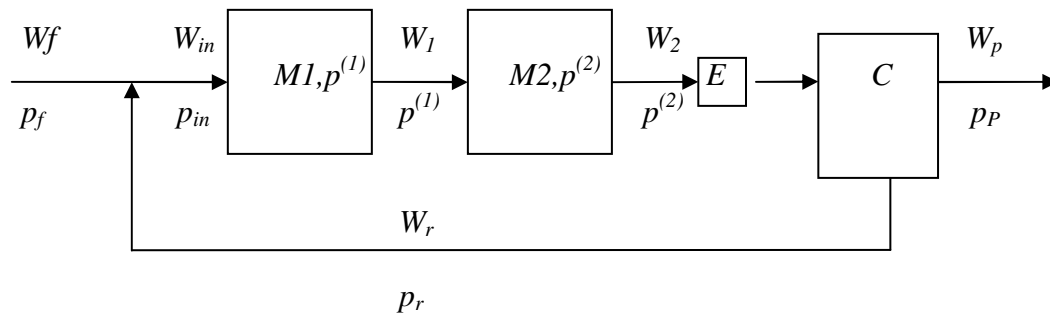


Figura III.1 - Um esquema representativo do circuito de moagem estudado

Utilizando uma abordagem semelhante àquela realizada no Capítulo II, que mostra a aplicação do modelo do balanço populacional discretizado em classes de tamanhos, através de um balanço de massas por classes nas câmaras 1 e 2, chega-se às equações III.1 e III.2.

$$\begin{aligned} \frac{dp_i^{(1)}(t)}{dt} = & \left[W_f(t)p_{f,i}(t) + W_r(t)p_{r,i}(t) - W_1(t)p_i^{(1)}(t) - s_i(t)M_1(t)p_i^{(1)}(t) \right. \\ & \left. + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij}s_j(t)M_1(t)p_j^{(1)}(t) - p_i^{(1)}(t)\frac{dM_1(t)}{dt} \right] \frac{1}{M_1(t)} \end{aligned} \quad (\text{Eq. III.1})$$

$$\begin{aligned} \frac{dp_i^{(2)}(t)}{dt} = & \left[W_1(t)p_i^{(1)}(t) - W_2(t)p_i^{(2)}(t) - s_i(t)M_2(t)p_i^{(2)}(t) + \right. \\ & \left. + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij}s_j(t)M_2(t)p_j^{(2)}(t) - p_i^{(2)}(t)\frac{dM_2(t)}{dt} \right] \frac{1}{M_2(t)} \end{aligned} \quad (\text{Eq. III.2})$$

O efeito do transporte de massa é tratado na seção III.3 onde é desenvolvido um modelo para estimativa da taxa de descarga da seção do moinho em função do *hold-up* da respectiva câmara.

Do balanço de massas global na primeira câmara,

$$\frac{dM_1(t)}{dt} = W_2(t) \sum_{i=1}^N c_i(t)p_i^{(2)}(t) + W_f(t) - W_1(t) \quad (\text{Eq. III.3})$$

e do balanço de massas global na segunda câmara,

$$\frac{dM_2(t)}{dt} = W_1(t) - W_2(t) \quad (\text{Eq. III.4})$$

o modelo gera um sistema de equações íntegro-diferenciais, que pode ser resolvido facilmente utilizando métodos de integração numérica fornecidos pelos softwares MATLAB[®] e SIMULINK[®] desde que se tenha uma estimativa inicial para $p^{(1)}$, $p^{(2)}$, M_1 e M_2 . Estes valores são obtidos a partir da resolução do modelo do sistema operando em estado estacionário – que resulta em um sistema iterativo de equações algébricas – como mostrado no capítulo II (Equação II.20).

III.2 – Parâmetros do circuito modelado

Conforme descrito no capítulo II e no item III.1, o circuito modelado é composto de um moinho de bolas de dois compartimentos, um classificador dinâmico de terceira geração e um

elevador de caçambas. Ao fim de cada câmara existe uma grelha de descarga para retenção dos corpos moedores e retorno das partículas grossas. O classificador dinâmico é do tipo Polisyus Sepol[®]. As dimensões e parâmetros operacionais do moinho estão descritos na Tabela III.1.

Tabela III.1 – Parâmetros constitutivos e operacionais do circuito simulado

Moinho de bolas		
	Câmara 1	Câmara 2
Comprimento útil (m)	3,41	11
Diâmetro interno (m)	3,83	3,83
Volume interno (m ³)	39,29	127,33
Carga de corpos moedores (t)	55,16	176,40
Grau de enchimento – J (%)	30	30
Diâmetro médio dos corpos moedores (mm)	60	25
Massa específica da carga (t/m ³)		7,800
Porosidade da carga (%)	40	40
Massa específica do clínquer (t/m ³)		3,209
<i>hold-up</i> (t) supondo preenchimento de vazios igual a 100%	9,08	29,32
Classificador dinâmico		
Diâmetro do rotor (m)		2,00
Altura do rotor (m)		1,00
Vazão de ar (m ³ /h)		190000
Taxa de alimentação (t/h)		147
Elevador		
Tempo de transporte (min)		2

III.3 - Modelagem do transporte de sólidos no moinho

Um requisito fundamental para a descrição da dinâmica da moagem em moinhos de bolas (Equações III.1 e III.2) é o estabelecimento de relações de transferência de massa do interior do moinho para a descarga em função do *hold-up*.

Austin *et al.* (1984) mostraram que ainda não se encontra disponível uma formulação geral para o comportamento transiente de um moinho de bolas, devido à falta de informações confiáveis a respeito da dinâmica da transferência de massa em moinhos. Entretanto, Putman (1971), entre outros, propôs modelos que são capazes de descrever satisfatoriamente o transporte de polpa em um moinho de bolas operando a úmido.

A transferência de massa em tambores horizontais foi objeto de estudo de alguns pesquisadores desde a década de 50. Vahl e Kingma (1952) propuseram uma série de

relações matemáticas baseadas em considerações teóricas, de forma a caracterizar o transporte de sólidos em um tambor rotativo horizontal, com superfície interna livre de traves (ou qualquer mecanismo de elevação de carga) e descarga livre. Embora modelos matemáticos como esses tenham sido desenvolvidos para a transferência de massas em tambores horizontais, eles não podem ser aplicados diretamente a moinhos, uma vez que toda esta abordagem foi desenvolvida para o caso de tubo com superfície interna lisa, sem restrições na descarga. No caso de moinhos de bolas, a superfície é revestida por barras horizontais (barras elevadoras) e seu interior dispõe de um diafragma para liberação de material. De fato, em meados da década de 70, o próprio Austin (1974) revisou as principais relações e resultados de Vahl e Kingma (1952) com o objetivo de aplicá-las à transferência de massa em moinhos de bolas, indicando modificações aos modelos originais propostos e sugerindo novas relações.

De todos os possíveis padrões de transporte dois casos idealizados, fluxo pistão e mistura perfeita, podem ser classificados como características extremas de um fluxo. O fluxo pistão assume que sucessivos elementos do material se movem através de um dispositivo com um perfil simples, enquanto que a mistura perfeita assume que o material é completamente homogeneizado por uma mistura eficiente transversal e longitudinal. Entretanto nenhum processo real segue completamente estes casos ideais. Os processos em grande parte são aproximados pelos casos ideais com um erro negligenciável, sendo que em outros casos os desvios em relação à realidade podem ser consideráveis. A maioria dos processos reais (incluindo os moinhos de bolas) apresentam características de transporte localizadas entre estes dois extremos de fluxo (Schofield, 1980).

Austin *et al.* (1984) desenvolveu um estudo abordando a distribuição de tempos de residência no interior de moinhos tubulares. Sua conclusão foi de que um moinho na realidade é uma mistura de configurações, podendo ser descrito por um conjunto de modelos de mistura perfeita e modelos de fluxo pistão. Alguns autores divergem ao abordar a modelagem de um moinho de bolas utilizado na indústria cimenteira. Silva (2007), Benzer (2005) adotaram uma configuração de múltiplos reatores de mistura perfeita acoplados a um modelo de classificação interna representando cada câmara de moagem. Embora adequada, a descrição do processo por este tipo de modelagem requer uma amostragem interna do moinho. Uma outra abordagem é dada por Boulvin *et al.* (2003), Lepore *et al.* (2003), Boulvin *et al.* (1999), seguindo as conclusões de Hogg (1984). Para moinhos de bolas operando a seco, Hogg (1984) tratou os efeitos de quebra e transporte (transferência de massa) separadamente, apesar do fato

de ambos serem proporcionados pelo movimento de rotação do moinho. Chegou-se à conclusão que em moinhos operando a seco com grelha de descarga o transporte majoritariamente ocorre via mecanismo de difusão com um fluxo convectivo imposto devido aos efeitos de parede. Porém este modelo de difusão leva à elaboração de relações complexas para o *hold-up* de sólidos, embora o *hold-up* pareça variar linearmente com o a vazão de sólidos. Hogg então sugeriu a aproximação que faz com que o efeito do transporte seja independente do tamanho de partículas.

Em um trabalho recente, Cleary (2006) fez uso do método dos elementos discretos na simulação do transporte axial de sólidos em um moinho e demonstrou que ele depende apenas fracamente do tamanho de partículas, apenas observando que as partículas mais finas se deslocam um pouco mais lentamente no interior do moinho.

Austin (1984) sugere uma relação empírica para moinhos tubulares na qual a taxa de descarga de sólidos é função do *hold-up* elevado a uma potência a ser determinada. Baseado nas conclusões de Austin, Cleary e Hogg, Carvalho e Tavares (2006) validaram uma relação potência para um moinho de bolas em escala de laboratório. Alguns autores também aplicaram este tipo de relação no desenvolvimento de modelos dinâmicos para os moinhos de cimento (Magni *et al.*, 1999, Efe, 2003).

A indisponibilidade e a dificuldade na obtenção de dados de amostragens industriais fazem com que o modelo baseado em uma relação potência se torne uma ferramenta muito interessante no desenvolvimento de modelos dinâmicos para os circuitos de moagem de cimento.

Desta maneira, propõe-se no presente trabalho o seguinte modelo empírico para o *hold-up* de sólidos no interior do moinho como uma função da vazão de sólidos descarregada, baseado em uma relação potência,

$$W_{out} = a \left(\frac{M}{M^*} \right)^c \quad (\text{Eq. III.5})$$

sendo a e c parâmetros que dependem das características construtivas do moinho e das condições operacionais e devem ser calibrados em função dos valores de operação da taxa de

descarga e *hold-up* de diversos moinhos industriais. M^* é a massa de referência para garantir a adimensionalidade do modelo.

Carvalho e Tavares (2006) encontraram o valor $c = 1,5$ para um moinho de bolas de laboratório constituído de grelha de descarga. Devido à escassez de dados industriais, para determinar o valor de a para cada câmara do moinho industrial simulado (a_1 e a_2), lança-se mão do *hold-up* estimado a partir dos parâmetros operacionais e constitutivos do moinho simulado e também da sua capacidade de processamento, optando-se por uma capacidade de processamento comum na indústria (600 t/h) para um moinho deste porte (Magni *et al.* 1999).

Desta forma, para um *hold-up* de 9,32 t na primeira câmara e 29,32 t na segunda câmara, tem-se os parâmetros $a_1 = 14,06$ e $a_2 = 2,52$.

III.4 - Modelagem do classificador dinâmico a ar

Conforme apresentado anteriormente, os classificadores dinâmicos a ar de 3ª geração são os mais eficientes e têm sua utilização amplamente difundida nos circuitos de moagem a seco.

Benzer *et al.* (2001), apresentaram relações que são capazes de compor os parâmetros $d50_c$, C e β do modelo de Whiten, a partir de algumas condições operacionais como vazão de ar, taxa de alimentação e velocidade de rotação da gaiola do classificador. O modelo de Whiten é capaz de descrever a curva de partição industrial.

Segundo Benzer *et al.* (2001), suas relações são válidas de acordo com os limites operacionais apresentados na Tabela III.2.

Tabela III.2 – Limites de validade das relações de Benzer *et al.* (2001)

	Mínimo	Máximo
Taxa alimentação do classificador (t/h)	132	689
Velocidade de rotor (m/s)	12,3	21
Vazão de ar (m ³ /h)	112000	216000

Na indústria cimenteira, não é comum alterar a vazão de ar alimentado ao classificador. Sendo assim, optou-se por mantê-la em um valor padrão que proporcione curvas de partição

modeladas dentro dos limites operacionais estabelecidos pelas relações de Benzer *et al.* (2001).

O classificador modelado possui uma configuração típica dos equipamentos deste tipo utilizados na indústria cimenteira. Dentre os parâmetros relevantes para aplicação do modelo elaborado por Benzer *et al.* (2001), tem-se o diâmetro interno do rotor e sua altura. Os valores para estas dimensões são 2,0 e 1,0 metros respectivamente. O fluxo de ar estipulado na modelagem foi escolhido de modo a fornecer uma curva de partição coerente com as curvas encontradas e tem como valor 190.000 m³/h. No ponto de operação a velocidade do rotor é 190 rpm.

Foi gerada uma curva de partição (Figura III.2) utilizando o modelo de Whiten (Eq II.1), combinado com os parâmetros gerados pelo modelo de Benzer *et al.* (2001) (Eqs II.3, II.4 e II.5) para o ponto de operação do processo. Os parâmetros são apresentados na Tabela III.3.

Tabela III.3 – Parâmetros do modelo de Whiten e a curva de partição no ponto de operação do circuito

Parâmetro	Valor	Unidade
<i>C</i>	52,12	%
<i>B</i>	2,06	-
<i>B</i> *	1,61	-
<i>A</i>	3,00	-
<i>d</i> _{50c}	31,2	µm

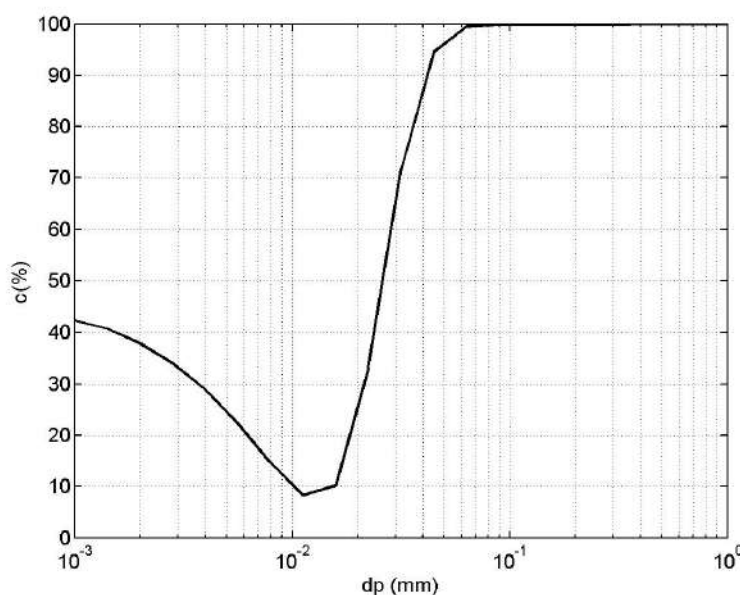


Figura III.2 – Curva de classificação no ponto de operação do processo

Esta curva de partição reproduz curvas de partição típicas encontradas nos circuitos de moagem de clínquer (Silva, 2007). Como dito anteriormente, o parâmetro α do modelo de Whiten, que representa a eficiência da separação, é função do tipo de material classificado. Neste trabalho considerou-se o material como sendo um clínquer hipotético. Souza (2002) define α igual a 3,00 como sendo um valor comum para a eficiência de separação de clínqueres. Este valor foi então adotado na modelagem da curva de partição do classificador estudado.

III.5 – Parâmetros das funções quebra e seleção

Sabe-se que a grande aplicação de circuitos de moagem a seco é na moagem de clínquer de cimento. Os parâmetros das funções de quebra e seleção para este tipo de material podem variar dependendo da sua procedência. Cerqueira (2007) realizou estudos com diversos tipos de clínqueres de cimento determinando seus parâmetros de quebra e encontrou uma certa variabilidade em nestes parâmetros. Para validar este trabalho numa determinada faixa de aplicação para clínqueres de cimento, considerou-se a moagem de um clínquer hipotético cujos parâmetros de quebra e seleção e também a massa específica são os parâmetros médios da gama de clínqueres estudados por Cerqueira (2007). Desta forma a massa específica para este clínquer é 3,209 g/cm³. Os demais parâmetros são apresentados na Tabela III.4.

Tabela III.4 – Parâmetros das funções quebra e seleção utilizados neste trabalho

Função quebra		Função seleção	
γ	0,609	s_l (min ⁻¹)	0,426
β	5,280	α	0,954
Φ	0,455	μ (mm)	2,500
dp^* (mm)	0,080	Λ	2,902
ω	0,507		

A função seleção, definida pela equação II.14, utilizando os parâmetros da Tabela III.4 é representada na Figura III.3 e a função quebra (equações II.17) é representada na Figura III.4.

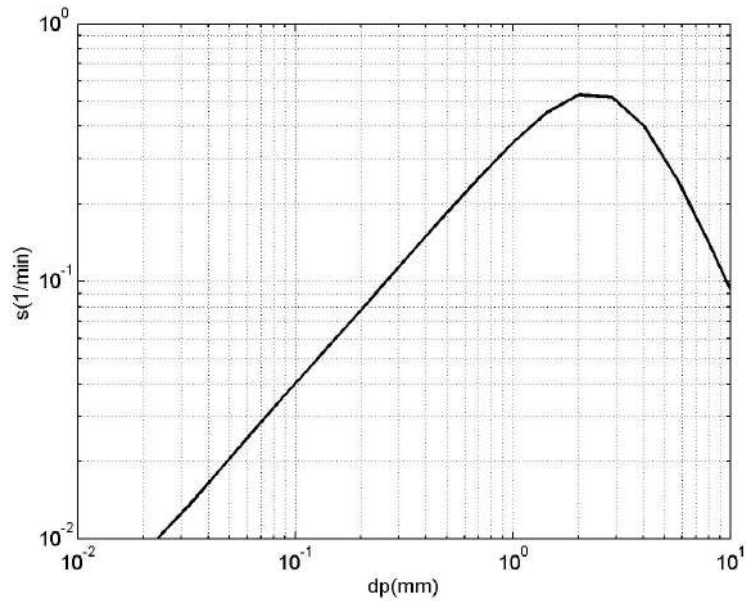


Figura III.3 – Função seleção para o material hipotético de trabalho

Para efetuar as simulações é importante definir as classes de tamanho utilizadas no cálculo. Austin (1984) destaca a importância de se obedecer à progressão geométrica de $\sqrt{2}$. Desta forma foram definidas as aberturas de peneiras (D) e tamanhos representativos (dp) de cada classe, conforme a Tabela III.5.

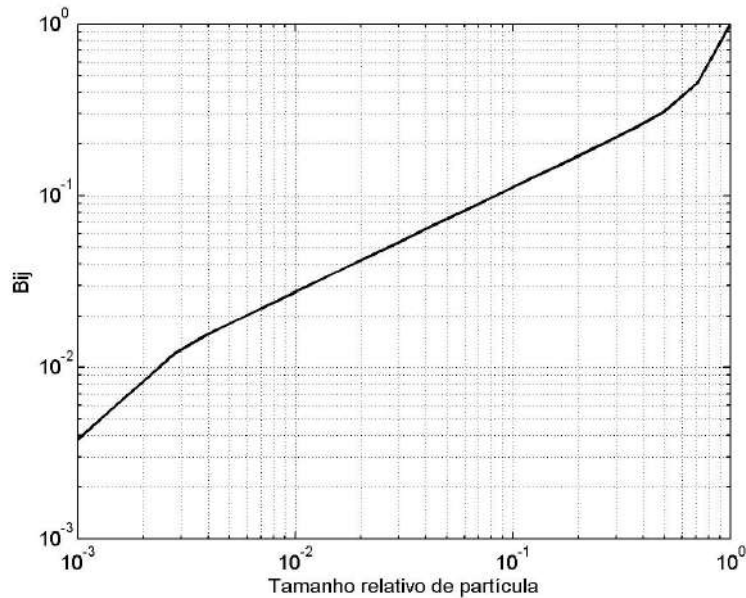


Figura III.4 – Função quebra para o material hipotético de trabalho

Tabela III.5 – Classes, tamanhos representativos e aberturas de peneiras

Classe	dp (mm)	D (mm)	Classe	dp (mm)	D (mm)
1	32,346	27,2000	16	0,179	0,1503
2	22,872	19,2333	17	0,126	0,1063
3	16,173	13,6000	18	0,089	0,0751
4	11,436	9,6167	19	0,063	0,0531
5	8,087	6,8000	20	0,045	0,0376
6	5,718	4,8083	21	0,032	0,0266
7	4,043	3,4000	22	0,022	0,0188
8	2,859	2,4042	23	0,016	0,0133
9	2,022	1,7000	24	0,011	0,0094
10	1,430	1,2021	25	0,008	0,0066
11	1,011	0,8500	26	0,006	0,0047
12	0,715	0,6010	27	0,004	0,0033
13	0,505	0,4250	28	0,003	0,0023
14	0,357	0,3005	29	0,002	0,0017
15	0,253	0,2125	30	0,001	0,0012

A alimentação do circuito de moagem no ponto de operação é baseada na granulometria da alimentação comum nos circuitos de moagem de clínquer, apresentada na Figura III.5.

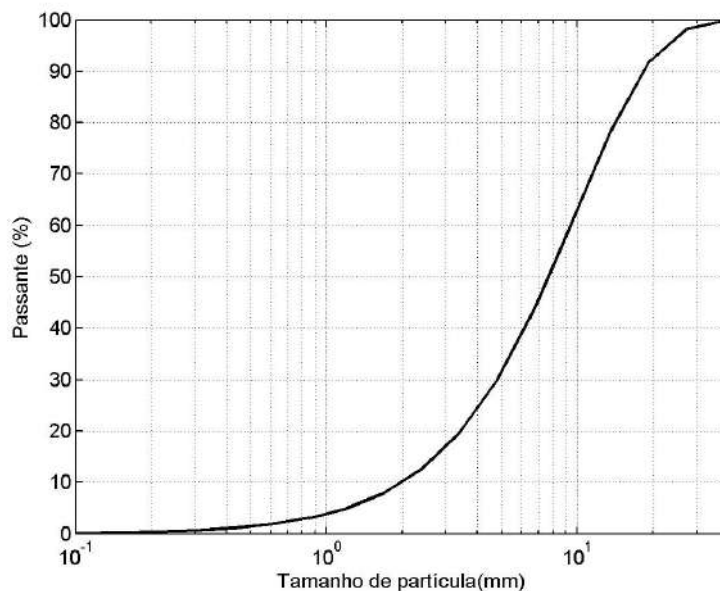


Figura III.5 – Distribuição de tamanhos de partículas da alimentação do circuito no ponto de operação

A granulometria da alimentação pode ser caracterizada pela equação de Rosin-Ramler (Equação III.8) na qual d_{63} e λ_{RR} são parâmetros que podem ser ajustados e P é a porcentagem passante na classe de tamanho dp .

$$P(dp) = 1 - \exp\left(- (dp / d_{63})^{\lambda_{RR}}\right) \quad (\text{Eq.III.8})$$

No ponto de operação, $d_{63} = 10 \text{ mm}$ e $\lambda_{RR} = 1,4$.

III.6 – Análise dinâmica do circuito modelado

O circuito conforme modelado (Figura III.6) apresenta as características e variáveis descritas a seguir. Em um circuito de moagem industrial o produto do moinho é transportado através de um elevador de caçambas para a alimentação do classificador dinâmico. Isto sugere a existência de um atraso (tempo morto) na corrente de produto do moinho. Normalmente, em um circuito de moagem de clínquer de cimento, o tempo relativo a este transporte é da ordem de dois minutos.

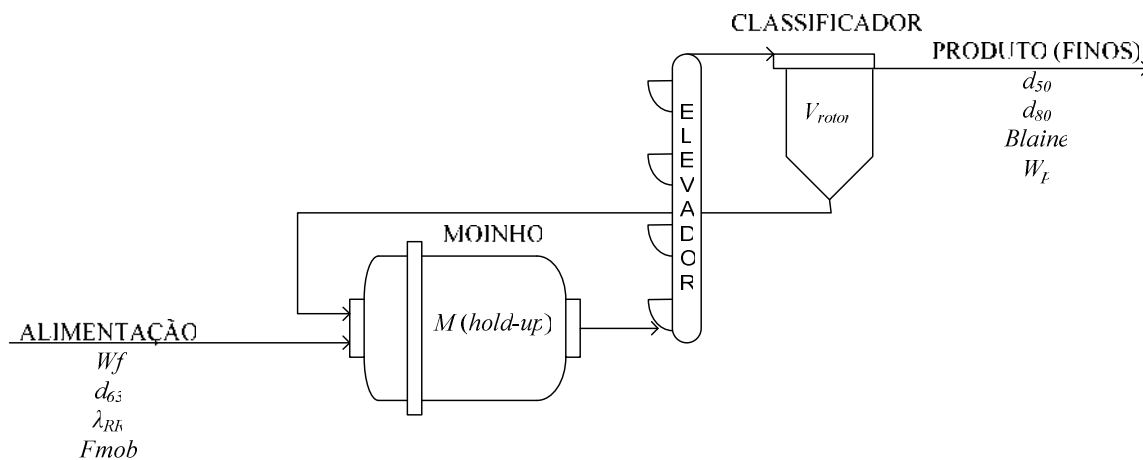


Figura III.6 – Circuito de moagem modelado e suas principais variáveis de processo envolvidas

As variáveis de operação do circuito e seus respectivos valores que fornecem o ponto de operação definido como ponto de partida deste trabalho estão listadas na Tabela III.6. Estas variáveis foram determinadas obedecendo a algumas premissas:

- a) Deseja-se obter um produto de granulometria razoável quando comparado a um produto de um circuito de moagem industrial;

b) O nível de produção deve ser mantido de forma a reproduzir qualitativamente um moinho industrial de clínquer de cimento.

Tabela III.6 – Variáveis intrínsecas ao circuito de moagem estudado e seus valores no ponto de operação definido

Variável	Símbolo	Valor no ponto de operação	Unidade
Taxa de alimentação	W_f	65	t/h
Velocidade do rotor do classificador	V_{rotor}	180	rpm
Parâmetro da curva de Rosin-Ramler da alimentação	d_{63}	10	mm
Parâmetro da curva de Rosin-Ramler da alimentação	λ_{RR}	1,4	-
Fator de moabilidade	F_{mob}	1,0	-
Tamanho de partícula que possui 50% de material passante no produto	d_{50}	16,2	μm
Tamanho de partícula que possui 80% de material passante no produto	d_{80}	24,3	μm
Área superficial específica	$Blaine$	321	m^2/kg
Massa de material no interior do moinho (<i>hold-up</i>)	M	26,9	t

III.7 – Sistema de controle

O sistema proposto apresenta como variáveis manipuladas a velocidade do rotor do classificador e a taxa de alimentação fresca do circuito. A influência da taxa de alimentação está ligada diretamente à capacidade de produção do moinho e esta, por sua vez, está ligada à granulometria da alimentação, de modo que um moinho poderá processar uma grande quantidade de material fino alimentado. Porém o moinho não processará com a mesma eficiência esta mesma quantidade, se o material alimentado for mais grosso. Neste tipo de circuito o comportamento de realimentação é bem evidenciado.

Ainda citando o exemplo de uma alimentação mais grossa, o produto descarregado pelo moinho será necessariamente mais grosso. Isto repercutirá na atuação do classificador, onde um fluxo menor de finos será direcionado ao produto final e um fluxo maior de material será direcionado ao *underflow* do classificador (ou corrente de reciclo circuito). Este fluxo maior da corrente de reciclo será acrescentado à alimentação do moinho que por sua vez tenderá a se sobrecarregar afetando diretamente a taxa específica de quebra das partículas, tornando a moagem menos eficiente e implicando em um produto descarregado ainda mais grosso. A menos que se tome uma medida corretiva, por exemplo, redução na taxa de alimentação, o

circuito tenderá à instabilidade e o moinho sofrerá o efeito chamado de plugagem, conforme relatado por Magni *et al.* (1999). Na indústria este termo é conhecido como *embuchamento* do moinho. Uma outra medida a ser tomada neste exemplo, poderia ser o aumento no tamanho de corte do classificador, através da redução da velocidade do rotor, implicando em um menor fluxo de partículas direcionados ao *underflow*, resultando porém, na descarga de um produto final mais grosso.

Conforme descrito, a flutuação na granulometria da alimentação é uma perturbação relevante neste sistema. Além dela, pode-se considerar alterações na dureza e umidade do material. A granulometria da alimentação está representada por dois parâmetros da distribuição de Rosin-Ramler, na qual o parâmetro d_{63} é escolhido como variável a ser perturbada no modelo. Na indústria não é comum ter informações em tempo real da granulometria da alimentação. Para representar a influência da dureza ou umidade do material alimentado, propõe-se a utilização de um fator de moabilidade. Este fator é nada mais que um multiplicador, alterando o parâmetro s_1 da equação da função seleção (Equação II.14). Quanto maior o F_{mob} mais fácil é a cominuição do material, relacionado à menor dureza ou a menor umidade.

Neste tipo de circuito há uma certa divergência por parte dos autores a respeito da escolha das variáveis controladas. Este trabalho segue a linha defendida por Grogard *et al.* (1999) que sugere a escolha do *hold-up* do moinho como variável escolhida para ser controlada. Outros autores são defensores da escolha do fluxo da corrente de reciclo como variável a controlar (Lepore *et al.*, 2003, Van Breusegen, 1996).

É de suma importância que a qualidade do produto final também seja controlada. Para isto seria necessário um analisador de distribuição de tamanhos de partícula funcionando em tempo real na corrente de produtos do circuito. Atualmente estes analisadores estão disponíveis comercialmente, mas sua utilização não está totalmente difundida no Brasil. Diversas plantas operam em controle *feedback* manual, onde amostras do produto são tomadas em intervalos regulares e o resultado da análise demora de 10 a 20 minutos para ser conhecido. Quando o operador toma a medida corretiva, a dinâmica do circuito pode não ser mais a mesma e isto levaria ao desperdício de energia devido à sobre moagem ou a grandes oscilações na qualidade.

III.8 - Identificação do processo e projeto de controladores

A fim de projetar controladores para este processo, faz-se necessário identificar as funções de transferência referentes a cada par entrada/saída envolvido no sistema. Desta forma, foram aplicados degraus em cada variável de entrada e verificou-se como cada saída se comporta. A representação sob o ponto de vista de entradas e saídas do processo é mostrada na Figura III.7.

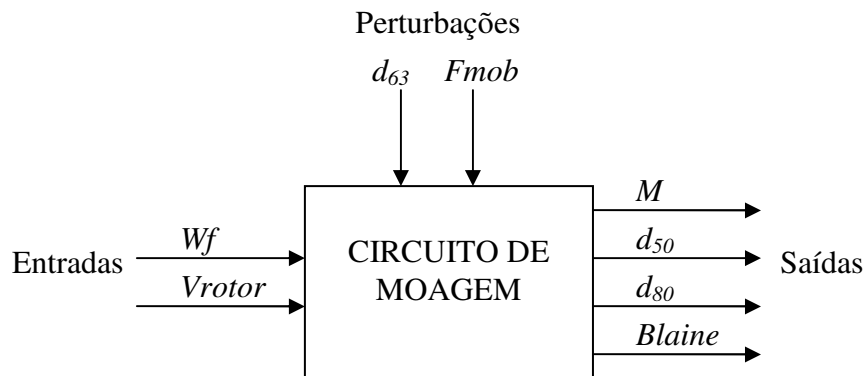


Figura III.7 – Diagrama representativo do processo sob o ponto de vista das variáveis envolvidas

Tendo sido definidas as funções de transferência para o ponto de operação escolhido, realizou-se uma análise do acoplamento envolvido usando o índice fornecido pela análise da matriz de ganhos relativos (RGA) (Bristol, 1966). Este tipo de análise ajuda na determinação do pareamento recomendado na estratégia de controle multivariável descentralizado.

Desta forma, serão projetados a seguir, controladores PID descentralizados para os pareamentos sugeridos pelo método RGA, embora já seja indicado que este tipo de controle para sistemas de moagem de cimento não seria o mais adequado. Isto é devido a características próprias deste circuito, a saturação das variáveis manipuladas torna-se relevante e impede que se consiga alcançar o valor de *setpoint* alterando-se apenas uma delas (Magni et al, 1999).

Na seqüência será desenvolvido um desacoplador para reduzir o efeito do acoplamento entre as malhas individuais, de forma que se possa avaliar a eficiência do sistema de controle frente ao controle descentralizado normal.

Tendo em vista as deficiências do controle PID, será desenvolvida também uma proposta de controle preditivo multivariável linear. Este tipo de controlador aplicado a circuitos de moagem de cimento foi estudado por alguns autores, tendo como variável controlada a corrente de reciclo do sistema (Boulvin *et al.* 1999). Este trabalho sugere e avaliará na continuação, a aplicação do controle preditivo multivariável, utilizando como variáveis controladas o *hold-up* e a granulometria do produto, dada pela área superficial específica das partículas que o compõem, ou seja, o número de *Blaine*.

O parâmetro de qualidade de cimento mais relevante sob o ponto de vista da etapa de moagem é o valor de *Blaine*, pois a partir deste são definidas algumas características do produto final e ele está relacionado com toda a curva de distribuição granulométrica do produto, não se limitando a apenas um ponto da curva, como no caso dos parâmetros d_{50} e d_{80} .

Desta maneira o sistema mostrado na Figura III.7, pode ser resumido a (Figura III.8):

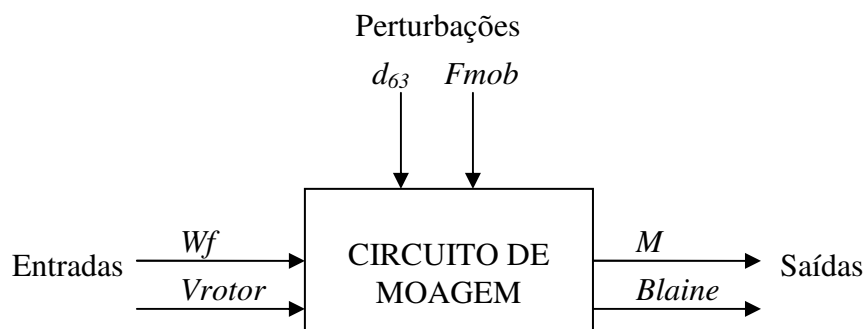


Figura III.8 – Processo representado com as variáveis utilizadas na avaliação da dinâmica

A identificação do processo leva ao estabelecimento das seguintes matrizes de funções de transferência (Figuras III.9 e III.10):

$$Gp(s) = \begin{bmatrix} Gp_{11}(s) & Gp_{12}(s) \\ Gp_{21}(s) & Gp_{22}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{M}{Wf} & \frac{M}{Vrotor} \\ \frac{Blaine}{Wf} & \frac{Blaine}{Vrotor} \end{bmatrix}$$

Figura III.9 – Matriz de funções de transferência referências às variáveis manipuladas

$$Gd(s) = \begin{bmatrix} Gd_{11}(s) & Gd_{12}(s) \\ Gd_{21}(s) & Gd_{22}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{M}{d_{63}} & \frac{M}{Fmob} \\ \frac{Blaine}{d_{63}} & \frac{Blaine}{Fmob} \end{bmatrix}$$

Figura III.10 – Matriz de funções de transferência referência às variáveis do tipo perturbações

IV - RESULTADOS

Neste capítulo serão apresentados os resultados das metodologias introduzidas no desenvolvimento e os resultados do sistema de controle proposto.

IV.1 – Testes em malha aberta e identificação do processo

Foram simuladas perturbações degrau nas variáveis de entrada. Estas repostas em malha aberta foram ajustadas a modelos dinâmicos conhecidos da literatura, a fim de se determinarem as funções de transferência do processo. Com esta finalidade, foi elaborada uma rotina em Matlab® (The Mathworks Inc., R12) para ajustar os parâmetros de cada função de transferência de forma a minimizar uma função objetivo estabelecida em função da resposta ao degrau calculada e da resposta ao degrau obtida pelas simulações do circuito.

As funções de transferência obtidas foram:

$$Gp(s) = \left[\begin{array}{c} \frac{1,0707}{83,132s + 1} \\ -1,898 \\ \frac{0,2935}{24,77s + 1} \\ \frac{80,98s^3 + 116s^2 + 39,74s + 0,7479}{0,01s^4 + 30s^3 + 43s^2 + 14s + 1} \end{array} e^{-6s} \right] \quad (\text{Eq. IV.1})$$

para as variáveis manipuladas e,

$$Gd(s) = \left[\begin{array}{cc} \frac{0,1475}{630,3s^2 + 62,3s + 1} e^{-5s} & \frac{-44,167}{1269s^2 + 86,81s + 1} e^{-5s} \\ \frac{1,78s - 0,2868}{651,6s^2 + 68,9s + 1} e^{-24s} & \frac{139,58}{1149s^2 + 80,39s + 1} e^{-2s} \end{array} \right] \quad (\text{Eq. IV.2})$$

para as perturbações.

Os gráficos mostrados nas Figuras IV.1 a IV.4 apresentam as curvas de resposta do processo e dos modelos de função de transferência. As linhas tracejadas indicam o valor final da resposta.

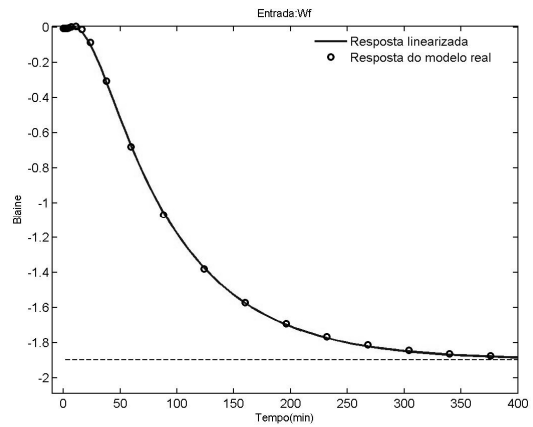
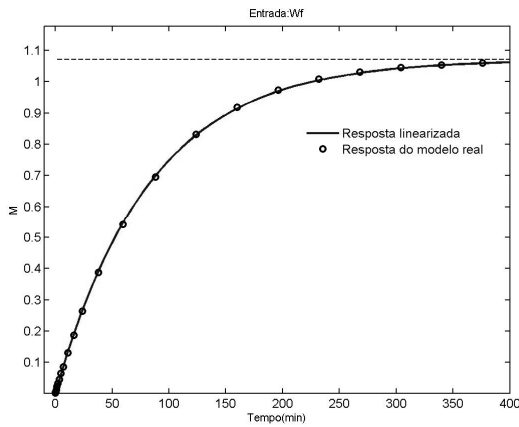


Figura IV.1 – Resposta ao degrau unitário em W_f

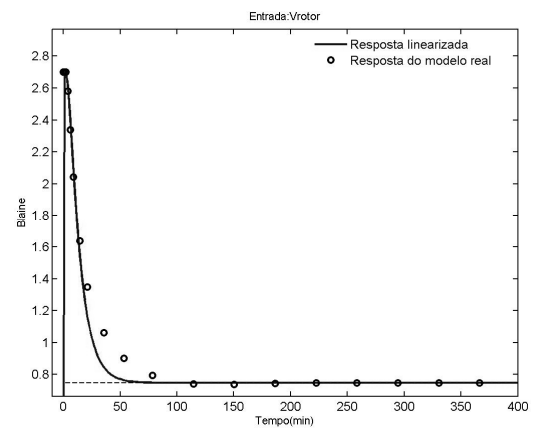
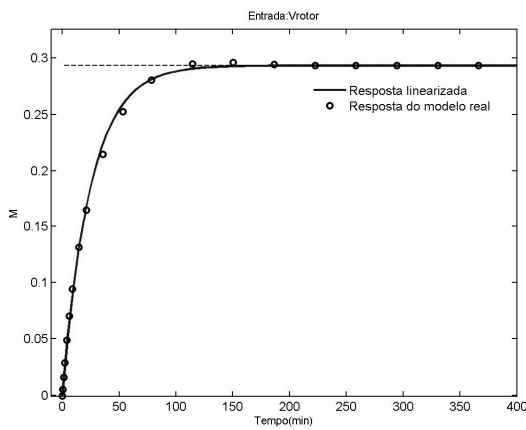


Figura IV.2 – Resposta ao degrau unitário em V_{rotor}

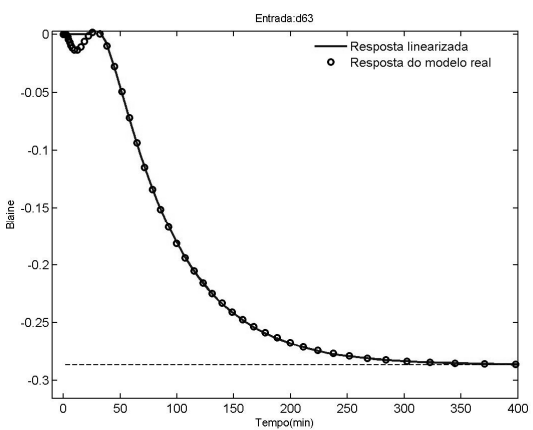
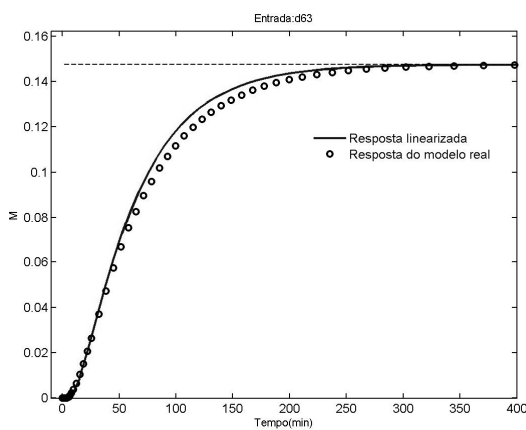


Figura IV.3 – Resposta ao degrau unitário em d_{63}

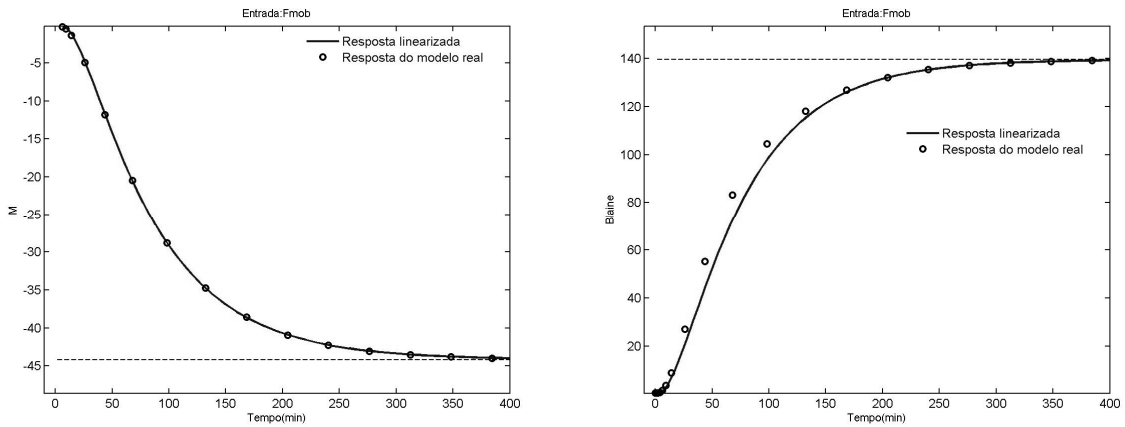


Figura IV.4 – Resposta ao degrau unitário em *Fmob*

IV.2 – Arranjo de ganhos relativos

Foi realizado um estudo preliminar para determinar o melhor pareamento para o circuito operando sob controle. Aplicando-se a metodologia RGA (*Relative Gain Array*), chega-se à conclusão que o melhor pareamento para este processo é associar a malha de controle do *hold-up* (*M*) com a taxa de alimentação do circuito (*Wf*) e a malha de controle do número de *Blaine* do produto com a velocidade de rotação do rotor (*Vrotor*). A Figura IV.5 apresenta a matriz dos valores obtidos após a aplicação do método RGA.

$$\Lambda = \begin{matrix} & Wf & Vrotor \\ M & [0,589 & 0,411] \\ Blaine & [0,411 & 0,589] \end{matrix}$$

Figura IV.5– Matriz de ganhos estáticos

O RGA indica a existência de um alto grau de interação entre as malhas de controle. A Figura IV.6 mostra o circuito de moagem com as malhas de controle incorporadas. As variáveis consideradas como perturbações são o parâmetro d_{63} da granulometria da alimentação e o fator de moabilidade do material alimentado. Isto significa que o sistema poderá ser alimentado com um material mais fino ou grosso e mais ou menos resistente à moagem.

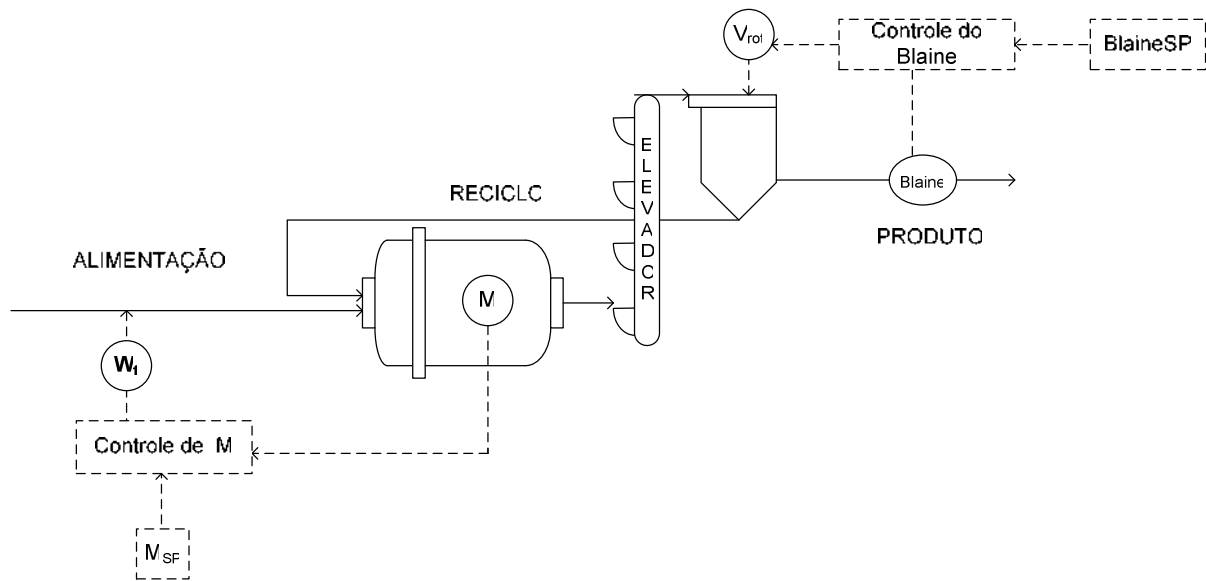


Figura IV.6 – Malhas de controle incorporadas ao circuito de moagem de acordo com ao pareamento indicado pelo RGA

IV.3 – Sintonia de controladores PI multimalhas

Como primeira abordagem de projeto dos controladores PI para o controle multivariável descentralizado, utilizou-se a metodologia IMC (*Internal Model Control*). A metodologia IMC se baseia no modelo do processo e leva à diversas expressões analíticas para as configurações do controlador. O IMC leva vantagem em relação à metodologia de projeto via síntese direta (SD) porque o primeiro permite incertezas do modelo e pode ir de uma situação entre a robustez e o desempenho de uma maneira mais sofisticada – neste caso, através de um parâmetro de configuração τ_c .

A metodologia IMC é descrita em Seborg *et al.* (2004). Esta metodologia pode ser utilizada para derivar configurações de controladores PID para uma variedade de modelos de funções de transferência. Chien e Fruehauf (1990) apresentam uma tabela para determinação dos parâmetros do controlador. No caso de interesse deste trabalho, as correlações utilizadas são apresentadas na Tabela IV.1.

Tabela IV.1 – Configuração do controlador PID pela metodologia IMC

Modelo do processo	$K_c K$	τ_I	τ_D
$\frac{K}{\tau s + 1}$	$\frac{\tau}{\tau_c}$	τ	-

Considerando G_{c1} o controlador PI da malha *Wf-M* e G_{c2} o controlador da malha *Vrotor-Blaine*. Para o controlador G_{c1} foi utilizado o parâmetro de sintonia $\tau_C = 10$. Para o controlador G_{c2} não foi possível realizar a sintonia via IMC. Sendo assim utilizou-se o método de Ziegler-Nichols. O ganho e a constante de tempo integral dos dois controladores foram determinados e são apresentados conforme a Tabela IV.2.

Tabela IV.2 – Parâmetros de sintonia dos controladores

Controlador	K_c	τ_I
G_{c1}	7,76	83,13
G_{c2}	1,31	24,38

IV.4 – Projeto dos desacopladores

A análise do comportamento do sistema através do método RGA, indicou uma forte interação entre as malhas de controle. Uma das primeiras técnicas aplicadas ao controle multivariável é o controle desacoplado. Através da implementação de controladores adicionais chamados desacopladores em um sistema de controle multimalha convencional, o objetivo de projeto de se reduzir as interações entre as malhas pode ser conseguido. Pode-se citar dois importantes benefícios ao se adotar o controle desacoplado (Seborg *et al.*, 2004):

→ As interações das malhas de controle são eliminadas. Como consequência, a estabilidade do sistema em malha fechada é determinada somente pelas características de estabilidade das malhas feedback individuais.

→ Uma mudança no *set-point* de uma variável controlada não surte efeito nas demais variáveis controladas.

Na prática, estes benefícios teóricos podem não ser conseguidos devido à imperfeição dos modelos de processo e ao fato de que desacopladores ideais podem não ser fisicamente viáveis (Seborg *et al.*, 2004).

Para um sistema 2x2 que possua as malhas de controle sendo 1-1 e 2-2, os desacopladores são definidos por:

$$T_{21} = -\frac{G_{p21}}{G_{p22}} \text{ e } T_{12} = -\frac{G_{p12}}{G_{p11}}$$

No circuito de moagem estudado, foi obtido o seguinte desacoplador para a malha *Vrotor – Blaine*,

$$T_{21} = \frac{(0,01898s^4 + 56,94s^3 + 81,61s^2 + 26,57s + 1,898)e^{-6s}}{5,929 \cdot 10^5 s^6 + 9,773 \cdot 10^5 s^5 + 4,819 \cdot 10^5 s^4 + 7,934 \cdot 10^4 s^3 + 5063s^2 + 110,6s + 0,7479}$$

e para a malha *Wf – M*,

$$T_{12} = \frac{-24,4s - 0,2935}{26,52s + 1,071}$$

IV.5 - Controle preditivo linear multivariável (MPC)

O modelo de controle preditivo (MPC) é um nome apropriado para uma classe de sistemas de controle que utilizam o modelo do processo para duas tarefas centrais: Predição explícita do comportamento futuro da planta e computação da ação corretiva de controle apropriada requerida para levar a saída predita o mais próximo possível do valor desejado.

O funcionamento do MPC consiste de quatro elementos (Ogunnaike e Ray, 1994):

- Especificação da trajetória de referência;
- Predição da saída do processo;
- Computação da seqüência de ações de controle;
- Atualização da predição do erro;

A estratégia de controle MPC pode ser melhor aplicado em processos com a seguinte combinação de características:

- Múltiplas entradas e saídas com interações significantes entre as malhas individuais;
- Um número igual ou não de entradas e saídas;
- Dinâmicas complexas e algumas vezes problemáticas;
- Restrições nas entradas e/ou saídas;

O esquema de controle preditivo linear multivariável aplicado ao processo estudado é mostrado na Figura IV.7. A atuação na taxa de alimentação e na velocidade do rotor são simultâneas para manter o *hold-up* e o número de *Blaine* no *set-point* desejado.

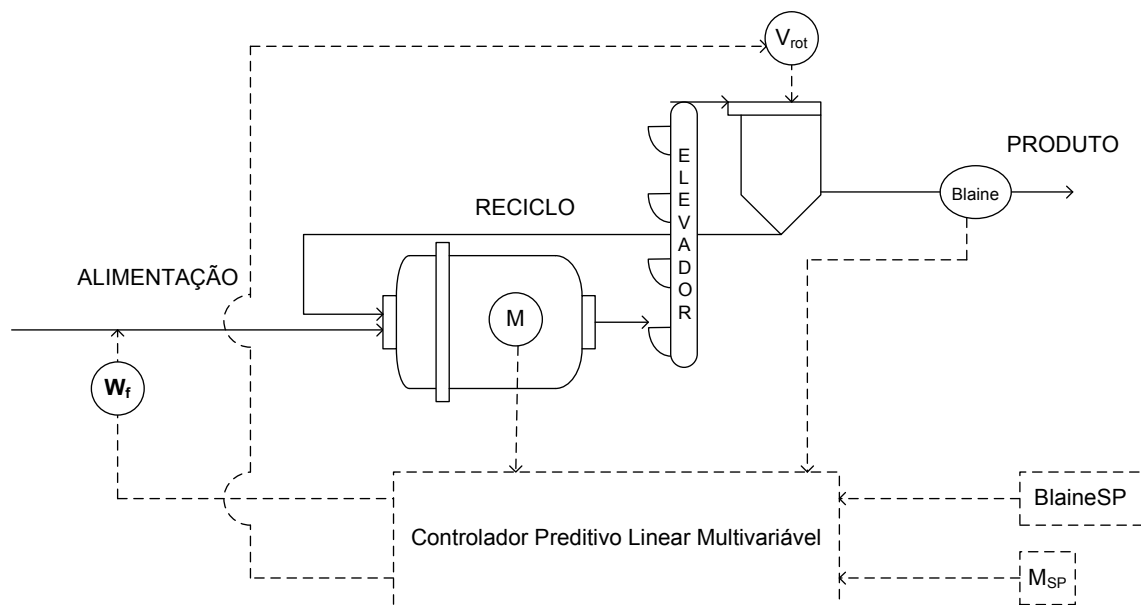


Figura IV.7 – Controle MPC aplicado ao circuito de moagem estudado

O controlador preditivo linear foi determinado utilizando-se a linearização obtida com a identificação das funções de transferência do processo, conforme mostrado no item IV.1. Foi utilizado o MPC Toolbox[®] do software Simulink[®] que permitiu a configuração dos parâmetros do controlador.

Admitiu-se um horizonte de predição de 25 minutos, horizonte de controle de 2 intervalos de tempo, e que as perturbações não são medidas no processo.

IV.6 – Simulações industriais

A fim de se observar na prática o efeito da atuação dos sistemas de controle sob o processo, foram propostas algumas simulações que tentam se aproximar da situação ocorrida na indústria.

Uma maneira de se avaliar a eficiência dos sistemas de controle é verificar se o *off-set* encontra-se dentro de uma faixa aceitável. Desta forma, baseado em algumas informações industriais, estabeleceu-se uma faixa de ± 1 tonelada para o *hold-up* e de ± 2 m²/kg para o *Blaine*. Esta faixa é representada por linhas tracejadas quando conveniente.

Em todos os casos são analisados o comportamento do sistema primeiramente sob controle PI multimalhas (estratégia A) e em sob controle PI multimalhas desacoplado (estratégia B).

Estudo de Caso 1

Este caso envolve a mudança de *set-point* do *hold-up*, seguido de uma mudança no *set-point* do número de *Blaine*. Mais adiante é estabelecida uma condição na qual o material fresco é alimentado com uma moabilidade maior, ou seja, degrau em *Fmob*. A Figura IV.8 apresenta a evolução das perturbações no caso 1. O valor de d_{63} foi mantido constante. Já o valor de *Fmob* foi levado de 1 para 1,3 no instante de tempo igual à 800 minutos.

As variáveis controladas tiveram seus *set-point* alterados em instantes de tempo diferentes. Em 50 minutos, o *set-point* de *M* passou de 26,9 para 29,6 toneladas, este novo *set-point* implica em um maior preenchimento de espaços vazios no interior do moinho o que por sua vez reduz o desgaste dos corpos moedores e revestimento interno. Na indústria normalmente se trabalha com preenchimento de vazios acima de 80%. O valor de *Blaine* teve o valor de *set-point* alterado de 321 m²/kg para 300 m²/kg com o objetivo de produzir um material mais grosseiro (menor qualidade), o que permite um incremento razoável na taxa de produção do circuito. As Figuras IV.9 e IV.10 apresentam a evolução do *hold-up* (*M*) e do número de *Blaine* para os sistemas controlados por controladores PI multimalhas e PI multimalhas desacoplado.

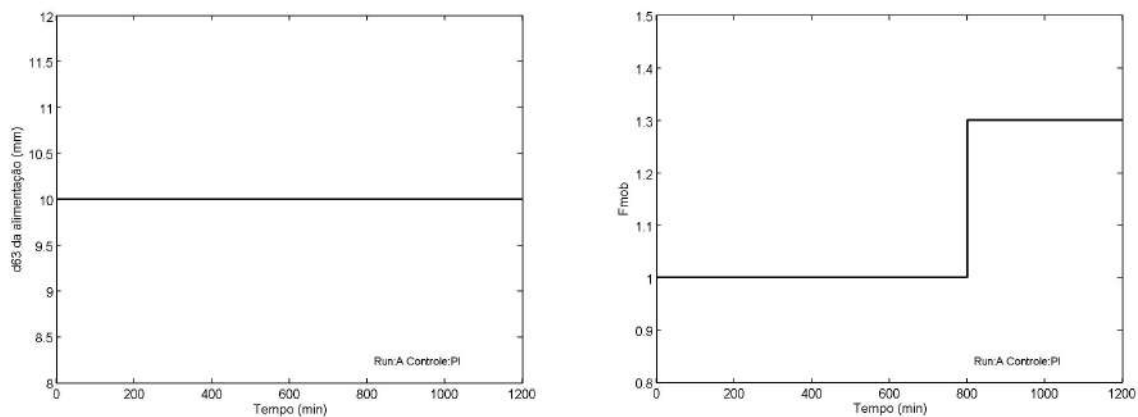
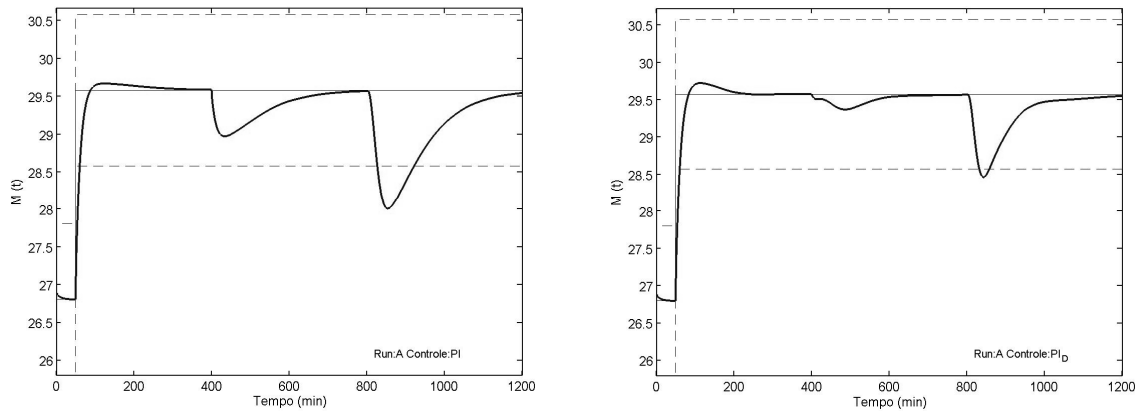
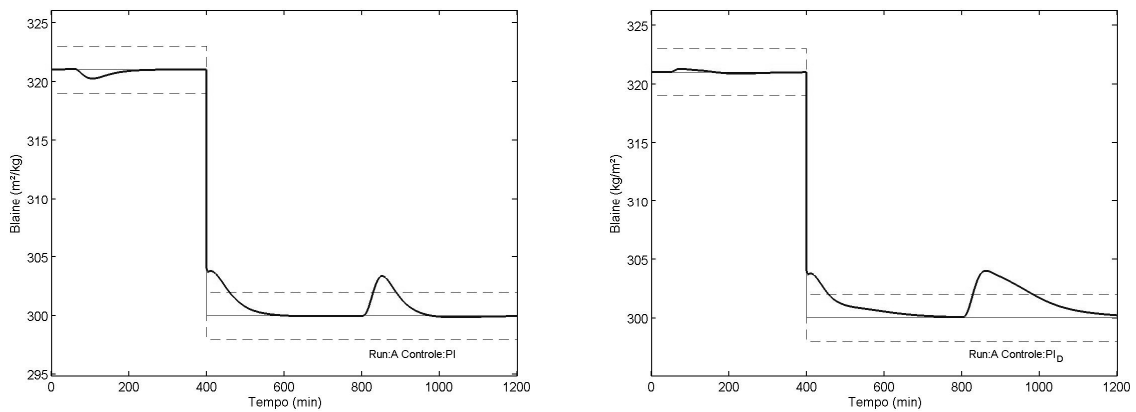


Figura IV.8 – Perturbações do processo no Estudo de Caso 1



**Figura IV.9 – Evolução do *hold-up* no Estudo de Caso 1 para a) Controle PI multimalha
b) Controle PI desacoplado**



**Figura IV.10 – Evolução do *Blaine* no Estudo de Caso 1 para a) Controle PI multimalha
b) Controle PI desacoplado**

Analisando a resposta ao degrau no *set-point* do *hold-up*, nota-se que processo com controle desacoplado apresentou um maior *overshoot*. Porém a estratégia de controle B, manteve o valor de *Blaine* próximo ao desejado.

A mudança no SP do número de *Blaine* no instante de tempo de 400 minutos surtiu efeito semelhante para as duas estratégias no que diz respeito valor de *Blaine*, enquanto ao observar o *hold-up* percebe-se que a estratégia B permitiu assimilar melhor a mudança, pois o valor de *M* logo retornou ao *set-point* desejado.

No momento em que foi inserida uma perturbação no processo simulando a admissão de um material mais suscetível à quebra ($F_{mob}=1,3$), ambas as estratégias de controle levaram

algum tempo para estabilizar o sistema. A estratégia A (controle PI multimalhas) não conseguiu manter os valores de *hold-up* e *Blaine* dentro da faixa de tolerância estipulada momentos depois da perturbação. O processo com controle PI multimalhas desacoplado conseguiu manter o *hold-up* dentro da faixa, porém não obteve sucesso no controle do número de *Blaine*, obtendo o valor fora da faixa por quase 150 minutos, contra 50 minutos da estratégia A.

Nas Figuras IV.11 e IV.12 a evolução das variáveis manipuladas é apresentada.

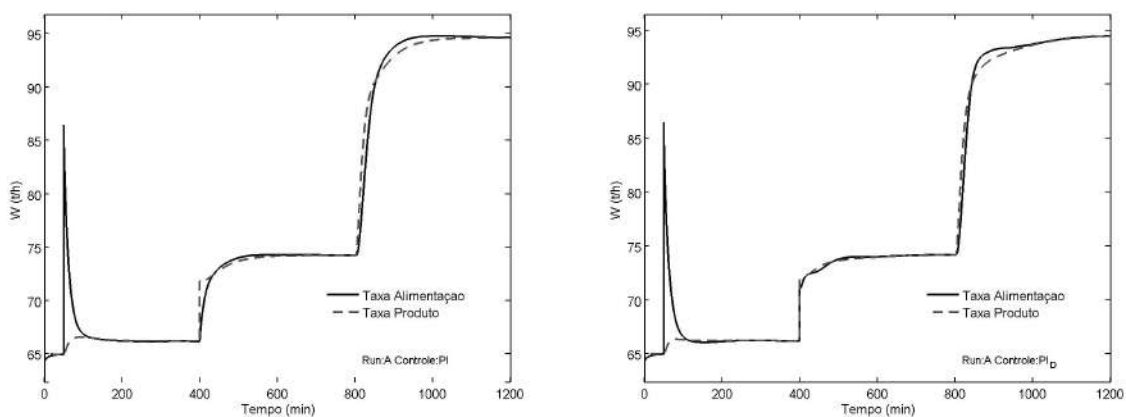


Figura IV.11 - Evolução das taxas de alimentação (W_f) e de descarga de produto final do circuito (W_p) no Estudo de Caso 1 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

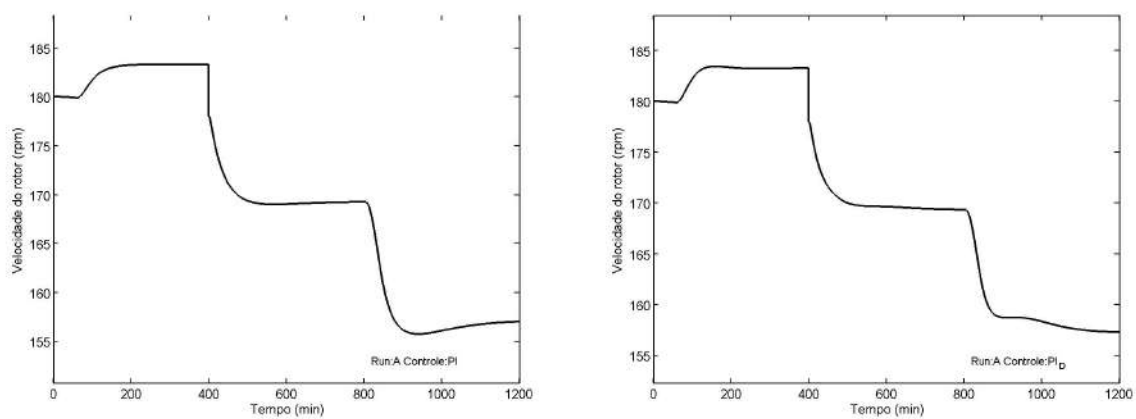


Figura IV.12 - Evolução da frequência de rotação do classificador (V_{rotor}) no Estudo de Caso 1 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

Pode-se dizer que ambas as estratégias de controle atuaram de maneira semelhante manipulando a taxa de alimentação e velocidade do rotor. Ao detectar a mudança no *set-point* de M , no tempo de 50 minutos, a taxa de alimentação sofreu um pico, que fez com que a quantidade total de material alimentado ao moinho aumentasse bruscamente ocasionando uma redução na taxa de quebra do material processado. Esta redução na taxa de quebra implicou na descarga de um material mais grosso, que fez com que a malha de controle do *Blaine* atuasse aumentando a velocidade de rotação do classificador para manter a granulometria do produto fina o suficiente para manter o produto no *set-point*. Este aumento na velocidade do classificador faz com que a taxa de material que retorna ao moinho aumente, exigindo que a taxa de alimentação fresca (W_f) fosse reduzida para manter a operação estável do moinho.

Estudo de caso 2

Neste caso foi avaliada a influência de um tipo de perturbação muito comum em uma planta industrial. Uma mudança no SP de *Blaine* representando uma especificação mais rigorosa na qualidade do produto final, seguida da introdução de uma perturbação tipo pulso na moabilidade do material o que representa uma variabilidade no material alimentado ao circuito de moagem. Na indústria cimenteira, esta variabilidade pode ser atribuída, por exemplo, a diversos fatores no processo de produção de clínquer.

A Figura IV.13 apresenta a evolução das perturbações no caso 1. O valor de d_{03} foi mantido constante. No tempo de 200 minutos, teve início um pulso de amplitude 0,3 com duração de 50 minutos e período de 100 minutos.

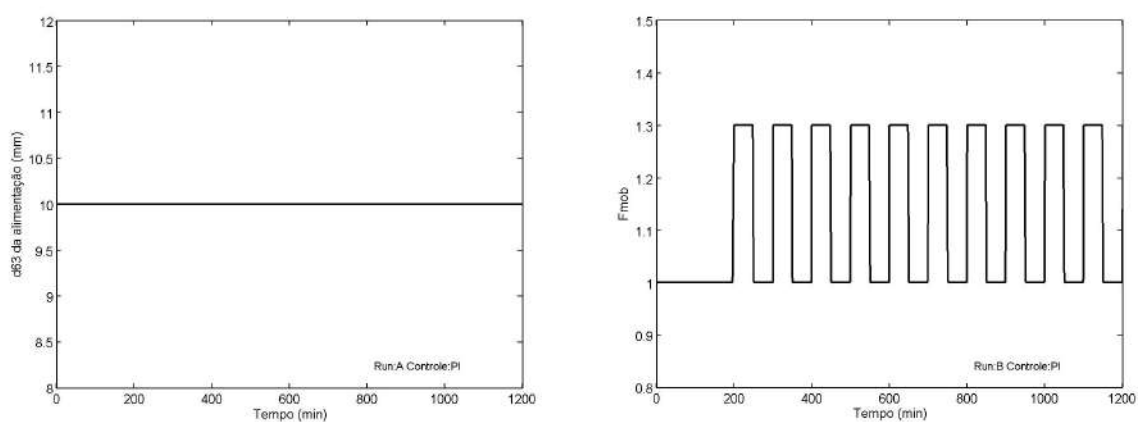


Figura IV.13 - Perturbações do processo no Estudo de Caso 2

O valor de *Blaine* teve seu *set-point* alterado para 340 m²/kg no tempo de 50 minutos. A adoção deste valor implica na redução da taxa de produção, pois para garantir a produção de um material de granulometria mais fina, o moinho deve operar com uma taxa de quebra maior, simultaneamente a uma maior velocidade do rotor do classificador.

A Figuras IV.14 e IV.15 apresentam a evolução do *hold-up* (*M*) e do número de *Blaine* para os sistemas controlados por controladores PI multimalhas e PI multimalha desacoplado.

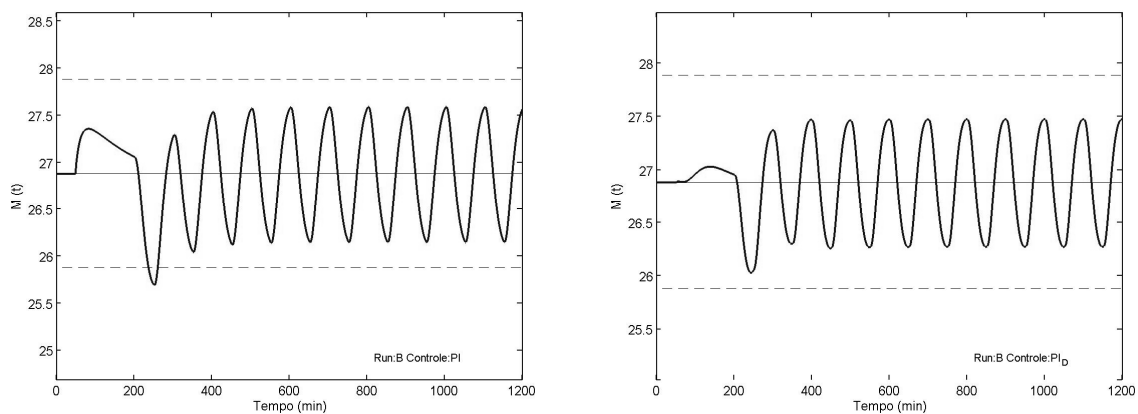


Figura IV.14 – Evolução do *hold-up* no Estudo de Caso 2 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

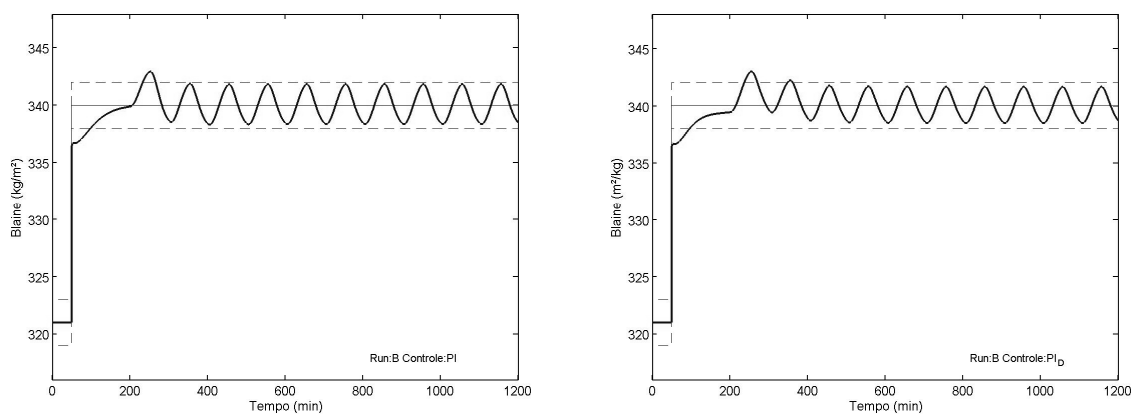


Figura IV.15 – Evolução do *Blaine* no Estudo de Caso 2 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

Neste estudo de caso, as duas estratégias de controle apresentaram resultados semelhantes, mantendo as variáveis controladas dentro da faixa de tolerância. Apesar disso como já era esperado, a estratégia B se apresentou melhor por levar o valor de *Blaine* ao *set-point* sem

grande interferência no valor de *hold-up*. A oscilação apresentada nos valores se dá devido aos pulsos no fator de moabilidade do material.

Nas Figuras IV.16 e IV.17 é apresentada a evolução das variáveis manipuladas. Inicialmente, no tempo de 50 minutos, o aumento no *set-point* do *Blaine* fez com que a taxa de alimentação fresca fosse reduzida juntamente com o aumento na velocidade do classificador. Isto fez com que a carga circulante aumentasse e por conseqüência houve um acréscimo no valor do *hold-up*. A redução na taxa de quebra foi compensada por um maior tempo de residência de material processado no circuito, gerando por conseqüência um produto final mais fino - de maior *Blaine* – conforme o *set-point*.

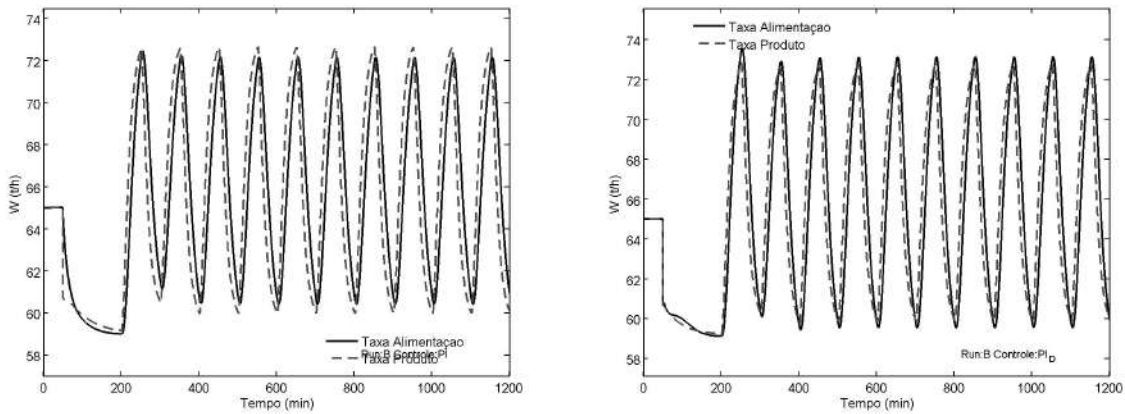


Figura IV.16 - Evolução das taxas de alimentação (W_f) e de descarga de produto final do circuito (W_p) no Estudo de Caso 2 para a) Controle PI b) Controle PI desacoplado

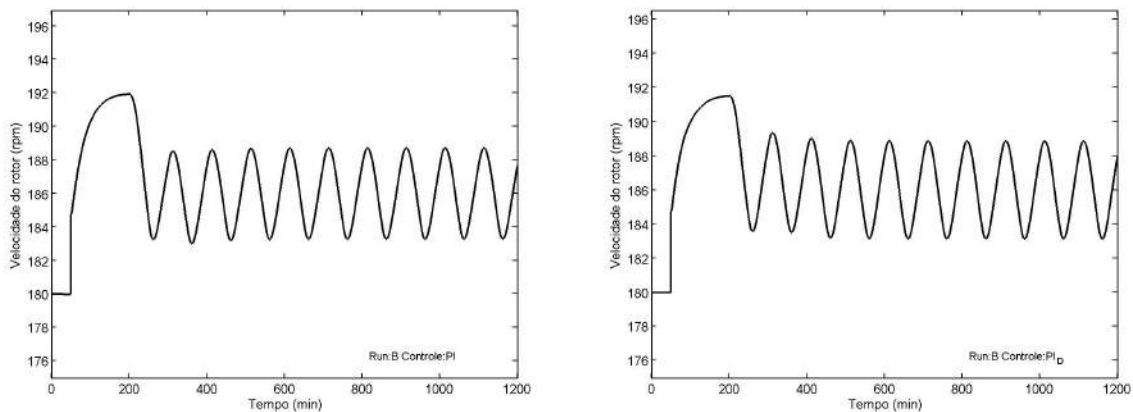


Figura IV.17 - Evolução da frequência de rotação do classificador (V_{rotor}) no Estudo de Caso 2 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

Por conseguinte a inserção das perturbações tipo pulso na moabilidade da carga alimentada (no tempo de 200 minutos) faz com que por 50 minutos esteja-se alimentando o moinho com um material mais fácil de ser cominuído. Isto reflete no processo de modo mantendo-se a qualidade do produto dentro da especificação, a capacidade de produção do circuito aumenta.

Quando o fator de moabilidade retorna ao valor de 1, o material processado retorna à condição original se tornando mais difícil a redução do tamanho de partícula ou seja, liberando um produto com número de *Blaine* menor. Para manter os valores próximos ao *set-point* ambas as estratégias de controle reduzem a taxa de alimentação, o que faz com que a capacidade de produção diminua. Este ciclo se repete após cada perturbação pulso no fator de moabilidade e no geral ambas as estratégias se mostraram capazes de manter as variáveis controladas dentro da faixa de tolerância operacional.

Estudo de caso 3

O último caso estudado foi a simulação de 800 minutos de operação do circuito submetido à perturbação do tipo pulso na granulometria da alimentação (d_{63}) e no fator de moabilidade do material (F_{mob}). Conforme dito anteriormente, estes tipos de perturbações ocorrem devido a flutuações no processo de formação do clínquer que antecede a etapa de moagem de uma fábrica de cimento. A utilização de materiais complementares como gesso, calcário e escória também tem como consequência a alteração da granulometria e moabilidade do material processado como um todo. Em determinado instante, o *set-point* do número de *Blaine*, foi levado a um valor bem maior, exigindo do sistema uma condição mais drástica de operação para produção de um material mais fino. Esta mudança de especificação de *Blaine* foi acompanhada por uma mudança no *set-point* do *hold-up*, que teve a capacidade reduzida para poder processar o material de qualidade maior.

A Figura IV.18 apresenta a evolução das perturbações ao longo da simulação.

O parâmetro d_{63} da alimentação sofreu perturbações do tipo pulso de amplitude 10 milímetros partindo de um patamar de mesmo valor. A duração de cada pulso foi de 10 minutos e o período 20 minutos. Estes pulsos foram mantidos até o tempo de 300 minutos, quando foi alterado o patamar de 10 para 5 milímetros. O fator de moabilidade sofreu perturbações tipo pulso com duração de 25 minutos, período de 50 minutos e amplitude de 0,3. Estes pulsos foram mantidos durante todo o período de simulação.

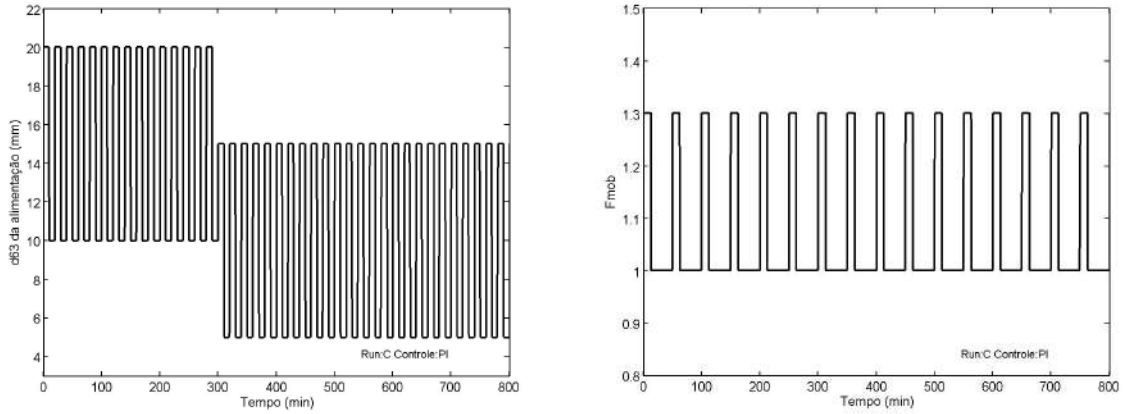


Figura IV.18 - Perturbações do processo no Estudo de Caso 3

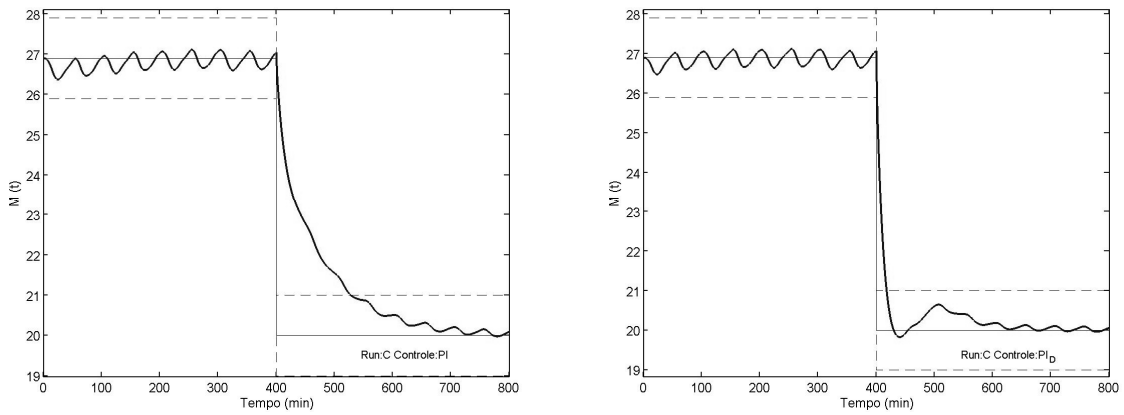
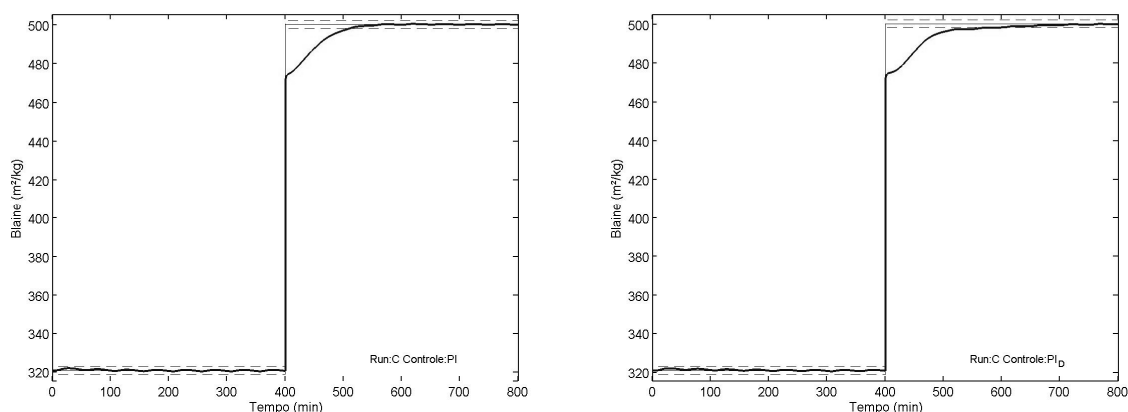


Figura IV.19 – Evolução do *hold-up* no Estudo de Caso 3 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

No instante de tempo de 400 minutos, alterou-se simultaneamente as especificações de *Blaine* e *hold-up* de forma que o circuito teve sua capacidade reduzida para atender a especificação de maior qualidade na granulometria do produto. O *Blaine* foi levado ao valor de 500 m²/kg, valor intermediário entre o cimento fino e o ultra-fino enquanto o *hold-up* foi levado ao valor de 20 toneladas. Os efeitos sobre as variáveis controladas são mostrados nas Figuras IV.19 e IV.20.



**Figura IV.20 – Evolução do *Blaine* no Estudo de Caso 3 para a) Controle PI multimalha
b) Controle PI desacoplado**

Observando a resposta das estratégias de controle sobre as variáveis controladas, nota-se claramente que a estratégia B (controle PI multimalhas desacoplado) foi efetiva na manutenção do valor do *hold-up* na faixa de operação próxima ao *set-point* (Figura IV.19). A oscilação nos valores é explicada conforme discutido na avaliação dos resultados do estudo de caso 2. Na estratégia de controle B, após a mudança no *set-point* o valor de *Blaine* permaneceu um tempo razoável no limite inferior da tolerância enquanto que na estratégia A, este valor foi levado rapidamente ao *set-point*.

Na indústria, quando se trabalha com uma especificação mais fina de produto final, o moinho opera em condições desfavoráveis no que diz respeito ao desgaste do revestimento interno e dos corpos moedores, ou seja, se trabalha com baixo valor de preenchimento de vazios, ou seja, baixo *hold-up*. Este desgaste acentuado ocorre devido ao aumento na quantidade de impactos esferas-esferas ou esferas-revestimento.

No que diz respeito à atuação sobre as variáveis manipuladas, ambas as estratégias atuaram de maneira semelhante, conforme apresentado nas Figuras IV.21 e IV.22.

Na manipulação da taxa de alimentação fresca a estratégia B chegou a interromper a alimentação por um período curto, pois no momento de mudança no *set-point* a velocidade do rotor aumentou bastante, o que reduziu muito o tamanho de corte da sua curva de partição resultando em um produto final mais fino e com número de *Blaine* próximo ao SP. No entanto esta ação também resultou em um grande retorno de material alimentado ao moinho. Isto explica a interrupção temporária da vazão de alimentação fresca do circuito. Esta interrupção

na taxa de alimentação é uma ação comum na indústria quando se deseja produzir um cimento com granulometria muito fina. Esta ação é tomada para evitar o *plugging* ou *embuchamento* do moinho conforme discutido no capítulo IV.

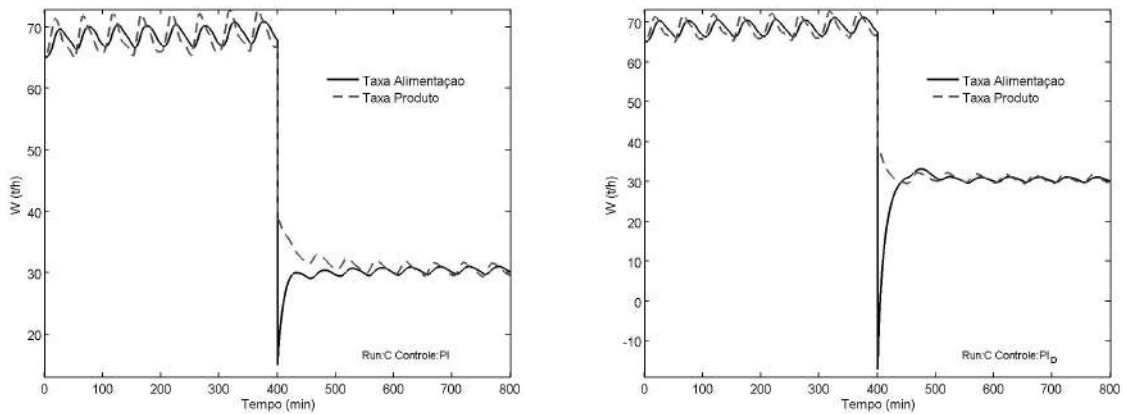


Figura IV.21 - Evolução das taxas de alimentação (W_f) e de descarga de produto final do circuito (W_p) no Estudo de Caso 3 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

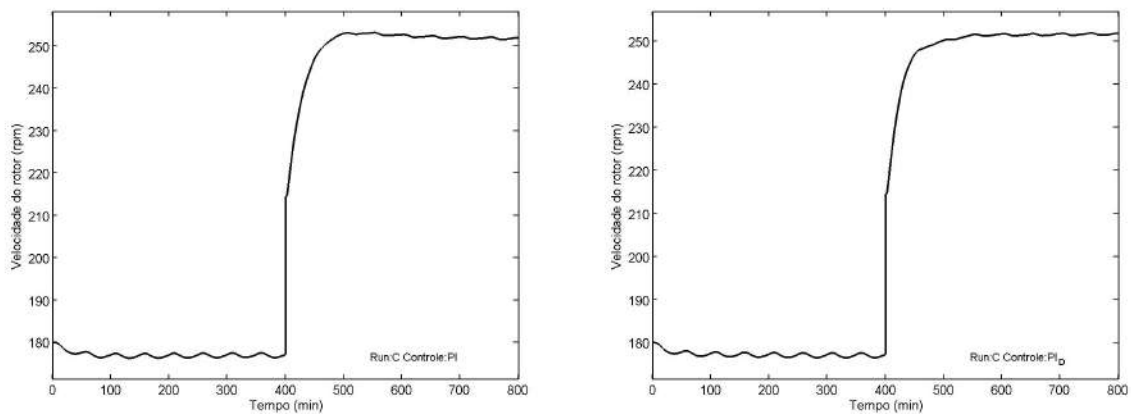


Figura IV.22 - Evolução da frequência de rotação do classificador (V_{rotor}) no Estudo de Caso 3 para a) Controle PI multimalha b) Controle PI desacoplado

Conforme os estudos de caso vistos anteriormente, este também apresentou no geral, melhores resultados para a estratégia B de controle.

Estudo de caso 4

Este estudo de caso envolve a utilização do controle preditivo linear na simulação das condições descritas no estudo de caso 1. As respostas das variáveis controladas são mostradas na Figura IV.23.

As ações tomadas pelo controlador preditivo linear, referentes à mudança no SP do *hold-up* no instante de tempo de 50 minutos não foram suficientes para mantê-lo no valor desejado. Apesar do valor da carga do moinho se situar dentro da faixa de tolerância o sistema não se estabilizou. Já o controle do número de *Blaine* se mostrou satisfatório, pois em momento algum a granulometria produto do moinho esteve fora da faixa estipulada.

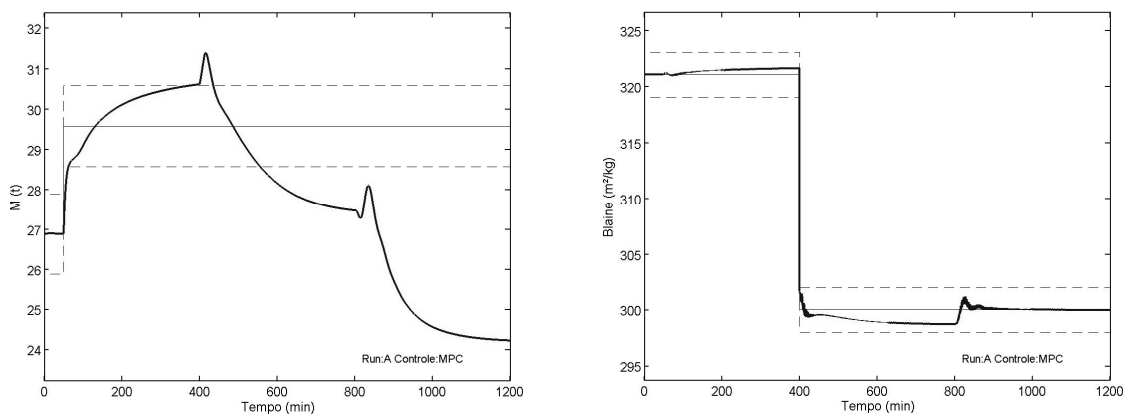


Figura IV.23 – Evolução do *hold-up* e do número de *Blaine* utilizando o controle preditivo linear

Quando o *set-point* do *Blaine* foi alterado no tempo de 400 minutos, o *hold-up* definitivamente não conseguiu ser mantido próximo ao valor desejado e, inclusive, mostrou uma tendência oposta ao que se esperaria do controlador, ou seja, caminhando em direção contrária à direção do *set-point*. As ações tomadas pelo controlador nas variáveis manipuladas são apresentadas na figura IV.24.

Esta deficiência do controle preditivo linear pode ser explicada pela extrema não-linearidade do processo. Como as ações de controle são tomadas baseadas no modelo linearizado no ponto de operação, quanto mais se afasta deste ponto pior será a eficiência do controle preditivo.

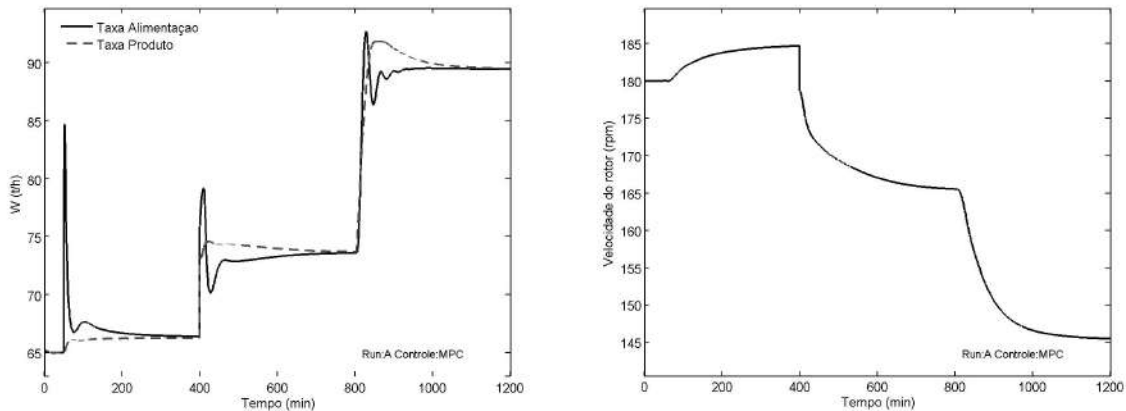


Figura IV.24 – Evolução das variáveis manipuladas no processo (W_f e V_{rotor})

Estudo de caso 5

Conforme apresentado no capítulo IV, raramente as plantas industriais de moagem dispõem de analisadores *online* de granulometria ou número de *Blaine* (os chamados Blainímetros). A análise da qualidade do produto do circuito é realizada *off-line* utilizando equipamentos de detecção por espalhamento a laser, estes equipamentos fornecem a distribuição de partículas e em alguns casos uma estimativa do número de *Blaine* baseada nesta distribuição. Normalmente o processo de retirada de amostras do circuito, análise e passagem de informação ao sistema de controle, demanda de 10 a 20 minutos. Este atraso no tempo de resposta pode ser significativo para o controle do processo.

Desta forma foi simulada a operação do circuito nas condições do estudo de caso 1 operando sob estratégia de controle PI multimalhas desacoplado e utilizando a informação do número de *Blaine* era amostrada de 20 em 20 minutos.

A Figura IV.25 apresenta o resultado das variáveis manipuladas. Neste caso, nota-se a oscilação no valor real do número de *Blaine*, isto acarretou em um produto não tão homogêneo como o obtido no estudo de caso 1. Inclusive, a transição de *set-points* ocorrida no tempo de 400 minutos não foi tão suave como no estudo de caso 1 (Figura IV.10).

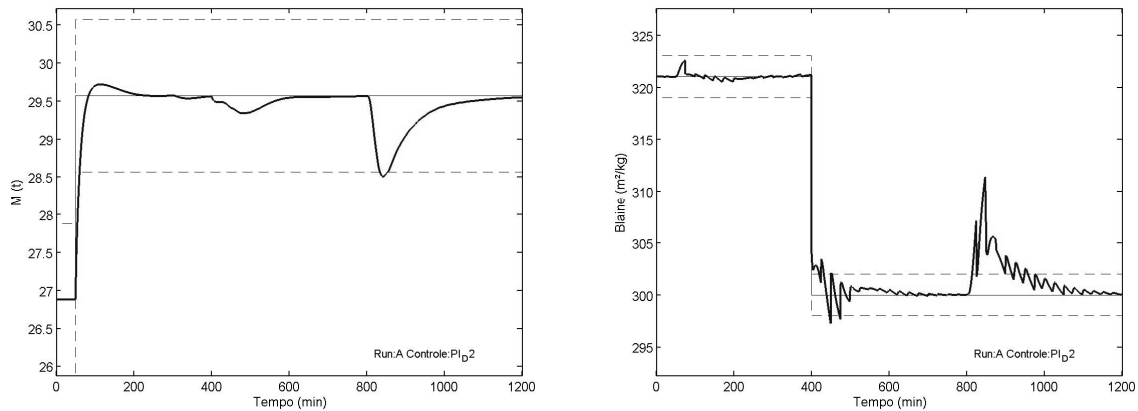


Figura IV.25 – Evolução do *hold-up* e do número de *Blaine* no estudo de caso 5, utilizando as perturbações e mudanças de *set-points* descritos no estudo de caso 1

Após a mudança na moabilidade do material, no tempo de 800 minutos, o valor de *Blaine* sofreu alguns picos que excederam o limite de tolerância, ou seja, o material foi cominuído mais que o necessário, havendo um consumo energético desnecessário pelo período de, no mínimo, 100 minutos.

O mesmo tipo de análise foi realizado utilizando agora as perturbações e mudanças de *set-point* estabelecidos no estudo de caso 2. Neste caso, é feita uma mudança no *set-point* do número de *Blaine* e logo em seguida a moabilidade do material passa a oscilar na forma de pulsos. A evolução das variáveis controladas é mostra na Figura IV.26.

O controle do *hold-up* quase não é afetado, indicando a eficiência no desacoplamento. Por outro lado, o valor de *Blaine* oscila fora da faixa de tolerância a cada período na perturbação da moabilidade. A cada período é produzido um material sobremoído por mais de 60 minutos, enquanto que durante 30 minutos se produz material abaixo da especificação, ou seja, de granulometria insuficiente. Este tipo de perturbação acaba se tornando mais crítico nos circuitos de moagem que não possuem o monitoramento *online* da qualidade do produto.

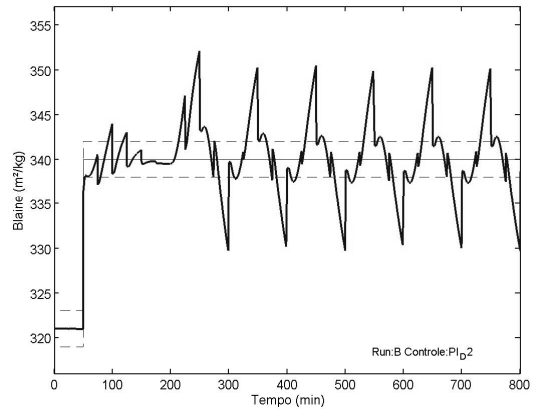
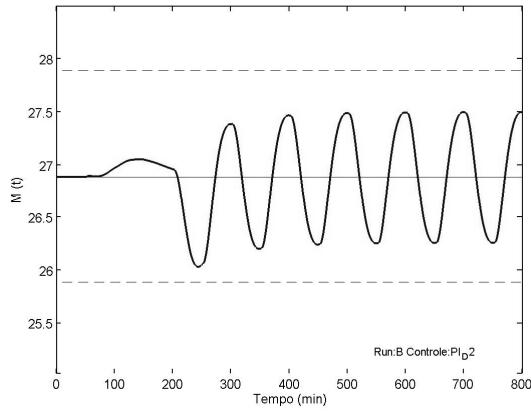


Figura IV.26 – Evolução do *hold-up* e do número de *Blaine* no estudo de caso 5, utilizando as perturbações e mudanças de *set-points* descritos no estudo de caso 2

V – CONCLUSÕES

Pode-se concluir que a proposta de modelagem do processo se mostrou bastante útil na descrição da dinâmica de um circuito de moagem operando a seco e em circuito fechado.

A proposta de modelagem do classificador, corrigindo a relação proposta por Benzer *et al.* (2001) se mostrou satisfatória. A disponibilidade destas relações estabelecidas foi de crucial relevância na modelagem global do circuito. Trabalhos anteriores que não dispunham ou não utilizaram estas relações, tiveram uma modelagem bastante limitada do classificador, ou seja, baseada apenas em dados de uma planta específica.

Dentre as estratégias de controle apresentada, a que se mostrou mais eficaz foi o controle PI multivariável descentralizado e desacoplado. As duas malhas de controle determinadas baseadas no método RGA foram o *hold-up* de material controlado com a taxa de alimentação fresca do circuito e o *Blaine* do produto final controlado com a manipulação da velocidade de rotação do classificador. Já os resultados satisfatórios obtidos para o PI descentralizado podem ser explicados pelo fato de, apesar de as malhas estarem definitivamente interagindo, a interação atuar no mesmo sentido que o efeito da malha principal, o que pode ser verificado através do valor do parâmetro interação, dado pelo método do RGA de Bristol, situado 0 e 1.

A medição do valor de Blaine em tempo real mostrou-se de grande importância na eficiência do sistema de controle PI descentralizado. Além de manter a produção no nível desejado mais rapidamente, evita-se perda energética devido à excessiva sobremoagem.

O controlador preditivo linear não se mostrou capaz de controlar o processo, quando este era submetido às mesmas perturbações e mudanças de *set-point* do processo controlado pelo PI desacoplado. Este comportamento pode ser explicado pela grande não-linearidade do processo.

VI – BIBLIOGRAFIA

_____, 2000, Programa de Trainee 2000, Apresentação Votorantim Cimentos, CD-ROM

Austin, L.G., Concha, F.A., 1993, Diseño y Simulación de Circuitos de Molienda y Clasificación, CYTED.

Austin, L.G., Klimpel, R.R., Luckie, P.T., 1984, Process Engineering of Size Reduction, AIME-SME.

Benzer, H., Ergun, L., Lynch, A. J., Oner, M., Gunlu, A., Celik, I. B., Aydogan, N., 2001, Modeling Cement Grinding Circuits, Minerals Engineering, 14 (11), 1469-1482.

Benzer, H., 2005, Modeling and simulation of a fully air swept ball mill in a raw material grinding circuit, Powder Technology, 150, (3), 145-154.

Bilgili, E., Scarlett, B., 2005, Population Balance Modeling of Non-Linear Effects In Milling Processes, Powder Technology, 153, 59-71.

Boulvin, M., Renotte, C., Vande Wouwer, A., Remy, M., Tarasiewicz, S., Cesar, P., 1999, Modeling, Simulation and Evaluation of Control Loops For A Cement Grinding Process. European Journal of Control 5, 10–18.

Boulvin, M., Vande Wouwer, A., Renotte, M., Remy, M. and Lepore, R., 1998, Some Observations on Modeling and Control of Cement Grinding Circuits. Proceedings of The American , Philadelphia, Control Conference, ACC 98 24–26 June, 3018–22.

Bristol, E. H., 1966, On a new measure of interaction for multivariable process control, IEEE Transactions on Automatic Control, AC-11, (1), 133-134.

Carvalho, R. M., Tavares, L. M. M., 2006, Simulação Dinâmica da Moagem A Seco em Moinho de Bolas, Anais do IX Encontro de Modelagem Computacional, Belo Horizonte, MG.

Cerqueira, M. C., 2007, Relações Entre Microestrutura, Composição, Resistência À Ruptura E Moabilidade de Clínqueres de Cimento Portland, Dissertação de Mestrado, Programa de Engenharia Metalúrgica e de Materiais – COPPE/UFRJ.

Chien, L. and Fruehauf, P. S., 1990, Consider IMC Tuning to Improve Controller Performance, *Chemical Engineering Progress*, 86, 33-41.

Cleary, P.W., 2006, Axial Transport In Dry Ball Mills, *Applied Mathematical Modelling*, 30, 1343-1355.

Duarte, M.A., Sepúlveda F., 1998, Grinding Operation Optimization of the CODELCO-ANDINA Concentrator Plant, *Minerals Engineering*, 11 (12) (1998) 1119–1142.

Duarte, M.A., Sepúlveda F., 1999, A Comparative Experimental Study of Five Multivariable Control Strategies Applied To A Grinding Plant, *Powder Technology*, 104 (1), 1-28.

Duarte, M., Castillo, A., Sepúlveda, F., Contreras, A., Giménez, P., Castelli, L., 2002, Multivariable Control of Grinding Plants: A Comparative Simulation Study, *ISA Transactions*, 41 (1), 57-79.

Duckworth, G. A., Lynch, A. J., 1982, The Effect of Some Operating Variables On Autogenous Circuits and Their Implication For Control, *Proceedings of The XVII Int. Mineral Processing Congress*, Toronto, Canada.

Efe, M. O., 2003, Multivariable Nonlinear Model Reference Control of Cement Mills, *Transactions of the Institute of Measurement and Control*, 25 (5), 373-385.

Fuerstenau, D.W., de, A., Kapur, P.C., 2004, Linear and Nonlinear Particle Breakage Processes In Comminution Systems, *International Journal of Mineral Processing*, 74, 317-327.

Gardner, R.P., Austin, L.G., 1962, *Proc. 2nd European Sym. Zerklienern*, H. Rumpf and D. Behrens, Eds., Verlag Chemie, Weinheim, 217-247.

Grognard, F., Jadot, F., Magni, L., Sepulchre R. and Wertz, V. 2001: Robust Stabilization of A Nonlinear Cement Mill Model. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 46, 618–23.

Herbst Ja, Bascur Oa, 1983, Mineral Processing Control In The 1980s - Realities and Dreams, *Journal of Metals*, 35 (12), 60-60.

Herbst, J.A., Rajamani, K., 1982, The Application of Modern Control Theory to Mineral-Processing Operations, Anais do 12th CMMI Congress, 1982.

Herbst, J.A., Fuerstenau, D.W., 1973, Mathematical Simulation of Ball Milling Using Specific Power Information, Transactions of The Aime, 254, 3173.

Hogg, R., 1984, Mass Transport Models For Tumbling Ball Mills, Control'84, Society of Mining Engineers, Ed. J.A. Herbst, 55-71

Hulbert, D.G., Craig, I. K., Coetzee M. L., Tudor, D., 1990, Multivariable Control of A Run-of-Mine Milling Circuit, J.S. Afr. Inst. Min. Metall. 90(7) 173-181.

Jankovic, A., Valery Jnr., W. and davis, E. 2004, Cement Grinding Optimization, Minerals Engineering, 17, 11-12.

King, R.P., 2001, Modeling and Simulation of Mineral Processing Systems, Butterworth-Heinemann.

Kuhlmann, K., Ellerbrock H. G., and Sprung, S., 1985, Zem. Kalk-Gips, 38 169 (Translation No. 4/85).

Lepore, R., A. Vande Wouwer and M. Remy, 2003, Nonlinear Model Predictive Control of Cement Grinding Circuits.,Anais do ADCHEM 2003.

Liu, Y., Spencer, S., 2004, Dynamic Simulation of Grinding Circuits, Minerals Engineering, 17, 1189-1198

Maciejowski, J.M. 1990, Multivariable Feedback design, Addison-Wesley.

Magni, L., Bastin, G. and Wertz, V. 1999: Multivariable Nonlinear Predictive Control of Cement Mills. IEEE Transactions on Control 7, 502–508. Systems Technology

Nageswararao, K., 2000, A Critical Analysis of the Fish Hook Effect in Hydrocyclone Classifiers, Chemical Engineering Journal, 80, 251-256

Napier-Munn, T. J. 1996. Mineral Comminution Circuits – Their Operation and Optimisation. Julius Kruttschnit Mineral Research Centre (JKMRC), The University of Queensland.

Norholm A. 1995, Notes On Energy Conservation, FL Smidth and Co. Seminar, September 1995, İstanbul, Turkey.

Ogunnaike, B. A., Ray, W. H, 1994, Process Dynamics, Modeling and Control, Oxford University Press, New York

Putman, R.E.J., 1971, Comparative Computer Study of Ball Mill Control System Dynamics and Optimization, CIM Spec, 12, 461.

Rajamani, K., & Herbst, J.A., 1991 Optimal Control of A Ball Mill Grinding Circuit: Part 2. Feedback and Optimal Control, Chemical Engineering Science, 46 (3) 871–879.

Rajamani, R.K., 1992, Mathematical Modeling of Extractive Metallurgical Processes, Notas de Aula, University of Utah.

Rajamani, R.K., Herbst, J.A., 1991, Optimal Control of A Ball Mill Grinding Circuit – I. Grinding Circuit Modeling and Dynamic Simulation, Chemical Engineering Science, 46, 417-442.

Ramkrishna, D., Borwanker, J.D., 1973, A Puristic Analysis of Population Balance, Chemical Engineering Science, 28, 1423-1435.

Reid, K.J., 1965, A Solution To The Batch Grinding Equation, Chemical Engineering Science, 29, 953-963.

Reiklaitis, G.V., Ravindran, A. and Ragsdell, K.M.,1983, Engineering Optimization, J. Wiley & Sons.

S.L. Jamsa-Jounela, Modern Approaches To Control of Mineral Processing, Acta Olytechnica Scandinavica, Mathematics and Computer Science Series No.57, Helsinki, 1990.

Schofield, C. G. 1980, Homogenisation / Blending Systems design and Control for Mineral Processing, Series on Bulk Materials Handling, Ed. Trans Tech Publications, Clausthal, Germany, 2.

Shoji, K., Lohrasb, S., Austin, L.G., 1979, The Variation of Breakage Parameters with Ball and Powder Loading in Dry Ball Milling, Powder Technology, 25, 109-114.

Silva, A. T., 2007, Otimização da Moagem de Escória Granulada de Alto-Forno Por Meio da Simulação Computacional Usando o Modelo do Balanço Populacional, Dissertação de Mestrado, Programa de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, COPPE/UFRJ.

Souza, V. C. G., 2002. Modelagem Matemática E Simulação do Circuito de Moagem de Cimento, Dissertação de Mestrado, Programa de Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais, UFRGS.

Sumner, M. S., Hephher, N. M., and Moir, G. K., 1989, Particle size and surface area of cement, *Ciments, bétons, plâtres, chaux*, 778, 164-166.

Tavares, L.M., 2005, Operações Unitárias em Processamento Mineral, Apostila do curso de Processamento de Recursos Minerais I do Programa de Engenharia Metalúrgica e de Materiais da Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Tavares, L.M., 2007, Breakage of Single Particles: Quasi-static. In: *Handbook of Powder Technology: Particle Breakage* (A.D. Salman, M. Ghadiri, M.J. Hounslow, Eds.), Elsevier, 12, 3-68.

Tavares, L.M., Neves, P.B., 2007, Microstructure and Fragmentation Characteristics of Selected Quarry Rocks, *International Journal of Mineral Processing* (Submetido Para Publicação).

Vahl, L., Kingma, W.G., 1952, Transport of Solids Through Horizontal Rotary Cylinders, *Chemical Engineering Science*, 1, 253.

Van Breusegem, V., Chen, L., Bastin, G., Wertz, V., Werbrouck, V., de Pierpont, C. (1996) An Industrial Application of Multivariable Linear Quadratic Control to a Cement Mill Circuit. *IEEE Transactions On Industry Applications* 32, 670–77.

Van Breusegem, V., Chen, L., Werbrouck, V., Bastin, G., Wertz V. 1994: Multivariable Linear Quadratic Control of a Cement Mill: An Industrial Application. *Control Engineering Practice* 2, 605–11.

Wills, B.A., 1997, *Mineral Processing Technology*, Butterworth-Heinemann.