



閉回路ボールミル粉碎系の動特性解析と制御

尾崎, 賢二
中川, 修
庵原, 滋

(Citation)

化学工学論文集, 24(1):5-11

(Issue Date)

1998-01

(Resource Type)

journal article

(Version)

Accepted Manuscript

(URL)

<https://hdl.handle.net/20.500.14094/90000972>



緒 言

セメントの製造工程において、原料粉砕・クリンカ粉砕はクリンカ焼成とともに重要な工程である。最近ではエネルギー効率の面でローラ形式のミルが採用される場合が多いが、セメントの品質に係わる微粉領域の粒度構成とその制御性の面からクリンカ粉砕には、閉回路ボールミルを採用するのが一般的であり、かつ既設工場では原料粉砕にも閉回路ボールミル粉砕系を利用しているのが現状である。このような現状に対し、閉回路ボールミル系のエネルギー効率の向上や粒度制御技術は十分な状態とは言えない・(Itoh, 1995)。一方閉回路ボールミル系はボールミルと分級機からなる一種のフィードバック系であり、このような系の運転状態の解析を行い有効な制御方法を検討するためには、ミルと分級機の静的な特性解析のみならず、互いの相互干渉を考慮した動的な解析を行う必要がある。本報告では、Fig.1 に例示した閉回路ボールミル粉砕系に対し、マスバランスと粒度（比表面積）バランスに着目した解析モデルを提供し、シミュレーションによってその解析結果を説明する。さらに、この結果から、製品比表面積とミルの通過流量制御系に非干渉演算部を持つ制御系を提示し、シミュレーションによりあらかじめその効果を確認した上で実機に実装した結果について報告する。なお実機計測の対象とした二種類のミル系の仕様を Table 1 に示す。

1. 動特性モデル

閉回路ボールミル系の動特性解析を行うには、碎料のマスバランスと粒度バランス、ガス系のマスバランスとモーメントバランスおよび系全体のエネルギーバランスを考えなければならないが、解析の目的を運転の安定化および製品粒度の均一化の制御方式の検討に絞るならば、碎料のマスバランスと粒度バランスのみ考慮すれば十分である。粒度バランスの表現として、粒度分布そのものの变化を定式化する方法・(Rajamani and Herbst, 1991)を考えることもできるが、制御系検討のための次数の低減を意図し、粒度の総合的な表現である比表面積を本報告では利用した。

1・1 モデルの基本式・(Ozaki et al., 1975)

(1)ミル入口合流部

原料と戻り粉との合流部でのマスバランスと表面積バランスを考え、

$$G_{Mi}(t) = G_i(t) + G_{Mr}(t) \quad (1)$$

$$Z_{Mi}(t) \cdot G_{Mi}(t) = Z_i(t) \cdot G_i(t) + Z_{Mr}(t) \cdot G_{Mr}(t) \quad (2)$$

(2)ボールミル本体

ミル内において碎料は入口から出口に向かって混合移動しつつ粉碎されており、本来分布系として取り扱うべきであるが、制御方式の検討を容易にするため以下では集中定数系で考える。混合移動については、ミル内の閉塞が無い定常状態を考え、流入流量と流出流量間に

Eq.(3)が近似的に成り立つものと仮定する。

$$G_{Mo}(t) = \frac{1}{a_n D^n + a_{n-1} D^{n-1} + \dots + a_1 D + 1} G_{Mi}(t) \quad (3)$$

ここに、 $D = d/dt$ は微分演算子を表す。

一方、粉砕については、その機能を比表面積の増加と考え、下記のアンドレーフの粉砕速度式・(Miwa, 1965) Eq.(4)に、粉砕された砕料の $20\mu m$ 残分と比表面積との間に成り立つ実験式 Eqs.(5-1),(5-2)を代入して得られる Eq.(6)を粉砕による比表面積の増加を表現する式として採用する。なお、アンドレーフの粉砕式中の粉砕動力 E は、同一ミルでは運転条件の変動による変化は少ないと予想されることより以下一定と考える。

$$R_{Mo}^0(20\mu) = R_{Mi}^0(20\mu) \cdot \exp\left\{-k(E \cdot \hat{T}_B / G^0)^m\right\} \quad (4)$$

$$Z_{Mi}^0 / b + R_{Mi}^0(20\mu) / c = 1 \quad (5-1)$$

$$Z_{Mo}^0 / b + R_{Mo}^0(20\mu) / c = 1 \quad (5-2)$$

$$\begin{aligned} Z_{Mo}^0 &= Z_{Mi}^0 \cdot \exp\left\{-k(E \cdot \hat{T}_B / G^0)^m\right\} + b \cdot \left[1 - \exp\left\{-k(E \cdot \hat{T}_B / G^0)^m\right\}\right] \\ &= f(G^0) \cdot Z_{Mi}^0 + b \cdot (1 - f(G^0)) \end{aligned} \quad (6)$$

なお、上添字 "0" は当該変数の定常状態での値を示し、 b , c は実験式 Eqs.(5-1),(5-2)に共通する定数である。また、Eq.(6)では平均滞留時間もミル通過流量 G の関数であることを考慮して表記している。次に比表面積の動特性を考える。例えばミル流入粉の比表面積がステップ状に変化したとき、流出粉の比表面積が Eq.(6)で表される値ま

で変化するまでに、砕料の混合移動による遅れを伴うとして、Eq.(7)でその動特性を表す。

$$Z_{Mo}(t) = \frac{1}{a_n D^n + a_{n-1} D^{n-1} + \dots + a_1 D + 1} \cdot Z_{Mo}^0 \quad (7)$$

(3) 垂直搬送機

搬送装置は単なる時間遅れ要素であり下記で表現する。

$$G_{Si}(t) = G_{Mo}(t - \tau) \quad (8)$$

$$Z_{Si}(t) = Z_{Mo}(t - \tau) \quad (9)$$

(4) 分級機

分級機としてサイクロン式セパレータを考えると、その内部での砕料の滞留時間は、ミルの滞留時間に比較し極めて小さいのでこれを無視できると考える。この時、セパレータから排出される精粉の流量と比表面積は、セパレータの動作条件である、流入流量、流入砕料の比表面積、主軸回転数および分級空気流量制御用ダンパ開度の関数として、下記で表現できる。

$$G_{So}(t) = h_G \{G_{Si}(t), Z_{Si}(t), N_s(t), D_s(t)\} \quad (10)$$

$$Z_{So}(t) = h_Z \{G_{Si}(t), Z_{Si}(t), N_s(t), D_s(t)\} \quad (11)$$

なお、関数 h_G, h_Z は実験より求めるものとする。一方、分級機よりミルに再循環する戻り粉に関しては、次のバランス式が成り立つ。

$$G_{Mr}(t) = G_{Si}(t) - G_{So}(t) \quad (12)$$

$$Z_{Mr}(t) \cdot G_{Mr}(t) = Z_{Si}(t) \cdot G_{Si}(t) - Z_{So}(t) \cdot G_{So}(t) \quad (13)$$

但しセパレータからミルまでの粉体の輸送時間は、一般

にミルの滞留時間に比し極めて小さいため無視した。

1・2 線形モデル

1・1 節で求めた動特性モデルは、計測データより決められる部分を多く含んでいるが、これらを広範囲の運転状態に対して求めることは、膨大な実験を要する。また、一般にボールミルでは、他のプロセスに比較しその運転範囲が定格運転状態に対し概ね 70%～110%程度と限定されている。従って、100%定格運転状態からの摂動を考え線形動特性モデルでミルの動特性を表現するのが妥当と考えられる。以下変数 X の定格動作点 X^0 からの無次元の摂動量を小文字で $x = \Delta x / X^0$ と表し、この摂動量に対するラプラス変換を使い、結果として Eq.(14)～Eq.(23)で閉回路ボールミル系の線形動特性モデルを表すことができる。

$$g_{Mi}(s) = \frac{1}{1 + L_C^0} \cdot g_i(s) + \frac{L_C^0}{1 + L_C^0} g_{Mr}(s) \quad (14)$$

$$z_{Mi}(s) = \chi \cdot z_i(s) + (1 - \chi) \cdot z_{Mr}(s) + \left(\frac{1}{1 + L_C^0} - \chi \right) \cdot \{g_{Mr}(s) - g_i(s)\} \quad (15)$$

$$g_{Mo}(s) = T(s) \cdot g_{Mi}(s) \quad (16)$$

$$z_{Mo}(s) = T(s) \cdot \{ \alpha_1 \cdot g_{Mi}(s) + \alpha_2 \cdot z_{Mi}(s) \} \quad (17)$$

$$g_{Si}(s) = e^{-\tau_S} g_{Mo}(s) \quad (18)$$

$$z_{Si}(s) = e^{-\tau_S} z_{Mo}(s) \quad (19)$$

$$g_{So}(s) = \beta_{11} \cdot g_{Si}(s) + \beta_{12} \cdot z_{Si}(s) + \beta_{13} \cdot n_S(s) + \beta_{14} \cdot d_S(s) \quad (20)$$

$$z_{So}(s) = \beta_{21} \cdot g_{Si}(s) + \beta_{22} \cdot z_{Si}(s) + \beta_{23} \cdot n_S(s) + \beta_{24} \cdot d_S(s) \quad (21)$$

$$g_{Mr}(s) = (1 + L_C^0) / L_C^0 \cdot g_{Si}(s) - 1 / L_C^0 \cdot g_{So}(s) \quad (22)$$

$$z_{Mr}(s) = (1 + \gamma) \cdot z_{Si}(s) - \gamma \cdot z_{So}(s) + (\gamma - 1 / L_C^0) \cdot \{g_{Si}(s) - g_{Mo}(s)\} \quad (23)$$

ただし、 $T(s)$ はミルの移動特性を表す伝達関数、 $L_C^0 = G_{Mr}^0 / G_i^0$ は循環比を表す。また $\gamma = Z_{So}^0 G_{So}^0 / Z_{Mr}^0 G_{Mr}^0$ 、 $\chi = Z_i^0 G_i^0 / Z_{Mi}^0 G_{Mi}^0$ 、

$$\alpha_1 = \left[\left(\frac{\partial f}{\partial G} \right)^0_{Z_{Mi}^0} - \left(\frac{\partial f}{\partial G} \right)^0 \right] \times \frac{G_{Mi}^0}{Z_{Mo}^0}, \quad \alpha_2 = f(G_{Mi}^0) \times \frac{Z_{Mi}^0}{Z_{Mo}^0}, \quad \beta_{23} = \frac{\partial z}{\partial N_s} \times \frac{N_s^0}{Z_{So}^0} \quad \text{等 で}$$

ある。これらを総合して、Fig.2 にブロック線図を示した。但し、 $\chi = Z_i^0 G_i^0 / Z_{Mi}^0 G_{Mi}^0$ は $Z_i^0 \ll Z_{Mi}^0$ より ”0” としている。

2. 実機の計測結果

前節で示した動特性モデル内の各種定数や関数を定めるために行った実機の計測結果とその分析結果を示す。実験は、まず滞留時間分布を求めるために、ミル系が定常状態で運転中に、ミルの入口シュートに塩化カルシウムをインパルス状に投入し、30秒毎にミル流出粉、戻り粉をサンプリングした。十分なサンプル採取後、系を瞬時停止させ垂直搬送機内の砕料の重量計測を行い、ミルの通過流量と循環比の測定を行った。これらの実験はNO.1ミルについて循環比の異なる運転状態について四回、NO.2ミルについては一回行った。さらに、セパレータ特性を測定するため、NO.1ミルのセパレータ主軸回転数とダンパ開度を各々変化させ、その後の砕料採取と粒度分析も別途実施した。なお、粒度分布は沈降法により、比表面積は透過法により求めたが、ポロシティーとして精粉には0.5を使用し、ミル出口、戻り粉については、

0.45, 0.46, 0.47 の三種の値に対して測定を行い、その平均値を比表面積の値とした。

2.1 滞留時間分布

戻り粉中の CaCl_2 濃度の分析値と循環比の実測値より、ミル流入粉での濃度分布を計算し、これと流出粉の濃度分布の実測値より、ミル入口・出口間のインパルス応答、すなわちミル単体の滞留時間分布を計算した・(Onuma et al., 1968)。NO.1 ミルでの結果を Fig.3 にプロットした。循環比すなわちミル通過流量の増加に従って、滞留時間が短くなっていることが分かる。この分布図より平均滞留時間 $\hat{T}_B$ を各運転状態に対応して求め、実験対象のミルがその寸法と運転状態が異なることを考慮し、ミルの単位胴長当たりの平均滞留時間を単位断面積当たりの通過流量に対しプロットして、Fig.4 を得た。目板の形状、ボール充填率などの条件が同一の場合、ミルの長さ、直径および通過流量等の設計条件が決まれば、Fig.4 より平均滞留時間を推算することが出来る。

次に Eqs.(16),(17)の伝達関数 $T(s)$ の形を定める。Fig.3 のインパルス応答より、 $T(s) = e^{-2/Lcs} / \left(1 + \frac{\hat{T}_B}{n}s\right)^n$ なるむだ時間プラス高次遅れで近似可能と考え、次数 n は Fig.3 の各運転状態で共通して近似出来る最適値として $n=5$ を選択した。なお、Fig.3 中に上記の伝達関数 $T(s)$ のインパルス応答を併記したが実験結果と良く合致していることが分か

る。

2.2 アンドレーフの粉碎式

ミルの流入粉と流出粉の粒度分析結果より、 $20\mu m$ 残分の比の対数と $\text{Log}(E \times \hat{T}_B / G)$ との関係を NO.1,2 の両ミルについて示すと Fig.5 の通りであり線形近似が成立していることより、アンドレーフの粉碎速度式が近似的に成り立つことが分かる。また採取したミル流出粉、精粉、戻り粉の代表的サンプルについて $20\mu m$ 残分と比表面積の関係をプロットした Fig.6 より、閉回路粉碎系の各部の碎料の比表面積は $20\mu m$ 残分より線形式で近似できることが分かる。以上より、1.1 節で仮定した Eq.(4) と Eqs.(5-1),(5-2) はいずれも近似式として十分成り立つことが分かる。なお粒度分析結果によると、ミル流入粉・流出粉・精粉・戻り粉いずれも Rosin-Rammler 分布に従っており、Fig.6 より比表面積と粒度分布そのものを対応づけることが出来る。

2・3 分級特性

(1) 部分分級率曲線

セパレータ主軸回転数とダンパ開度を独立に変化させ、戻り粉の影響がセパレータ入口に現れる前に、各碎料を採取し、これらの粒度分布より部分分級率曲線を求めた。制御性能として、主軸回転数の効果が精粉粒度に与える影響の方が、ダンパ開度変化による風量変化に比し効果的であった。Fig.7 に回転数変化による分級率曲線の変化

の一例を示した。

(2) モデル内定数 β_{ij}

上記の実験で得た部分分級率曲線と、Fig.6 の関係を利用してこれらの定数を求めた。計算方法と結果を Appendix に示した。

3. シミュレーション結果

Fig.2 に示した閉回路ボールミル系の線形モデルに、2章の実験結果より求めた各種定数を採用し、線形動特性モデルが出来る。一方この系を制御対象として見た場合、制御量としては、安定運転を維持するためのミル流出流量またはミル内滞留量と、製品の品質となる精粉比表面積である。またこの系における主要な外乱は、ミル内部やシュート部での詰まり等の異常状態を除外すれば、原料の被粉碎性の変化が主要なものである。そこで、ミル系の主要な操作量である、ニューフィード流量とセパレータ回転数、さらに外乱としての原料の被粉碎性の各々がステップ状に変化した場合の系の応答を Figs.8-1, 8-2, 8-3 に示した。なお前述のモデルでは、原料の被粉碎性の変化についてのモデル化はしていないが、Eq.(4)の粉碎速度式の中の定数 k が変化していることに相当することより、等価的にミル入口比表面積を強制的に変化させることにより模擬した。

これらの結果より次のことが言える。

(1) ニューフィード量の増加が精粉等の各部の流量の

増加と比表面積の減少をもたらす。その95%静定時間は、ミル単体では別途計算した結果で約14分程度だが、閉回路系では戻り粉による正帰還回路のために、約2時間を要する。

(2)セパレータ主軸回転数を増加させると、精粉・戻り粉の比表面積は増加し、戻り粉の流量もまた増加する。このためミル流入粉の流量・比表面積はともに増加するが、この変動は相殺しあって、ミル流出粉の比表面積はほとんど変化していない。

(3)原料の被粉碎性が増加するとミル流出粉が細くなり、戻り粉の流量減少と比表面積の増加を引き起こし、これがミル流入粉に帰還されてミル流出粉は一層細かくなっていく。この新しい平衡点への収束には約一時間を要している。

4. 制御方法の検討

従来より閉回路ボールミル系に装備する制御方式としては、ミル内での砕料の閉塞を防止する観点から、安定運転を意図した垂直搬送機の負過電流を一定に保つミル通過流量制御や、ミル内の滞留量に反比例するミル本体からの放射音を一定に保つ制御が装備されてきた。しかしこれらの制御だけでは、原料の被粉碎性が変化した場合に前節のシミュレーション結果からも予測できるように、製品の粒度不十分による品質の劣化や、逆の場合の過粉碎による品質不良と効率の低下を招くことになる。

我々は、オンラインで利用できる空気透過法によるブレーン計を採用し・(Omori, 1978)、製品比表面積を規定範囲に保ち、品質の安定化と結果としての処理能力増大を計った制御方式の実装を計画し、2章で求めた閉回路ボールミルの動特性モデルを使ってまずシミュレーションによりその効果を検討した。制御方式の系統図を Fig.9 に示す。ミルの安定化のための制御ループとして、ミル通過流量制御にスミスのむだ時間補償付きの PI 制御を採用し、製品比表面積制御系は P 制御と非干渉演算部を持つ構成とした。この非干渉演算は比表面積制御系による主軸回転数の変化によって生じる戻り粉の流量変動が、ミル通過流量制御系の外乱になることをあらかじめ打ち消すために設けている。シミュレーション結果の一例として投入原料の被粉碎性がステップ状に上昇した場合の応答を Fig.10-1 に示す。この結果によると、被粉碎性が 10% 上昇するとミルの能力すなわち原料の投入流量を約 6% 自動的に上げうることを示している。このことは、比表面積制御系を設置せず負荷制御系のみで運転した場合の Fig.10-2 に比較し、約 1.5% の処理能力の向上をもたらしている。

さらに、負荷外乱として原料の被粉碎性が正規性白色雑音の形で変化した場合の Z_{so} と G_i の標準偏差を比較したが、ブレーン制御を施さない場合に比較して、 Z_{so} の標準偏差が 65% 減少している。また、非干渉演算部の効果

としてこの場合、非干渉演算を含めない場合に比較して 7% Z_{so} の標準偏差を減少させることを確認した。

5. 制御方式の実機性能テスト結果

上記のシミュレーションによる確認結果をもとに、130ton/h のクリンカ粉砕ミルに本制御方法を適用したがその結果の一例を Fig11 に示す・(Sugimoto et al.,1984)。比表面積の設定値 $2800\text{cm}^2/\text{g}$ に対し、 $\pm 18\text{cm}^2/\text{g}$ 以内にその変動を抑えるとともに、Fig.11 の様に原料の被粉砕性が向上した場合にセパレータ主軸回転数を減少させ、その結果として負荷制御系によって最終的に 8ton/h (130ton/h の定格処理量に対し約 6%) の処理能力を向上させることが分かる。なお、実機では計算機による制御を採用し、その制御周期として負荷制御系は 5 分、比表面積制御系は 30 分とした。また比表面積の測定は 2 分間隔で行い、測定誤差の影響を除くため 30 分間 15 回の分析値の平均値を制御量として利用している。この実機確認結果から、本制御方法はミルの安定運転だけでなく、粒度の変動を極小化できるとともに、処理能力の向上に寄与することが確認できた。

6. 結言

閉回路ボールミルの安定運転とエネルギー効率の向上を目標とした有効な制御方法の検討を目的として、系の動特性モデルを提示し、各種の実験よりモデル内の各種定数を求めるとともにその妥当性を確認した。さらにこ

のモデルを用いて、上記の目的を達成しうる制御方式を提示し、シミュレーションによりその効果を確認するとともに、実機ミルでの有効性を確認した結果について報告した。

Appendix

セパレータ線形モデル内の定数を求める為の実験として、例えば流入粉の流量と比表面積を独立に変化させることが必要となるが、このような実験は一般的に不可能である。そこで他の実験結果より下記の手順でモデル内定数を推定した。但し、流入粉の粒度分布は実験結果より、 $R=100\exp(-b \cdot x^{1.22})$ の Rosin-Rammler 分布に従うとした。

1).セパレータ流入粉の変動係数 ($\beta_{11}, \beta_{21}, \beta_{12}, \beta_{22}$)

流入流量が変化しても分級率曲線は変化しないと仮定し、流入粉の比表面積が一定の場合は、Fig.6 より粒度分布も変化しないと仮定する。これらの条件より、 $\beta_{11}=0, \beta_{21}=0$ を得る。次に流入粉の比表面積のみが変化した場合の算出手順を下記する。

- ①.動作点近くで $Z_{s,i}$ を複数点とる。
- ②. Fig.6 より対応する粒度分布の $20\mu m$ 残分を求める。
- ③.セパレータ流入粉の Rosin-Rammler 分布を定める。
- ④.この流入粉に対し、動作点でのセパレータ分級率曲線より精粉の $20\mu m$ 残分と循環比を求める。
- ⑤ 改めて Fig.6 より対応する精粉比表面積を求める。

以上より、 β_{12}, β_{22} を求めることができる。対象とした動作点での計算結果は、 $\beta_{12}=0.844$ 、 $\beta_{22}=0.23$ であった。

2).セパレータ操作条件の変動係数 ($\beta_{13}, \beta_{23}, \beta_{14}, \beta_{24}$)

セパレータ流入粉の粒度分布を動作点の一つに固定し、実験結果より求めた回転数、ダンパ開度変化による分級率曲線に従い、上記手順②－⑤によって、求めることが出来る。結果は、 $\beta_{13}=-0.961$ 、 $\beta_{14}=0.573$ 、 $\beta_{23}=0.281$ 、 $\beta_{24}=0.0$ である。

	No. 1 Mill	No. 2 Mill
Capacity	28 ton/h	100 ton/h
Ball Mill/Drive	Center drive/950 kW	Center drive/3,700 kW
Ball Mill/Dimension	2,900 ϕ $\times$ 9,500 L	4,400 ϕ /13,000 L
Type of separator	Cyclone air separator	Cyclone air separator

Table 1 Specifications of two examples of closed circuit grinding systems

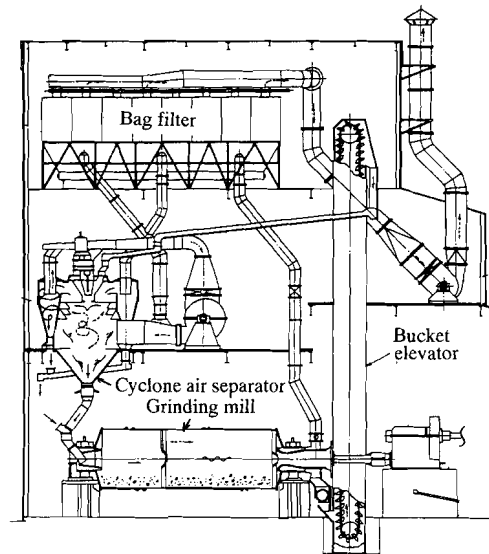


Fig. 1 Closed circuit ball mill grinding system

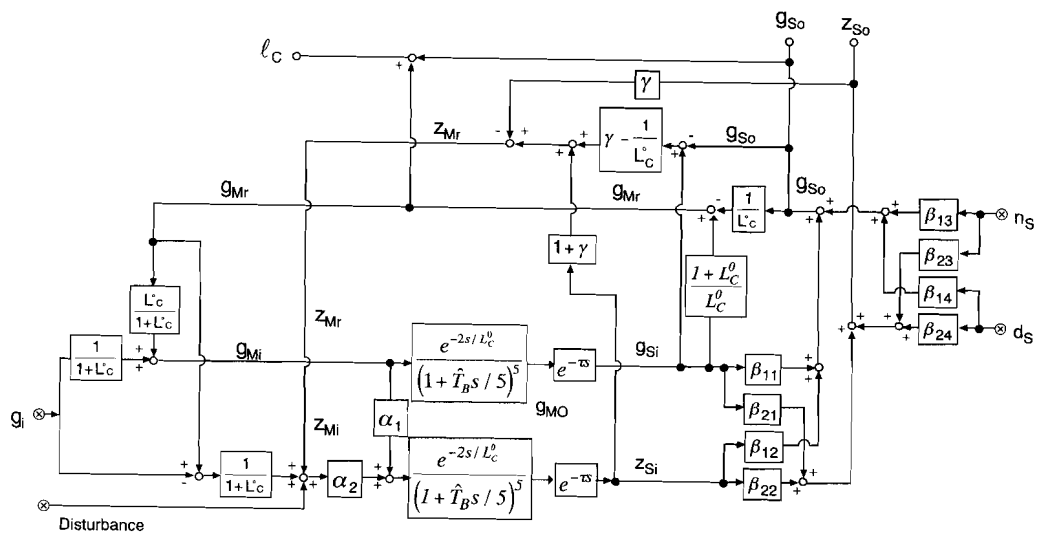


Fig. 2 Linear dynamic model of the closed circuit grinding system

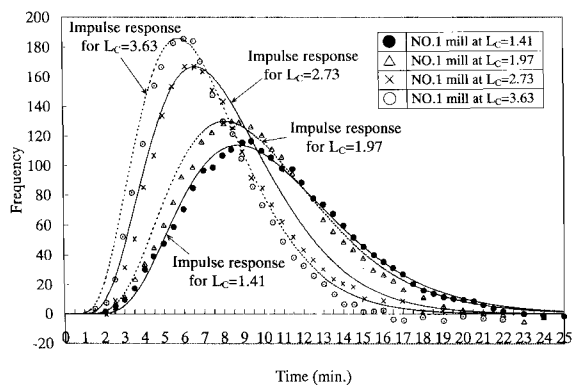


Fig. 3 Residence time distributions and impulse responses of the ball mill

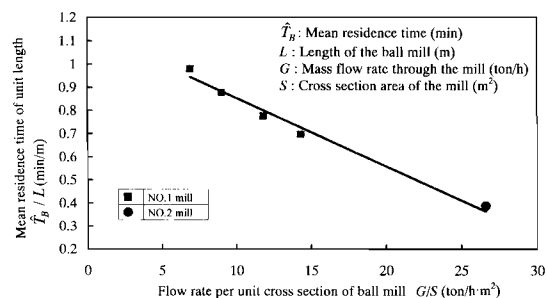


Fig. 4 Mean residence time characteristics

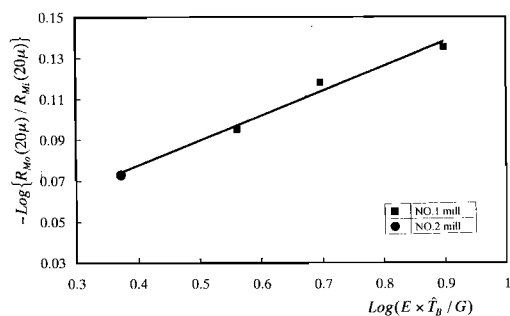


Fig. 5 Experimental results for Andreev's formula

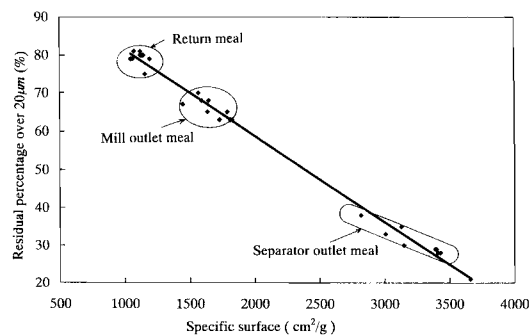


Fig. 6 Relation between specific surface and particle size residual

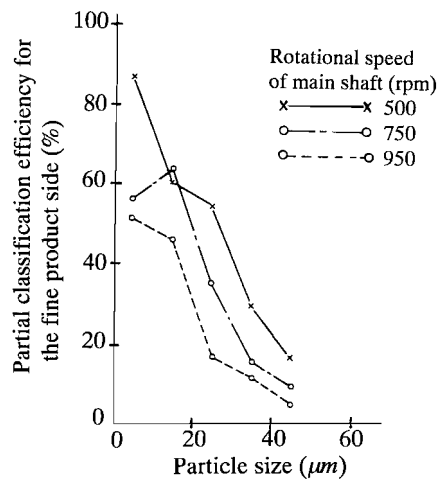


Fig. 7 Experimental characteristics of the separator

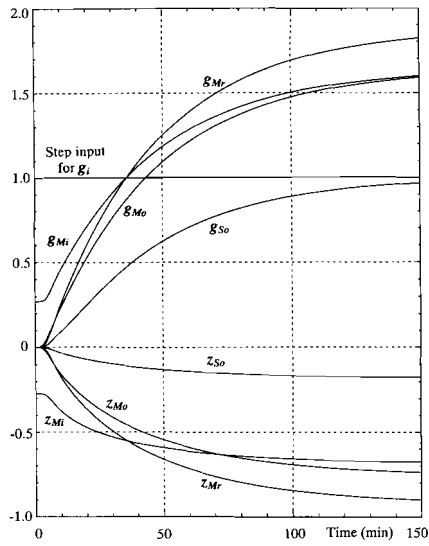


Fig. 8-1 Open-loop simulation results
(step response for g_i)

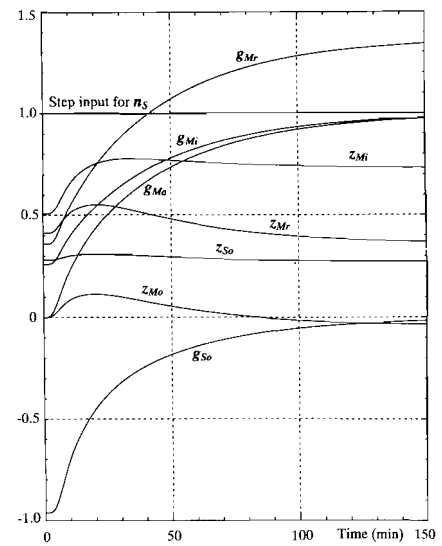


Fig. 8-2 Open-loop simulation results
(step response for n_s)

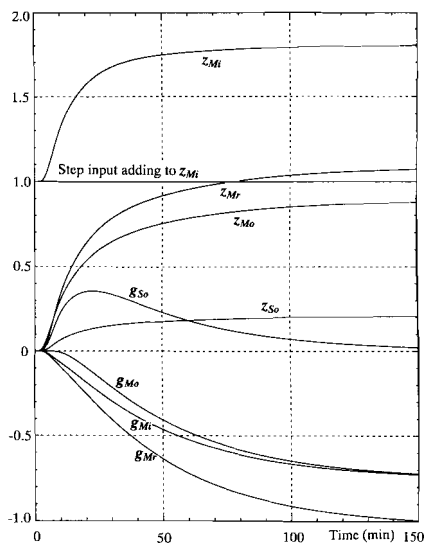


Fig. 8-3 Open-loop simulation results (step
response for disturbance- z_{Mi-})

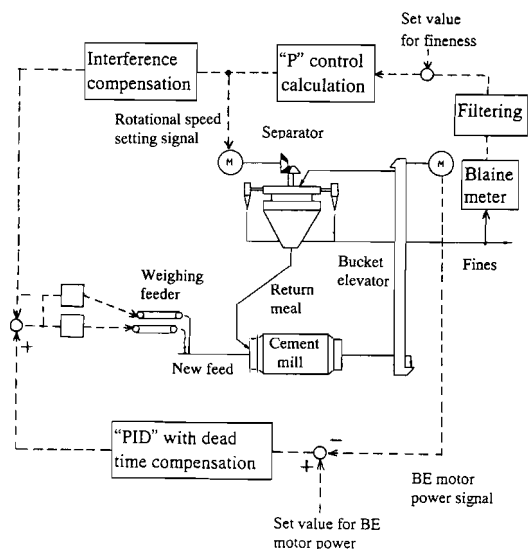


Fig. 9 Control block diagram for the closed circuit grinding system

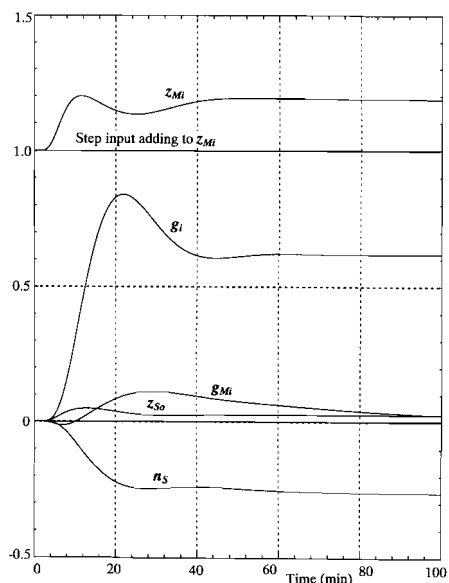


Fig. 10-1 Simulated response for disturbance with two control loops

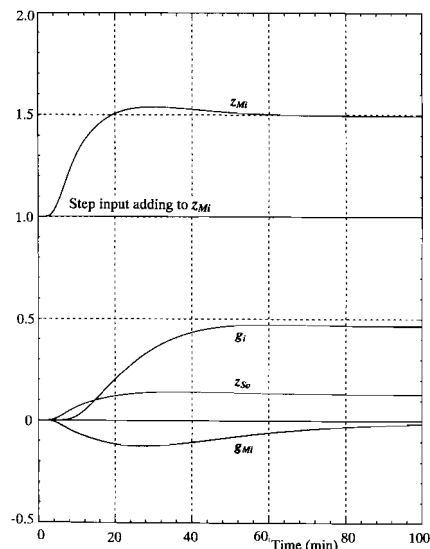
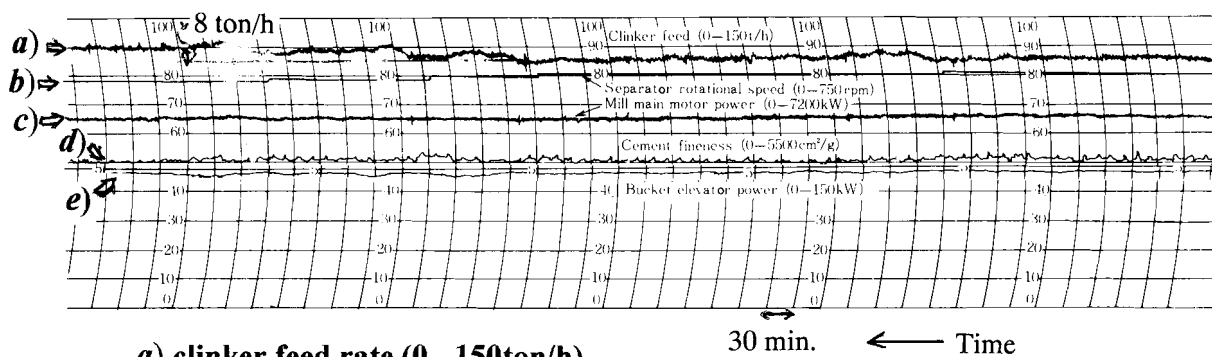


Fig. 10-2 Simulated response for disturbance only with the load control



- a) clinker feed rate (0 - 150ton/h)
- b) separator rotational speed (0 - 750 rpm)
- c) mill main motor power (0 - 7200kW)
- d) cement fineness (0 - 5,500 cm²/g)
- e) bucket elevator power (0 - 150kW)

Fig. 11 Operational record of computer control for a clinker grinding system.