第2部

研究·技術動向調査

日本学術振興会プロセスシステム工学第143委員会 ワークショップ No.25 「制御性能監視 ―プロセス産業での実用化を目指して―」 最終報告書

第1章 制御性能監視の基礎

制御性能監視についての基礎的な解説

執筆者

加納 学 京都大学

1.1. はじめに

高い品質の維持,環境負荷低減,コスト削減,安全など,経済のグルーバル化を背景に,生産活動に突き付けられる要求は際限なく厳しくなってきている.このような時代の要請に応えるためには,生産プラントの能力を最大限に引き出すような運転を実現しなければならず,制御系の性能を高く維持することが最低限必要である.しかし,一般的な生産プラントには非常に多数の制御ループが存在し,どの制御ループがプラント全体の運転効率向上へのボトルネックであるかを見極めることは大変困難である.また,気温の変化,銘柄やロードの変更,触媒の劣化,伝熱係数の変化など多種多様な要因によってプラントの状態は時々刻々と変化するため,一度調整したコントローラであってもその制御性能が劣化している場合も多く,時にはその悪影響がプラント全体にまで及ぶこともある.そればかりか,調整もされないままに使用されているコントローラも少なくないのが現状である.近年では,モデル予測制御に代表される大規模な多変数制御を導入し,高度な運転システムを構築する事例も増えているが,それが計画通りの性能を発揮しているかどうかを常時監視し,必要に応じて再調整を行わなければ,高価なシステムが無駄となりかねない.このため,再調整を必要とするコントローラを検出する目的で,各制御系の性能を評価できるシステマティックかつ実用的な手法が必要である.

制御性能監視に関する最近の研究は,最小分散制御をベンチマークとすることを提案した Harris の論文 [1] に端を発する.本報では,制御性能監視に関連する既存の研究を概観するが,すべてを網羅できるわけではない.そのため,制御性能監視についてより詳しく勉強したい方々には,教科書 [2] やレビュー論文 [3] を読まれ ることをお薦めする.

1.2. 最小分散制御をベンチマークとする方法

本節では,最小分散制御をベンチマークとする制御性能評価方法について述べる.以下では,簡単のため, 1入力1出力系を対象とする.

1.2.1. 最小分散制御

対象とする制御系について、プロセスおよびコントローラはそれぞれ次のように表されるとする.

$$y(k) = P(q^{-1})u(k) + D(q^{-1})a(k)$$
(1)

$$u(k) = C(q^{-1})(r(k) - y(k))$$
(2)

ここで,y, uはそれぞれ制御量および操作量である.いま,プロセスのむだ時間をd-1とすると,プロセスの伝達関数 Pは

$$P(q^{-1}) = q^{-d} \tilde{P}(q^{-1}) \tag{3}$$

と表される.一方,外乱は分散 σ_a^2 の白色雑音 aから生成され,その動特性は ARIMA モデルで表現できると する.また,コントローラの伝達関数を C,設定値を rとする.このとき,制御系のブロック線図は Fig. 1 の ようになる.

外乱の伝達関数 $D \ge q^{-1}$ について展開すると,次のインパルス応答モデルを得る.

$$D(q^{-1}) = 1 + f_1 q^{-1} + \dots + f_{d-1} q^{-d+1} + f_d q^{-d} + \dots$$

= $F(q^{-1}) + q^{-d} (f_d + f_{d+1} q^{-1} + \dots)$
= $F(q^{-1}) + q^{-d} G(q^{-1})$ (4)

ここで, f_i はi番目のインパルス応答係数であり,Fは最初のd-1番目までの応答に対応する.設定値変更 を行わない場合,すなわちr=0である場合には,制御量yを次式のように表すことができる.

$$y(k) = \frac{D}{1+CP}a(k)$$

$$= \frac{F+q^{-d}G}{1+q^{-d}C\tilde{P}}a(k)$$

$$= \left\{F+q^{-d}\frac{G-FC\tilde{P}}{1+q^{-d}C\tilde{P}}\right\}a(k)$$

$$= Fa(k) + Ha(k-d)$$
(5)

ここで, Fa(k) は現時刻 k から k - d + 1 まで, Ha(k - d) は k - d 以前の白色雑音 a によってのみ決まるため, $Fa(k) \ge Ha(k - d)$ は独立である.この性質を利用して,制御量 y の分散 $var\{y(k)\}$ の最小値 σ_{MV}^2 を求めることができる.

$$var\{y(k)\} = var\{Fa(k) + Ha(k - d)\}$$

= $var\{Fa(k)\} + var\{Ha(k - d)\}$
 $\geq var\{Fa(k)\}$
= $(1 + f_1^2 + \dots + f_{d-1}^2)\sigma_a^2 = \sigma_{MV}^2$ (6)

ここで,最小分散 σ_{MV}^2 が実現されるのは,Ha(k-d) = 0 のとき,すなわち,

$$C = \frac{G}{F\tilde{P}} \tag{7}$$

のときのみである.このため,このコントローラを用いる制御を最小分散制御と呼ぶ.

最小分散制御とはどのような制御であろうか.既に示したように,最小分散は $var\{Fa(k)\}$ で与えられる. ここで,Fは外乱の動特性のみによって決まるため,最小分散 σ_{MV}^2 はプロセスにもコントローラにも依存しない.実際,Fig.1からも明らかなように,ある時刻 lで外乱がプロセスの出力に付加された場合,どのようなコントローラを利用しても,時刻 l+d-1まではその外乱に対して何ら影響を及ぼすことはできない.付加された外乱を除去できるのは,最も理想的な場合でも,時刻 l+d以降においてのみである.この結論は,プロセスが d-1のむだ時間を持つという事実のみから導かれる.したがって,最小分散制御とは,プロセスのむだ時間に対応する期間は一切の制御を諦め,それ以降において完全な外乱除去を行う制御である.

最小分散制御の特徴は,以下の通りである.

- 1. コントローラは、プロセスの遅れのない部分の逆数 $1/\tilde{P}$ と、プロセスのむだ時間と外乱の動特性によって決まる部分 G/F との積で与えられる.
- 2. 外乱の動特性が ARMA モデルで表される場合,コントローラは積分器を持たない.特に,外乱が動特性 を持たない場合(D=1)には,コントローラは0となり,制御系は開ループとなる.



図 1: 制御系のブロック線図

- 3. 外乱の動特性が ARIMA(0,1,1) モデルで表される場合, プロセスの伝達関数が1次遅れまたは2次遅れで あれば, コントローラは PI または PID となる.
- 4. 外乱の動特性が ARIMA(0,1,1) モデルで表される場合,プロセスの伝達関数が1次遅れとむだ時間または 2次遅れとむだ時間であれば,コントローラはスミス補償型 PI またはスミス補償型 PID となる.

1.2.2. 制御性能評価

コントローラの特性に関係なく,制御量の分散の最小値 σ_{MV}^2 は決まる.したがって,実際の制御量の分散 σ_y^2 が σ_{MV}^2 に近ければ制御性能は良く, σ_y^2 が大きければ制御性能は悪いと判断できる.そこで,最小分散と実際の分散の比

$$\eta(d-1) = \frac{\sigma_{MV}^2(d-1)}{\sigma_y^2}$$
(8)

を制御性能評価指標として利用する.この指標は Harris index または closed-loop potential (CLP) と呼ばれる.なお,最小分散 σ_{MV}^2 はプロセスのむだ時間 d-1の大きさに依存するため,ここでは評価指標をむだ時間 d-1の関数として表している.評価指標は $0 \le \eta \le 1$ の範囲内で変化し, η が1に近いほど制御性能は良い.

以下では,評価指標の計算手順,特に運転データから σ_{MV}^2 を計算する手順を説明する.ここで用いる手法は,FCOR (filtering and correlation analysis) 法と呼ばれる.

制御量の時系列データを MA モデルで表現する.

$$y(k) = Fa(k) + Ha(k - d)$$

= $(1 + f_1q^{-1} + \dots + f_{d-1}q^{-d+1} + h_1q^{-d} + \dots)a(k)$
(9)

これより, 白色雑音 a と制御量 y の相互相関係数は

$$\rho_{ay}(m) = \frac{E[a(k-m)y(k)]}{\sigma_a \sigma_y} = \frac{f_m \sigma_a}{\sigma_y}$$
(10)

で与えられる.ここで, $E[\cdot]$ は期待値である.したがって,最小分散 σ^2_{MV} が

$$\sigma_{MV}^2(d-1) = \sum_{m=0}^{d-1} f_m^2 \sigma_a^2 = \sum_{m=0}^{d-1} \rho_{ay}^2(m) \sigma_y^2$$
(11)

で求まることから,制御性能評価指標は

$$\eta(d-1) = \sum_{m=0}^{d-1} \rho_{ay}^2(m)$$
(12)

となる.この式を用いて η を計算するために必要な白色雑音 a は,制御量 yを白色化することによって得られる.もちろん,FCOR 法を用いずに, σ_{MV}^2 と σ_y^2 を個別に求め, η を計算することもできる.

最小分散制御をベンチマークとする制御性能評価手法の特徴は,以下の通りである.

- 1. 性能評価のために同定実験を行う必要がなく,プロセスのむだ時間が既知であれば,通常の運転データの みから指標 η を計算できる.
- 2. 最小分散 σ_{MV}^2 はコントローラに依存しないため,指標 η によって構造の異なるコントローラの性能を絶対的に評価できる.

- 3. 最小分散 σ_{MV}^2 は分散の下限値を与えるが,現実には最小分散を実現できない場合もある.例えば,(i)コントローラの構造を限定する場合,(ii) 非線形性を含むモデル誤差がある場合,(iii) 制約がある場合には,最小分散を実現できるとは限らない.
- 4. PID コントローラの性能評価を行う場合,指標 η が小さいことは必ずしもチューニングが悪いことを意味しない.コントローラの構造を限定する場合には,その制御構造で達成可能な分散の下限値をベンチマークとすべきである,特に実用上は PID 制御で達成可能な制御性能の限界を求めることが重要である.
- 5. 最小分散制御は過激な操作量の変化を要求するため,最小分散を実現することが望ましいとは限らない. したがって,制御系の安定性やロバスト性も考慮した評価指標が必要である.

ここでは,最小分散制御をベンチマークとする制御性能評価手法の問題点を数多く指摘したが,プロセスや外 乱のモデルを必要とせず,通常の運転データのみから制御性能を評価できるという特徴は非常に優れたもので ある.以下で述べるが,PID制御で達成可能な評価指標を求める場合など,より高度な制御性能評価を実施す るためには,より多くの情報が必要となり,手法の簡便さが失われてしまう.

このような特徴をふまえて,指標ηに基づく制御性能評価方法を以下にまとめる.

1. η が1に近い場合,最小分散制御に近い制御が実現できており,制御性能は良いと判断される.

- 2. ηが1に近いにもかかわらず,その制御性能に満足できない場合,コントローラの構造やチューニングに よっては制御性能の改善が望めないため,フィードフォワード制御の導入やプロセスの改善など,抜本的 な対策が必要である.
- 3. ηが0に近い場合,何らかの改善が必要である.ただし,貯留タンクの液レベル制御など,制御目的によっ てはηが低くても良い場合がある.

指標ηが0に近い場合,制御性能が悪い原因を究明し,性能を改善するための対策を施す必要がある.しかし, 指標ηによっては,原因を究明することも有用な対策を選定することもできない.

以上より,最小分散制御をベンチマークとする制御性能評価手法の利用方法としては,その簡便さ(同定実験の必要がなく,通常の運転データのみから指標を計算できる)を活かして,第一段階のスクリーニングに利用するのが良いと考えられる.この段階で制御性能が悪いと判断された制御ループについては,さらなる検討が必要である.

1.2.3. 設定値追従

ここまでは設定値変更がない場合を取り扱ってきたが,設定値追従特性も同様にして評価することができる. 簡単のため,外乱がない場合(Da(k) = 0)について考えてみよう.設定値rが白色雑音bから生成され, その動特性が $R(q^{-1})$ で与えられるとする.このとき,白色雑音bから偏差e = r - yへの動特性は

$$e(k) = \frac{R}{1+CP}b(k) \tag{13}$$

となる.この式は Eq. (5) において, $y, a \in e, b$ に, $D \in R$ に書き換えただけである.したがって,外乱抑制特性と同様に,最小分散制御をベンチマークとして設定値追従特性を評価できる.なお,ステップ状やランプ状の設定値変更も,この枠組みで取り扱うことができる.

1.3. その他の制御性能評価手法

本節では,最小分散制御をベンチマークとする方法以外に,これまでに提案されている方法のいくつかを紹 介する.

1.3.1. ユーザ定義のベンチマークを用いる方法

最小分散制御下での制御量の動特性は

$$y_{MV}(k) = Fa(k) \tag{14}$$

で,開ループ(u = 0)時の制御量の動特性は

$$y_{open}(k) = Da(k) = (F + q^{-d}G)a(k)$$
 (15)

で与えられる.したがって,現実的に達成しうる,望ましい制御量の動特性を

$$y_{user}(k) = (F + q^{-d}\tilde{G})a(k) \tag{16}$$

によって指定できる.伝達関数 \hat{G} は自由に指定することができるが,ここでは,外乱の動特性 G と関連づけ て \tilde{G} を指定する方法について述べる.すなわち,何も制御を行わない場合の応答(の一部)Ga をより速く整 定させるために,時定数 τ の一次遅れフィルタ

$$\tilde{G}_F(q^{-1}) = \frac{1-\alpha}{1-\alpha q^{-1}}$$
(17)

を導入し,

$$\tilde{G} = (1 - \tilde{G}_F)G \tag{18}$$

とする.なお, ΔT はサンプリング間隔であり, $\alpha = e^{-\Delta T/\tau}$ である.この場合,ユーザ指定の応答は

$$y_{user}(k) = (F + q^{-d}(1 - \tilde{G}_F)G)a(k)$$
 (19)

となる.このユーザ指定の応答の分散を計算するためには,伝達関数Gが既知でなければならない.ステップ状やランプ状などの設定値変更に対する追従特性を評価したい場合には,伝達関数Gは既知である.一方, 外乱抑制特性を評価したい場合には,外乱の伝達関数Dを同定し,さらにGを求める必要がある.あるいは, Gを求めるかわりに, \tilde{G} を直接指定しても良い.ユーザ指定の応答の分散を σ_{user}^2 とすると,ユーザ定義のベンチマークを用いる制御性能評価指標 η_{user} は

$$\eta_{user}(d-1) = \frac{\sigma_{user}^2(d-1)}{\sigma_y^2}$$
(20)

で与えられる.

Eq. (19) より,フィルタ \tilde{G}_F の役割は明らかであろう.すなわち, $\tilde{G}_F = 1$ とすると, $y_{user} = y_{MV}$ となり, 最小分散制御を指定することになる.一方, $\tilde{G}_F = 0$ とすると, $y_{user} = y_{open}$ となり,何も制御を行わないことになる.したがって,フィルタ \tilde{G}_F は応答を調節する役割を持ち,その調整パラメータは時定数 τ である.

ユーザ定義のベンチマーク,あるいは最小分散ベンチマークを用いて制御性能を評価する場合,Fig.2に示 すように,閉ループ系のインパルス応答を描くことにより,より多くの有用な情報を引き出すことができる. 実際のインパルス応答は制御量を表す MA モデルを構築することにより求められる.また,望ましい,ユーザ が定義するインパルス応答は Eq. (19)から,最小分散制御下でのインパルス応答は Eq. (14)から求められる. そこで,これらのインパルス応答を比較することによって,制御の特徴を把握できる.例えば,実際のインパ ルス応答が振動的であれば,制御が強すぎると考えられる.一方,実際のインパルス応答がユーザ定義の応答 よりも遅い場合には,制御が弱いと考えられる.このように,閉ループ系のインパルス応答を描くことによっ て,制御性能を改善するための方針を立てることができる.

1.3.2. PID 制御の性能評価

産業界において最も広く利用されている制御手法は PID 制御であるため, PID 制御の性能を評価したいと いう強い要求がある.プロセスのむだ時間が短く,その動特性が低次のモデルで表現できるような場合には, 最小分散制御をベンチマークとする手法を PID 制御の評価に利用しても問題ない.しかし,むだ時間が長く, あるいは複雑な動特性を有するプロセスを制御対象とする場合には,いかに最適なチューニングを行ったとし ても, PID 制御で最小分散制御を実現することはできず,最小分散制御はベンチマークとして適切ではない. したがって, PID 制御の性能を評価する場合には,PID 制御で達成可能な分散の最小値をベンチマークとすべ きである.ところが,PID 制御で達成可能な分散の最小値を求めるためには,プロセスと外乱の伝達関数が既 知でなければならず,さらに最適化計算も必要となる.このため,より簡単で実用的な評価手法の開発が望ま れる.

1.3.3. LQG をベンチマークとする方法

制御性能の評価指標として,多くの場合に制御量(あるいは偏差)の分散が重要であることは確かである. しかし現実には,制御量の分散を小さくすることよりも,制御系の安定性やロバスト性を確保することが重要 である.例えば,最小分散制御は過激な操作量の変化を要求するため,制御系の安定性やロバスト性を考慮す るならば,最小分散を実現することが望ましいとは限らない.したがって,より実際的な制御性能の評価方法 として,制御量の分散だけでなく,操作量の分散も評価関数に取り込む方法が考えられる.制御量と操作量の 分散をどの程度の割合で評価に反映させるべきかは対象によって異なる.したがって,この場合の評価関数は, パラメータ λ を用いて

$$J(\lambda) = E[y(k)^2] + \lambda E[u(k)^2]$$
(21)

あるいは

$$J(\lambda) = E[(r(k) - y(k))^2] + \lambda E[\Delta u(k)^2]$$
(22)

で与えられる.プロセスおよび外乱の動特性が既知であれば,パラメータ λ を変化させることにより,評価関数 Jを最小にする $E[y(k)^2] \ge E[u(k)^2]$ の様々な組み合わせを求めることができる.最適解は,Fig.3 に示すように, $E[y(k)^2] \ge E[u(k)^2]$ を縦軸および横軸とする平面上で1つの曲線を形成する.この曲線はトレードオフ・カーブと呼ばれる.このトレードオフ・カーブの上側の領域は実現可能であるが,下側の領域は実現不可能である.したがって,このトレードオフ・カーブから,操作量の分散 $E[u(k)^2]$ をある値に固定した場合に,制御量の分散 $E[y(k)^2]$ を理論上どこまで小さくできるかが判断できる.



図 2: 閉ループ系のインパルス応答



図 3: トレードオフ・カーブ

実際の運転データから制御量と操作量の分散を計算すれば,実現可能領域内に現在の運転状態をプロットできる.その点がトレードオフ・カーブに近ければ,制御性能は良いと判断できる.もちろん,その場合でも,より制御量の分散を小さくしなければならない状況もありえるが,そのためには,操作量の分散が大きくなることを許容しなければならない.一方,実際の運転がトレードオフ・カーブから大きく離れている場合には,制御性能を改善する余地がある.例えば,点Aと点Bはどちらも点Cに比べて制御性能は良いと判断できる.しかし,点Aと点Bのどちらの制御性能が良いかについては,トレードオフ・カーブから判断することはできない.操作量の変動が大きくなっても制御量のばらつきを抑えることが重要であれば点Bが良く,逆の場合には点Aが良い.なお,点Aと点Bのいずれの場合でも,まだ制御性能を改善できる余地は残されている.最後に,トレードオフ・カーブと最小分散制御の関係について述べておこう.最小分散制御は制御量の分散を最小化することのみが目的であるため,操作量の分散はどれだけ大きくなっても構わない.このため,実現可能な制御量の分散の最小値,すなわちトレードオフ・カーブが漸近する値(図中点線)が最小分散 σ_{MV}^2 となる.

1.3.4. 産業界における制御性能監視への取り組み

本節の最後に,産業界における制御性能監視への取り組みを紹介する.三菱化学では,制御性指標 C_e ,操作性指標 C_u , $C_e - C_u$ 散布図,制御性能評価指標 C_p などを利用して,制御性能監視が実施されている[4, 5].制御性指標 C_e は

$$C_e = \frac{3\sigma_e}{R_{PV}} \times 100 \tag{23}$$

で定義される.ここで, σ_e は偏差eの標準偏差であり, R_{PV} は制御量の計器レンジである.すなわち,制御 性指標 C_e は,偏差のバラツキをレンジで規格化したものである.一方,操作性指標 C_u は

$$C_u = \frac{3\sigma_u}{R_{MV}} \times 100 \tag{24}$$

で定義される.ここで, σ_u は操作量uの標準偏差であり, R_{MV} は操作量のレンジである.すなわち,操作性指標 C_u は,操作量のバラツキをレンジで規格化したものである.これら2つの指標はいずれもバラツキを評価するための指標であり,その値は小さいほど良い.さらに,これら2つの指標は,プロセスや外乱,さらにはコントローラに関する一切の情報を必要とすることなく,運転データのみから計算できる.実用上,この特徴は極めて有用である.

 $C_e - C_u$ 散布図は, Fig. 4 に模式的に示すように, 横軸に C_e を, 縦軸に C_u をとり, 各制御ループの運転 データから計算される指標を平面上にプロットしたものである. C_e と C_u が共に小さいことが理想であるた



図 4: $C_e - C_u$ 散布図

め,すべての点が原点付近に集まるようにコントローラを調整することとなる.ただし,外乱の影響が大きな ループや設定値変更を行うループでは, C_e を小さくするために C_u が大きくなることは避けられない.そのような場合には,点が左方向に移るようにコントローラを調整することとなる.あるプラントの複数の制御ルー プについて $C_e - C_u$ 散布図を作成した場合,右側の領域に属するループから制御性能の改善を実施すればよい.制御パラメータをチューニングする際には,右上の領域に属している場合にはゲインを小さく,右下の領域に属している場合にはゲインを大きくするという指針に従うことができる.ただし,常にこの指針が妥当であるわけではない.

制御性指標 C_e と操作性指標 C_u を同時に考慮して,1つの指標で制御性能を評価するために,制御性能評価指標 C_p が提案されている.制御性能評価指標 C_p は

$$C_p = \sqrt{\frac{C_e C_u}{\tilde{C}_e \tilde{C}_u}} \times 100 \tag{25}$$

で定義される.ここで, \tilde{C}_e, \tilde{C}_u はそれぞれ制御性指標 C_e と操作性指標 C_u のベンチマークである.ベンチマークとしては,制御性能改善作業を行う際には改善作業前の指標を,制御性能劣化監視を行う際には監視開始時点での指標を用いる.したがって,前者の場合には,制御性能評価指標 C_p を小さくすることが目的となり,後者の場合には, C_p が大きくなりつつあるループを見付け,適切な対策を施すことが目的となる.

1.4. おわりに

本報では,最小分散制御をベンチマークとする制御性能評価手法を中心に,これまでに提案されている手法 のいくつかを紹介した.ここで述べたような手法を利用することによって,現在の制御性能が理想的であるか どうかを容易に判断することができる.しかし,制御性能が悪いと判断された場合に,その原因を究明する作 業は決して容易ではない.制御性能を劣化させる原因としては,コントローラが適切に設計されていないこと の他に,センサーやアクチュエータの故障,不適切なサイズのバルブの使用,ヒステリシス,制約条件などが 挙げられる.例えば,アクチュエータのヒステリシスがリミットサイクルを発生させ,制御量および操作量を 振動させる原因となることはよく知られている.このような問題を,コントローラのチューニングによって解 決することはできない.したがって,制御性能を劣化させている真の原因を究明するシステマティックな方法 論が必要である.

本報では,1入力1出力系のみを対象としたが,多入力多出力系の制御性能監視も重要である.最小分散制 御やLQGをベンチマークとする制御性能評価手法の多変数系への拡張については,文献 [2] に詳しく記述さ れている.多変数系の制御性能評価に関しては,特に,モデル予測制御の制御性能評価が実用的にも重要であ る.基本的には,モデル誤差がない理想的な状態で達成可能な制御性能と,現実に実現されている制御性能と を比較することになるが,モデル予測制御で利用されている評価関数は市販パッケージによって異なるため, 評価手法も個別に開発せざるをえない.モデル予測制御に関しては,制御性能評価の他にも,制御性能を改善 する余地がある場合,あるいは制御性能が劣化した場合に,制御パラメータのチューニングのみで対応可能か, あるいはモデル同定を再度実施する必要があるかを判断できるような仕組みの開発も望まれる.さらに,マル チループ制御に代えて,モデル予測制御などの多変数制御を利用することによって,どの程度制御性能を改善 できるかを定量的に見積もる方法の開発も実用上極めて重要である.

この他にも,実際に制御性能監視を実施するに際しては,プラントの運転目的と関連づけて制御性能を評価 する必要があることを認識しなければならない.例えば,均流液面制御のように,制御量である液レベルの偏 差を小さくすることが制御目的ではない場合に,最小分散制御をベンチマークとして制御性能を評価しても無 意味である.したがって,重要な変数とそうでない変数を区別し,主要な変数の変動を抑制するために,どの 部分での変動を許容すべきかを判断しなければならず,その方策に沿った制御性能評価を行う必要がある.

参考文献

- [1] T. Harris: "Assessment of Closed Loop Performance", Can. J. Chem. Eng., 67, pp.856-861 (1989).
- B. Huang and S.L. Shah: Performance Assessment of Control Loops: theory and applications, Springer-Verlag London (1999).
- [3] S.J. Qin: "Control performance monitoring a review and assessment", *Comput. Chem. Eng.*, 23, pp.173-186 (1998).
- [4] 赤松耕二,島廻昭朗,小河守正:"性能監視とチューニング",化学工学,65, pp.665-668 (2001).
- [5] 西澤淳: "三菱化学の制御性能監視に対する取組み", 学振 PSE 第 143 委員会ワークショップ No.25 第 2回 研究会資料 (2002).

第4章 産業界での取り組み

制御性能監視およびプロセス制御に関連する産業界での取り組みの紹介

執筆者

西澤	淳	三菱化学株式会社 四日市事業所
松尾	徹	三井化学(株) 大牟田工場技術部システムG
白川	義之	(株)ジャパンエナジー 精製部門

4.1. 三菱化学の制御性能監視に対する取り組み

三菱化学 西澤 淳

ここでは、三菱化学の制御性能監視に対する取り組みについて紹介する.

4.1.1. はじめに

三菱化学では、1980年代後半から「高度制御プロジェクト」に着手し、プラント全体のポテンシャルを +分に引き出し、大きなメリットを生み出すことを目的として、例えば多変数モデル予測制御技術を適用し た高度制御システムの開発を行ってきた.このメリットを継続的に獲得するためには、その性能を定量的 に評価し、もし性能が劣化している場合にはそれを早期に発見し、効率的に対策を打つということが非常 に重要であるが、そのためには、その高度制御システム自体の性能のみならず、そのベースとなる PIDコ ントローラの性能を監視、診断するシステムが必要となった.

また, 1990年代から取り組んでいる TPM (Total Productive Maintenance)活動では、プラントのロスを正しく把握するために、あらゆる制御ループの性能に関して、データに基づいた定量的解析、評価が必要となり、誰にでも使える効果的な PID 制御性能監視ツールの必要性が高まった.

以上のようなことを背景として、PIDコントローラ、あるいは多変数モデル予測制御系に対する制御性能 監視システムの開発を、全社的に取り組むこととした.

4.1.2. 最小分散制御に基づく評価指標の問題点

制御性能の評価指標として有名なのは、Harrisが提案した最小分散制御をベンチマークとする方法^[1,2]であるが、プロセスあるいは外乱のモデルを必要とせず、むだ時間の情報と通常の運転データから、制御系によらない絶対的な制御性能を評価できるという特徴を持つ^[3]と同時に、以下のような問題点を有するということも指摘されている.^[4]

- (1) 最小分散制御が最も望ましい性能とは言え,操作変数の制約を考慮していないために,実現不可能な性能をベンチマークとしており,どうしても曖昧さと違和感が残る.
- (2) 算出にはムダ時間を設定する必要があるが,対象が多いと制御ループ毎にムダ時間を同定するの は困難である.一方,精度を欠いたムダ時間の設定は,算出結果の精度に大きく影響してしまう.
- (3) 流量制御等, ムダ時間が非常に短く, 応答が速いプロセスもある. そのような場合の指標の計算に は, 秒単位のサンプリング周期が必要となるが, 計算機あるいは通信システムの負荷を考えると現実 的では無い.
- (4) 均流液面制御のように、制御変数そのものよりも、操作変数の動かし方が重要視される場合もある.
- (5) TPM活動に代表される,制御改善活動においては,ベンチマークとして記録した性能との比較により,改善度合を評価することが多く,Harris Indexの特徴である制御系に因らない絶対的な性能指標は必ずしも必要ではない.
- (6) 開ループ, すなわち, Manualモードとなっているようなコントローラに対する考慮も必要である.

(3)

そこで,これらの問題点を回避し,現場の制御エンジニアやオペレータが理解しやすく,実装ア ルゴリズムも単純な,実用的な評価指標を策定した.

4.1.3. オペレーション的側面から見た実用的な制御性能評価指標

プラントの制御系の乱れ具合は、プロセスアラームの数となって現れ、またその数が多くなればなるほど、 オペレータの操作介入頻度は高くなる. そこで、以下のようなものをベンチマークとして記録し、比較する ことにより、性能の改善度合の指標とした.

- ・プロセスアラーム件数
- ・ オペレータ操作頻度
- オペレータゆとり時間

このうち, オペレータゆとり時間は, 次の式(1)で算出される.

オペレータゆとり時間=(プロセスアラーム件数)×(アラーム1件あたりに要する平均確認時間) +(オペレータ操作頻度)×(操作1件あたりに要する平均処理時間) (1)

この中で,操作1件あたりに要する平均処理時間には,操作そのものだけではなく,操作後の確認時間 も含まれる.

これらの指標は大雑把ではあるが非常に分かり易く、また重要アラームの見落とし防止にもつながるために重要なアイテムである。その一方で、自動集計システム無しでは、正しく把握することは困難であるという問題点もある。

4.1.4. IDコントローラに対する実用的な制御性能評価指標[4]

PID コントローラに対する実用的な評価指標としては、以下のようなものを策定した.

4.1.4.1. サービスファクタ

制御システムの稼働率であり、コントローラを"Auto"もしくは"Cascade"モードで使用した時間TAの、全運転時間Tsに対する割合をサービスファクタSFと定義し、次の式(2)、式(3)で表される.

$$S_F \equiv \frac{T_A}{T_S} \times 100 = \frac{100}{t_{max}} \sum_{t=1}^{t_{max}} mod e(t)$$
⁽²⁾

 $mod e(t) = \begin{cases} 1: Mode = "Auto" or "Cascade" \\ 0: Mode = "Manual" \end{cases}$

SFは制御性能を直接表現する値ではなく、"性能の悪いコントローラはオペレータに使ってもらえない"、 ということを利用した間接的指標である.

4.1.4.2. PIDパラメータマップ

PIDパラメータには、制御対象に応じて理論的、経験的に定まる適切な範囲がある. それは初期設定 値として用いられるだけでなく、PIDパラメータ妥当性検査の基準にもなる. Shinsky^[5]やMcMillan^[6]な どの推奨値に,経験を加味したPIDパラメータの適正値を,表1に示す.

制御対象	比例帯 PB(%)	積分時間 Ti(s)	微分時間 Td(s)
温度	$50 \sim 200$	200~1,200	$(0.1 \sim 0.25)$ Ti
流量	$100 \sim 500$	$10 \sim 30$	0
圧力	$10 \sim 50$	$60{\sim}600$	0
液面	$10 \sim 100$	600~1,800	0
組成	$50 \sim 200$	600~3,600	$(0.1 \sim 0.25)$ Ti

表1 PID パラメータ適正値

PID パラメータがこれらの適正値から外れている場合は、コントローラがうまくチューニングされておらず、 結果としてコントローラ自体が無用な外乱を発生している恐れがあり、そのようなコントローラが多く存在す るプラントでは、制御性能に問題があり、全体的にチューニングを見直す必要があるケースが多い.この ことを容易に確認できるのが、図1に示す PID パラメータマップである.



図1 液面制御に関する PID パラメータマップの例

図2は、あるプラント内の液面制御について、コントローラ比例帯および積分時間を調査し、それぞれを 横軸、縦軸にプロットしたものである. ほとんど全ての液面制御系の PI パラメータが、その適正値から外 れており、制御性能に問題がありそうなことが分かる. このようにして PID パラメータマップは、制御性能の 悪さ加減を予測し、プラント全体の PID パラメータを見直す必要があるかどうかを判断するために有用で ある.

4.1.4.3. 制御性指標(Ce)

制御偏差の標準偏差 σ_e を求め、その3 σ 変動係数を計器レンジ R_{PV} で割って正規化したものを制御性指標Ceとする.

$$C_{e} \equiv \frac{3\sigma_{e}}{R_{PV}} \times 100 \left[\%\right] \tag{4}$$

4.1.4.4. 操作性指標(Cu)

同じ制御性であっても,操作量の変動はなるべく小さい方が望ましいため,式(5)で表される操作性指標 Cu も制御性能評価指標として加えた.

$$C_{u} = \frac{3\sigma_{u}}{R_{MV}} \times 100 [\%]$$
(5)

ここで、σ_uは操作量の標準偏差であり、R_{MV}は操作量の計器レンジである.

4.1.4.5. Ce-Cu 散布図

制御性指標と操作性指標を散布図にプロットしたものは、制御性能を評価するためのベンチマークとし て有効である. PID コントローラ 259 ループの連続プラントにおける、制御改善活動前後の Ce-Cu 散布 図を図2に示した. 延べ 8 ヶ月にわたって、PID チューニング、センサー測定レンジ変更、調節弁のサイ ズ変更や整備を実施したことにより、Ce、Cu 共に小さくなり、散布状態が原点方向に絞り込まれていること が分かる. Cu が大きかった原因は、制御系の自励振動による操作量変動が大きかったためである.



図2 改善前後のCe-Cu散布図の比較



図3 Ce-Cu 散布図によるプロセス,制御ループの特徴把握

また,図3に示すように,このCe-Cu散布図によれば,プロセスあるいは制御ループの定性的な特徴を, その分布状況から把握することができる.

4.1.4.6. 制御性能評価指標(Cp)

制御性指標 Ce と操作性指標 Cu を合成した,制御性能評価指標 Cp を次の式(6)のように定義する. ベンチマークにおける指標と,実際の指標との比を算出し,その幾何平均をとったものである.ここで, を付した変数は,ベンチマークにおける指標を表す.

$$C_{p} \equiv \sqrt{\frac{C_{e}C_{u}}{\overline{C}_{e}\overline{C}_{u}}} \times 100 [\%]$$
(6)

ベンチマークとしては、制御性改善作業の場合には改善前の状態を、制御性能監視の場合には監視 開始時点の状態を使用すればよい.

4.1.4.7. 制御性能監視事例

ある液面制御ループの制御性能監視の事例を以下に示す.図4は20日間における制御量と操作量の 時系列トレンドである.16日以降に,制御性能低下の兆しが読み取れる.これは PID チューニング不良 に起因するものであったが,注意深く観察しないと見逃す恐れがある.一方図5は,その Ce, Cu, Cp の時 系列トレンドであり,制御性能の劣化はいずれにも顕著に現れている.特にCp は制御性能変化の検出に 適しており,その閾値は 150~200%が妥当であろうと思われる.



図4 液面制御の制御量と操作量の時系列トレンド

プラント安定化活動の支援のため,上記のような制御性能監視指標を,自動で算出,集計するシステム

^{4.1.5.} プラント安定化活動支援ツールの開発

も開発した.その事例を以下に示す.

4.1.5.1. DCS プリンタ情報利用システム

プロセスアラーム件数あるいはオペレータ操作頻度に関する情報は、従来 DCS のプリンタ用紙にしか 残らず、これらを集計、解析するには莫大な労力を必要とした.また、印字不良時には情報が欠落してし まうこと、維持するためのコストがかかること等の問題もあったため、DCSのプリンタケーブルをPC へ接続 し、プリンタ情報を PC に収集、集計できるようなシステムを開発した.そのシステム構成を図6に、PC 画 面の一例を図7、図8に示す.本システムの開発により、プラント安定化活動に関する労力を大幅に軽減 することができた.



177



図6 DCS プリンタ情報利用システム システム構成図



図7 DCS プリンタ情報利用システム画面の一例



図8 アラーム/操作頻度解析ツールメニュー画面およびプラント別アラーム表示画面

4.1.5.2. 制御性能監視ツール

プロセスコンピュータに蓄積されたデータのトレンドを表示したり、そのデータを基に上述の制御性能評価指標を算出、表示したりするツールである。その画面の例を、図9~12に示す.データのサンプリング周期は、計算機あるいは通信の負荷を考慮して1分とし、評価指標の算出は1日毎とした.これは、連続プロセスにおける通常の外乱の周期が、最長24時間であることによる.



図9 トレンド表示

図10 Ce, Cu, Cp および Sf



図11 Ce-Cu 散布図

図12 PID パラメータマップ

4.1.5.3. PID チューニングツール / モデリングツール

PID チューニングの見直しを支援するツールとして, 誰でも簡単に PID チューニングが行えることを目的 として, モデリングツール, PID チューニングツールの開発も行った, その画面の例を, 図13, 図14に示 す.



図13 モデリングツール

4.1.6. 多変数モデル予測制御に対する実用的な制御性能評価指標

多変数制御系の性能評価に関する論文^[7,8]の中から,実用的と思われるコントローラ目的関数を ベンチマークとする制御性能指標を選択し,モデル予測制御系(MPC)が稼動中の実プラント データに適用することにより,その有効性について検討した.他の実用的な手法としては,自己 相関関数/相互相関関数を用いた指標,パワースペクトル/クロススペクトルを用いた指標等検 討したが,相互干渉の影響の確認等,劣化原因推定には有用であろうが,性能の指標としては単 独では使用できないという結論を得た.^[9]

4.1.6.1. コントローラ目的関数をベンチマークとする制御性能指標

図14 PID チューニングツール

(8)

MPCは、目標値に動特性モデルから算出される予測値がなるべく近づくよう、次式の目的関数 Jを最小にするような操作量を決定する.なお、右辺第2項は、操作量の急変を防ぐためのものである.

$$J = \sum_{i=1}^{P} [\hat{e}(k+i)^{T} \Gamma^{T} \Gamma \hat{e}(k+i)] + \sum_{i=1}^{M} [\Delta u(k+i-1)^{T} \Lambda^{T} \Lambda \Delta u(k+i-1)]$$

$$\subset \subset \mathcal{O},$$
(6)

ê:制御変数設定値と制御変数予測値の偏差ベクトル

Au:操作量ベクトル

Γ,Λ:制御量,操作量に関する重み係数

P:制御量目標值一致区間

M:操作量決定区間

T:転置行列

である.

したがって、目的関数Jそのものを性能評価指標と考えることができるが、式(6)中に制御量 および操作量の予測値が含まれるために、実装が困難である.そこで考案されたのが、予測値の 代わりに実績値を用いる次式で表される評価指標Jachである.^[10]

$$J_{ach} = \sum_{k} [e(k)^{T} \Gamma^{T} \Gamma e(k)] + \sum_{k} [\Delta u(k)^{T} \Lambda^{T} \Lambda \Delta u(k)]$$
(7)

ここで式(7)は、制御量および操作量に関する重み係数とP, Mの他, 目標値, 制御量, 操作 量の実績値から計算できるため、J_{ach}の算出には、動特性モデルは不要である.

また, E(・)を期待値とすると, 式(7)は次の式(8)と等価となる.

 $Jach = E[\mathbf{e}(k)^{\mathrm{T}} \Gamma^{\mathrm{T}} \Gamma \mathbf{e}(k) + \Delta \mathbf{u}(k)^{\mathrm{T}} \Lambda^{\mathrm{T}} \Lambda \Delta \mathbf{u}(k)]$

$$= \mathbf{m}_{e}^{1} \Gamma^{1} \Gamma \mathbf{m}_{e} + \operatorname{tr}(\Gamma^{1} \Gamma \sigma_{e}^{2}) + \mathbf{m}_{\Delta u}^{1} \Lambda^{1} \Lambda \mathbf{m}_{\Delta u} + \operatorname{tr}(\Lambda^{1} \Lambda \sigma_{\Delta u}^{2})$$

ここにおいて, m_xはXの平均, σ²_xはXの分散を表し, したがって式(8)は, 制御偏差平均, 制御偏差分散, 操作入力平均, 操作入力分散の重み付き総和を意味する.

4.1.6.2. 適用した実プラントと運転データの概要

検討対象とした実プラントの概要を図15に示す.2成分系の蒸留塔であり,留出液および缶 出液の不純物組成を定められた範囲内に守り,かつ省エネ運転を達成するために,市販MPCパ ッケージが6分周期で稼動している.ここでは問題を簡略化するために,MPC変数の中から, 重要度の高い変数を抜粋して解析を行った.塔頂(CV1)および塔底(CV2)の組成制御の ために,操作量として還流量(MV1)および塔底抜出し量(MV2)が選択されているが,省 エネ運転達成のために塔圧(MV3)も操作量としている.制御変数としては,20分周期でオ ンラインガスクロによって測定される塔頂および塔底の不純物組成の他,省エネ運転の限界値検 知のために塔圧制御弁開度(CV3),フラディング回避のために塔差圧(CV4)も含まれてい る.また,蒸留塔フィード量(FF)は,その前工程の蒸留塔塔底液面制御系のスレーブコント ローラとして操作されているが,このMPCにおいては観測外乱として制御変数の予測に利用さ れている.

一方,還流ドラム液面は留出量,塔底液面はリボイラ熱源である蒸気量でそれぞれ独立のPI D制御器(LC)で制御されている.蒸留塔フィード量に比べて塔底抜出し量が少なく,フィー ド量変動の外乱に対して対応できないために,塔底抜出し量で塔底液面を制御することができな いという特色がある.



図15 蒸留塔プロセスフロー

このプラントの運転データを図16に示す. 横軸の単位はサンプル数で, データの収集周期は 制御周期と同一の6分であり, トータルで4日間, 960点のデータである. 縦軸は計器レンジ に対する比率[%]としており, 制御変数の上下限値については, 同一グラフ上に破線で示してい る.



図16 適用した運転データ

MPCは、塔頂および塔底の不純物組成は多い方が経済的と判断し、塔頂組成(CV1)、塔底 組成(CV2)ともに上限値を目標とするように指令を出しており、CV1については良好に制 御されているが、CV2は前半部分で上限値をオーバーしていたことが分かる.一方操作量であ る塔底抜出し量(MV2)のグラフによれば、前半部分に大きなステップ状の変化が見られるが、 これは当初MV2の操作下限値が適切ではなく、それに気付いたオペレータが操作量下限値を下 げたことによる.この操作により、MPCはMV2をもっと下げることができるようになり、結 果としてCV2を上限値に制御できるようになった.

4.1.6.3. 適用結果

上記の運転データに対し,式(7)を適用してコントローラ目的関数を算出した結果を図17 に,またコントローラ目的関数を変数毎にプロットしたものを図18に示す.この計算には各変 数の重み係数が必要であり,次の表2に示す値を用いた.また,P,Mはそれぞれ120,60と した.

表2 MPCチューニングパラメータ

	CV1	CV2	CV3	CV4	MV1	MV2	MV3
Weightin g Factor	20	0.1	######	1.0E-06	15	180	0.2



図18 変数毎の目的関数ベンチマーク

表2に示すように、CV1の重み係数が他の制御変数のものに比べて非常に大きく、したがっ て、CV1の目的関数ベンチマークJcv₁が、全体の目的関数ベンチマークJachに対して支配的で あることが分かる.これは製品である留出液の不純物組成を許容範囲内に抑える、ということに 非常に重きを置いていることを反映しており、したがって、コントローラ全体の制御目的から考 えれば、目的関数ベンチマークによる性能指標はMPCの性能をうまく表現できている可能性が ある.

ただし、この手法には下記のような問題点が含まれており、今後の課題として残されている.

- ① コントローラ目的関数は, MPC パッケージ毎に異なり, 全て開示されている訳ではない.
- パッケージによっては、制御量の重み係数を、状況に応じた値とすることができるものもある.
 このような場合には、各時刻における重み係数も記録する必要がある.
- ③ 市販MPCパッケージの特徴のひとつは、LP等の最適化ルーチンとモデル予測制御ルーチ

ンとを備えており、最適化ルーチンがコスト最適な運転条件を探索し、その結果がモデル予 測制御ルーチンの目標値として設定されるということである.したがって、MPC コントロー ラの性能は、最適化ルーチン性能とモデル予測制御ルーチン性能のトータルで決まるが、本 指標には最適化ルーチンの性能は反映されていない.したがって、蒸留塔のように、各制御 変数の目標が固定されるような場合には有効であるが、そうでない場合には不十分である恐 れがある.

4.1.7. おわりに

産業界における制御性能監視に対する取り組みの一例として,三菱化学の事例を紹介した.まずは性 能劣化を定量的にいち早く検知することから着手しており,実用面を重視したシステム開発を行っている. しかしながら課題は,制御性能劣化の原因診断と対策の分野に多く残されていると感じており,今後も活 動を継続する所存である.

参考文献

- T. Harris: Assessment of Control Loop Performance, Can. J. Chem. Eng., 67, pp.856-861 (1989).
- [2] A. Horch and A. J. Isaksson: A modified index for control performance assessment, Journal of Process Control, 9, 475/483 (1999)
- [3] 加納学: 制御性能監視, 化学工学会関西支部セミナー「プロセス制御の実際-プラント性能を最大限引き出すために-」資料, 6/10, 大阪, 2002年12月10日
- [4] 赤松耕二, 島廻昭朗, 小河守正: 性能監視とチューニング, 化学工学, 65, pp.665-668 (2001).
- [5] F.G.Shinsky : Process Control System, McGraw-Hill (1967)
- [6] G.K.McMillan : Tuning and control performance, ISA (1994)
- [7] S. L. Shah, R. Patwardhan and B. Huang: Multivariable Controller Performance Analysis: Methods, Applications and Challenges, Presented at the CPC-6 conference, Tucson, AZ (2001)
- [8] R. Patwardhan, S. L. Shah, G. Emoto and H. Fujii, Performance Analysis of Model-based Predictive Controllers: An Industrial Case Study, Annual Meeting of AIChE, Miami Beach (1998)
- [9] 西澤淳,橋本祐樹:モデル予測制御の性能評価に関する検討,計測自動制御学会 第3回制御 部門大会資料,355 (2003)
- [10] R. Patwardhan: Studies in Synthesis and Analysis of Model Predictive Controllers, Ph. D. Thesis, University of Alberta, Edmonton, Canada (1999)

4.2. 多変数モデル予測制御の性能監視

三菱化学 西澤 淳

1997年に、アルバータ大学の学生であった Rohit Patwardhan 氏が三菱化学水島事業所に約2ヶ 月間滞在し、市販モデル予測制御パッケージの性能監視に関する研究を行った。ここでは、その研究概 要について紹介する。

4.2.1. はじめに

制御系の性能を維持することはプロセス工業において非常に重要であり、図1の制御性能ワークフロー に示す、劣化検知、原因診断、対策樹立のルーチンを効率よく行う必要があるが、多変数モデル予測制 御系に関しては複雑なシステムが多く、保守効率についてはエンジニアのスキルレベルに大きく依存して いた。そこで、市販モデル予測制御パッケージの性能評価指標、あるいは原因診断手法についてのガイ ドラインを作ることを目的として検討を行った。



4.2.2. 市販モデル予測制御パッケージの概要

本研究で対象とした市販モデル予測制御パッケージの制御演算フロー概念図を図2に示す。特徴は、 LP等の定常最適化ルーチンとモデル予測制御ルーチンとを備えており、定常最適化ルーチンが、制御 変数および操作変数に対して与えられた上下限制約値の中で、コスト最適な運転条件を探索し、その結 果がモデル予測制御ルーチンの目標値として設定されるということである。したがって、上下限制約を考 慮した制御性能評価指標が望ましい。



図2 市販モデル予測制御パッケージの構成

4.2.3. 多変数制御系に関する制御性能指標

保守効率化のためには、性能劣化を早期に発見することが重要であり、そのために、劣化の度合を定 量的に把握するための性能指標の策定について検討した。ここでは、閉ループインパルス応答曲線を用 いた手法と、モデル予測制御のコントローラ目的関数を用いた手法について述べる。

4.2.3.1. 最小分散ベンチマーク[1][2]

最小分散ベンチマークの概念図を図3に示す。通常の運転データから、時系列データ解析により閉ル ープインパルス応答曲線を算出し、ムダ時間 Ta でその領域を2分割し、それらの領域の比として表したも のである。



図3 最小分散ベンチマーク

4.2.3.2. 閉ループ整定時間ベンチマーク[3]

最小分散ベンチマークは、4.1.2で述べたように現実的では無いため、それを補うものとして考え出さ れたのが図4に示す閉ループ整定時間ベンチマークである。望ましい閉ループ整定時間 Ts を利用した ベンチマークとすることにより、到達不可能な性能をベンチマークとする最小分散ベンチマークの問題点 を解消しているが、コントローラ毎に設定する必要がある。

いずれの場合も、操作変数の上下限制約は考慮していない。



図4 閉ループ整定時間ベンチマーク

4.2.3.3. 目的関数ベンチマーク

モデル予測制御は、次の式(1)で表される目的関数 Jdesを最小にするような操作量/uを決定する。

$$J_{des} = \sum_{i=1}^{P} [\hat{e}(k+i)^{T} \Gamma^{T} \Gamma \hat{e}(k+i)] + \sum_{i=1}^{M} [\Delta \hat{u}(k+i-1)^{T} \Lambda^{T} \Lambda \Delta \hat{u}(k+i-1)]$$
(1)

これは、プロセスの将来の望ましい挙動を、時刻kにおいて計算したものであり、設計値である。一方、実際には、外乱の影響、モデルのミスマッチ等の理由により、設計値通りの挙動を取ることは困難であり、実際の目的関数 Jach は、実績値に基づいて算出される次式となる。

$$J_{ach} = \sum_{i=1}^{P} [e(k+i)^{T} \Gamma^{T} \Gamma e(k+i)] + \sum_{i=1}^{M} [\Delta u(k+i-1)^{T} \Lambda^{T} \Lambda \Delta u(k+i-1)]$$
(2)

そこで、目的関数の設計値と実績値との比によって制御性能の指標としたものが、次の式(3)で表される目的関数ベンチマークηである。

$$\eta = \frac{J_{des}}{J_{ach}}$$
(3)

式(1)の最適化計算の際には、操作変数の上下限制約を考慮することができるため、η は上下限制約 を考慮することができ、また多変数系へも拡張可能である。その一方で、算出には将来の予測値が必要 であるため、モデル予測制御パッケージから予測値を取り出せること、あるいはプロセスモデルを用いて 予測値を算出することが必要となるため、実装は難しいという欠点もある。また、式(1)、式(2)から明らか なように、コントローラのチューニングパラメータも必要である。

4.2.3.4. ヒストリカルベンチマーク

目的関数ベンチマークの実装の難しさを解消すために、ある期間における目的関数実績値 J_hをベンチ マークとし、それとの比較により制御性能の優劣を判断しようと言うのが、ヒストリカルベンチマーク η_hであ る。まず、比較基準とする J_hを、次式により計算しておく。

$$J_{h} = \sum_{k} [e(k)^{T} \Gamma^{T} \Gamma e(k)] + \sum_{k} [\Delta u(k)^{T} \Lambda^{T} \Lambda \Delta u(k)]$$
(4)

次に、評価する期間の目的関数実績値 Jachを式(5)を用いて算出する。

$$Jach = \sum_{k} [\mathbf{e}(k)^{T} \Gamma^{T} \Gamma \mathbf{e}(k)] + \sum_{k} [\Delta u(k)^{T} \Lambda^{T} \Lambda \Delta u(k)]$$
(5)

両者の比をヒストリカルベンチマーク η」とする。

$$\eta_{\rm h} = \frac{J_{\rm h}}{J_{\rm ach}} \tag{6}$$

目的関数の計算期間については、連続プロセスにおける通常の外乱の周期が最長24時間であること から、24時間分の運転データに基づいて計算すれば良いと思われる。なお、4.1.6.1.で述べたように、 目的関数実績値は期待値で表現できるため、式(6)は次の式(7)と等価となる。

$$\eta_{\rm h} = \frac{{\rm E}(J_{\rm h})}{{\rm E}(J_{\rm ach})} \tag{7}$$

ヒストリカルベンチマーク η_hは、全て実績値から算出できるため、計算負荷を低く抑えられるという利点 がある。一方で、操作変数の上下限制約に関する考慮については、ベンチマークとして採用した時の制 約値と同じ設定とは限らないため、注意が必要である。また、コントローラのチューニングパラメータが必 要なことは、目的関数ベンチマークの場合と同じである。

4.2.4. 実プラントへの適用結果

上記性能指標の中で、実用的と思われる閉ループ整定時間ベンチマーク、およびヒストリカルベンチマー クを、市販モデル予測制御パッケージが稼動しているプラントの運転データに適用し、生産量、すなわち プラントロードの違いによる制御性能の劣化について調査した。適用したプラントは、4.1.6.2で述べた ものと同一である。生産量のトレンドグラフを図5に示す。モデル予測制御に用いる動特性モデルは、 Normal Load 条件においてプラントテストを行って同定しているため、プラントロードの違いによりモデル にミスマッチが生じている懸念があった。



図5 生産量トレンドグラフ

図6に、2種類の性能指標を適用した結果を示す。(a)が閉ループ整定時間ベンチマーク、(b)はヒストリカルベンチマークである。また、横軸の1は Normal Load、2は High Load、3は Low Load を示す。いずれの場合も、数値の高い方が、性能が良いことを表す。なお、ヒストリカルベンチマークの場合の比較 基準としては、Normal Load のデータを選んでいる。



通常、モデル予測制御においては、制御変数に対してその優先順位に応じて重み付けを行うため、性

能評価を行う時にもそれを考慮すべきであり、閉ループ整定時間ベンチマークについては、重み付けを行った制御変数に対する性能評価結果も同時に示している。ここでは、塔頂組成が重要であるため、重みは塔頂組成100に対して塔底組成1とした。一方、ヒストリカルベンチマークについては、その算出過程においてコントローラのチューニングパラメータである制御変数の重みが加味されるため、図6(b)は重みを考慮したものとなっている。

いずれの指標によっても、プラントロードが変わることにより、制御性能が劣化しており、その度合は、高 ロードの場合において顕著であることが分かる。低ロード時は、高ロード時よりも良い性能を示すということ が、制御変数の重みを考慮することにより、閉ループ整定時間ベンチマークを用いても把握できている。

4.2.5. 劣化原因に関する診断結果

次に、性能劣化の原因についての考察を行った。図7は、制御偏差と予測誤差について、Normal Load と High Load の比較を行ったものである。



図7 制御偏差および予測誤差

図7によれば、Normal Load においては、制御偏差も予測誤差も原点近くに分布しており、塔頂組成、 塔底組成ともにモデルのミスマッチも小さく、良好に制御されていたことが分かる。一方、高ロードにおい ては、予測がずれていた、すなわち、モデルのミスマッチが大きかったことにより、制御性能が劣化してい たのではないかということが伺える。 図8には、低ロード時の塔頂組成、還流量のトレンドグラフを示す。



還流量が、その操作下限制約値にまで達しており、それ以下に下げられなかったことが分かる。プラント ロードの低下に応じて、操作変数の操作下限値も下げるべきであったが、何らかの理由によりそれがなさ れておらず、その結果低ロード時には制御性能が劣化したものと思われる。

4.2.6. まとめ

市販モデル予測制御パッケージの性能評価指標について検討し、実プラントのデータに適用してその 効果を確認した。多変数制御系に関しては、制約条件の考慮が必要であるが、制約条件を扱うことがで き、かつ計算負荷が少なく実装しやすいような性能指標の策定が課題として残された。また、性能劣化原 因の診断に関しては、現段階では保全エンジニアのスキルに頼っている状況であり、診断手法に関する 検討余地は非常に多い。通常の運転データから制御用の動特性モデルを同定する、閉ループ同定技術 は、ひとつの選択肢であると思われる。

参考文献

- [1] T. Harris: Assessment of Control Loop Performance, Can. J. Chem. Eng., 67, pp.856-861 (1989).
- [2] B. Huang: Multivariate Statistical Methods for Control Loop Performance Assessment, PhD thesis. Dept. of Chem. Eng., University of Alberta, Edmonton (1997)
- [3] D. J. Kozub and C. E. Garcia: Monitoring and Diagnosis of Automated Controllers in the Chemical Process Industries, Presented at the AIChE Annual Meeting, Chicago (1993).

4.3. プロセス診断と異常検知へのウェーブレット変換の応用

三井化学 松尾 徹

4.3.1. 緒言

ここ20年来、化学プラントの制御にはコンピュータによる分散型制御(DCS)が普及し、制御信号をデジ タル(数値)データにより取り扱うことが一般的になってきている。それに加えて最近の10年は、DCSによ り扱われたプロセスの数値データを大量に保存するシステム(ヒストリアン)が整備されてきており、長期に わたる操業期間のプラント挙動を数値データとして蓄える環境が整ってきた。このような環境が完備される ことで、データに基づいてプラントの挙動を捉えることが可能になり、「シックスσ」に代表される統計的な 生産評価が注目されるようになってきた。現実の商業的生産のプラントの運転においてもプロセス変動の 抑制が、生産の効率化、コストダウン、品質の向上につながることとして、「最小分散制御」などの重要性 が認識されるようになってきた。

統計的アプローチはプロセス挙動の定量的な把握やその特徴を見つけ出す点で貢献は大きく、ヒストリアンの普及とともに応用が進んでいるが、難を言えば動的な挙動についての表現能力に欠けるところがある。例えば、ある時間範囲での平均値評価や、分散評価などは、その時間範囲での静的な(塊として)の物理量の定量評価は出来るものの「動的な性質」が失われてしまう。一方、プラントのデータの収集システムは、時系列的にデータの採取と保存を行うことが一般的で、プラントの挙動解析は、時間情報と状態量などの物理量を同時に勘案しながら検討することが多い。例えば、プラント運転によく利用するDCS画面のトレンドグラフなどがこれにあたる。これらのことから、統計的手法のようにデータに基づく定量評価能力と、トレンドグラフの観察のような動的特徴抽出能力の両方を兼ね備えた方法論の開発が望まれている。

トレンドグラフの持つ情報を考えてみる。データとして採取されているのは時刻と現在値(PV)であるが、 時間あたりのPV変化の頻度という切り口で整理すると周波数という独立した情報(次元)が現れる。例え ば、トレンドグラフの形状から動的な特徴を拾い出し診断に役立てるのは熟練した制御エンジニアのテク ニックの一つとなっている。データ処理手法はどうあれ、このことは動的情報の分析がプロセス挙動の特 徴抽出の鍵になることを示唆しているように思える。

トレンドグラフに持続振動情報が含まれている場合は、数学的手法のフーリエ変換を使うことで周波数と 振幅の関係(パワースペクトル)が整理され、周波数領域で特徴を抽出することができる。プラントの時系 列データから特定の持続振動をフーリエ変換により抽出し、そのスペクトルパターンから異常原因にまで 遡ることが出来ることを実証した例がいくつかある。例えば、石油精製プラントの時系列信号をフーリエ変 換し、信号に含まれる持続振動成分を抽出してそのスペクトルの形からプラント制御性異常の根本原因を 突き止める方法論が報告されている[1]。あるいは、パルププラントの異常原因をパワースペクトルで突き 止めた例なども報告されている[2]。これらはプラントのトレンドデータをパワースペクトルに変換することで 特徴抽出を行った例になる。

周期的な振動のような規則性を持った変動についてはフーリエ変換を使うことにより解析が可能になる

193

が、実際の化学プラントの信号には、パルスやインパルス、不規則な変動などの非振動的な変動も多く含まれる。より広い種類の変動にも対応することが可能なように、ウェーブレット変換を使って周波数的特徴を抽出することを試みた。1980年以降に現れたウェーブレット変換のアルゴリズムは、時間に局在した周波数解析を可能にした[3]。このアルゴリズムを使うと時系列データから時々刻々と変化する周波数領域の特徴を抽出する事が出来るために、プロセス事象の前後関係の解析や、ダイナミックな現象の解析が可能になる[4]。更に、非振動的な変化についても周波数的特徴の抽出が可能なので、フーリエ変換では見落とされていた現象の解析も期待される。

本報告では、フーリエ変換との比較を適宜行いながらウェーブレットの特徴を示し、実プラントのプロセス診断にウェーブレットを応用した例を紹介し、プロセス診断の方法論としての可能性を議論したい。

4.3.2. フーリエ変換とウェーブレット変換の比較

4.3.2.1. 持続振動を含むトレンドの周波数への変換

プラント操業状態の監視などに使われるトレンドグラフはX軸を時間軸、Y軸を工業単位とする2次元平 面で表されるが、この時系列情報に含まれる周波数成分を解析する場合 Fourier 変換によるパワースペク トルが用いられることが多い。(図1 参照)

パワースペクトルにおいては、周波数成分を解析することは可能だが、信号が動的に変化する場合、どの 時点で周波数、振幅それぞれに変化があったのかを捉えることはできない。たとえば、図1では、途中の 時点で信号が20分周期から40分周期に変化し、振幅も変化しているが、パワースペクトルでは変化の時 刻情報が失われている。

一方、フーリエ変換で失われる時間情報もウェーブレット変換では失われないため、振幅、周波数の変化したタイミングを捉えることが可能となり、操業状態の変化との対応づけが容易になる(図2参照)。



図1 振動のトレンドグラフとフーリエ変換



図2 振動のトレンドグラフとウェーブレット変換

4.3.2.2. スパイク状信号の周波数への変換

トレンドグラフに含まれるスパイク状の信号について、フーリエ変換とウェーブレット変換の変換結果を比較する。フーリエ変換では、対象範囲の周波数成分が全て重なって表示されるために、個々のスパイクの 周波数的な特徴や信号の前後関係などがパワースペクトルに表現されず、周波数による特徴抽出が出 来ない。(図3参照)

一方、ウェーブレット変換では、スパイク信号の形状(鋭さ、階段状、パルス状)などにより時間-周波数 領域の模様が異なり、個々のスパイク信号の周波数的特徴を時間毎に抽出できる。(図4参照)



4.3.3. 信号の1次遅れとウェーブレット変換

プロセスの信号入出力において1次遅れ応答の関係を持つ場合は多い。この応答について、ウェーブ レット変換ではどのような特徴が抽出されるのかを示す。

4.3.3.1. 持続振動を含む信号の1次遅れ

周波数、振幅が変化する持続振動の信号と、これに1次遅れ処理を施した出力を用意する。これらの信号にウェーブレット変換を行う。トレンドグラフの形状は大きく異なるが、ウェーブレット変換により時間-周波数領域に変換された信号の周波数分布は類似性が高く、同種の信号であることが容易にわかる。(図5参照)



4.3.3.2. スパイク状信号の1次遅れ

複数種類のスパイク状信号(鋭く変化する型、階段状に変化する型、パルス状に変化する型)と、これに 1次遅れ処理を施した信号を用意する。これらの信号にウェーブレット変換を行う。1次遅れ処理を施した トレンドグラフでは、原信号の特徴(スパイクの型)が消えて、いずれも同様の形態になり、その起源との対 応がつかみにくくなる。

しかし、ウェーブレット変換による 時間一周波数領域 の周波数パターンには、原信号の特徴が保存されており、原信号との対応を行うことが容易になる。(図6参照)



図 6 スパイク状信号の1次遅れとウェーブレット変換

4.3.4. プロセス制御の不良原因の特定

信号がプロセスを通過し、その過程でプロセス上の各種の影響(ノイズ、無駄時間、1次遅れ、高次遅れ、 他の信号のバイアス など)を受けてトレンドグラフ上の信号が変形するので原信号と出力信号の対応は とりにくくなる。

しかし、ウェーブレット変換による時間―周波数領域上の周波数成分はプロセスを通過しても変形を受け

にくい。この性質を利用すると、捉えた異常信号に対してウェーブレット変換を行い、その時間-周波数 領域のパターンを頼りにしてプロセスを遡り、異常の根本原因の特定を行うことが可能になる。(図7参照)



図7 プロセス上の異常信号の伝搬と追跡

4.3.5. ケーススタディ

実プラントの操業データを使いケーススタディを行った。

4.3.5.1. ユニット単位での変動の伝播(Unit-wide disturbance)

[プロセス概略]

2種類の原料ガス(A, B)を混合、触媒を充填した反応器に原料ガスをフィードし、発熱反応の下で製品(C)を生産する。 A, Bの反応は等モル反応だが、未反応のAが生成物側に残るのを防ぐために、B を若干過剰量供給して、生成物側に余剰のBが残るような条件で運転する。

反応物 Aの供給量は流量計(FI)、反応温度は温度計(TI)、生成物側に残存する余剰のBは濃度計(AI)でそれぞれ測定される。



図8 Wavelet変換による 非定常信号の解析

[反応解析]

原料(A)のフィードが変動した時、反応温度、反応生成物濃度に対する影響は、トレンドグラフからでは 不明である。しかし、これらのトレンドデータをWavelet変換してパターンを比較すると、フィード原料が変 動する時、反応温度、反応生成物濃度へ影響していることが明らかになる。

4.3.5.2. プラント単位での変動の伝播(plant-wide disturbance)

ポリマープラントへ応用した例について紹介する。

[プロセス概略]

ポリマーを生産しているプラントの反応器部分を図9に示す。 反応器の形式は連続式タンク型反応器で、触媒、調整剤、 モノマー、溶媒などを反応器にFeedして、反応器の状態 (ガス組成、温度、重合速度 など)を調整しながら重合反 応を行う。Feedされたモノマーは重合して高分子量になる ので粘性を持った流体になってボトム部分の配管から次工 程へと排出される。その途中で品質に相当する粘度の測定 がリアルタイムに行われる。このプロセスでは、反応器から、 粘度計までの液の輸送時間は20分となっている。



図9 ポリマープロセス (反応器)

(ガス組成、温度、重合速 度)と品質(粘度)のトレンド グラフとそれのWavelet変換 を示す。(図10 参照) ポリマー生産時、品質に相 当する粘度が変動している ことがトレンドグラフからわか る。しかしこの変動原因がど こにあるのかわからない。

[品質管理上の問題点]

反応器部分の運転条件



[品質変動原因の究明]

粘度計の時系列データを

Wavelet変換すると、時間-周波数領域に特定の周期的振動のパターンが現れる。次に、反応器条件 (各種の時系列データ)をWavelet変換すると、それぞれについて時間-周波数領域にパターンが出て くる。それらの中で、ガス組成のパターンが粘度のパターンに類似していることが観察される。 4.3.5.3. 工場単位での変動の伝播(site-wide disturbance)[プラント間の変動伝播]

石油化学工場では、工場内のプラント群はパイ プで直接繋がり上流プラントの製品は下流プラン トの原料となることが多い。そのため、上流プラン トで生じた変動は下流プラントの生産への影響を 及ぼすことがある。例えば、この原料ガスヘッダ ーから供給を受けるユーザープラントの一つは、 ガス組成の測定(GC)と流量制御(FC)のカスケ ード制御にて反応器のガス組成を制御してい る。



反応器のガス組成は設定値(SV)に対して変動しているが、トレンドグラフからはこの原因について知る ことはできない。しかし、原料供給ヘッダーの圧力と対照しながらWavelet 変換を行うと、変動の時間分解 スペクトルは原料供給ヘッダーとの一致していることがわかる。(図12にこの関係を示した。)このことから ユーザープラントにおけるガス組成の変動は上流プラントからの原料ガスの圧力変動に由来しており、下 流プラントの変動抑制のためには上流プラントの制御性を改善して外乱を抑制することが望ましいことが わかる。



図12 供給圧力と需要プラントの変動

4.3.6. 結論

従来、化学プラントの状態診断には時間軸上にPV値をプロットしたトレンドグラフを観察してトレンドの 形態比較から特徴を抽出する方法が採られてきた。この作業も暗に時刻毎の周波数解析を行っている場 合も有り、数学的な変換により周波数を定量的に求めて比較することが有効と考えられる。

古典的な数学の変換方法としては、フーリエ変換があり、これをプロセス信号の解析に用いて一定の成 果があがっている。しかし、時間毎に多様に変化する動的な信号の解析には向いていない。ウェーブレッ ト変換は時間的に局在化した関数を基底関数として使用するために、時間毎の周波数解析が可能になり、 化学プラントなどのように動的事象を多く含む系からの特徴抽出に周波数解析の応用範囲を広げている。 今後、ウェーブレットの持つ時間分解的な分析能力を応用していくことで、プラントの動的な挙動の解析 やプロセス挙動の理解が進むと考えている。

謝辞

本研究の一部は、IMS研究プロジェクトの支援のもとに行われました。

参考文献

- N.F.Thornhill, S.L.Shah and B.Huang, "Detection of Distributed Oscillations and Root-Cause Diagnosis" Proceedings of CHEMFAS4, June7-8, 2001, Jejudo (Chejudo) Island Korea, pp167-172
- [2] Michael Ruel, and John Gerry, "Quebec quandary solved by Fourier transform", PULP AND PAPER, August, 1998 pp53-55
- [3] 榊原 進 "ウェーブレットビギナーズガイド" 電機大出版局 5月 1998年
- [4] T.Matsuo, H.Sasaoka, Application of Wavelet analysis to Chemical process diagnosis, KES'2002, Crema, Italy (2002) pp843-847

4.4. GaAs単結晶育成プロセスへのモデル予測制御の適用

ジャパンエナジー 白川 義之

4.4.1. GaAs単結晶育成プロセスについて

4.4.1.1. GaAsの特徴

GaAsは、発光機能を持ち可視光や赤外光の発光が可能であること、電子異動度が大きいため高速動 作の素子が作成可能であること、低雑音特性・感磁機能・耐久放射特性に優れること、等の特徴を持ち 広範囲な用途が見込まれ、効率の良い製造技術の確立が期待された。単結晶のインゴット、スライスした ウェハー等の概観を「スライド③」に示す。

4.4.1.2. 単結晶育成炉内構造

GaAsの単結晶育成は、炉内圧力約20気圧、炉内温度約1600℃に達する高温高圧状態下で行われる。今回、ジャパンエナジーで自社開発したGaAs単結晶育成炉(以降、新炉)の概観を「スライド④」と「スライド⑤」に、ホットゾーンの主要構成要素を「スライド⑦」に示す。

るつぼ内には原料となるGaとAsを入れ、るつぼを回転させながらヒータで加熱、融解、合成を行い、炉の上方より降ろした種結晶をGaAs融液につけ結晶を育成しながら引き上げる。単結晶育成プロセスを「スライド⑩」と「スライド⑪」に示す。

Asの飛散を防ぐために封止剤としてB2O3をGaAs表面に被覆している。この方法は液体封止チョクラルスキー法と呼ばれる代表的な化合物半導体の単結晶育成方法である。

4.4.1.4. 温度分布制御

育成する結晶が大型化するにつれて多結晶が生成し易くなるため、炉内の精密な温度分布の制御による多結晶化の回避が必要となる。ホットゾーンの温度分布制御の例を「スライド⑥」に示す。

4.4.2. GaAs単結晶の直径制御について

4.4.2.1. 育成炉の制御系の構成

育成炉内の制御系構成図を「スライド⑧」に、単結晶の直径制御の原理を「スライド⑨」に示す。育成する結晶が大型化するにつれて系の時間遅れが増大すると共に温度分布制御との相互干渉の制約が厳しくなるために単結晶の直径制御も更に困難となる。

4.4.2.2. PID制御の限界

従来から使用してきた育成炉(以降、旧炉)の改良型PID直径制御方式とその制御成績を「スライド⑭」 と「スライド⑮」に示す。新炉では更に大型の単結晶を育成するため、時間遅れも大幅に増大して旧炉の 制御方式は適用出来なくなった。新炉において旧炉の制御方式を適用した第一回目の直径制御結果を 「スライド⑪」に示す。更にジーグラーニコルスの過渡応答法によりPIDパラメータ調整後の直径制御結果 を「スライド⑬」に示す。全く改善されていない。

4.4.2.3. モデル予測制御による制御性能の改善

201

そこで大きな時間遅れにも有効な制御方式であるモデル予測制御を適用することにより直径制御性能の向上を図った。モデル予測制御の各パラメータの設定を「スライド⑮」に、モデル予測制御パラメータとステップ応答の関係を「スライド⑰」に示す。その第一回目の直径制御結果を「スライド⑱」に示す。制御性を大幅に改善することが出来た。

4.4.2.4. 育成プロセスの動特性変動の影響

新炉ではホットゾーン構造の変更により、単結晶育成のための条件出しを頻繁に行ったために、直径制 御系の動特性がその都度、大幅に変化した。動特性の変化に対応するために予測モデルのゲインと時 定数を育成と共にシーケンス的に変化させた結果を「スライド⑲」に示す。育成の終盤において動特性変 化に対応できずに直径の制御性が極端に悪化している。

4.4.3. 制御性能評価について

単結晶育成のための条件出し完了後の直径制御結果を「スライド⑲」に示す。モデル予測制御の適用 により製品歩留まり面からのニーズを充分に満足できる制御性能を確保することが出来た。しかしながら、 平成5~6年当時では制御性能評価に関する知見が充分ではなかったためにこれを実施するには至らな かった。

町 酒 プロセスにおける 6 のモデル予測制 豉 衢 2 企 結 谷制 単 S 4 亘 ർ G

P S E 1 4 3 委員会W S 2 5 第 6 回研究会発表資料

(株) ジャパンエナジー本社 精製部 白川義之

(-)

帯後
-
6
S
4
g
(5

- 発光機能を持ち可視光や赤外光の発光が可能 -
- 能 電子異動度が大きいため高速動作の素子が作成可 2.
- 0 耐久放射特性に優れる 感磁機能、 低雑音特性、 က

GaAs単結晶育成炉の概要

204

GaAsの単結晶育成は、炉内圧力約20気圧、炉内最高温度約1800℃に達する高温高圧状
態下で行われる。るつぼ内には原料となるGaとAsを入れ、るつぼを回転させながらヒータでカル
熱、融解、合成を行い、炉の上方より降ろした種結晶をGaAs融液につけ結晶を育成しながら引
き上げる。Asの飛散を防ぐための封止剤として、B2O3 をGaAs表面に被覆している。この方
法は、液体封止チョクラルスキー法と呼ばれる代表的な化合物半導体の単結晶育成方法である。育
成する結晶が大型化するにつれ単結晶化が困難になるため、炉内の精密な温度制御が必要である。
単結晶の直径制御も温度の調整により行うため、更に困難となる。

TH

1:111!!















ホットゾーンの温度分布



208

K]

。 ட (\mathbf{O})

ホットゾーンの主要構成要素







 $(\black | \black |$





(D)

日本学術振興会プロセスシステム工学第143委員会ワークショップNo.25最終報告書













PIDパラメータ調整後の直径制御結果 (ジーグラーニコルスの過渡応答法)















日本学術振興会プロセスシステム工学第143委員会ワークショップNo.25最終報告書

[J]] 刻 L

モデル予測制御による直径制御結果





221

育成プロセスの動特性変動と直径制御性の悪化例

6

モデル予測制御による直径制御結果

				1	I		i	1		1. Aki	振雨		Pro l	17:	27	L-T	学業	11/1	b无		7-	73.	1	PNo.	95最終報告書
			-		-	Ĩ				1. 09	WK F	F ./			1.1			7.1 :1 •	1			5			
••••		10	1.			T		1	:: •		1 .	1	1					1	1		::				
	al and a second	100		1		- -		1	Ι,	- :									1	1					
		100	1	/	1	1		TT		1		Ī	71	1)1	::				1		::·	:	. •		
• •••		1. 2.	1		$\langle \cdot \rangle$	1		1	(1.7	-	:		//								
		1		1	1		1	11	-		5		ľ	117		\bigtriangledown	111		NI.	1 :: *				· ·	-
••••		····	!	1		N		$\ $		1	Į'j	1.1		N	1/		1			\mathbf{i}).			· ·
		×					5	Y	1			1		1		17				-/					
••••	K	44					$\left \right\rangle$	MZ		/./	1		1		/						/				5
	1		1				/-	j\/		-/-	11	1			1					•••	:::\				
••••	11	1	- 1	••••		7		1				1		1								NI.			
÷,	\overline{u}	1			1	ľ			1		11		1:/	7					. <u>.</u>		• •				
	1 Pa	100			/-								1						1						
			14-	1							W			. :						·				1	
		a la	-//	1-							Y				1	·									
1	1	4 (19) 	1.7					1	1	1:		-	1	1			-		·						
		Ø	17					: .	: :	1.1.	1	1	1				:								
	13		12						1	1		1-	N.						i.,						
			5							1		N.	N												
		1000	1						1									· · · · ·	. •				::::		
{ {		A. Sanda	5							1		1											11	::::: :::	
:::		i	1			.:.			:.:.	/:		1	3			·			: · .				···		
		5																	:				. :		
	114	10			1::.	· .:				1		• . •	5	5								::			
		200	1		1				1	1	1	: ;	1			•								::-	
		878			· .						1 		1												
		and the	::	.:		:				Ĺ	1		Ľ.	<u>.</u>							. ::			1	
			 		L		1				 		1												
		1 de				:	<u> </u>		1	1	1		1.5	· :•			<u> </u>								
		14	1				. 		1		1						•					:.).			
	M	1	<u> </u>			· .:	-		-													Ц.	ļ		
	100	1	ļ				1:	ļ	- 1.	<u>\</u>	1	Ϊ	1				ļ		-						
		Sec.	<u> </u>		ļ		<u> </u> .	1.	<u></u>	<u>.</u>	•)	15	15						:		÷				
	100				<u></u>		ļ		ļ		<u>.</u>		2		. <u>.</u> .)	ļ	<u> </u>	
		10-11	<u> </u>				:)	<u>.</u>		ļ	ļ				ļ			L -		1.11	
		200						ŀ			`	\ <u></u>	2				: 								
		1 1	1	<u></u>	·	· ·							1	<u> </u>		:		· ·						ļ	-
:		32	<u> </u>		<u> </u> ;	L						2	1										.		
	No.			· · ·	1.1.	. ·	-	ļ	1			Ľ	L						<u> </u>				. 		
		100	<u> </u>		<u> </u>	<u> </u>			ļ		ļ	<u>``</u>				. 						<u></u>	1	<u> </u>	4 4 4
	1-	19	··		<u> </u>														<u> </u>			1			1
		-					<u>.</u>					i	ļ	<u>.</u>		<u></u>				<u></u>		/			
	1 <u>.</u>				<u> </u>									· .						1	\leq	<u>.</u>			
• • • • • •		·	<u> </u>	1				ļ					ļ							:					
					1								<u> </u>						<u> </u>						
							-						1.			-	1							:.:: 	
						: :		P	5			-	1:::		~			 	1				[*]		
							: 							1						•••••		:. <u>.</u> .	 		
: ;	::.:												1-				: · ·		·						
	 						:		<u></u>		}			· · ·	: 					- ::					
: . : *				 :::::	::::	· · · ·	::::		• •						. :		::::	: 		::::			· .		
				:::: · .:	<u>::::</u> .:	:::: 		·	•	•••••		٦			<u></u>		•••••					•		: · ·	:
				.::		-	-		·			- -	·	• • •		10 1 1 1		1 .: 11.1	::* :.					- 14 - 14 - 14 - 14	-
			•	<u></u>						$\frac{1}{222}$:.L	_						····	::. ::::			::::: ::::			-
											1		ľ								1				