

## 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十分に引き出し、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<sup>[1,2]</sup>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<sup>[3]</sup>と同時に、以下のような問題点を有するということが指摘されている。<sup>[4]</sup>

- (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。

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. オペレーションの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。

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

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<sup>[4]</sup>

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 $T_A$ の、全運転時間 $T_S$ に対する割合をサービスファクタ $S_F$ と定義し、次の式(2)、式(3)で表される。

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

$$\text{mode}(t) = \begin{cases} 1: \text{Mode} = \text{"Auto" or "Cascade"} \\ 0: \text{Mode} = \text{"Manual"} \end{cases} \quad (3)$$

$S_F$ 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<sup>[5]</sup>やMcMillan<sup>[6]</sup>な

どの推奨値に、経験を加味したPIDパラメータの適正值を、表1に示す。

表1 PID パラメータ適正值

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

PID パラメータがこれらの適正值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。

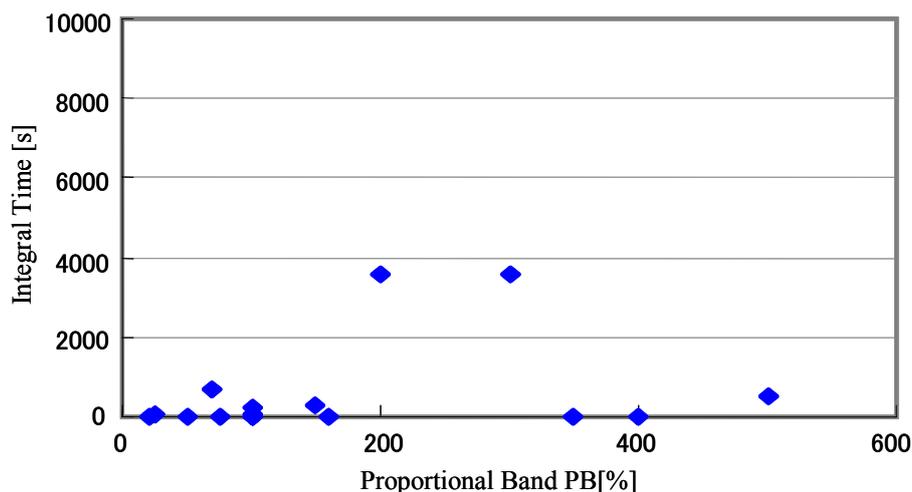


図1 液面制御に関する PID パラメータマップの例

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、その適正值から外れており、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  $\sigma_e$  を求め、その  $3\sigma$  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  $C_e$  とする。

$$C_e \equiv \frac{3\sigma_e}{R_{PV}} \times 100 [\%] \tag{4}$$

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。

$$C_u \equiv \frac{3\sigma_u}{R_{MV}} \times 100 [\%] \tag{5}$$

ここで， $\sigma_u$ 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。

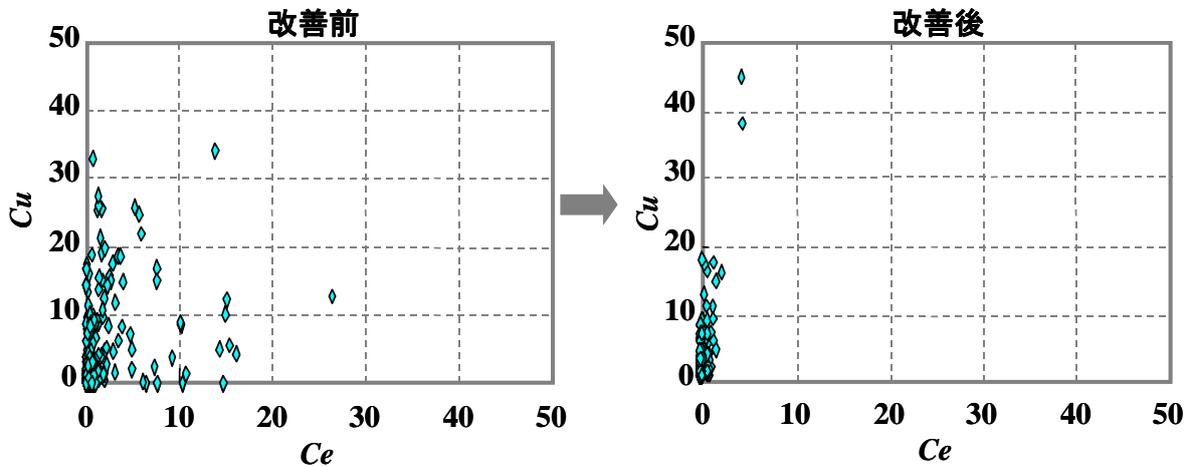


図2 改善前後のCe-Cu散布図の比較

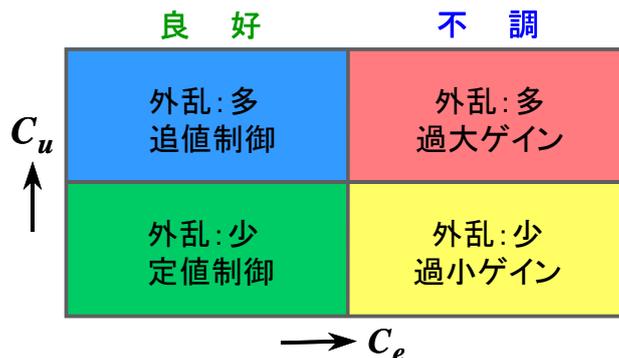


図3 Ce-Cu 散布図によるプロセス, 制御ループの特徴把握

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,  $\bar{\quad}$  を付した変数は, ベンチマークにおける指標を表す。

$$C_p \equiv \sqrt{\frac{\bar{C}_e \bar{C}_u}{C_e C_u}} \times 100 [\%] \quad (6)$$

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見取れる。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。

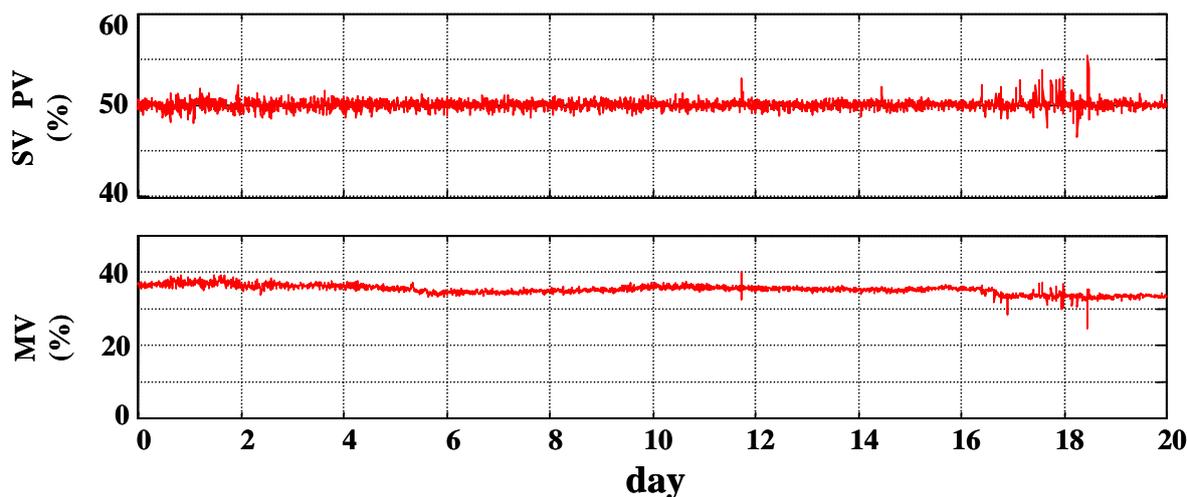


図4 液面制御の制御量と操作量の時系列トレンド

#### 4.1.5. プラント安定化活動支援ツールの開発

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

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。

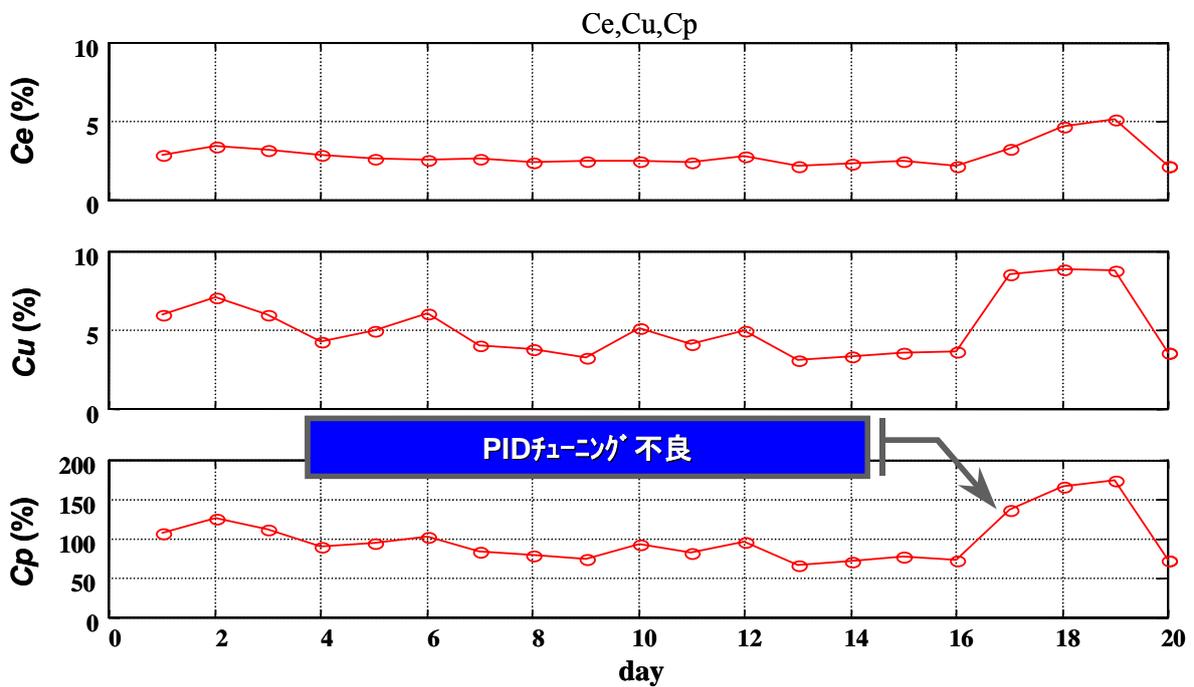


図5 Ce, Cu, Cp の時系列トレンド

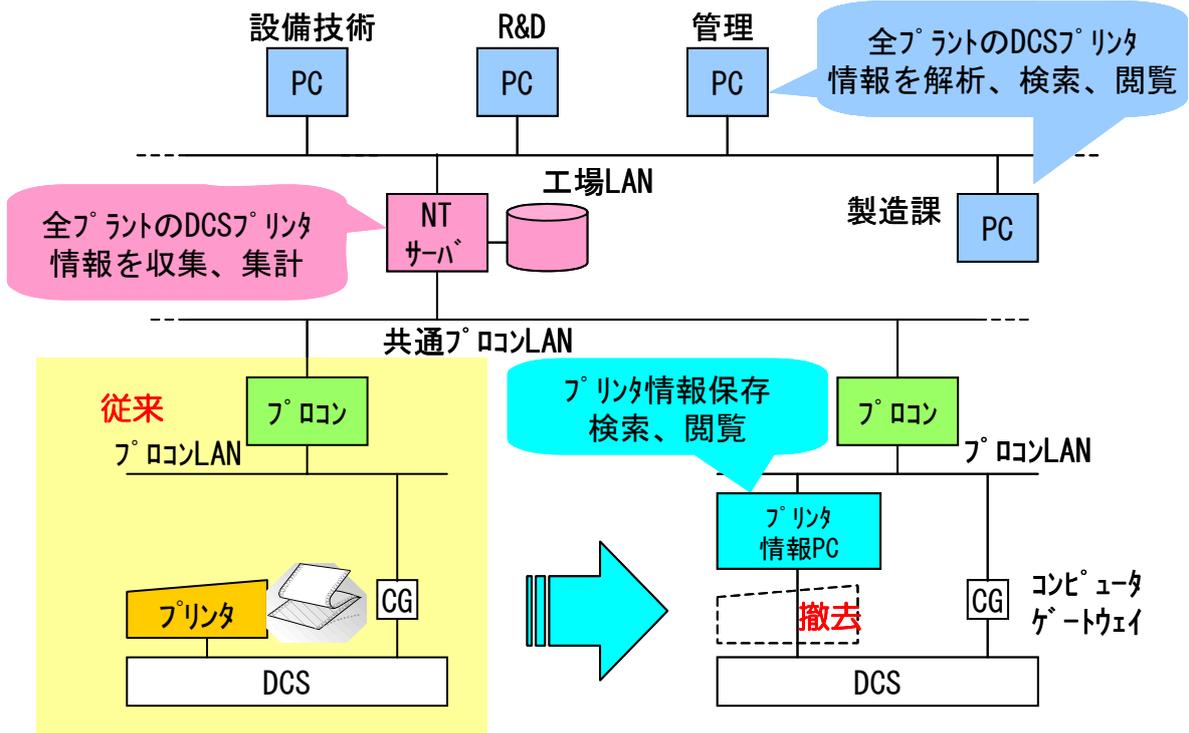


図6 DCS プリンタ情報利用システム システム構成図

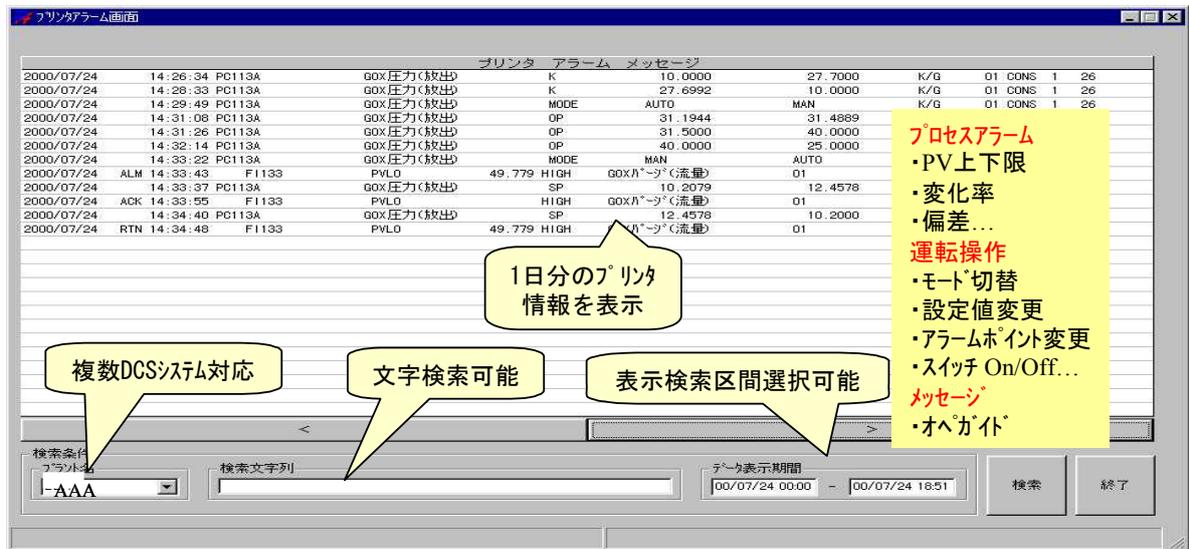


図7 DCS プリンタ情報利用システム画面の一例

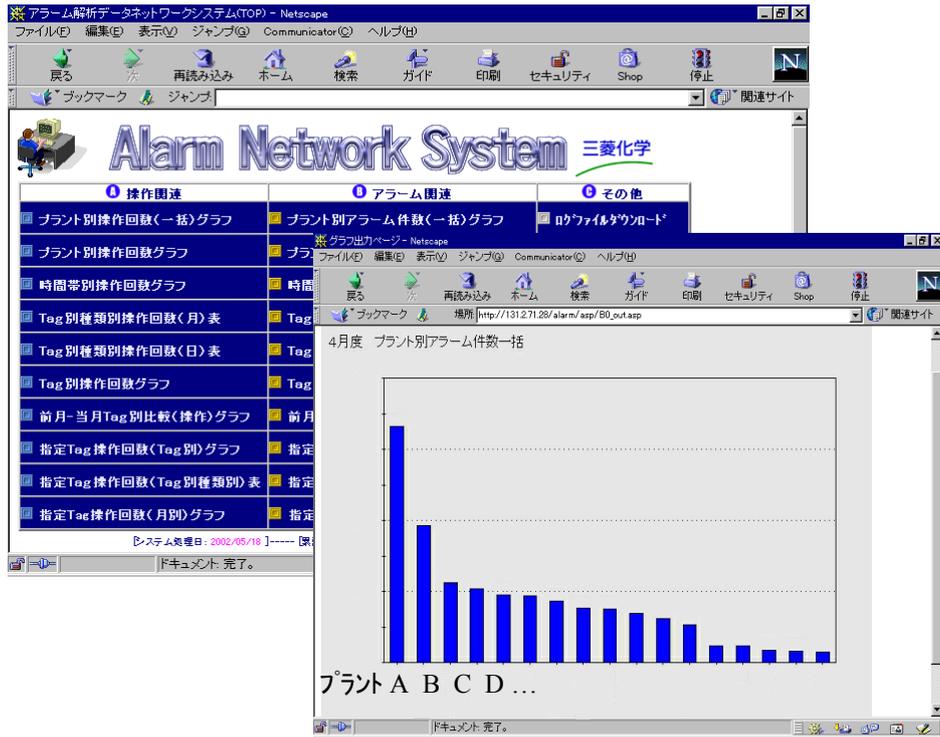


図8 アラーム／操作頻度解析ツールメニュー画面およびプラント別アラーム表示画面

#### 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。

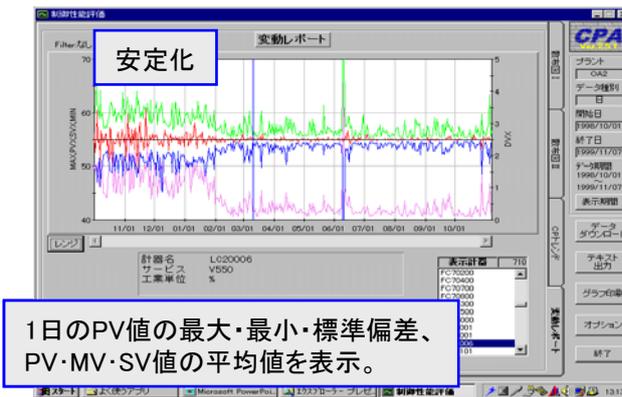


図9 トレンド表示

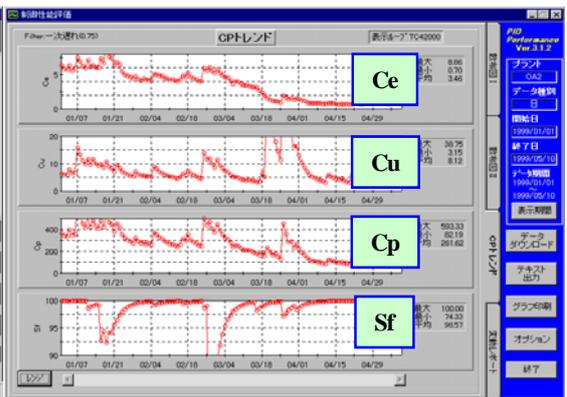


図10 Ce, Cu, Cp および Sf

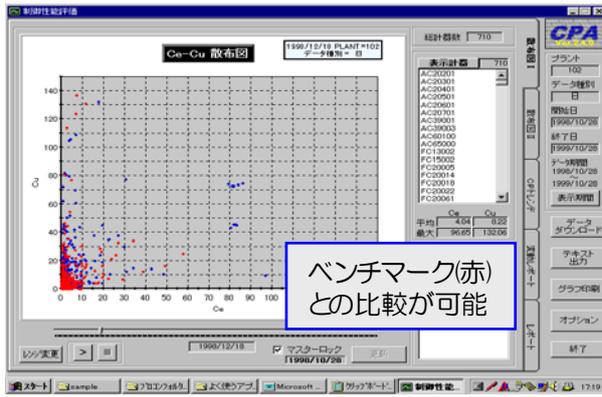


図11 Ce-Cu 散布図

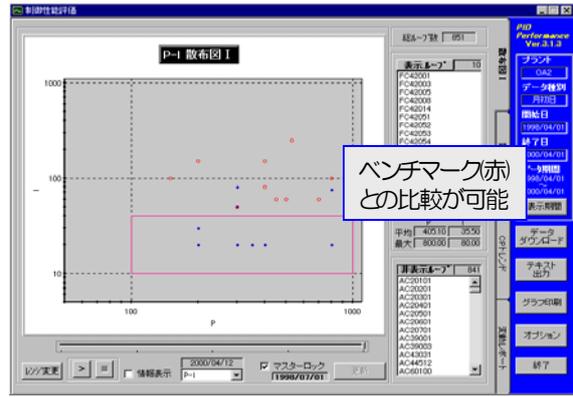


図12 PID パラメータマップ

#### 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。

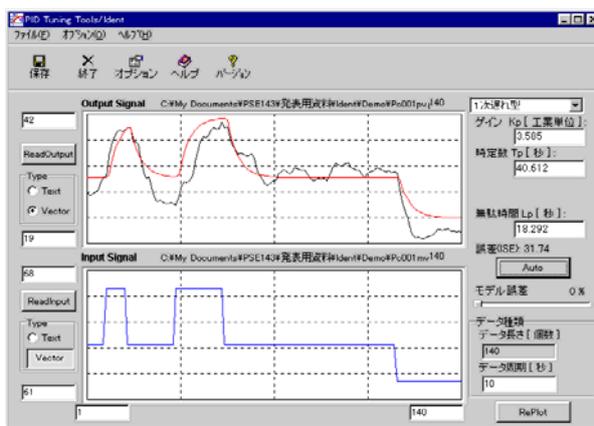


図13 モデリングツール

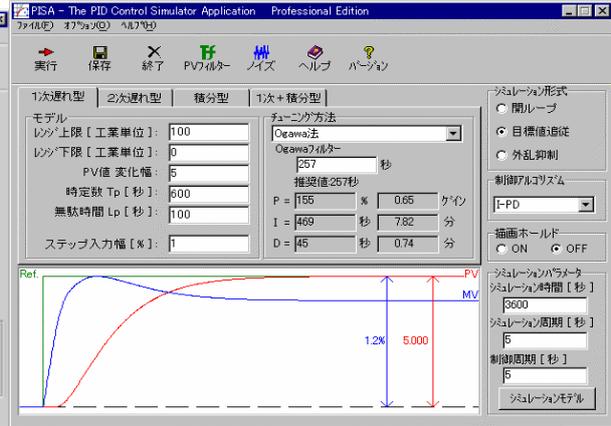


図14 PID チューニングツール

#### 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

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。

$$J = \sum_{i=1}^P [\hat{\mathbf{e}}(k+i)^T \Gamma^T \Gamma \hat{\mathbf{e}}(k+i)] + \sum_{i=1}^M [\Delta \mathbf{u}(k+i-1)^T \Lambda^T \Lambda \Delta \mathbf{u}(k+i-1)] \quad (6)$$

ここで、

$\hat{\mathbf{e}}$ : 制御変数設定値と制御変数予測値の偏差ベクトル

$\Delta \mathbf{u}$ : 操作量ベクトル

$\Gamma, \Lambda$ : 制御量, 操作量に関する重み係数

$P$ : 制御量目標値一致区間

$M$ : 操作量決定区間

$\Gamma$ : 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  $J_{ach}$  である。<sup>[10]</sup>

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

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、 $E(\cdot)$  を期待値とすると、式(7)は次の式(8)と等価となる。

$$\begin{aligned} J_{ach} &= E[\mathbf{e}(k)^T \Gamma^T \Gamma \mathbf{e}(k) + \Delta \mathbf{u}(k)^T \Lambda^T \Lambda \Delta \mathbf{u}(k)] \\ &= \mathbf{m}_e^T \Gamma^T \Gamma \mathbf{m}_e + \text{tr}(\Gamma^T \Gamma \sigma_e^2) + \mathbf{m}_{\Delta u}^T \Lambda^T \Lambda \mathbf{m}_{\Delta u} + \text{tr}(\Lambda^T \Lambda \sigma_{\Delta u}^2) \end{aligned} \quad (8)$$

ここにおいて、 $\mathbf{m}_x$  は  $X$  の平均、 $\sigma_x^2$  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)および塔底拔出し量(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PID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き量が少なく、フィード量変動の外乱に対して対応できないために、塔底抜き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。

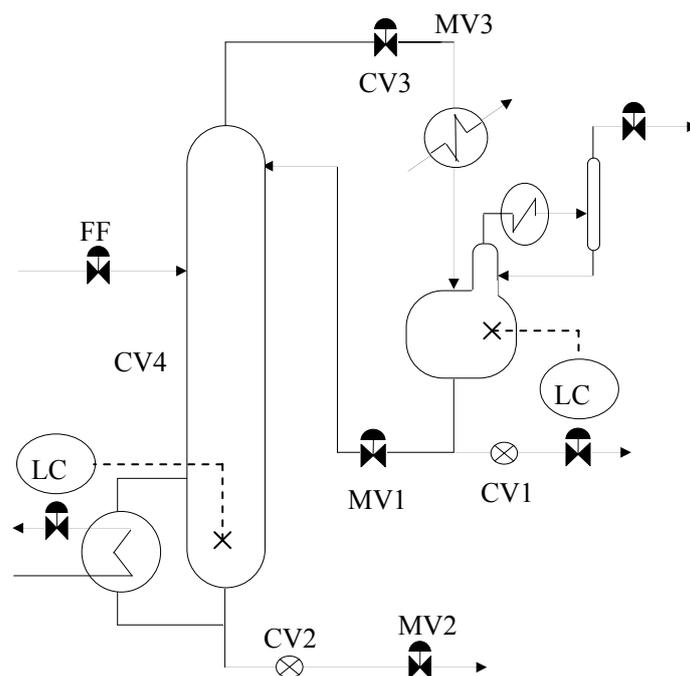


図15 蒸留塔プロセスフロー

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、制御変数の上下限值については、同一グラフ上に破線で示している。

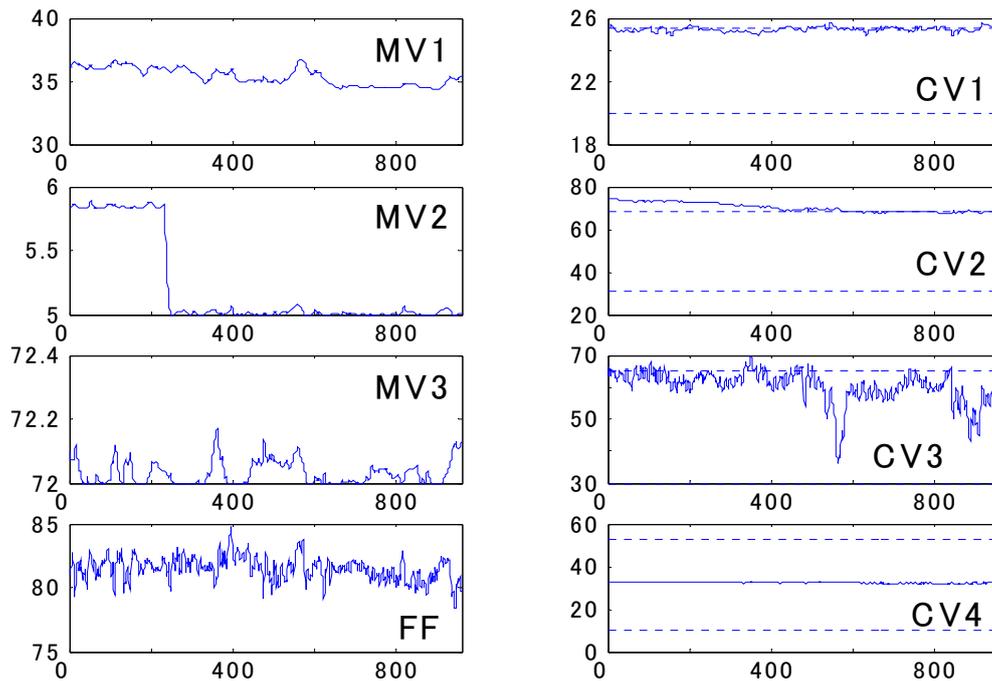


図16 適用した運転データ

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拔出量（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 |
|------------------|-----|-----|-------|---------|-----|-----|-----|
| Weighting Factor | 20  | 0.1 | ##### | 1.0E-06 | 15  | 180 | 0.2 |

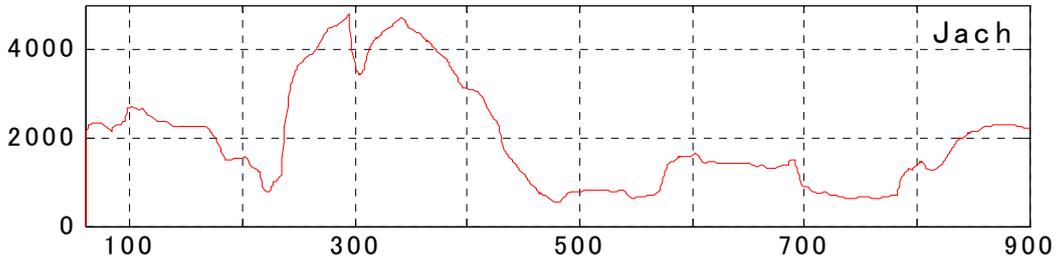


図17 コントローラ目的関数による制御性能評価指標

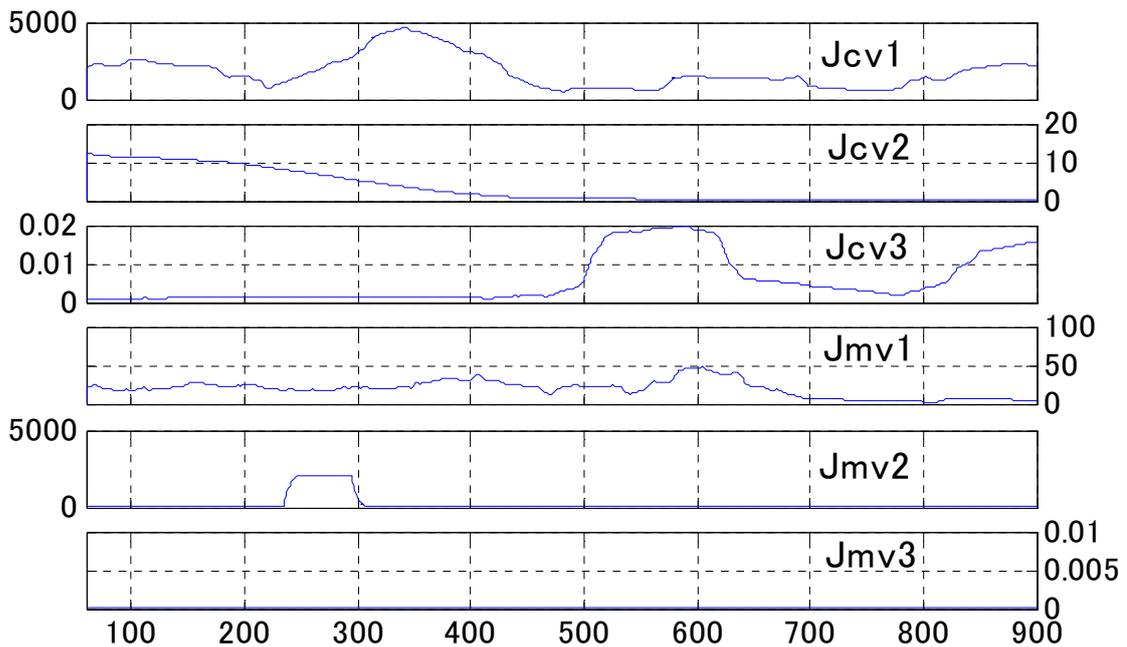


図18 変数毎の目的関数ベンチマーク

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  $J_{cv1}$  が、全体の目的関数ベンチマーク  $J_{ach}$  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。
- ② 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

- [1] 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ープラント性能を最大限引き出すためにー」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。

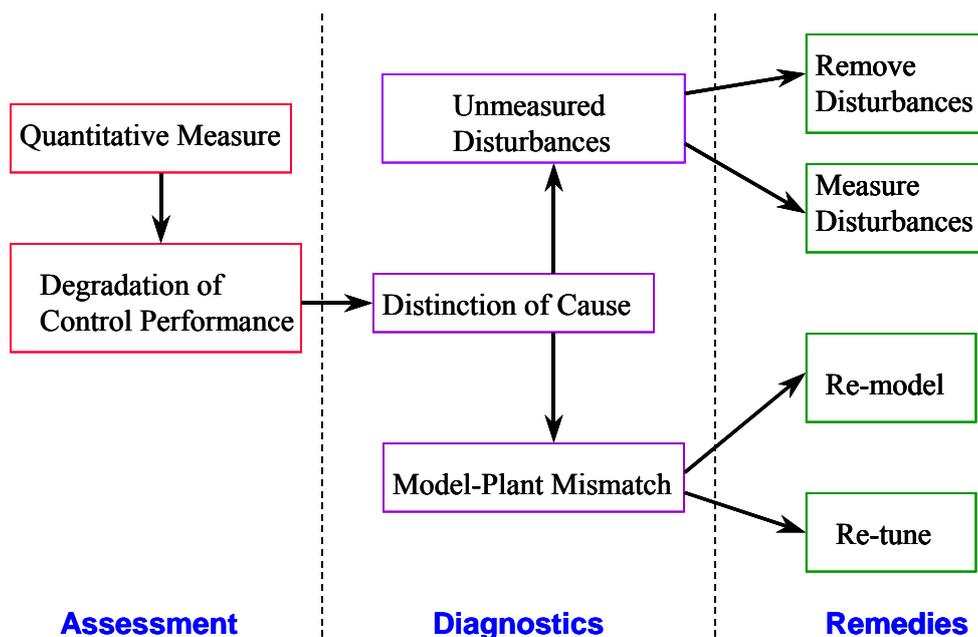


図1 制御性能監視ワークフロー

### 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。

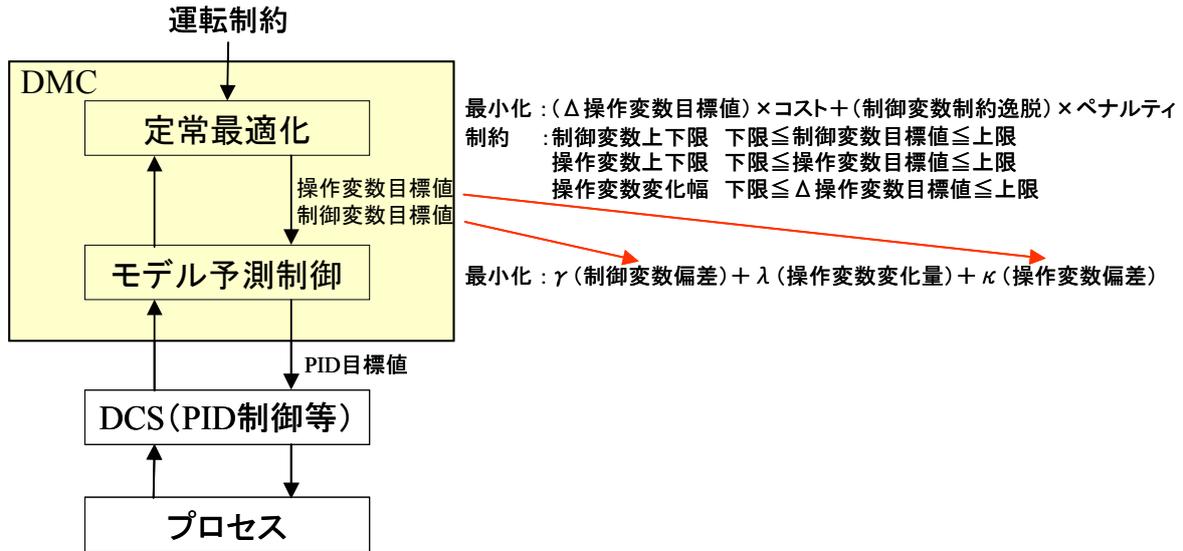


図2 市販モデル予測制御パッケージの構成

#### 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<sup>[1][2]</sup>

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  $T_d$  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。

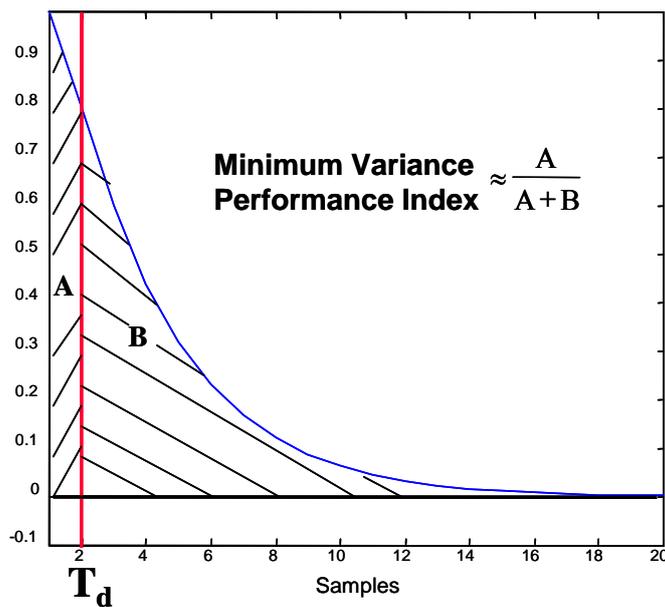


図3 最小分散ベンチマーク

#### 4.2.3.2. 閉ループ整定時間ベンチマーク<sup>[3]</sup>

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  $T_s$  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、操作変数の上下制限約は考慮していない。

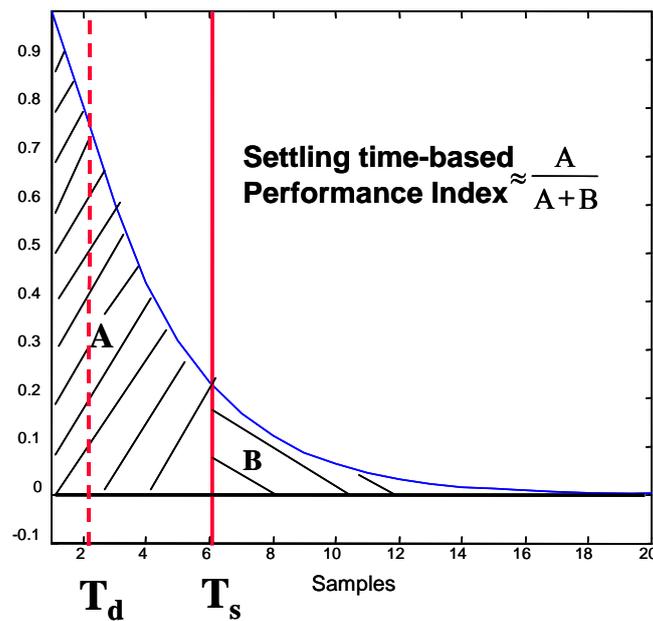


図4 閉ループ整定時間ベンチマーク

#### 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  $J_{des}$  を最小にするような操作量  $\Delta u$  を決定する。

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

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 mismatch 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  $J_{ach}$  は、実績値に基づいて算出される次式となる。

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

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  $\eta$  である。

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

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、 $\eta$  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)から明らかのように、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るために、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  $\eta_h$  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。

$$J_h = \sum_k [\mathbf{e}(k)^T \Gamma^T \Gamma \mathbf{e}(k)] + \sum_k [\Delta \mathbf{u}(k)^T \Lambda^T \Lambda \Delta \mathbf{u}(k)] \quad (4)$$

次に、評価する期間の目的関数実績値  $J_{ach}$  を式(5)を用いて算出する。

$$J_{ach} = \sum_k [\mathbf{e}(k)^T \Gamma^T \Gamma \mathbf{e}(k)] + \sum_k [\Delta \mathbf{u}(k)^T \Lambda^T \Lambda \Delta \mathbf{u}(k)] \quad (5)$$

両者の比をヒストリカルベンチマーク  $\eta_h$  とする。

$$\eta_h = \frac{J_h}{J_{ach}} \quad (6)$$

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。

$$\eta_h = \frac{E(J_h)}{E(J_{ach})} \quad (7)$$

ヒストリカルベンチマーク  $\eta_h$  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で述べたものと同じである。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。

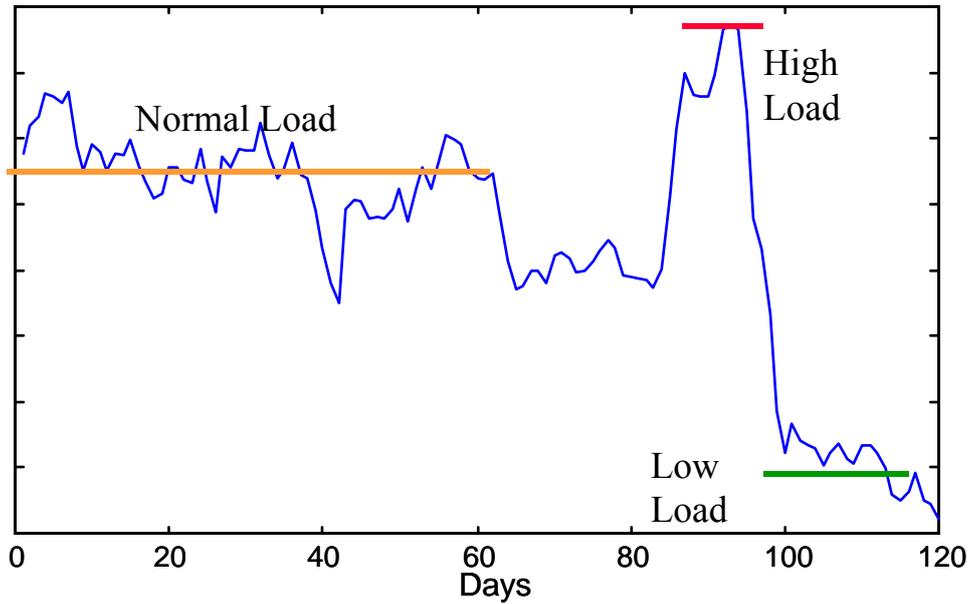


図5 生産量トレンドグラフ

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。

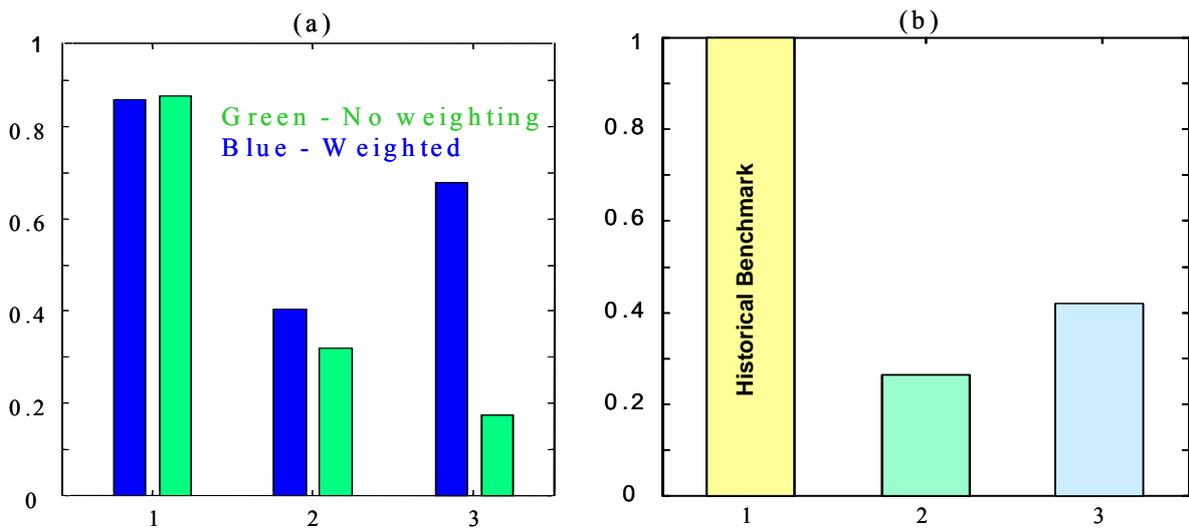


図6 性能指標適用結果

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。

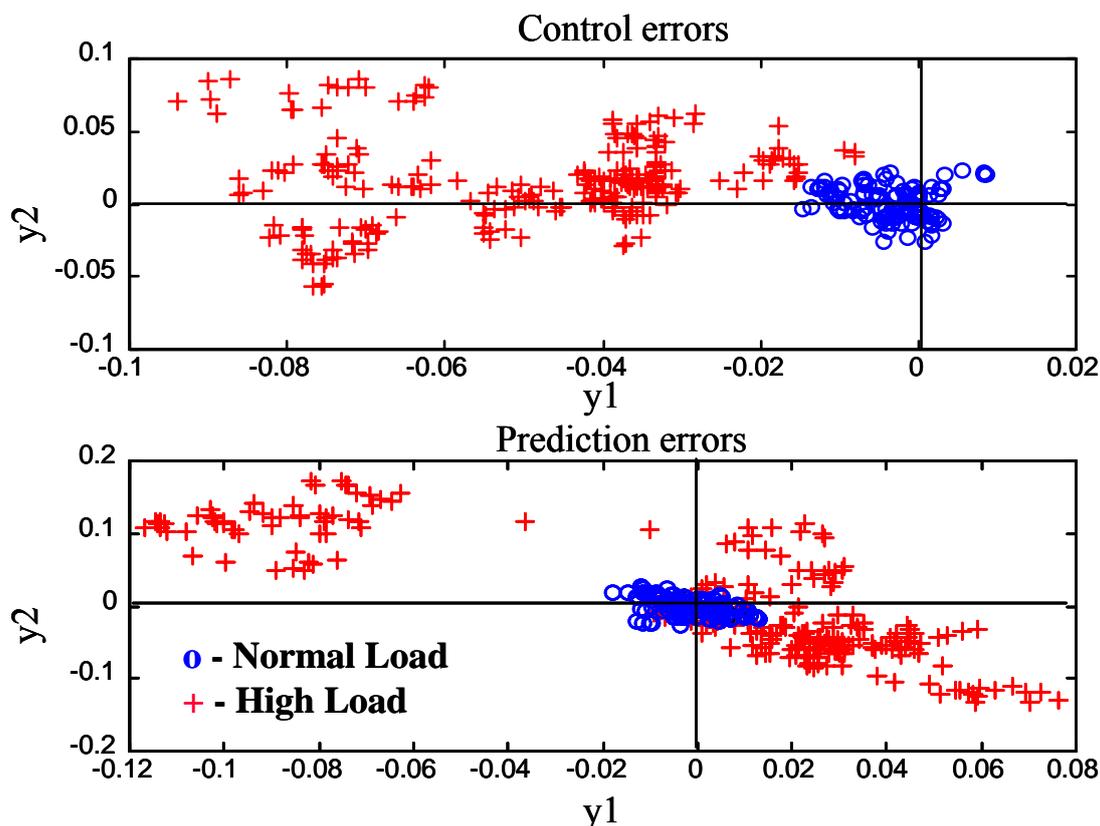


図7 制御偏差および予測誤差

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推測できる。

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。

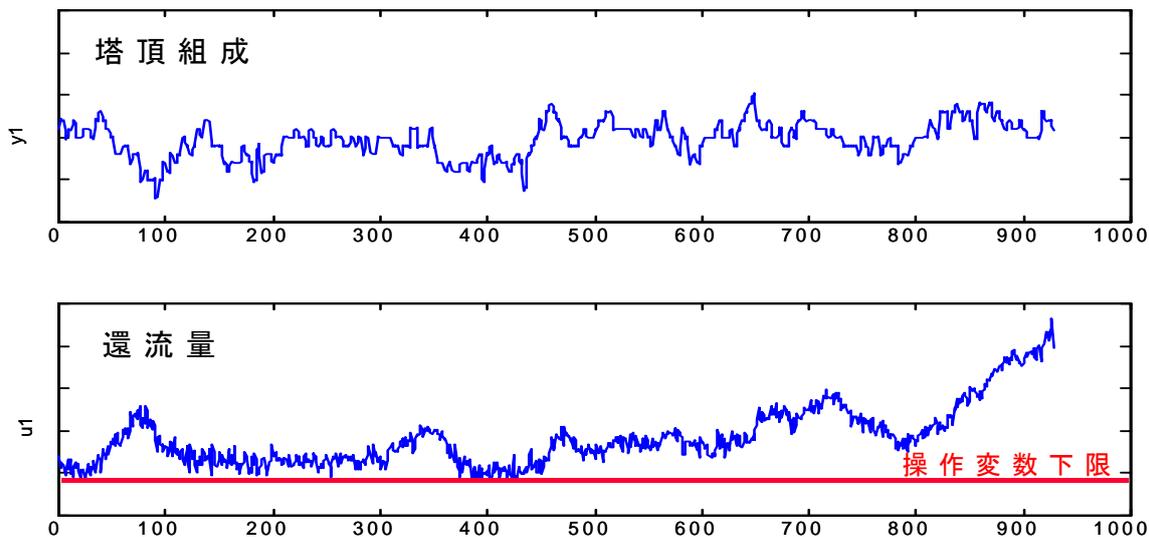


図8 低ロード時の塔頂組成および還流量

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 $\sigma$ 」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で、「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な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

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)。

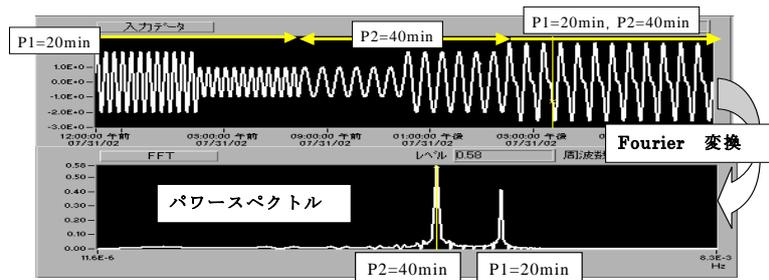


図1 振動のトレンドグラフとフーリエ変換

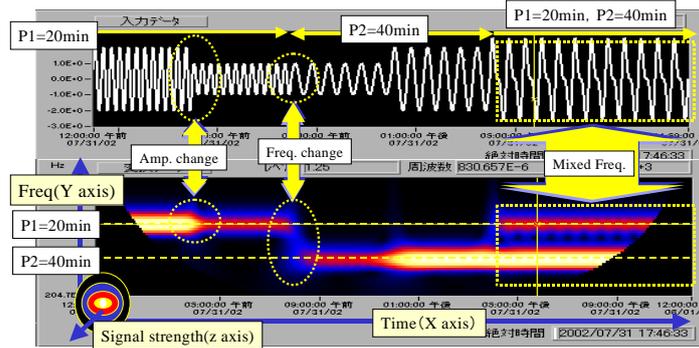


図2 振動のトレンドグラフとウェーブレット変換

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)などにより時間一周波数領域の様子が異なり、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)

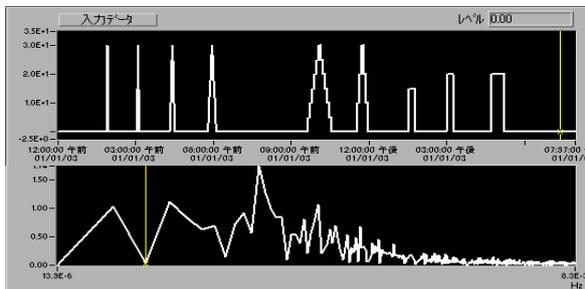


図3 スパイク信号とフーリエ変換

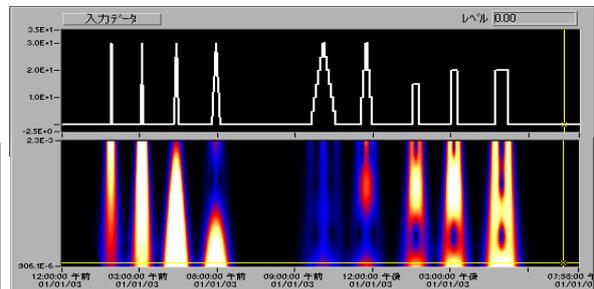


図4 スパイク信号とウェーブレット変換

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一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)

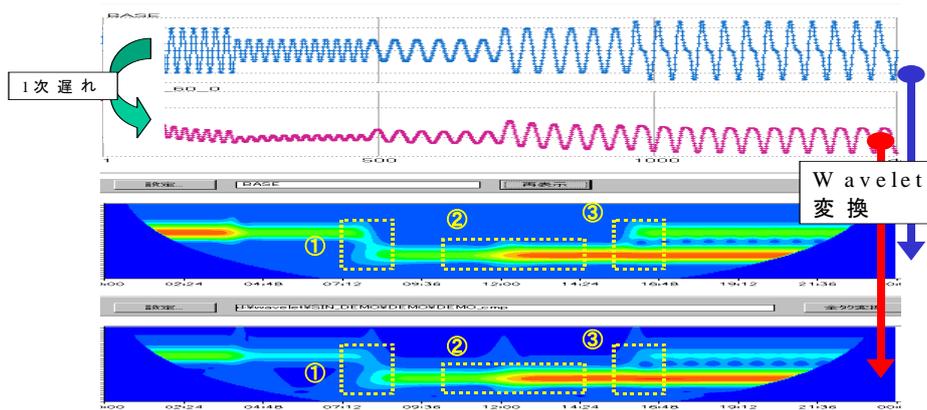


図5 振動の1次遅れ応答とウェーブレット変換

#### 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)

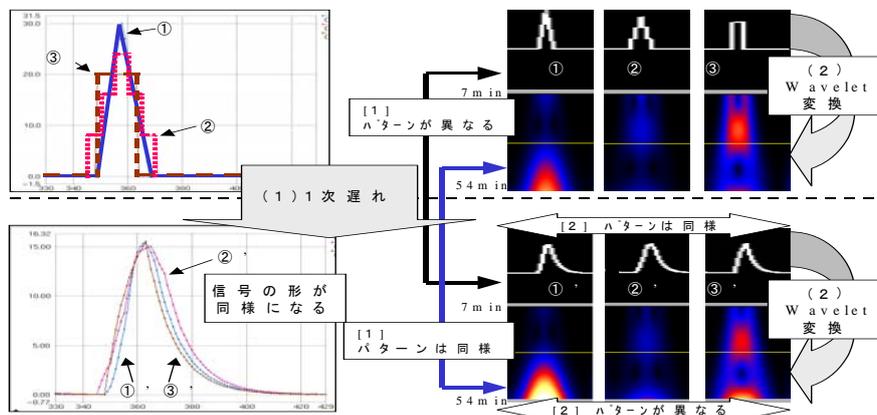


図6 スパイク状信号の1次遅れとウェーブレット変換

#### 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一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、その時間一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)

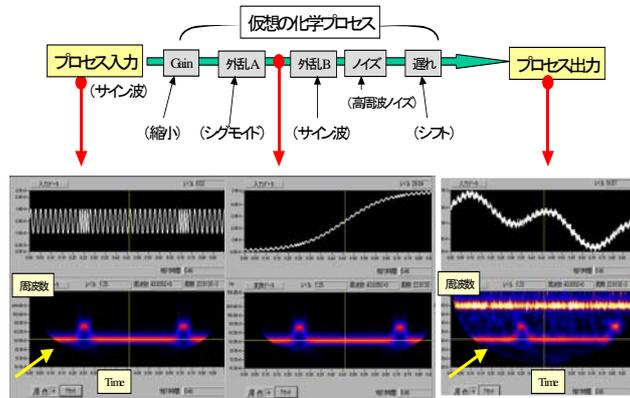


図7 プロセス上の異常信号の伝搬と追跡

#### 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。

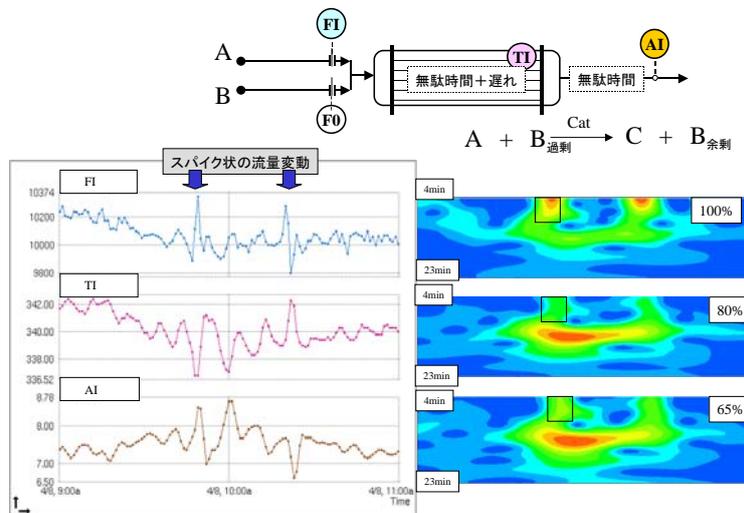


図8 Wavelet変換による 非定常信号の解析

[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。

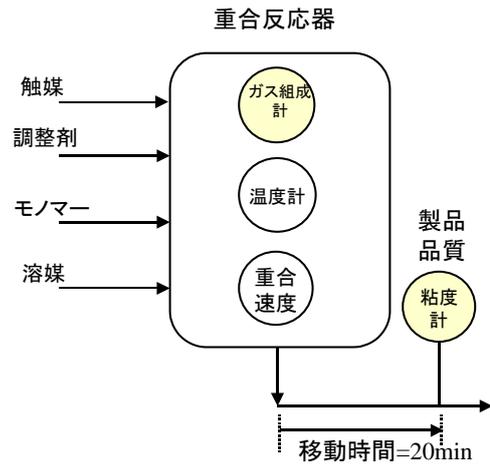


図9 ポリマープロセス (反応器)

[品質管理上の問題点]

反応器部分の運転条件(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。

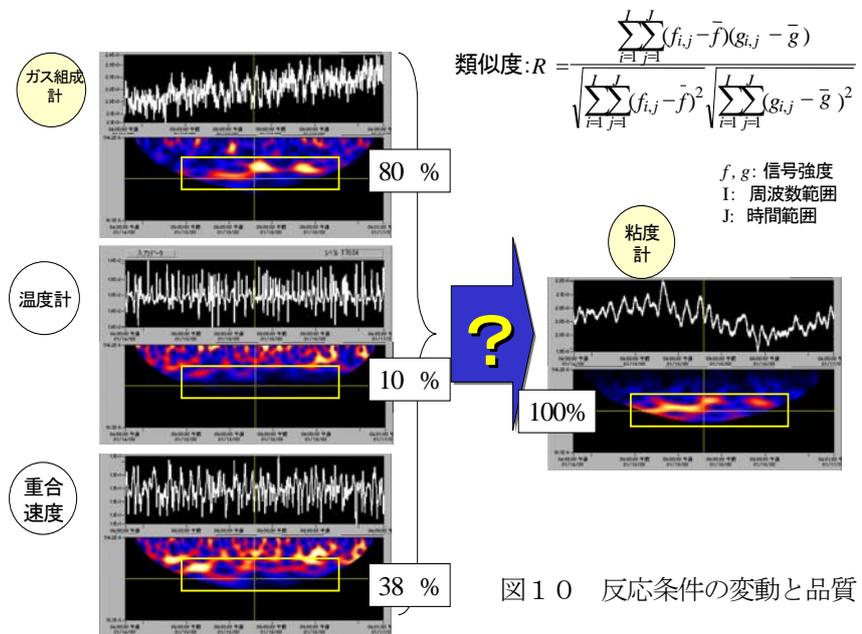


図10 反応条件の変動と品質

[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、時間一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 時間一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。

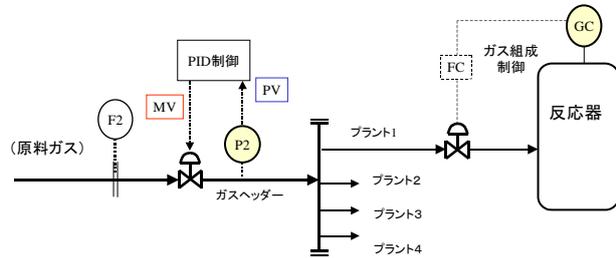


図 1 1 工場内の原料供給プロセス

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。

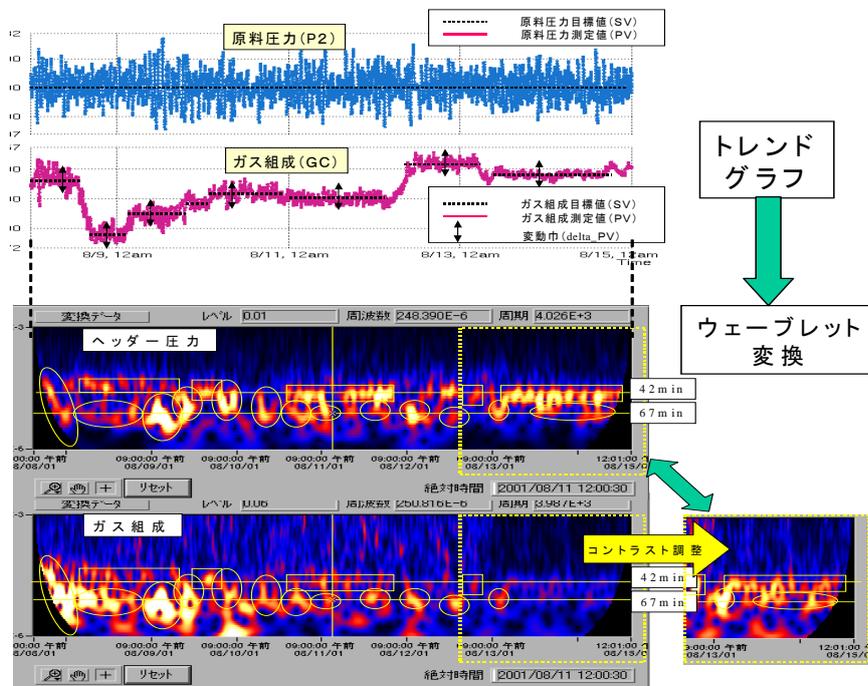


図 1 2 供給圧力と需要プラントの変動

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あり、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

- [1] 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こと、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°Cに達する高温高压状態下で行われる。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B<sub>2</sub>O<sub>3</sub>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⑫」に示す。更にジ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

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⑩」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⑪」に示す。その第一回目の直径制御結果を「スライド⑫」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⑬」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⑭」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十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。

**G a A s 単結晶育成プロセスにおける  
直径制御へのモデル予測制御の適用**

**P S E 1 4 3 委員会WS 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**

## GaAsの特徴

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

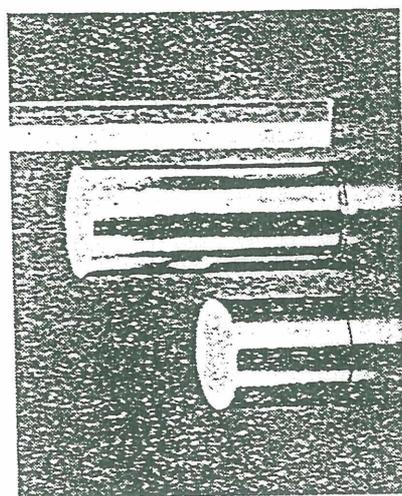
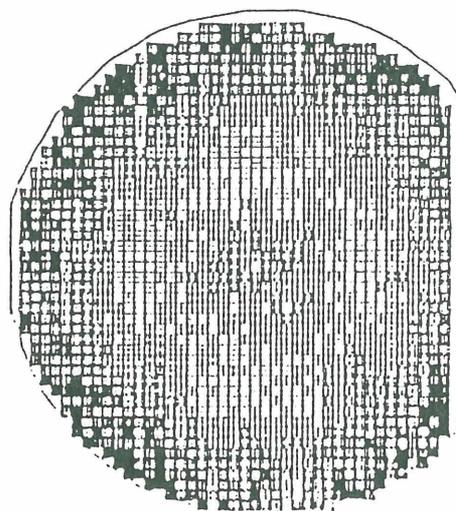
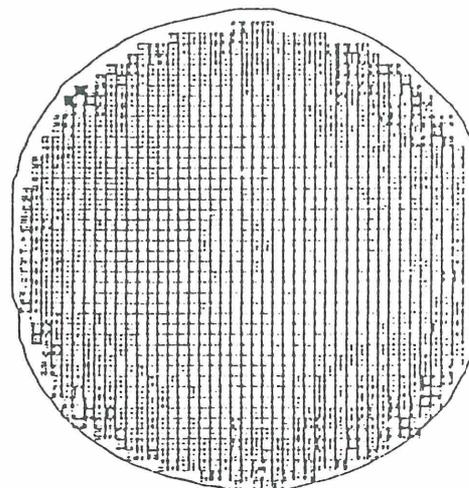
## GaAs単結晶育成炉の概要

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加熱、融解、合成を行い、炉の上方より降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、B<sub>2</sub>O<sub>3</sub>をGaAs表面に被覆している。この方法は、液体封止チヨクラ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いため、更に困難となる。

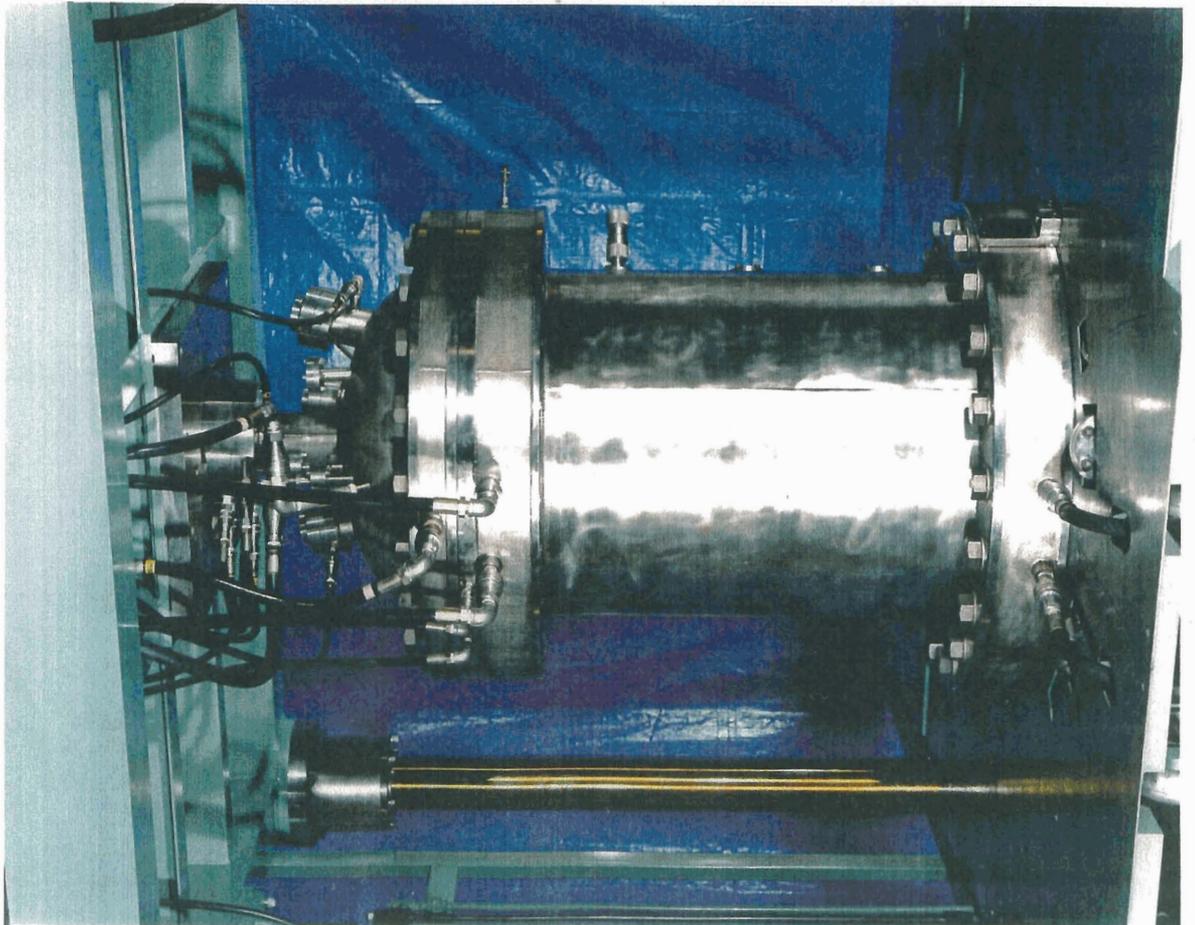
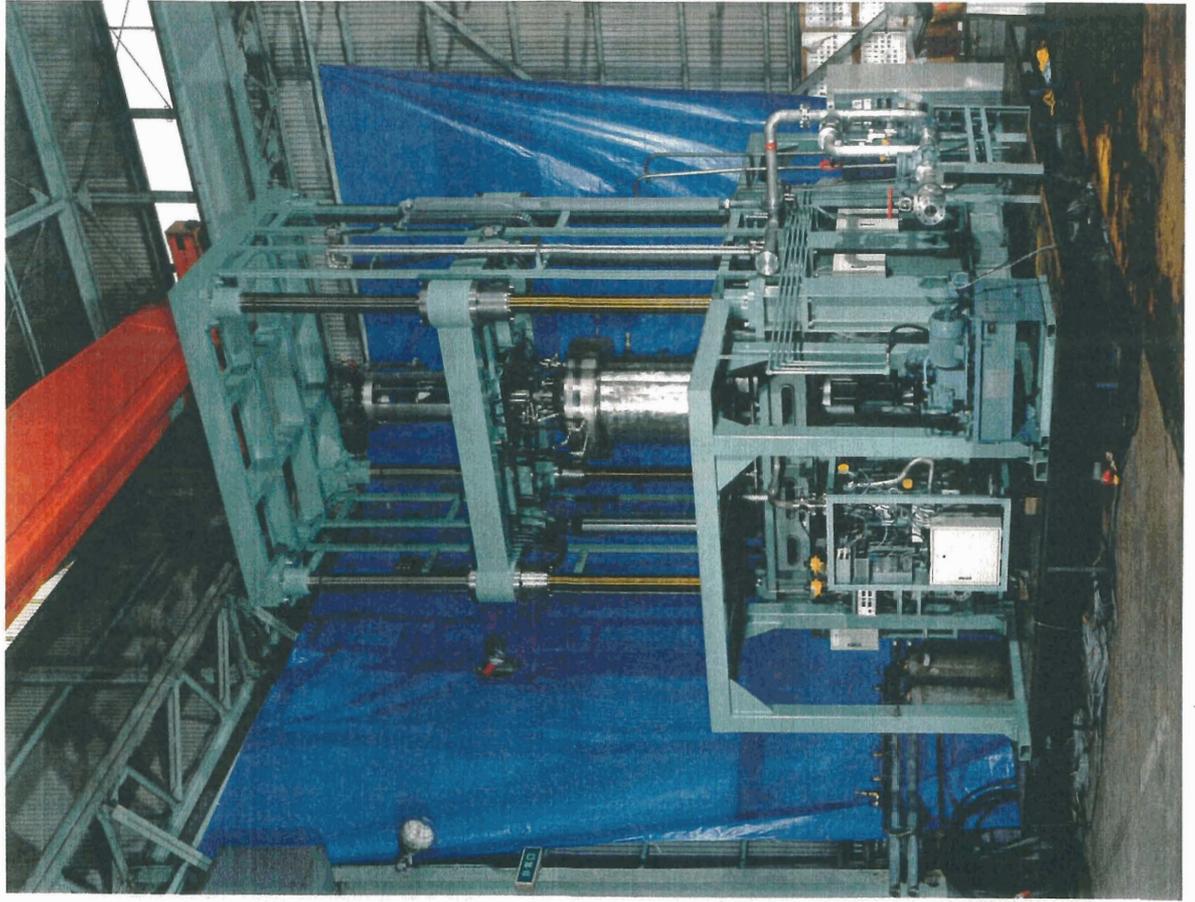
単結晶のインゴット



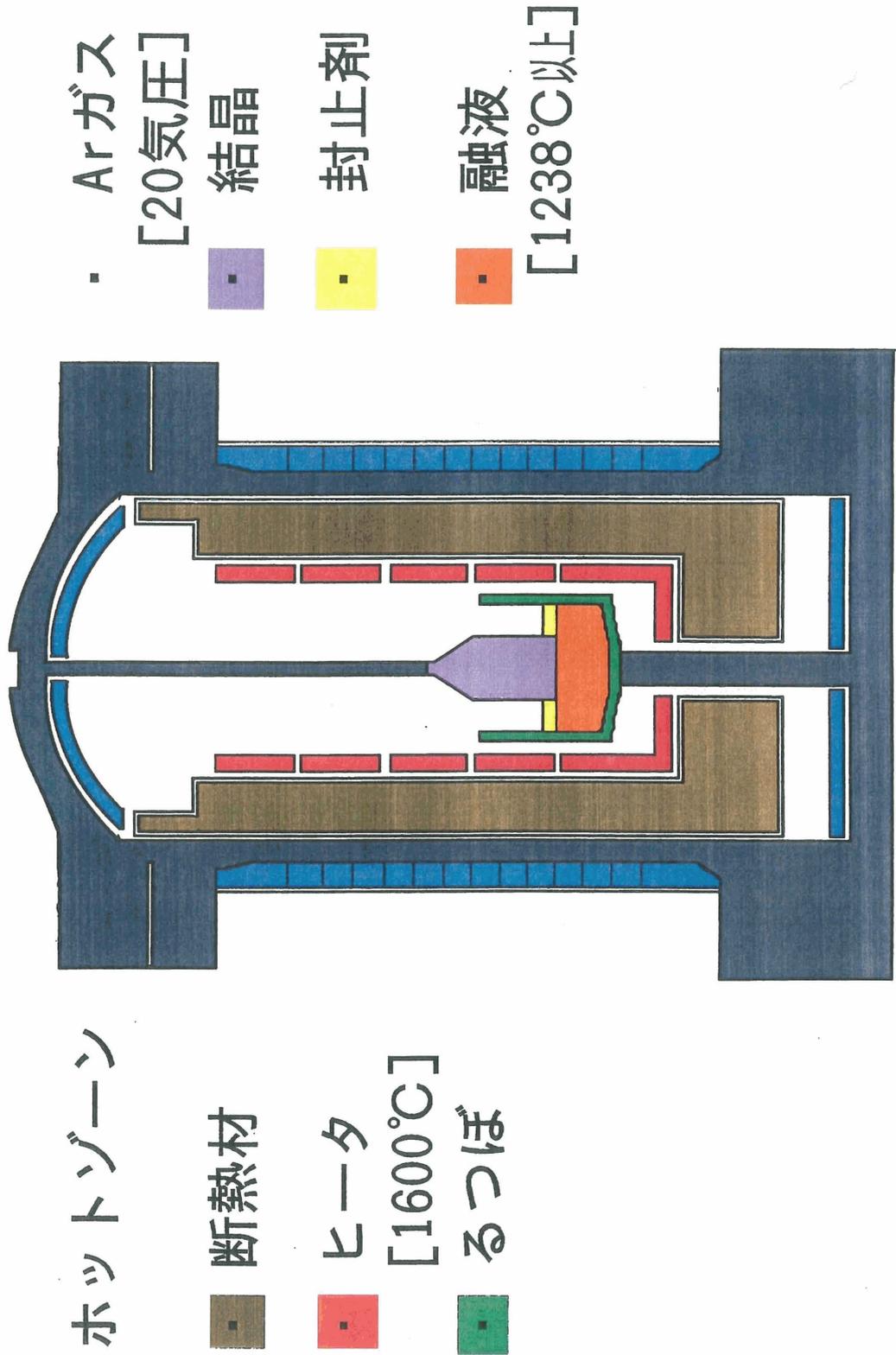
(結晶)



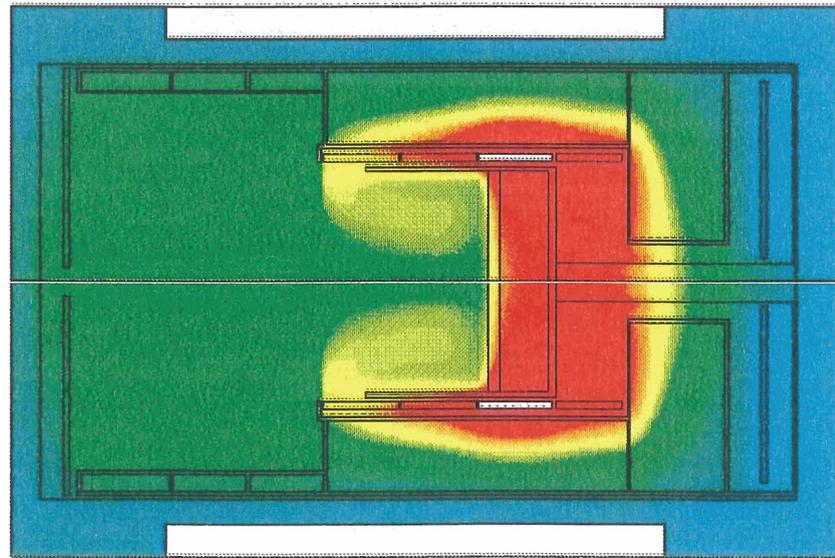
G a A s 単結晶育成炉の概観



# 炉内構造と単結晶育成方法



# ホットゾーンの温度分布

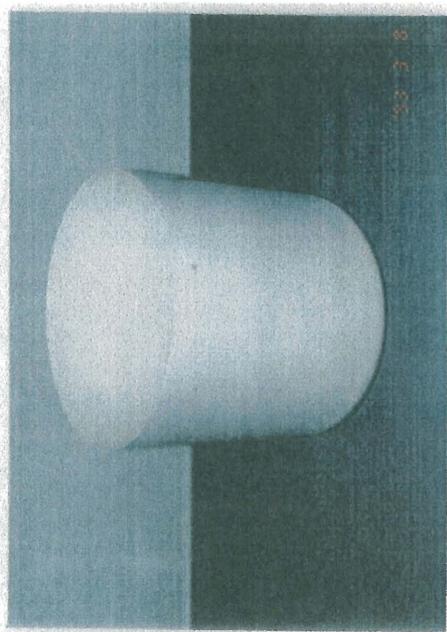


ABOVE

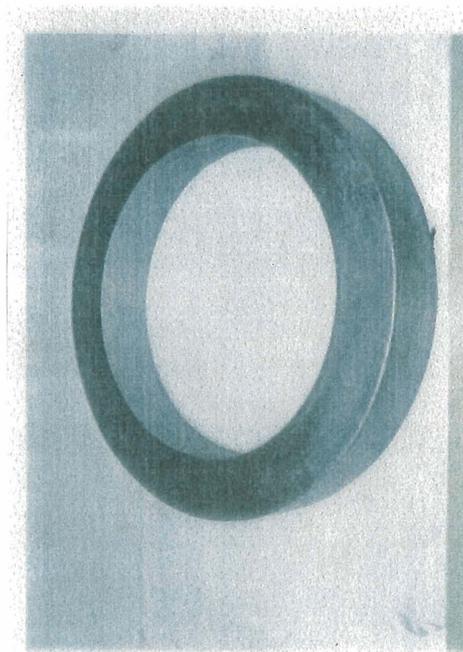
|            |
|------------|
| 1831.72656 |
| 1734.74609 |
| 1637.76575 |
| 1540.78540 |
| 1443.80505 |
| 1346.82471 |
| 1249.84436 |
| 1152.86401 |
| 1055.88367 |
| 958.90326  |
| 861.92291  |
| 764.94257  |
| 667.96222  |
| 570.98187  |
| 474.00153  |
| 377.02115  |
| 280.04080  |

[ ° K ]

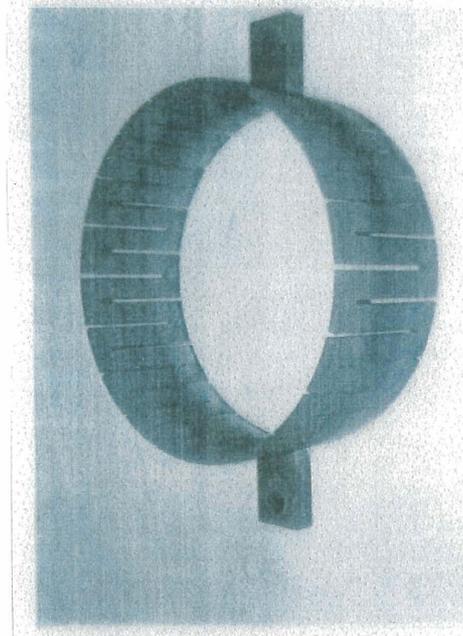
ホットゾーンの主要構成要素



(るっぼ)

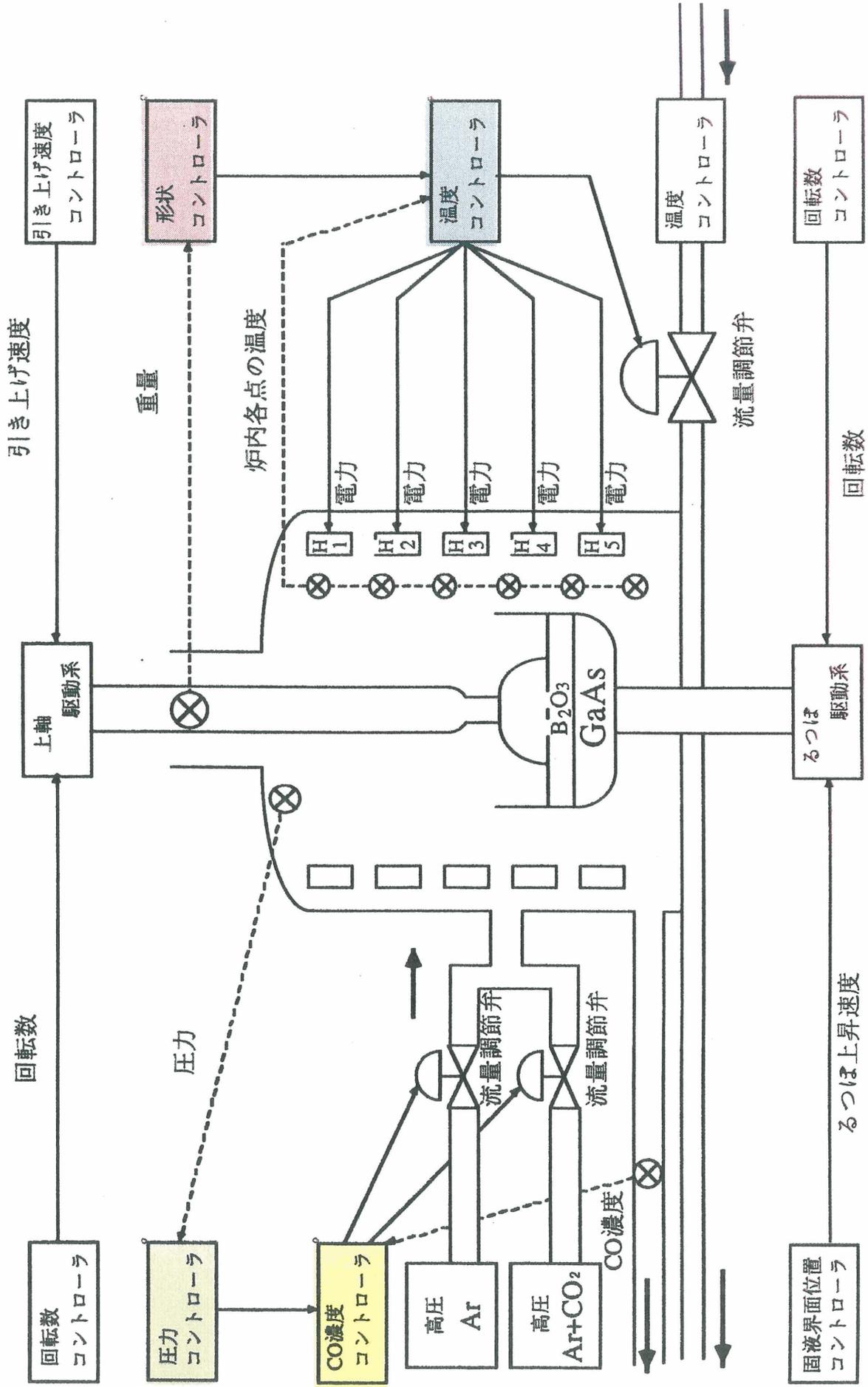


(断熱材)

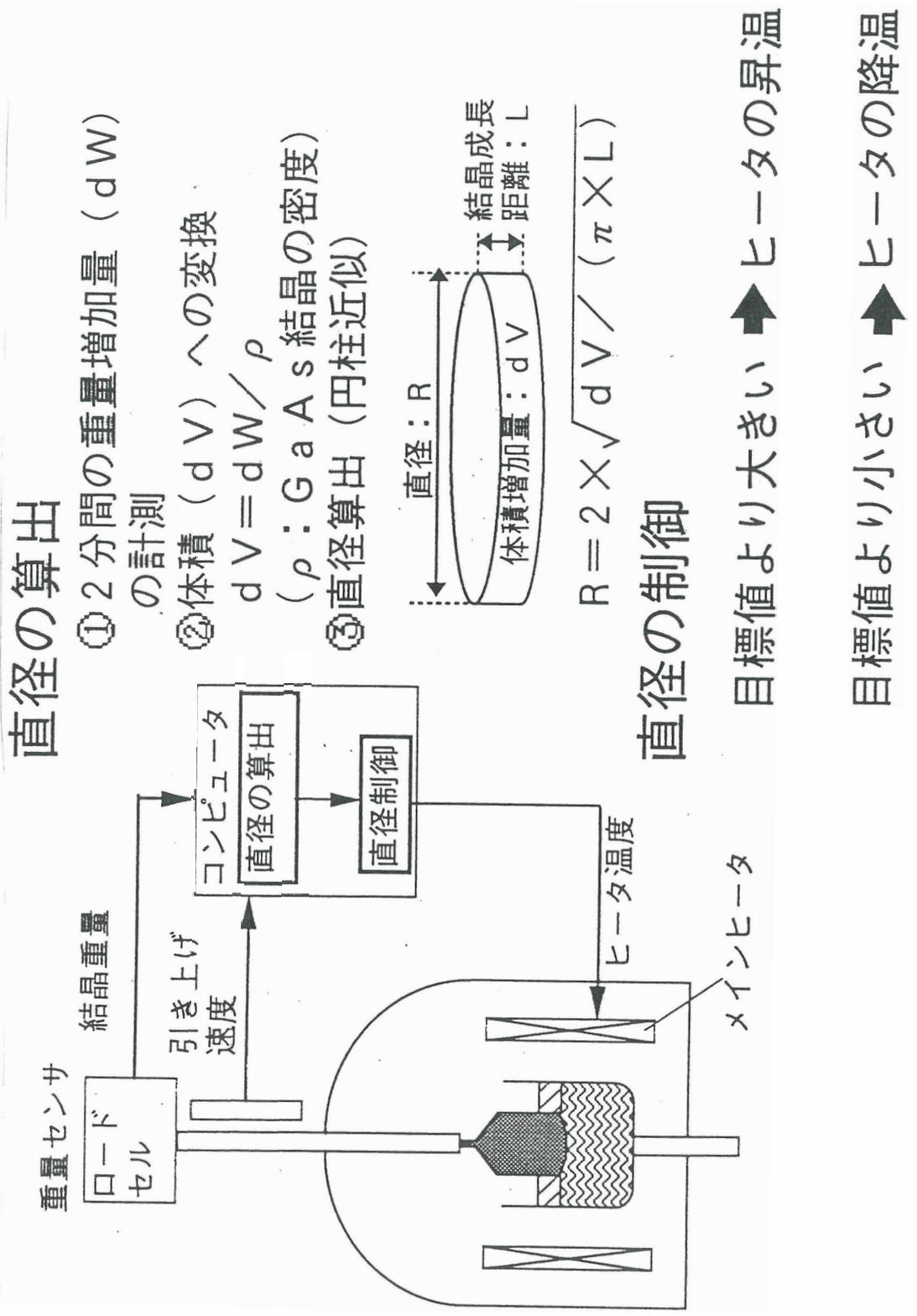


(ヒータ)

# 制御系構成図

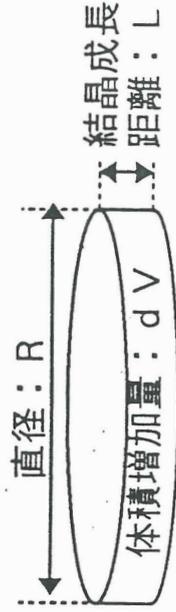


# 単結晶の直径制御の原理



## 直径の算出

- ① 2分間の重量増加量 (dW) の計測
- ② 体積 (dV) への変換  
 $dV = dW / \rho$   
 (ρ: GaAs 結晶の密度)
- ③ 直径算出 (円柱近似)

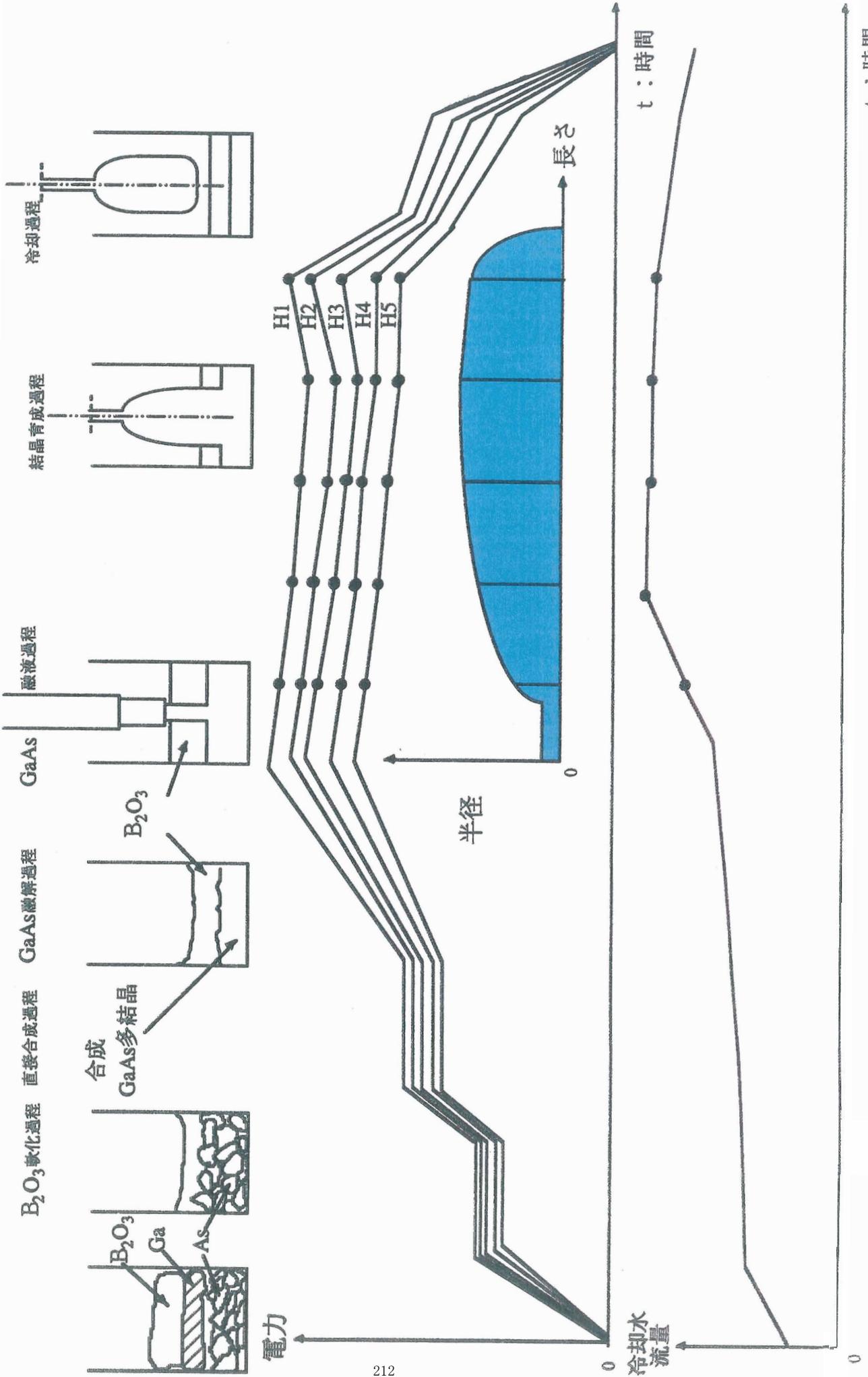


$$R = 2 \times \sqrt{dV / (\pi \times L)}$$

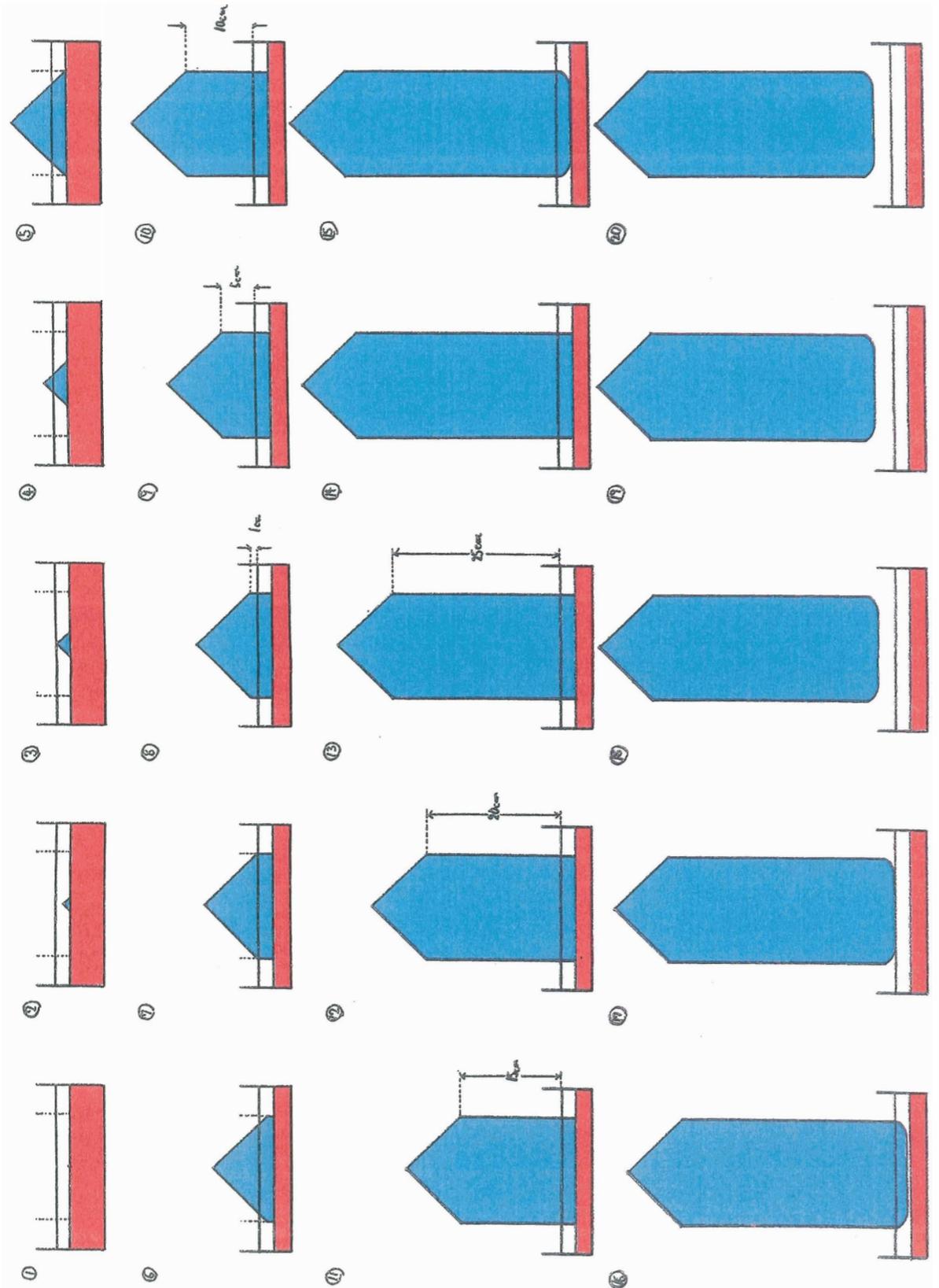
## 直径の制御

目標値より大きい ➡ ヒータの昇温  
 目標値より小さい ➡ ヒータの降温

# 単結晶育成プロセス



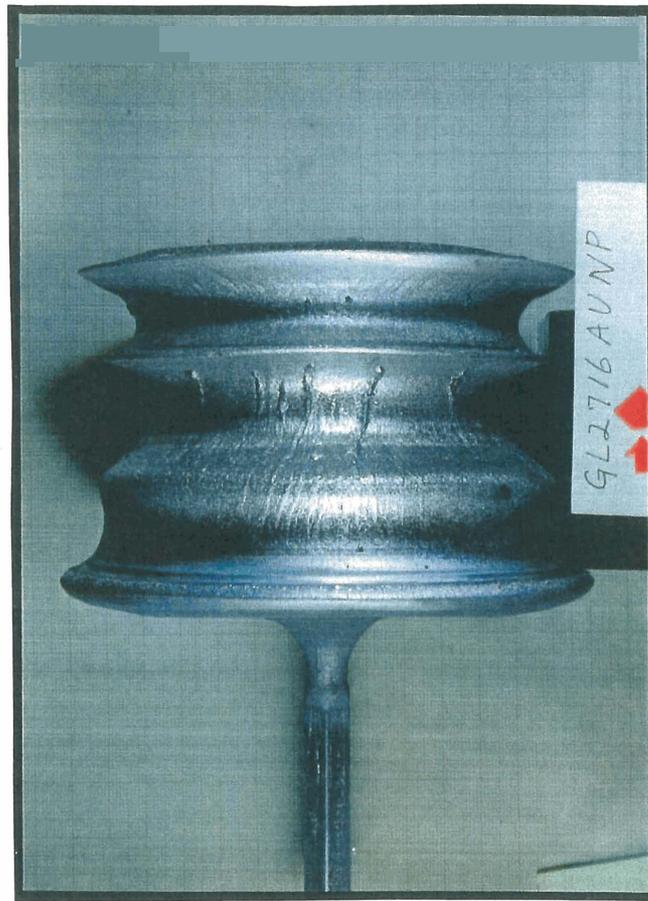
単結晶育成プロセス



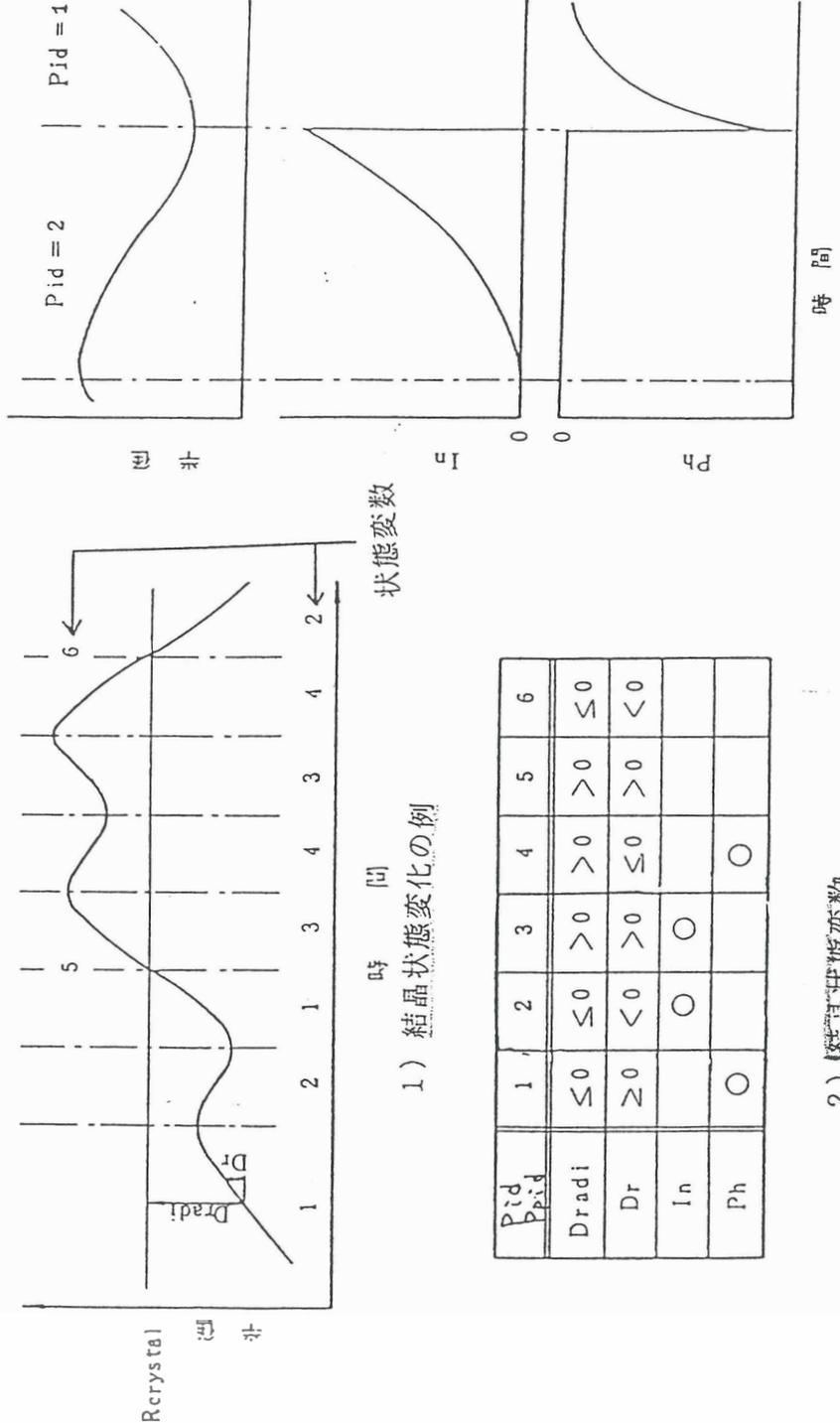
第一回目の直径制御御結果



PIDパラメータ調整後の直径制御結果  
(ジューグラーニコルスの過渡応答法)



# 従来の改良型PID制御方式



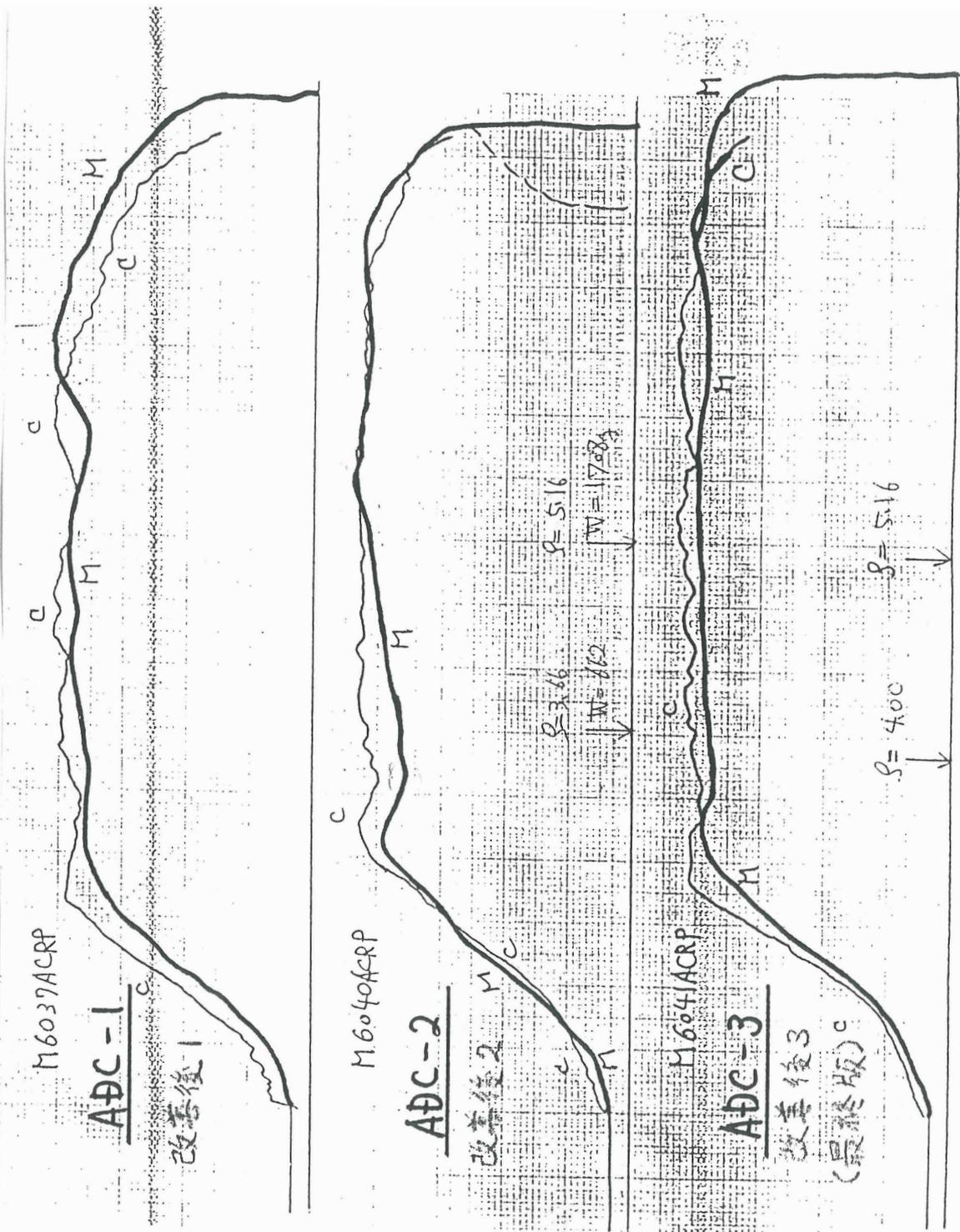
1) 結晶状態変化の例

| Pid        | 1        | 2        | 3       | 4        | 5     | 6        |
|------------|----------|----------|---------|----------|-------|----------|
| $P_{pid}$  | $\leq 0$ | $\leq 0$ | $> 0$   | $> 0$    | $> 0$ | $\leq 0$ |
| $D_{radi}$ | $\geq 0$ | $< 0$    | $> 0$   | $\leq 0$ | $> 0$ | $< 0$    |
| $I_n$      |          | $\circ$  | $\circ$ |          |       |          |
| $P_h$      | $\circ$  |          |         | $\circ$  |       |          |

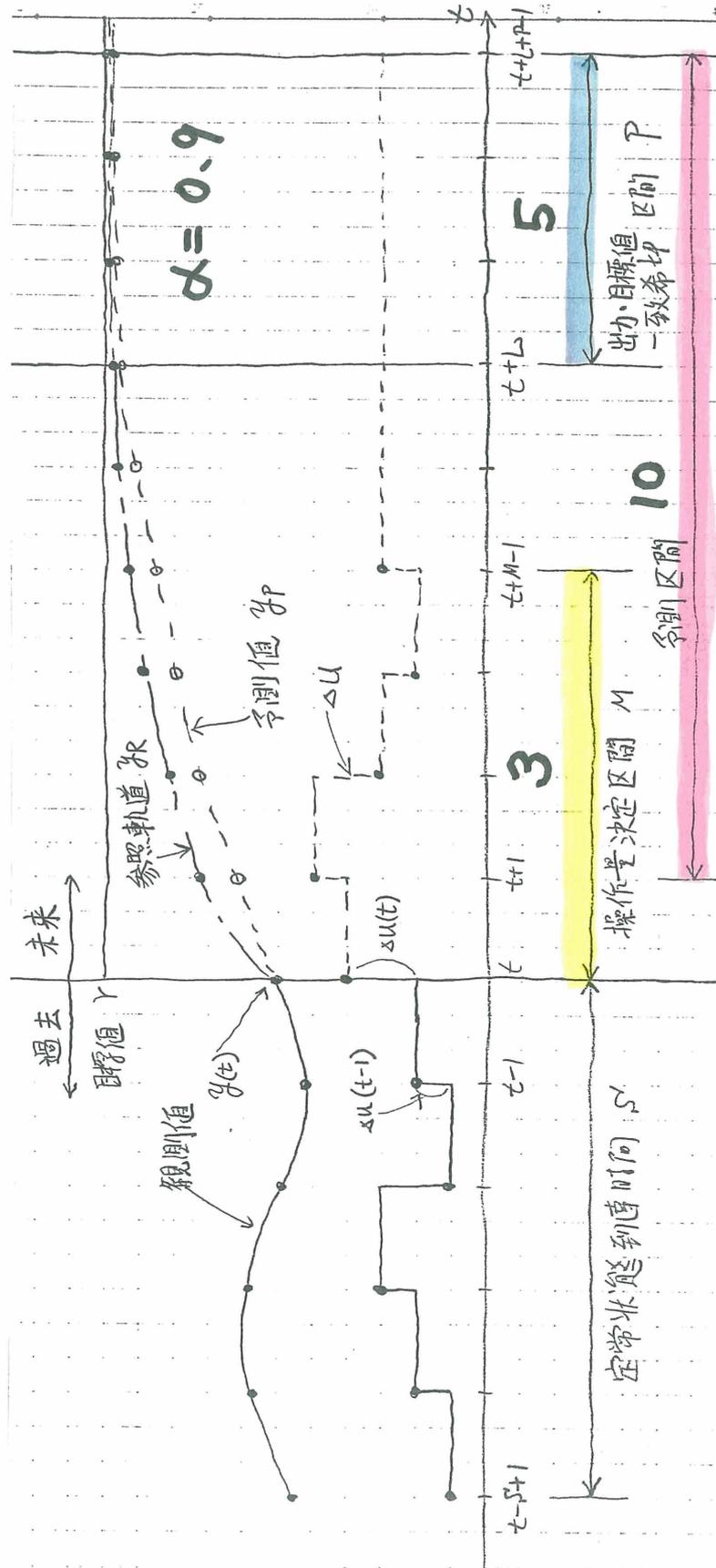
2) 結晶状態変数

3)  $J_{pid} = P.h$  制御 ( $P.i.d = 2 \rightarrow 1$  の例)

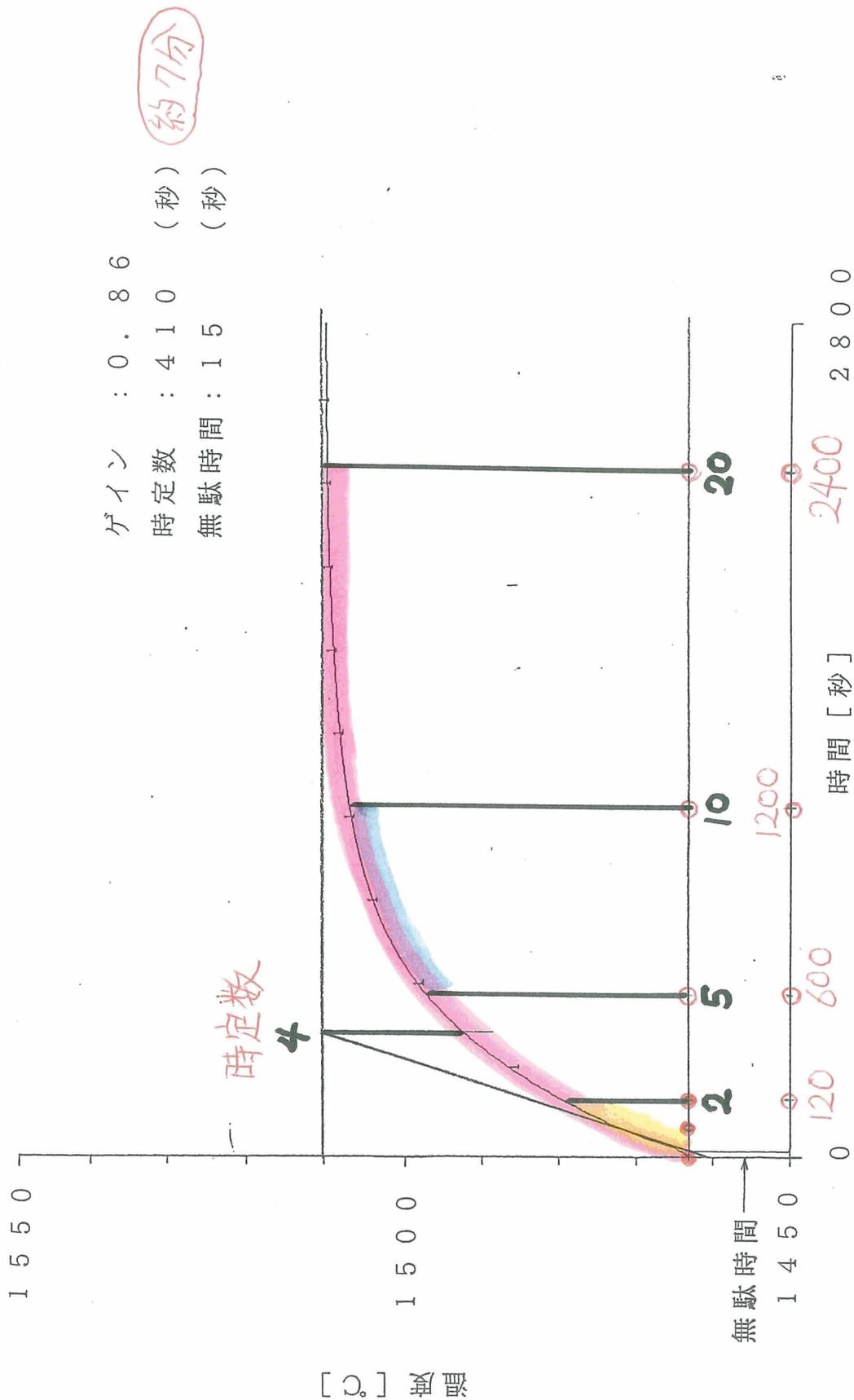
従来方式による直径制御結果 (PID制御の限界)



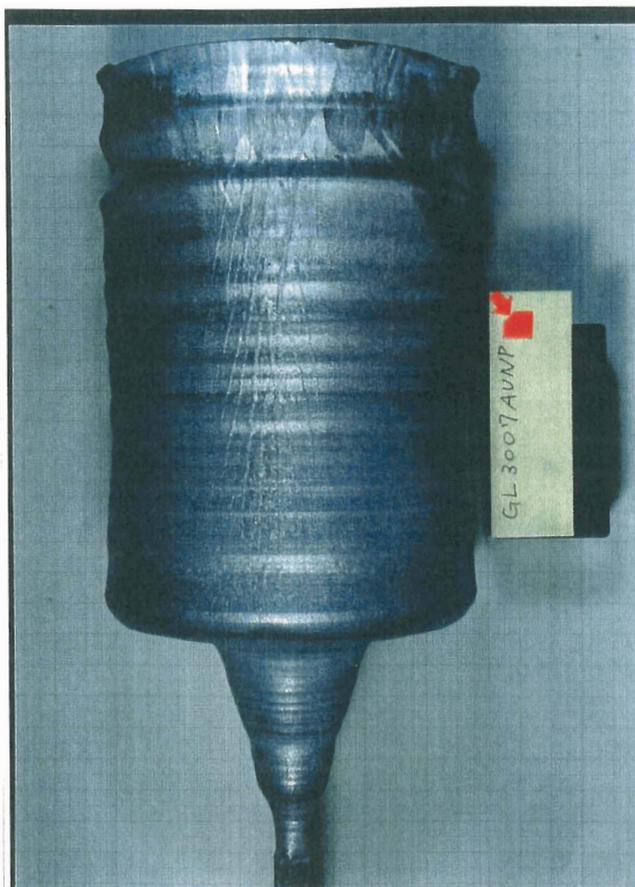
モデル予測制御の各パラメータの設定



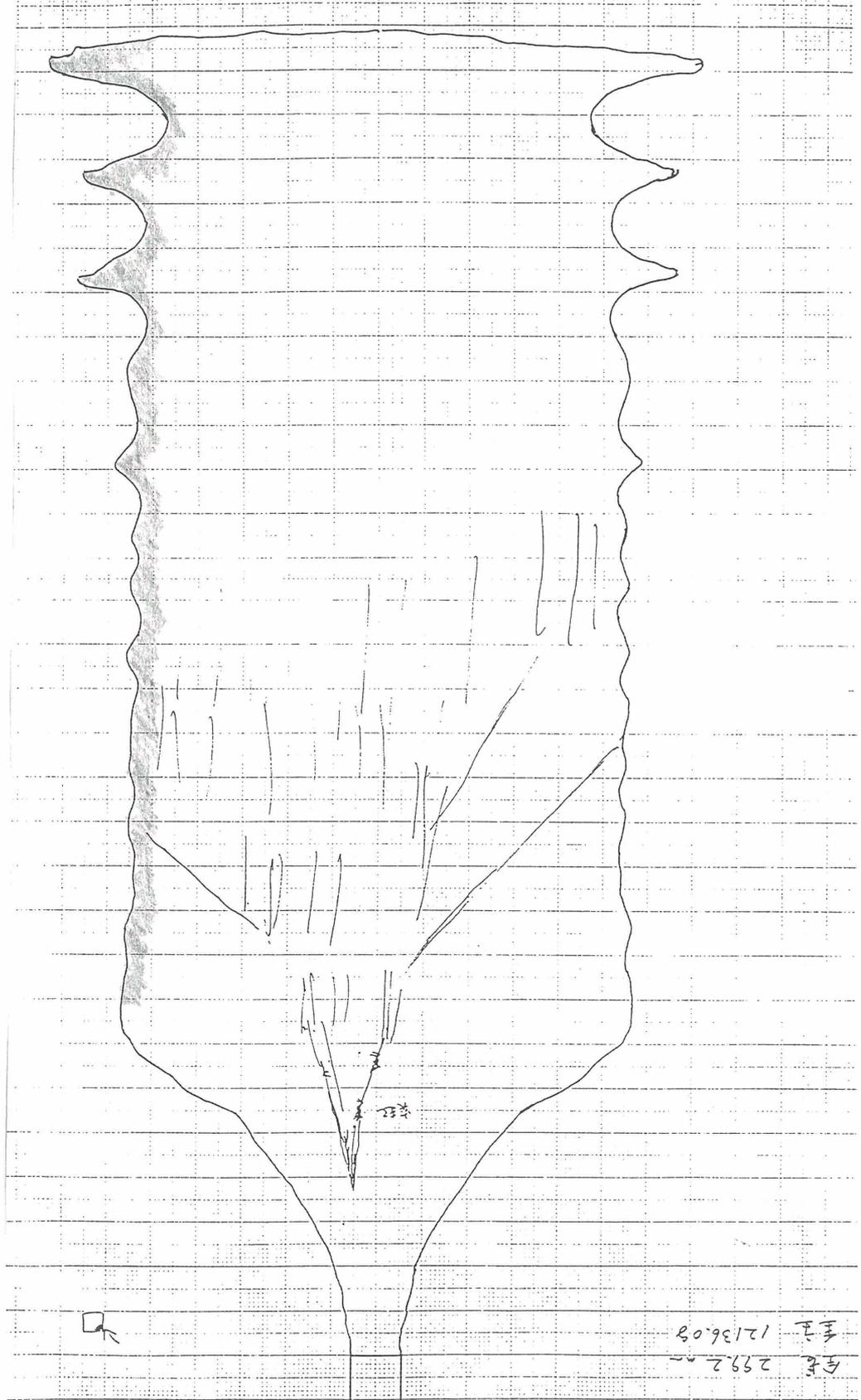
モデル予測制御パラメータとステップ応答



モデル予測制御による直径制御結果



育成プロセスの動特性変動と直径制御性の悪化例  
(シーケンス型適応制御による対応)



モデル予測制御による直径制御結果

