Predictive Functional Controlの実用化手法の開発および社内適用展開

住友化学株式会社
生産安全基盤センター
橋　爪　　　悟

Development of a Predictive Functional Control Technique and Practical Applications to Chemical Processes

Sumitomo Chemical Co., Ltd.
Production & Safety Fundamental Technology Center
Satoru HASHIZUME

We have developed a practical methodology for the application of Predictive Functional Control (PFC) to certain processes which conventional Proportional Integral Derivative (PID) controllers have difficulty in handling. PFC is a variant of the widely-used Model Predictive Control (MPC) technology, and is characterized by its excellent control performance with a fairly simple calculation algorithm. PFC can be implemented using the standard functionalities of DCS (Distributed Control Systems) and PLC (Programmable Logic Controllers), which makes it easier than conventional MPC packages to introduce into and maintain in existing control systems.

In this paper, a general explanation of PFC, as well as illustrative examples of its practical application, will be given.

はじめに

近年の化学プラントにおけるオペレーションは、安全・安定操業の確保、品質要求の維持、環境負荷の低減、市場変化への柔軟な対応などのために、複雑化・高度化している[1]。我々はプロセスシステム工学技術を活かし、運転訓練シミュレータ[2]やアラームマネージメントによるオペレータの技能維持・向上や負荷削減、プロセスシミュレータを用いた制御系設計や新規制御手法の導入によるオペレーション自動化といった「人」と「制御」の両面から、より良いオペレーションの実現を目指している。

本稿では、制御アルゴリズムおよび実装面で比較的簡易なモデル予測制御手法（Model Predictive Control : MPC）であるPFC（Predictive Functional Control）に着目し、導入背景、技術の概要および実機適用手法を解説し、併せて当社プラントへの適用事例を紹介する。

PFC導入の背景

1. プロセス制御の発展

プロセス産業における自動化の基礎は「フィードバック制御」であり、Wattの蒸気機関システムが本制御を利用した最初の産業装置と言われている[3]。フィードバック制御の登場後、制御技術は、船舶、プロセス産業、通信といった各産業で独自に研究・開発されていき、1940年後半に「古典制御理論」として集約化・体系化された。古典制御理論の中には船舶の方位制御技術として提案されたPID（Proportional Integral Derivative）制御も含まれていた[4]。

PID制御はフィードバック制御機構を有する制御技術であり、本技術を基にした最初の制御装置は1936年にTaylor社より空気式PID調節器として作り出された。PID制御は、制御ロジックの理解しやすさに加え、ZieglerとNicholsが提唱したパラメータ調整則の有効性から、流量・液面・圧力・温度といったプロセス変数を自動化する技術としてプロセス産業へ浸透していった[4]。その後、空気式（アナログ）から電子式（デジタル）計装への移行、DCS（Distributed Control System）の出現などにより、プラント運転操作は現場での手動操作から中央計器室でのCRTオペレーションへと、制御装置はDCS上で記述されるソフトウェアへと移り変わったが、各プロセスの制御手法としては、依然としてPID制御が主として用いられており[4]、化学プラントにおいては、約90%近い制御器にPID制御が用いられている。現在においても、PID制御のパラメータの調整

則や制御性能のモニタリング手法など、PID制御を対象とした数多くの研究が続けられている[5)]。

PID制御を初めとする古典制御理論が実用化され、大きな成果を挙げる一方、1960年代にKalmanらは「現代制御理論」と呼ばれる新たな制御理論を確立した。古典制御理論では、制御するプロセス変数（制御量）と、制御量を目標の値へと近づけるために操作する変数（操作量）がそれぞれ一つである一入力一出力（Single Input Single Output : SISO）プロセスを対象とした制御理論であったのに対し、現代制御理論では複数の制御量を複数の操作量で制御する多入力多出力（Multi Input Multi Output : MIMO）プロセスを対象としている点が、違いの一つとして挙げられる。その中でも、1960年後期から1970年代にかけ開発されたMPCは、プロセス産業に大きな影響を与えた。初期のMPCソフトウェアは、Richaletが開発したIDCOM（Identification and Command）とCutlerとRamakerが開発したDMC（Dynamic Matrix Control）と言われている。その後、アルゴリズムが改良され、現在では数社のベンダーからMPCパッケージが市販されている。ユーザーがMPCを利用するには、これらMPCパッケージを購入し、自社プラントへ導入するという手順を取るのが一般的である。Queらの報告によると、Refining、Petrochemicals、Chemicalsといったプロセス産業へ適用されたMPCパッケージの総数は2003年時点で約4600にもおよんでいる[6)]。また、日本学術振興会プロセスシステム工学第143委員会が2009年に実施した高度プロセス制御に関するアンケート調査によると、日本の化学企業においては、MPCが一般的に用いられる高度制御手法となっていることが分かる[7)]。このようにMPCが化学産業を含むプロセス産業へ広く浸透した理由の一つとしては、市販されているMPCのほとんどは、上位に最適化計算機能を組み込んだ形でパッケージ化されており、対象プロセス全体の安定化のみならず、プラントに関わる制約を加味しながら、生産量、コスト、環境負荷といった様々な目的の最適化が実現可能であることが挙げられる[6)]。

一方、Richaletは、IDCOMなどの一般的なMPCと並行して、これらとは異なる制御アルゴリズムをもつモデル予測制御手法「PFC」を開発した。開発当初は、IDCOM、DMCほど多くの適用事例は報告されていなかったが、本制御手法の特徴の一つである、対象プロセスや制御目的に合わせ制御アルゴリズムを簡略化できるといった利点から、近年においては、数ミリ秒単位での制御が必要なメカトロサーボ系[9)]から、非線形性を含む複雑なMIMOプロセスまで[6)]、幅広い分野での適用が報告されている。また、PID制御と同等の制御周期での演算も可能となることから、PID制御が適用されていたプロセスをPFCに置き換え、制御性を向上させるといった適用例もある[10)]。

2. 化学プラントにおけるMPC適用の概要

化学プラントにおいて、MPCを用いた階層構造型の制御システムの一例を**Fig. 1**に示す。本制御システムでは、流量、圧力、液面、温度といったプロセス変数の制御にはDCS上に実装されたPID制御が用いられる。その上位制御器であるMPCはプラントの広い範囲を安定に保つため、各PID制御へ適切な設定値（制御量の目標とする値）を出力する。また、応答が緩慢な品質や不安定性を有する反応温度など、PID制御では自動化・安定化が困難なプロセスに対し、直接制御を行う。さらに、MPCは上位に位置する最適化機能で計算される最適値をもとに各プロセス変数への設定値を求めるため、プラント全体の安定化に加え、最適化運転も実現する。

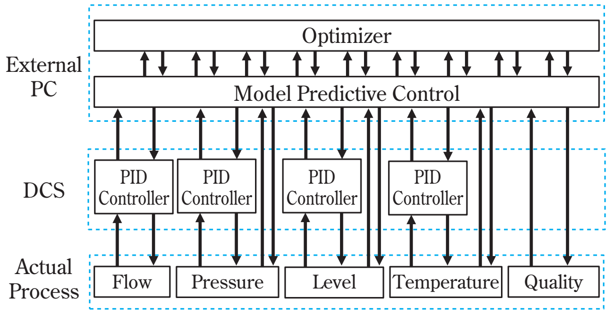


Fig. 1 General configuration of control systems employing MPC and PID controllers

3. PFC導入の背景

MPCを含む制御システムは、プラント全体を安定化・最適化することができるため非常に有効な手法であるが、導入・維持・メンテナンスといった運用費用に対する投資効果といった観点から、導入可能なプラントは限定的である。例えば、中規模プラントにおいては、大規模プラントと比較して安定化・最適化によるメリットが小さくなる傾向にあり、費用対効果の面でMPC導入が難しいと考えられ、品質をはじめとする応答の緩慢なプロセスは手動操作での調整となることがある。またバッチプラントでは、高付加価値品の多品種少量生産が主流であり、製品銘柄が変更されるたびに内部パラメータの調整が必要となるMPCの導入は難しく、反応温度制御などはPID制御を軸とした手動操作もしくはシーケンス制御にて運転されることが多い。このようなプラントにおいては、自動化・安定化が困難なSISOプロセスのために、PID制御に代わる制御手法が必要であった。また、要求される制御手法は運用費用を抑えるため、MPCのように外部演算器を用いる

のでは無く、DCS上で実装できる簡易なアルゴリズムであることが条件であった。

当社では、この課題を解決するための手段として、PFCに着目した。PFCを選定した理由として、PFCの制御アルゴリズムは公知化されており、自社で技術検討が可能なこと、アルゴリズムが簡易でありDCS標準機能で実装できること、応答の緩慢なプロセスにも利用可能なことが挙げられる。よって、MPCの導入が難しいプラントに対しては、PID制御を基礎に構築されている既存の制御システムを補うようにPFCを組み込むことで、プラントの更なる自動化が達成できると考え、検討に着手した（**Fig. 2**）。

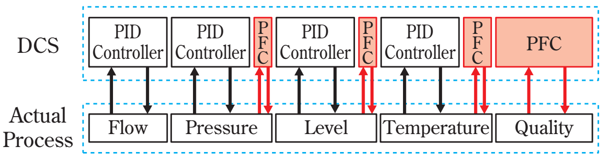


Fig. 2 Configuration of a control system employing PFC and PID controllers

PFCアルゴリズムおよび実用化技術の開発

1. MPCの基本概念[6), 8)]

MPCは、プロセスの入出力間の動的モデルを使い、現時刻より未来の出力の動きを予測し、その動きができるだけ好ましい動きになるように操作量を決定するといった特性を有している[11)]。プロセスに対し、操作量もしくは外乱のアクションを加えると、ある時間遅れを伴って制御量が変化するが、この操作量に対する制御量の過渡応答を数式で表現したものを「(動的) モデル」と呼ぶ（**Fig. 3**）。好ましい動きとは、現在の制御量の値を設定値（制御量の目標値）へ近づける際の軌道を一次応答の式で表したもので、「参照軌道」と呼ばれる。参照軌道とモデル式より計算されるモデル量（制御量の予測値）ができるだけ一致するような操作量を制御周期ごとに求めることで、参照軌道に沿うように制御量を設定値へと徐々に近づけることができる（**Fig. 4**）。

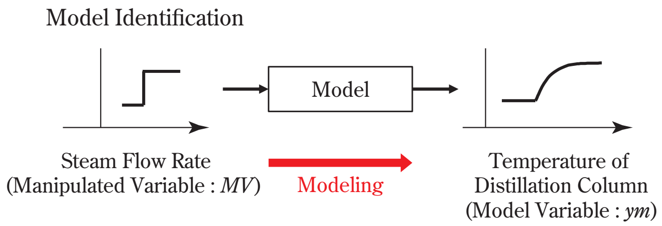


Fig. 3 Basic concept of model identification

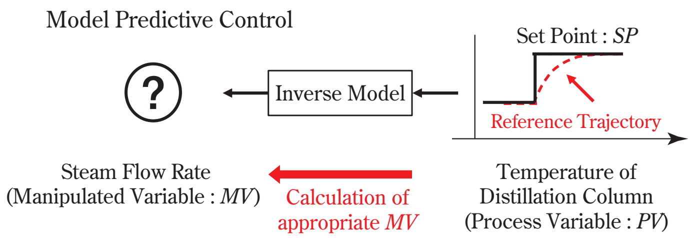


Fig. 4 Basic concept of model predictive control

次に、一般的なMPCとPFCの操作量演算の違いを示す。MPCでは、ある指定区間（予測区間 P）でのモデル量（ym）と参照軌道ができるだけ一致するよう、現在時刻からある区間（制御区間 M）の操作量パターンを求める。この際、制御量（PV）と操作量（MV）の上下限値や制約を満たすべき制御量・操作量の優先順位、1ステップにおける操作量変化幅の制約といった条件を加味する必要があり、操作量演算はこれら制約条件を満たしながら予測区間における参照軌道とモデル量の誤差ができるだけ小さくなるような区間Mの操作量パターン求める最適化問題となる。また、演算された操作量パターンは1ステップ分のみプラントへ加え、制御周期毎に毎回操作量パターンを求めるため、制御演算の負荷は高く、通常はDCSと接続した別のコンピュータにて演算される（**Fig. 5**）。

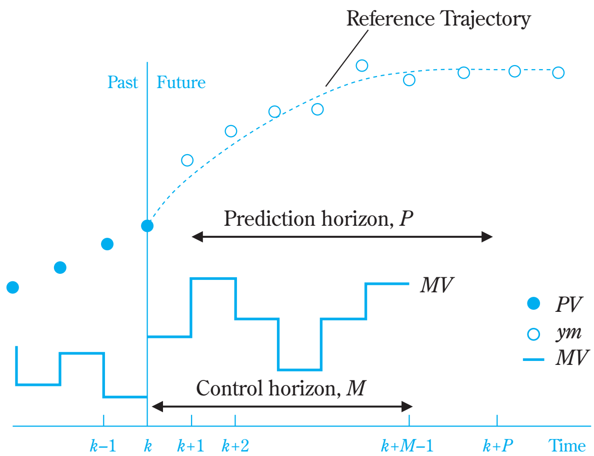


Fig. 5 General concept of MPC

一方、PFCは一般的なMPCにおける制御区間M、予測区間Pの代わりに一致点hを導入し、一致点におけるモデル量と参照軌道が等しくなるような操作量を制御周期毎に求める（**Fig. 6**）。一致点の個数および間隔は調整パラメータとなり、一致点を一つとし、モデルの表現方法を工夫すると、操作量は代数方程式を解くことによって求めることができる。

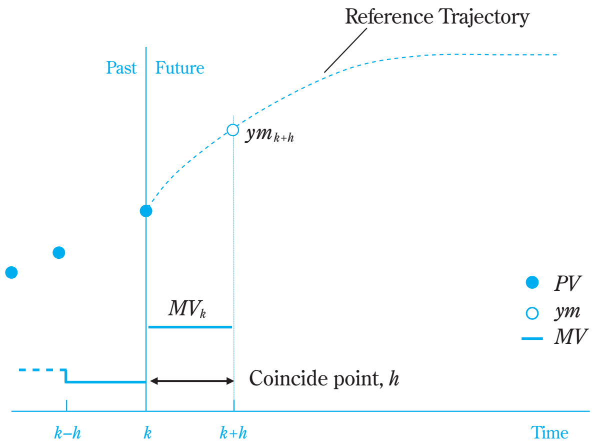


Fig. 6 Basic concept of PFC

一致点を一つとしたPFCは、長期間な予測をしていないため、安定性の面で一般的なMPCよりPIDに近い特性を有するといった欠点はあるものの、アルゴリズムが簡単であり、モデルを用いた操作量計算のためPID制御と比較して高い制御性能が期待できる、また、モデル式の改良が容易であるため拡張性に富んでいるといった特徴がある。

2. PFC制御アルゴリズム[8)]

プロセスの動的モデルは、一次遅れ要素、積分要素、むだ時間要素といった各要素の組み合わせで表すことができ、化学プラントにおいては「一次遅れ＋むだ時間」モデルで表現可能なプロセスが多く存在する（**Fig. 7**）。PFCは様々なプロセスに対応可能であるが、本稿では化学プラントでの適用を考え、「一次遅れ＋むだ時間」モデルを用いた制御アルゴリズムを説明する。

「一次遅れ＋むだ時間」モデルは、ゲインK_m $(=\Delta PV/\Delta MV)$、時定数T_m、むだ時間L_mの3つのパラメータからなる形式であり、離散時間表現における1ステップの時間間隔をΔtとすると、現時刻のモデル量ym_kと操作量MV_kから次の時刻におけるモデル量を予測する漸化式は式(1)のように表現できる。式(1)において、右辺第一項は過去の操作による影響を、右辺第二項は現時刻の操作による影響を表している。

$$ym_{k+1}=\alpha_m\cdot ym_k+K_m\cdot\beta_m\cdot MV_{k-L_m/\Delta t} \tag{1}$$

$$\alpha_m\equiv exp\left(-\frac{\Delta t}{T_m}\right)$$

$$\beta_m\equiv 1-\alpha_m$$

また、むだ時間が無い場合、$L_m=0$とし、式(1')となる。

$$ym_{k+1}=\alpha_m\cdot ym_k+K_m\cdot\beta_m\cdot MV_k \tag{1'}$$

PFCにおける参照軌道は、現時刻kにおける制御量（実測値）PV_kを原点とした一次遅れ型参照軌道式が採用されることが多く、式(2)で表される。ここで、$TRBF$は設定値に対する95%応答時間と呼ばれ、制御の応答速度を調整するパラメータとして用いられる。

$$yr_{k+1}=[\,SP_k-PV_k\,]\cdot\left[1-exp\left(-\frac{3\cdot\Delta t}{TRBF}\right)\right] \tag{2}$$

一致点hステップ後のモデル量と参照軌道値が一致するような操作量を求める。ここで、参照軌道は現時刻を原点としており、$\Delta yr_k=yr_{k+h}-yr_k=yr_{k+h}$となる。同様に、モデル量も現時刻からの差分形式で表すと、$\Delta ym_k=ym_{k+h}-ym_k$となる。そして、$\Delta yr_k=\Delta ym_k$とし、式(1')、(2)を解くことで、一次遅れプロセスを対象とした操作量演算式が得られる（式(3)）。

$$MV_k=\frac{[\,SP_k-PV_k\,]\cdot lh+\beta_m^h\cdot ym_k}{K_m\cdot\beta_m^h} \tag{3}$$

$$\beta_m^h\equiv 1-exp\left(-\frac{\Delta t}{T_m}\right)^h$$

$$lh\equiv 1-exp\left(-\frac{3\cdot\Delta t}{TRBF}\right)^h$$

次にむだ時間を含むプロセスに適用するため、式(3)にむだ時間補償を加える。**Fig. 7**に示すように、むだ時間は操作量に変化を与えてから制御量に影響が生じるまでに掛かる時間である。すなわち、むだ時間$r_m(=L_m/\Delta t)$ステップ前のモデル量ym_{k-rm}と現在のモデル量ym_kの差分は、現在の制御量PV_kとr_mステップ後に制御量が到達すると考えられる予測値$PVpred$の差分に一致する（**Fig. 8**）。よって、制御量PV_kにむだ時間後に変動が予測される差分ym_k-ym_{k-rm}を補正した$PVpred_k$を新たに導入すると、むだ時間補償を含んだ操作量演算式(4)が求められる。

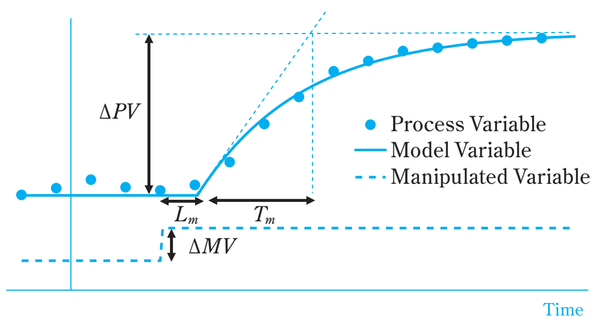


Fig. 7 Actual process response and its approximation by “1st order＋dead time” process model

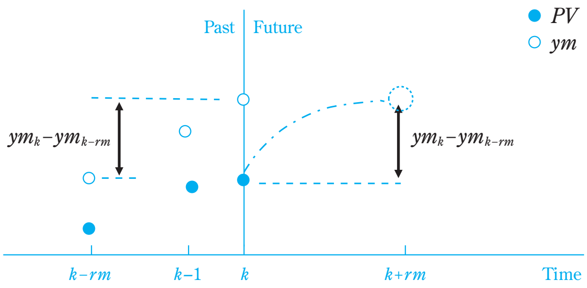


Fig. 8 Concept of dead time compensation

$$MV_k = \frac{[SP_k - PVpred_k] \cdot lh + \beta_m^h \cdot ym_k}{K_m \cdot \beta_m^h} \tag{4}$$

$$PVpred_k = PV_k + (ym_k - ym_{k-rm})$$

結果、モデル演算式(1')と操作量演算式(4)の二つの漸化式が一次遅れ＋むだ時間プロセスを対象としたPFCの制御アルゴリズムとなる。その殆どがモデルパラメータであり、ユーザーが決定するチューニングパラメータは、参照軌道式、すなわち*TRBF*のみとなっている。*TRBF*を短くすると制御動作は強くなり、長くすると制御動作は弱くなる。また、PFCは、現時刻kの設定値SP_kと制御量PV_kの誤差を制御に用いるフィードバック機能を含んでおり、MPCにおける出力フィードバック機能が陽に組み込まれている。その結果、外乱に対しても、式(4)の枠組みで対応することができる。

3. 外乱補償機能の拡張

前述の通り、通常の外乱に対してはフィードバック機能で対応が可能であるが、可観測かつモデル構築可能な外乱に対しては、外乱補償機能を用いることで、制御性を向上することができる。すなわち、hステップ後の外乱による制御量の変化分Δydm_kを加味し、$\Delta yr_k = \Delta ym_k + \Delta ydm_k$となる操作量を求めることで、可観測な外乱を補償することができる（式(5)）。

$$MV_k = \frac{[SP_k - PV_k] \cdot lh + \beta_m^h \cdot ym_k - \Delta ymd_k}{K_m \cdot \beta_m^h} \tag{5}$$

4. シミュレーションによるPFCとPID制御の比較

前述の制御アルゴリズムを用いて、PFCの制御性をシミュレーションで確認した。**Fig. 9**は、プロセスゲイン1%/%、プロセス時定数300sec、プロセスむだ時間150secの一次遅れ＋むだ時間系で表されるプロセスに対し、開始から300sec後に設定値を0%から1%へ変更した時の、PFC、PIDの制御手法における設定値追従性を示している。ここで、PFCの制御パラメータである*TRBF*は300secとし、PIDパラメータは一次遅れフィルタ時定数として*TRBF*/3の値を使用したIMC（Internal Model Control）法にて得られる値を採用した。また、両制御手法とも、モデル誤差は無いものとした。結果、PFCは行き過ぎを生じることなく、且つPID制御と同等の設定値追従性能を持つことを確認することができた。

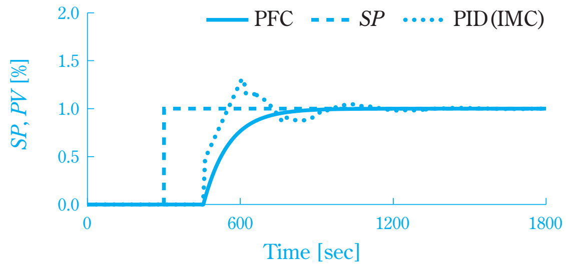


Fig. 9 Comparison of control performance by PFC and PID (tuned with IMC method)

以上のことから、PFCの制御アルゴリズムの特徴として次のようにまとめられる。

- 二つの漸化式をベースとした簡易な制御アルゴリズムである。
- チューニングパラメータは*TRBF*のみであり、PID制御に比べチューニングが容易になっている。
- むだ時間補償機能が組み込まれている。
- 外乱補償機能の拡張が容易である。

本稿での記載は省略するが、MIMOプロセスへの拡張も可能といった利点もあり、本技術は、一般的なMPCとPID制御の中間的な制御手法であると言える。よって**Fig. 2**で示したように、MPCの導入が難しいプラントにおいては、PID制御を補う制御手法となり得る、と考えている。

5. DCS標準機能への実装[12)]

前述したPFC制御アルゴリズムをフローチャートで記載した一例を示す（**Fig. 10**）。「①Initialize」演算子において、α_m^hやβ_m^hといったモデルパラメータを予め計算した後、「②AUTO？」にて、PFCの制御モードがオートであるかマニュアルであるか判定する。マニュアルモードであるならば、バンプレス演算と呼ばれる、マニュアルからオートへ切り替えた際の操作量の急激な変化を抑えるための演算を行う（「③Calculate bumpless」）。オートモードであるならば、式(1')で表現されるモデル演算（「④Calculate ym_k」）を行い、時刻が一致点へ到達したならば、式(4)で表現される操作量演算を行う（「⑦Calculate MV_k」）。④のモデル演算と⑦の操作量演算を各々の周期で繰り返すことで、制御を行う。

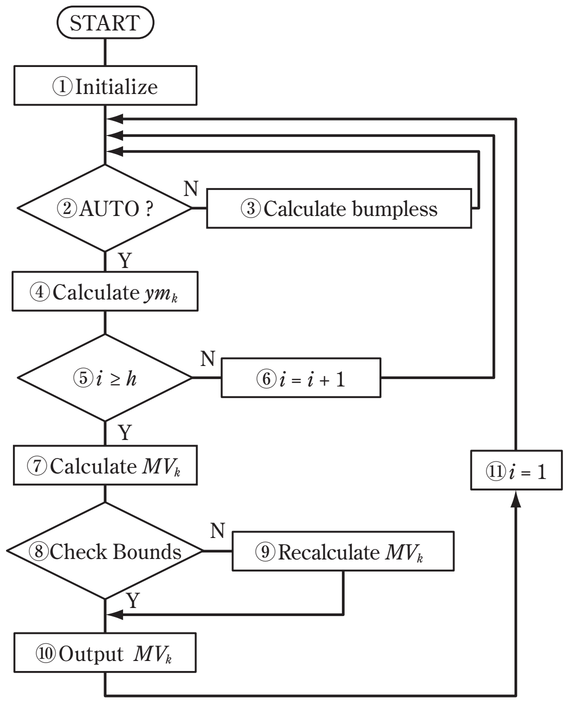


Fig. 10 Algorithm flowchart of PFC

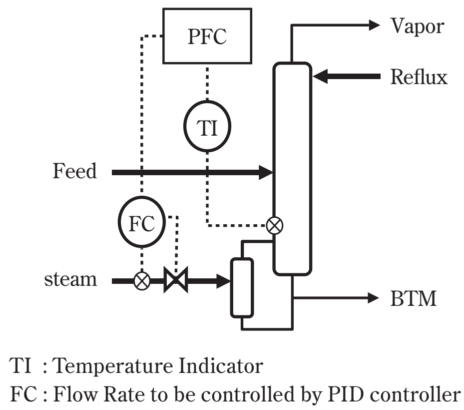


Fig. 11 Schematic diagram of a distillation column and its control structure

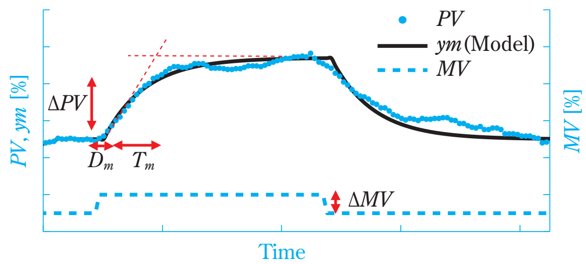


Fig. 12 Result of the step response test

Fig. 10はフローチャート形式であることから、SFC（Sequential Functional Chart）言語やST（Structured Text）言語などのシーケンス制御用の言語で実装が可能である。近年のDCSにおいては、これらシーケンス制御用言語が標準機能として組み込まれており、フローチャート中の各演算子も単純な漸化式や不等号であることから、PFCはDCSの標準機能での実装が可能となる。また、チューニングパラメータ（*TRBF*）をはじめとするリアルタイムに変更が必要となるパラメータ類は、PID計器と同様にオペレーション画面から変更できるようにユーザインターフェースを設計することで、コントローラとしての利用が可能となる。

実プラントへの適用評価

1. 温度制御への適用[12)]

DCS上に実装したPFCの制御性能を確認すべく、蒸留塔温度制御に対し本技術を適用した一例を以下に示す。

対象は、塔底温度をリボイラースチーム流量にて制御するプロセスであり、温度制御からの操作量（*MV*）がリボイラースチーム流量制御の設定値（*SP*）となるカスケード制御の構成となる（**Fig. 11**）。PFCを適用するのに必要なモデルを取得するため、実機プロセスにてステップ応答テストを実施し、得られた制御量（*PV*）変化トレンドを一次遅れ＋むだ時間系に当てはめ、ゲイン$K_m(=\Delta PV/\Delta MV)$、時定数$T_m$、むだ時間$L_m$をそれぞれ算出した（**Fig. 12**）。

得られたモデルパラメータをもとにPFCを構築、設定値変更時における追従性およびその安定性を調べた。結果、制御対象である塔底温度は*TRBF*で設定した時間と同等の応答時間を持つ一次遅れ型の挙動となり、理論通りの制御性能が実現されていることが確認された（**Fig. 13**）。

本例も含め、20近い蒸留塔温度制御に対し適用したところ、概ね良い制御性能を示した。これらの適用結果より、DCS上のPFCが想定通りの制御性能を実現することを確認した。

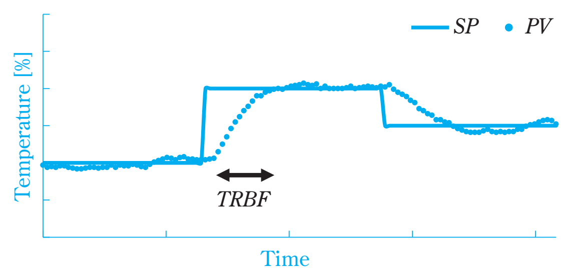


Fig. 13 Temperature of a distillation column controlled by PFC

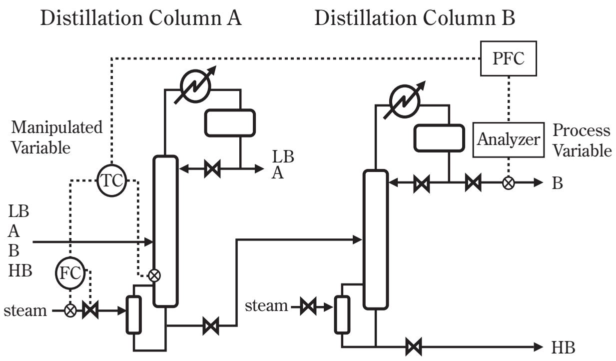
2. 品質制御への適用[13)]

品質の測定手法の中でもプロセスガスクロマトグラフィー（PGC）を用いる場合は、得られるデータが間

欠的であること、大きな時定数とむだ時間をもつことから、単純なPID制御では自動化が難しい対象の一つと考えられている。ここでは、PGCで測定される蒸留塔の品質プロセスに対し、PFCを適用した事例を示す。

適用したプロセスは二塔の蒸留塔から構成されており（**Fig. 14**）、一塔目留出より成分Aを、二塔目留出より成分Bを回収する。二塔目留出中の成分A組成に関する上限スペックがあるため、一塔目蒸留塔温度制御の設定温度を操作し、二塔目へ流れる成分Aを制御する構成となっている。本品質プロセスは、時定数240分、無駄時間70分と応答性が遅く、PGCから得られる指示値も35分間隔の間欠データであることから、PID制御での自動化は困難であり、運転員による手動調整により対応せざるを得なかった。

本プロセスにPFCを適用したところ、自動化を達成するとともに、手動操作時と比較して振れ幅を約80%圧縮することができた（**Fig. 15**）。この結果、蒸留塔品質プロセスにおいて、PFCを適用することで自動化・安定化が実現できる可能性を見出した。



LB : Low Boiling point components
HB : High Boiling point components
A : component A
B : component B
FC : Flow rate to be controlled by PID controller
TC : Temperature to be controlled by PFC

Fig. 14 Product quality control structure of a distillation column employing PFC

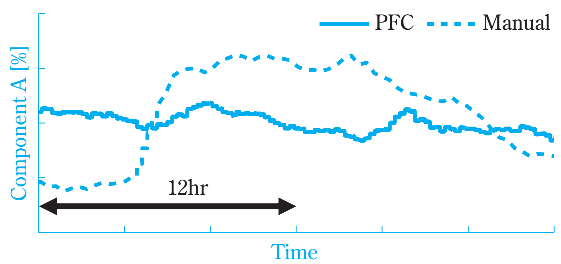


Fig. 15 Control of the product quality of a distillation column

3. セミバッチ反応器温度制御への適用[12)]

一般的に、バッチプロセス、セミバッチプロセスは内容物の性状が動的に変化し、反応などの外乱も多いといった特徴を有しており、系内を所望の精度で安定に保つことが比較的難しいプロセスである。このため、温度制御においても、単純なPID制御では対応ができない場合があり、プロセス毎の工夫を必要としていた[1)]。

本稿では、熱収支式から反応熱を推算し、PFCへ組み込む手法[12)]を提案している。本手法では、まず反応を含まない形でプロセスのモデル化を行い、PFCを構築する。次に、プロセスデータから推算される反応熱を、PFCの外乱補償機能を用いて補償することで、制御性の向上を図っている。

プロセスデータからの反応熱推算手法を**Fig. 16**のセミバッチ反応器を例に説明する。本反応器は、ジャケット入口温度Tiにて、反応器内温Trを制御する制御構成であり、これら制御量、操作量に加え、測定可能なジャケット出口温度Toを用いて熱収支式を構築する。簡易化のため、反応溶液は完全混合とし、ジャケットからの熱はすべて反応溶液の温度上昇に用いられるという仮定のもと、反応熱Qrを推算すると、式(6)が得られる。

$$Qr_k = C_p \rho_m V \frac{Tr_k - Tr_{k-1}}{\Delta t} - UA(\overline{Tj_k} - Tr_k) \tag{6}$$

$$\overline{Tj_k} \equiv (Ti_k + To_k)/2$$

比熱Cp、密度ρ、反応液体積V、伝熱UA等のプロセスの物性が明らかであれば、時刻kにおけるジャケット入口Ti_k、出口温度To_k、反応器温度Tr_kから、反応熱Qr_kの近似値を得ることができる。リアルタイムで推定される反応熱は、PFCの外乱補償機能を用いることで、反応熱を補償した制御が可能となる。なお、推定した反応熱にモデル誤差やノイズが含まれている場合には、一次遅れフィルタなどを組み込むことで、その影響を低減することができる。

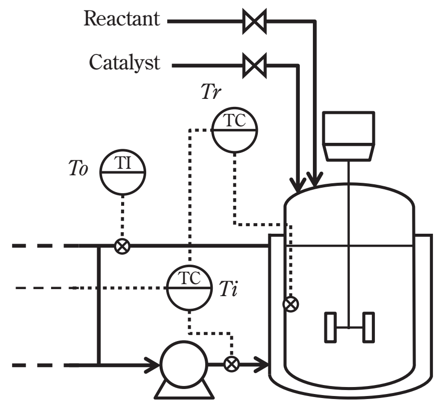


Fig. 16 Schematic diagram of a batch reactor and its control structure

熱収支モデルに基づく反応熱補償機能を組み込んだPFCを実機バッチプロセスの反応温度制御に適用した結果を**Fig. 17**に示す。本プロセスは反応器に原料を仕込んだ後、条件温度まで昇温し、条件温度到達後は、温度一定で保持する運転レシピである。途中、反応熱による予測できない外乱を生ずるため、手動運転では目標温度から大きく逸脱するが、提案手法を用いることで、より厳密な制御が可能となった。

本提案法は、晶析反応や重合反応といった急激に反応熱が生じ、且つ、生じるタイミングが事前に予測困難なプロセスに対して、特に、有効であると考えている。

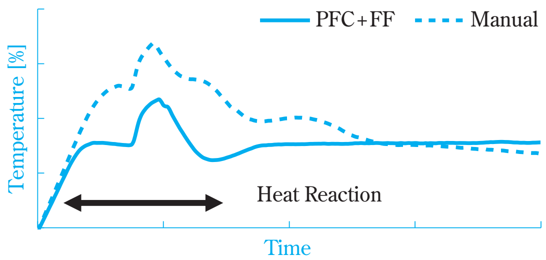


Fig. 17 Comparison of the result of temperature control by PFC + FF (Feedforward) and manual operation

おわりに

本稿では、PFCの技術的背景および当社プラントへの適用事例について紹介した。本技術は、一般的なMPCと異なり、DCS上に実装できる点で実用性が高く、PID制御とMPCの間を補い、化学プラント全体の安全、安定運転に寄与できる技術として注目している。今後、さらなる技術のブラッシュアップを進め、汎用的な制御技術としての定着を目指したい。

引用文献

1) D.E. Seborg, T.F. Edgar and D.A. Mellichamp, “Process Dynamic and Control Second Edition”, WILEY (2003).
2) 平石 康晃, 橋爪 悟, アロマティックス, **64** (夏季), 166 (2012).
3) 示村 悦二郎, “自動制御とは何か”, コロナ社 (1990), p.22.
4) 若狭 裕, “技術の系統化調査報告 第11集 プロセス制御システムの技術系統化調査”, 国立科学博物館 (2008).
5) 久下本 秀和, 住友化学, **2010-Ⅱ**, 32 (2010).
6) S.J. Qin and T.A. Badgwell, *Control Engineering Practice*, **11**, 733 (2003).
7) 加納 学, “高度プロセス制御に関するアンケート調査結果報告書”, 日本学術振興会 プロセスシステム工学 第143委員会 (2009).
8) J. Richalet and D. O’Donovan, “Predictive Functional Control”, Springer (2009).
9) 佐藤 俊之, 金子 高太郎, 齋藤 直樹, 計測自動制御学会産業論文集, **10** (15), 132 (2011).
10) 野口 芳和, 小針 昌則, 橋本 芳宏, システム/制御/情報, **52** (8), 285 (2008).
11) 黒谷 憲一, 電気学会誌, **117** (10), 691 (1997).
12) 橋爪 悟, 岩尾 健二, 平石 康晃, 第58回システム制御情報学会研究発表講演会 講演論文集, 313-5 (2014).
13) 橋爪 悟, 久下本 秀和, アロマティックス, **67** (春季), 117 (2015).

PROFILE

橋爪 悟
Satoru Hashizume
住友化学株式会社
生産安全基盤センター
研究員