常圧蒸留装置のワンスポットチューニングPID制御[†]

藤井 憲三*・山本 透**

One-Spot Tuning PID Control of an Atmospheric Distillation Process[†]

Kenzo FUJII* and Toru YAMAMOTO**

PID controllers have been employed for most chemical processes. However, it is quite difficult to choose suitable PID parameters for such systems, because chemical processes are generally complex multivariable systems with strong interactions. On the other hand, model predictive control schemes, *e.g.*, Dynamic Matrix Control(DMC), have been often applied for such systems, and relatively good control performances have been obtained. However, they require lots of cost and the long term for development. This paper presents a new tuning scheme of PID parameters, which is called a one-spot tuning scheme. Moreover, the newly proposed control scheme is evaluated on an atmospheric distillation process.

Key Words: PID control, process control, atmospheric distillation process, model matching, least squares algorithm

1. 緒 言

プロセス産業では、装置の運用コストの低減や炭酸ガス排出量削減を目的として、積極的な自動制御技術の適用が図られている。また、プラントの安全性向上や設備の信頼性向上を目指して、プラント制御のさらなる安定化や、非定常時を含めた最適化運転を実現するための運転パターン自動変更等が、競争力確保の観点から必要とされている。近年、コンピューター技術や制御技術の急速な発達により、モデル予測制御法^{1), 2)}に代表される高度な多変数制御技術を適用して、さまざまな制約のもとで、最適に制御する制御系設計が展開されている。しかし、システムが高度化するにつれ、制御システムのブラックボックス化が進み、オペレータの理解を得ることが困難になってきている。

また、モデル予測制御等によりプラント全体の制御を実施する場合、制御技術とプロセス技術に精通した技術者が必要となり、経験を積んだ専門家による設計開発が不可欠であった。このことから、制御システムの開発費用や保守費用がかさみ、投入費用に見合った効果が期待できる装置のみへの適用とならざるを得なかった。このような理由から、本来、プ

ロセス制御が目的としているプロセス全体に対する安定化や自動化を、容易に低コストで実現することがモデル予測制御技術のみでは困難な場合があった。現場の自動化や安定化で望まれているのは、直感的なわかりやすさと、従来の経験則との連続性を有することであると考えられる。一方、プロセス産業においては、ほとんどのプロセス装置が、分散型制御システム(DCS)と呼ばれる制御装置のもとで運転されている。しかしながら、モデル予測制御に代表される高度な制御システムは、計算機能力上の問題から、DCS以外の計算機システムで構築され、DCSは本来の制御機能を十分発揮しているとはいえない状況にある。このような背景から、実用的で既存資産であるDCSを活用でき、装置全体を安定化できる制御技術が、プロセス制御の現場において望まれている。

本論文では、複雑で運転が困難なプラントでも、安定化ができる実用的なワンスポットチューニングPID制御方式を提案する³⁾。本手法の概要は以下の通りである。

- (1) プロセス全体の安定性を評価するために、イベント分析器を用いる。
- (2) イベント分析器の結果に基づいて、調整すべきループのPIDパラメータを再調整する。ここではこれを、ワンスポットチューニングと呼ぶ。
- (3) PIDパラメータの調整は、部分的モデルマッチング法^{4), 5)}に基づいて行なうが、その計算において用いられるシステムパラメータは、ヒストリカルデータを用いて、最小2乗法により推定する。
- (4) 上記手順を繰り返して行なう。

本手法は、本来プロセス制御が目指すべき装置全体の安定

[†] IEEE Int. Symp. on Computer-Aided Control System Designで発表(2000・9)

* 出光興産 徳山市新宮町 1-1

** 広島大学 大学院教育学研究科 東広島市鏡山 1-1-1

* Idemitsu Kosan Co., Ltd.; 1-1 Shingu-cho, Tokuyama

** Hiroshima University; 1-1-1 Kagamiyama, Higashi-Hiroshima

(Received March 26, 2001)

(Revised October 30, 2001)

Fig. 1 Schematic figure of atmospheric distillation process

化や、自動化に対して有効であるばかりではなく、既存資産(DCS)を有効に活用できることや、開発期間や開発費用の大幅な削減が実現できるという利点を有している。まず、2.では、本論文で対象とする常圧蒸留装置(石油精製プロセス)の概要について説明する。つぎに、3.では、提案するワンスポットチューニングPID制御法について考察する。最後に、4.において、実際の常圧蒸留装置への適用を通して、提案手法の有効性を検証する。

2. 常圧蒸留装置

常圧蒸留装置は石油精製プラントの最初に位置し、原油を石油製品留分に分離する重要な蒸留塔である。この装置は原油の種類に応じた運転変更や市況に合致させるための頻繁な生産パターンの変更が必要であり、装置安定化が望まれている装置である。Fig.1に装置の概要と計装を示す。原油は第1塔(V1)で軽質分が分離され、その他の成分が第2塔(V2)の主蒸留装置へ供給される。塔入り口の加熱器で重油成分の沸点以上に加熱され、主蒸留塔では所定の沸点ごとに分離抜き出される。塔頂部からナフサ(NAPHTHA)、灯油(KEROSENE)、軽油(LIGHT GAS OIL)、重油(HEAVY GAS OIL)、残さ油(RESIDUE OIL)の順で分離抜き出しが行なわれる。各段の抜き出し量は規格化された沸点を維持するように制御される。また、中間留分(灯油、軽油、重油)は主蒸留塔V2の途中から抜き出される。抜き出された中間留分は、調節弁(図中のC1~C3)を経由して、気液分離槽(図中のV3~V5)で分離される。このとき、調節弁では抜き出し量を操作することによって、抜き出し温度が制御される(図中のTC)。これにより、抜き出し量が操作されると、下流に位置する気液分離槽の液面に影響を与え、これが液面

制御(図中のLC)における外乱となる。一方、気液分離槽からの抜き出し口(気液分離槽の液側)には、熱回収の目的で熱交換器が設置されており、V1に供給される原料との熱交換が行なわれる。そのため、気液分離槽からの抜き出し量が蒸留塔V1への外乱となり、またこれが主蒸留塔V2にも大きな影響を与える。このように、常圧蒸留装置は複雑な熱回収系が入り組んでおり、安定化が困難なプロセスとして知られている。なお、図中のTCは温度制御器を、LCは液面制御器を、PCは圧力制御器を示している。さらに、太枠で囲んだ制御器は、フィルター付きI-PD制御器を示し、それ以外はPID制御器を示している。

3. ワンスポットチューニングPID制御法

常圧蒸留装置は装置特性から派生する制御上の問題を有しており、原料切り替えや運転パターンの切り替えに対し、ロバスタな制御システムが望まれている。従来、本プロセスの安定化を図るために、モデル予測制御のアプローチが主に適用されてきた。しかしながら、原料や運転パターンの切り替え対しては不十分であった。オペレータは本プロセスが安定性を失ったとき、一定時間変動しないように、一時的に熱バランスや物質収支に関する制御を経験的に行なっている。しかしながら、オペレータが介入しなければならないループは、逆に制御性能が十分発揮されていないと考えられる。このようなループでは、オペレータの操作介入時や警報発生時に、メッセージがイベント情報としてDCSから出力される。したがって、このイベント情報を活用することによって、問題のあるループを特定することができ、さらに、PIDパラメータを再チューニングすることにより、望ましいプロセス制御の実現が期待できる。この一連の手続きを、本論文ではワン

Fig. 2 Schematic figure of the one-spot tuning scheme

Fig. 3 Block diagram of the control system

スポットチューニングPID制御法と呼ぶ。なお、イベント情報の整理にはイベント分析器を用い、さらに、PIDパラメータの再チューニングに際しては、以下の点を考慮する。

- (1) 個々の制御ループの特性をより安定なものにする
- (2) オーバシュートの生じないチューニング規範にする
- (3) 低域特性を重視したコントローラにする
- (4) 実装化の容易な制御系設計法を採用する

上記要求仕様を満たすために具体的には、I-PDコントローラを基本とした制御系の構築、前置フィルタの採用、さらには、設計方法として低域特性を重視した部分的モデルマッチング法^{4),5)}を適用し、チューニングの基準となる参照モデルとして、2項展開形式モデルを採用する。また、これらの手法をFig.2に示すように、ワンスポットチューニングシステムとしてデータ採取から制御系設計まで一貫して行なうシステムを開発する³⁾。

3.1 制御系設計

プロセス特性の記述は低域特性を重視し、設計を容易にするために、個々のループごとに次式のような「一次遅れ+むだ時間」の形式で表現する。

$$G(s) = \frac{K}{1+Ts} e^{-Ls} \quad (1)$$

プロセス全体では、Fig.1に示したように、フィルタ付きI-PD制御器とPID制御器を組み合わせ制御を行なっている。ここでは、フィルタ付きI-PD制御器の設計法についてのみ考察するが、PID制御器の設計についても、

これと同様の手順で行なうことができる。

まず、(1)式の制御対象に対し、次式で示す一次フィルタを前置する。

$$H(s) = \frac{1}{1+\tau s} \quad (2)$$

前節で述べたように、本フィルタは制御ループ間の協調や、プロセス全体の安定性、むだ時間対策を目的として挿入される。むだ時間対策のみを考慮すれば、フィルタのパラメータ τ の実用的な値として、 $L/(T+\tau)$ が0.2から0.5程度となるように設定されるが、プラント全体の安定性等の要因を考慮した場合、上述のように、オペレータの経験則やイベント分析法による結果に基づいた決め方が必要不可欠である。そこで、 τ の設定の目安として $L/(T+\tau)$ が0.2から0.5の範囲を用いるが、3.3で詳細に述べるイベント分析器の結果に基づいて、上述の範囲内で適切な値に τ を設定する。

つぎに、制御対象と一次フィルタで構成される拡大系に対して、Fig.3に示すようなI-PD制御系を構成する。Fig.3の $f(s)$ は局所フィードバック補償器であり、次式で与えられる。

$$f(s) = f_0 + f_1 s + f_2 s^2 + f_3 s^3 + \dots \quad (3)$$

なお、I-PD制御の場合は f_0, f_1 以外の項はゼロとなる。これらのパラメータ f_0, f_1 は、北森らの部分的モデルマッチング法^{4),5)}を用いて設計する。なお、実装化に際して制御系の安定性を重視するために文献5)を拡張し、(2)式に示す一次フィルタを含んだ部分的モデルマッチング法となっている。

まず、参照モデルを次式のように、むだ時間を含んだ形式で表わす。

$$G_m(s) = \frac{e^{-Ls}}{\alpha(s)} = \frac{e^{-Ls}}{1 + \sigma s + \alpha_2 \sigma^2 s^2 + \alpha_3 \sigma^3 s^3 + \alpha_4 \sigma^4 s^4 + \dots} \quad (4)$$

ただし、 σ は参照モデルの立ち上がり時間に相当するパラメータで、 $\{\alpha_2, \alpha_3, \alpha_4, \dots\}$ は、オーバーシュートが生じないように2項展開モデルで設定する。

つぎに、Fig.3の制御系の閉ループ伝達関数を、(4)式に等しいとおくことで、次式の関係を得る。

$$\frac{k_c K e^{-Ls}}{s(1+Ts)(1+\tau s) + e^{-Ls}\{Kf(s)s + k_c K\}} = \frac{e^{-Ls}}{\alpha(s)} \quad (5)$$

(5)式の関係をもとに $f(s)$ について解くと次式を得る。

$$f(s) = e^{Ls} \left\{ \frac{k_c}{s} \alpha(s) - \frac{1}{K} (1+Ts)(1+\tau s) \right\} - \frac{k_c}{s} \quad (6)$$

さらに、(6)式に含まれる e^{Ls} をマクローリン展開し、各係数 f_i を求めると以下の式を得る⁵⁾。

$$\begin{cases} f_0 = k_c(\sigma + L) - 1/K \\ f_1 = k_c(\alpha_2 \sigma^2 + L\sigma + L^2/2) - (T + L + \tau)/K \\ f_2 = k_c(\alpha_3 \sigma^3 + L\alpha_2 \sigma^2 + L^2 \sigma/2 + L^3/6) \\ \quad - \{T\tau + L(T + \tau) + L^2/2\}/K \\ f_3 = k_c(\alpha_4 \sigma^4 + L\alpha_3 \sigma^3 + L^2 \alpha_2 \sigma^2/2 + L^3 \sigma/6 \\ \quad + L^4/24) - \{LT\tau + L^2(T + \tau)/2 + L^3/6\}/K \end{cases} \quad (7)$$

本論文では、I-PD 制御系を構成するために、部分的モデルマッチング法に基づいて、 $f_2 = 0$ 、 $f_3 = 0$ の関係式から k_c を消去し、 σ についての方程式

$$g\alpha_4 \sigma^4 + (gL\alpha_3 - h\alpha_3)\sigma^3 + (gL^2\alpha_2 - hL\alpha_2)\sigma^2 + (gL^3/6 - hL^2/2)\sigma + (gL^4/24 - hL^3/6) = 0 \quad (8)$$

ただし、

$$\begin{cases} g := T\tau + L(T + \tau) + L^2/2 \\ h := LT\tau + L^2(T + \tau)/2 + L^3/6 \end{cases} \quad (9)$$

を解き、正で最小の σ を採用する。これを、

$$k_c = \frac{g}{\alpha_3 \sigma^3 + L\alpha_2 \sigma^2 + L^2 \sigma/2 + L^3/6} \quad (10)$$

に代入し k_c を得る。さらに、 σ と k_c を、(7)式の f_0 と f_1 に代入することで、すべての制御パラメータを得ることができる。なお、(8)式の方程式の解として、正の実数解が得られない

場合は、(1)式の記述モデルのシステムパラメータか、(2)式の一次フィルターのフィルターパラメータに不具合があると考えられるので、これらを再設計する必要がある。

3.2 ワンスポットチューニングへの拡張

上述の制御法を適用するためには、(1)式のシステムパラメータ T 、 K 、 L を、プロセスの入出力データから推定する必要がある。ここでは、サンプル時間 T_s で離散化した離散時間モデルを使用する。

$$A(z^{-1})y(t) = z^{-k_m} B(z^{-1})u(t-1) \quad (11)$$

ただし、

$$\begin{cases} A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} \\ B(z^{-1}) = b_0 + b_1 z^{-1} + \dots + b_m z^{-m} \end{cases} \quad (12)$$

(12)式に含まれるパラメータ a_1 および b_i を、逐次最小2乗法⁶⁾により推定し、この結果を利用して、(1)式のシステムパラメータを計算する。ここで k_m は離散時間モデルにおけるむだ時間の最小推定値であり、 $k_m + m$ はその最大推定値を示している。すなわち、 $k_m T_s < L < (k_m + m)T_s$ の範囲にむだ時間が存在するように、事前情報を利用して k_m と m を設定する⁷⁾。

つぎに、 $\hat{T}(t)$ と $\hat{K}(t)$ は次式により計算される。

$$\hat{T}(t) = -\frac{T_s}{\log(-\hat{a}_1(t))} \quad (13)$$

$$\hat{K}(t) = \frac{\hat{b}_0(t) + \hat{b}_1(t) + \dots + \hat{b}_m(t)}{1 + \hat{a}_1(t)} \quad (14)$$

ただし、 $\hat{a}_1(t)$ および $\hat{b}_i(t)$ は、それぞれ a_1 、 b_i に対応した推定パラメータを示している。

さらに、むだ時間 L については文献8)において提案されている方法により計算する。すなわち、

$$\hat{L}(t) = \{k_m + \hat{k}_l(t)\} \cdot T_s \quad (15)$$

ただし、

$$\hat{k}_l(t) := \sum_{i=0}^m i \cdot \hat{b}_i(t) / \sum_{i=0}^m \hat{b}_i(t) \quad (16)$$

である。(13)式~(16)式により推定されたシステムパラメータを用いて、部分的モデルマッチング法により、制御パラメータを計算することで、ワンスポットチューニング制御系を設計することができる。

3.3 イベント分析器

イベント分析器は、DCS から出力されるイベント情報（オペレータの操作やアラーム等に関する情報）に基づき、運転状態を把握するためのツールである。具体的な項目は以下の通りである。

- i) 装置全体の操作、警報の頻度
- ii) 外乱が入ったときの制御性能とオペレータ操作介入の時間系列

Fig. 4 Control result of the coil outlet temperature

Fig. 5 Control result of the light gas oil boiling point

iii) アラーム発生と操作の関連

上述の項目に基づいて、警報やオペレータの介入操作の頻度が高いループを特定する。特定されたループは制御性能が劣化していると考えられることから、3.1節で述べたPIDパラメータチューニング方法を適用し、PIDパラメータを再調整する。このとき、外乱の種類や運転パターンによって、問題が発生するループが必ずしも同一箇所ではないことから、イベント分析器を用いて繰り返し特定することが必要である。このように、イベント分析器による制御性能が劣化しているループの特定と制御パラメータのチューニングを交互に行なうことにより、逐次的にプロセス全体を安定化させることを試みる。

4. 常圧蒸留装置への適用

4.1 制御結果

提案手法をFig.1に示す常圧蒸留装置全体に適用し評価した。この常圧蒸留装置には、20を超えるPID制御ループがある。そのうち、イベント分析器により制御性能を発揮していない5つのループが特定された。これらのループすべてに対して、PIDパラメータの再チューニングを行なった。その結果の一部をFig.4およびFig.5に示す。Fig.4には、Fig.1に*印を付けた原料加熱器の温度制御結果を示している。Fig.4より、提案手法を適用する以前の制御結果に比べ、加熱器の出口温度 (coil outlet temperature) の変動のピーク値がかなり小さくおさえられ、また、分散も小さくなってい

ることがわかる。さらに、Fig.5には、Fig.1に**印を付けた軽油の標準沸点 (light gas oil boiling point) の制御結果を示している。Fig.5より、軽油抜き出し性状の変動のピーク値が半分近くに、また、分散も改善されていることがわかる。このことから、より価値の高い成分をより多く抜き出すことが可能となった。このように、イベント分析器により提供される情報により、制御性能に問題のあるループが特定でき、そのループに対してPIDパラメータを再チューニングすることにより、制御性能を高めることができた。なお、本手法を適用する以前は、海外の制御専門会社により構成されたPID制御システムを用いていたが、一次フィルターを制御系に挿入したことで、比例ゲインを適用前の約2倍に設定することができ、外乱による影響を効果的に抑えられたものと考えられる。また、部分的モデルマッチング法においてオーバーシュートのない2項展開形式モデルを採用したことで、関連するループに対する2次的な影響を抑えることができた。これらの結果は、本論文で提案したワンスポットチューニングPID制御法によるものである。

4.2 運転評価

これまで、制御システムの評価は制御性能を中心に行なってきたが、ここでは、オペレータの負荷を重視した評価について考察する。すなわち、オペレータによる操作介入・アラーム頻度をイベント分析器により分析し、アラーム発生件数と運転操作介入頻度で評価した。この評価指数は、単独ループの制御性能ではなく、装置全体の安定度を表わす指標となる。

Table 1 Alarm frequency and operation frequency

	Before	After	Night
Alarm Frequency	61	24	4.5
Operation Frequency	134	37	8.5

Table 2 Comparison between MPC and one-spot tuning PID control

	MPC	One-spot Tuning PID
Developer	Aspentec	Idemitsu Kosan
Method	DMC	Partial Model Matching
Development Period	48 - 96 [man・month]	7.2 [man・month]
Cut Point Temperature Fluctuation	1 - 2 [°C]	1 - 2 [°C]
Transition Control	Crude Switch	Crude Switch
Implementation	Control Engineer	Operation Staff
Control Period	1 - 5 [min]	1 - 10 [sec]
Investment Return Ration	1/R > 0.5	1/R < 0.1

したがって、個別のループで制御性能が向上しても、装置全体の安定度が向上しない限り改善されたことにはならない。

Table 1にその結果を示す。なお、数値は適用前 (Before) と適用後 (After) におけるアラーム発生頻度 (Alarm Frequency) とオペレータ操作介入頻度 (Operation Frequency) の一ヶ月あたりの平均値を示している。さらに、Night は夜間操業時 (16:00～翌 8:00) のそれぞれの値を示している。Table 1 より、総合指標 (アラーム発生頻度とオペレータ操作介入頻度を加算した値) で評価すると、提案手法の適用前を 100[%] としたとき、適用後はその約 30[%] 近くにまでに改善されていることがわかる。これらの効果は、原油切り替え時における装置の安定性、制御性能向上に大きく寄与しているだけではなく、夜間無操作化を進める一助となると期待できる。

4.3 モデル予測制御との比較

提案手法と高度制御手法の一つとしてよく使用されているモデル予測制御との比較を Table 2 に示す。なお、常圧蒸留塔はモデル予測制御法などの高度制御手法の有効な適用箇所として知られている。本手法を常圧蒸留塔へ適用した結果、モデル予測制御手法と比較して下記のような特徴を有することがわかった。

- (1) 運転部門の現場スタッフで開発が可能である。
- (2) 開発が極めて短期間に行なえる。
- (3) 制御性能はほぼ同等である。
- (4) 非定常 (原油切り替え) 時でも安定に作動する。
- (5) DCS で構築可能である。
- (6) 投入した費用に対する効果という面で優位である。

(7) 運転負荷が大幅に減少する。(夜間無操作化の手法として有効)

(8) 制御システムがオペレータに理解しやすい。

(9) 制御システムの稼働率が高い。

一方、さらに考慮が必要な点として、下記項目があげられる。

- (1) 運転パターンの切り替え時における干渉特性に対する考慮
- (2) 外乱に対する考慮
- (3) モデル予測制御で考えられている最適化に対する考慮

以上の理由から、提案手法はモデル予測制御にはない特徴を有しており、これを効果的に用いることで、制御システムの開発効率向上や、開発コスト削減といった実用性の面において、とくに優れていることがわかる。

5. 結 言

装置全体をイベント分析手法を用いて網羅的に解析し、制御系の安定化を実現するワンスポットチューニングPID法を提案した。本手法は既存の制御システム (DCS) を用いて、プロセス全体を安定化する制御系を容易に、かつ短期間で実現できる特徴をもっている。さらに、本手法の採用により、従来困難とされていた原油切り替え、運転条件変更にも対応可能な制御システムを実現することができた。また、経済的效果についても、従来の制御方法に比べ大幅に改善された。これは、現在最も主流として用いられているモデル予測制御と比較しても同等以上の結果と言える。今後は、前節であげたような考慮が必要な点について、さらに考察を重ねる予定である。

参 考 文 献

- 1) J.Richalet, A.Rault, J.L.Testud and J.Papon : Model Predictive Heuristic Control, Application to Industrial Processes, Automatica, 14-5, 413/428 (1978)
- 2) C.R.Cutler and B.L.Ramaker : Dynamic Matrix Control-A Computer Control Algorithm, AIChE meeting, Houston (1979)
- 3) K.Fujii and T.Yamamoto : Design of a Cyclic One-Spot Tuning PID Control and Its Application for an Atmospheric Distillation Process, Proc. of IEEE Int. Conf. on Computer-Aided Control System Design, Anchorage, 285/290 (2000)
- 4) 北森：制御対象の部分的知識に基づく制御系の設計法，計測自動制御学会論文集，15-4, 549/555 (1979)
- 5) 北森，竹内，西崎：むだ時間をループ外に追い出したPIDおよびI-PD制御系の設計法，第35回SICE学術講演会論文集，鳥取，107/108 (1996)
- 6) 大松，山本編：セルフチューニングコントロール，コロナ社 (1996)
- 7) 山本，兼田：一般化最小分散制御則に基づくセルフチューニングPID制御器の一設計，システム制御情報学会論文誌，11-1, 1/9 (1998)
- 8) R.M.Miller, S.L.Shah and R.K.Wood : Adaptive Predictive Control Employing On-Line Time Delay Estimation, Proc. of ISA, New Orleans, 857/864 (1995)

[著者紹介]

藤井 憲三 (正会員)

1972年宇部工業高等専門学校電気工学科卒業。同年出光興産(株)入社。90年出光石油化学(株)徳山工場主任技師。98年7月出光興産(株)徳山製油所主任技師となり現在に至る。システム制御関係の開発業務に従事。化学工学会などの会員。

山本 透 (正会員)

1987年徳島大学大学院工学研究科情報工学専攻修士課程修了。同年高松工業高等専門学校助手。88年同講師。92年大阪大学基礎工学部助手。94年岡山県立大学情報工学部助教授。99年10月年広島大学学校教育学部助教授。現在同大学院教育学研究科助教授。適応制御、特にセルフチューニングコントローラの設計と応用に関する研究に従事。工学博士。システム制御情報学会、電気学会、電子情報通信学会、IEEEなどの会員。