



化学プラントにおけるプロセス制御の実用化に関する研究

花熊, 克友

(Degree)

博士 (工学)

(Date of Degree)

1990-09-28

(Date of Publication)

2009-02-20

(Resource Type)

doctoral thesis

(Report Number)

乙1455

(JaLCD0I)

<https://doi.org/10.11501/3057221>

(URL)

<https://hdl.handle.net/20.500.14094/D2001455>

※ 当コンテンツは神戸大学の学術成果です。無断複製・不正使用等を禁じます。著作権法で認められている範囲内で、適切にご利用ください。



神戸大学博士論文

化学プラントにおけるプロセス制御の
実用化に関する研究

平成2年8月

花熊 克友

化学プラントにおけるプロセス制御の
実用化に関する研究

目次

第1章	序論	1
1.1	本研究の背景	1
1.2	化学プロセス制御の実用化に関する既往の研究	6
1.2.1	プロセスモデリング	6
1.2.2	モデル予測制御	7
1.2.3	繰り返し学習制御	7
1.2.4	ファジィ制御	8
1.2.5	オートチューニングコントローラ	8
1.2.6	プロセス異常診断	9
1.3	本研究の目的と内容	11
第2章	時系列モデリング	19
2.1	概要	19
2.2	モデリング支援システム	23
2.2.1	モデル同定法	23
2.2.2	システム構成	26
2.3	適用結果と評価	29
2.3.1	ポリエチレン連続重合反応器への適用	29
2.3.2	ポリスチレンバッチ重合反応器への適用	31
2.3.3	ポリブテン連続重合反応器への適用	35
2.4	まとめ	40

第3章	モデル予測制御	4 3
3. 1	概要	4 3
3. 2	モデル予測制御の基本的概念	4 3
3. 3	プロセスの概要と制御目的	4 5
3. 4	システム構成	4 7
3. 4. 1	制御システム	4 7
3. 4. 2	制御処理周期の手順	4 8
3. 5	適用結果と評価	5 2
3. 6	まとめ	5 5
第4章	繰り返し学習制御	5 7
4. 1	概要	5 7
4. 2	繰り返し学習制御の基本的な考え方	5 7
4. 3	実用化のための制御系設計	5 9
4. 3. 1	初期操作量パターンの探索	6 1
4. 3. 2	誤差修正関数の設計	6 2
4. 4	バッチ重合反応器への適用	6 3
4. 4. 1	概要	6 3
4. 4. 2	プロセスの概要と適用結果および評価	6 4
4. 5	光メモリディスク製造用射出成形機への適用	6 8
4. 5. 1	概要	6 8
4. 5. 2	射出成形機の概要と問題点	6 8
4. 5. 3	適用結果と評価	7 2
4. 6	まとめ	7 7
第5章	ファジィ制御	7 9
5. 1	概要	7 9
5. 2	自己調整付ファジィ制御系の設計	8 0

5. 2. 1	制御系の構成	80
5. 2. 2	ファジィ制御規則とファジィ推論	82
5. 2. 3	反復パラメータ調整法	86
5. 3	エチレン製造装置の脱メタン塔への適用	89
5. 3. 1	プロセスの概要と問題点	89
5. 3. 2	適用結果と評価	90
5. 4	まとめ	93
第6章	オートチューニングコントローラ	95
6. 1	概要	95
6. 2	閉ループ形オートチューニングコントローラの概要	95
6. 2. 1	プロセス特性の推定	95
6. 2. 2	最適PIDパラメータの決定	98
6. 3	エチレン製造装置の脱ブタン塔への適用	102
6. 3. 1	プロセスの概要と問題点	102
6. 3. 2	適用結果と評価	103
6. 4	まとめ	106
第7章	プロセス異常診断	108
7. 1	概要	108
7. 2	実用性を考慮したプロセス異常診断システムの開発	110
7. 2. 1	予測警報による異常診断法	110
7. 2. 2	時系列データ解析による異常診断法	112
7. 2. 3	警報履歴一元化表示による異常診断法	116
7. 2. 4	AIを応用した異常診断法	118
7. 3	まとめ	131
第8章	総括	133
謝辞		135

第1章 序論

1. 1 本研究の背景

初めに、化学プロセス制御の実用化研究の背景について述べることにする。

石油化学工業におけるプロセス制御の役割は、単位操作である分離・抽出・吸着・反応などの運転変数、例えば、温度、圧力、液面、組成などやプロセス内を流れる原料、中間製品、最終製品、エネルギーなどの流量を被制御量として管理された一定の値を保持する定値制御系が主体である。しかも、DCS（分散形計装制御システム）がプラント運転に導入されだした現在でも、なお制御系の約90%はPID調節計のみで十分であると言われている[1, 2]。

しかし、残りの約10%の制御系はどうであろうか。これらは、PID調節計だけでは仕様の制御性が得られずに、何等かの工夫をこらした制御系が導入されているか、種々の制御方式を導入したが満足のいく制御性が得られずに、手動運転を余儀なくされているかのどちらかである。これらのプロセスの共通した特徴は、①外乱因子が多い、②むだ時間が長く、応答遅れが大きい、③プラントの負荷変動のたびにプロセス動特性が大きく変化する、などの悪構造のプロセスである。しかも、近年産業構造の変化に伴い、石油化学工業は新規分野への進出（バイオテクノロジー、新素材、光材料など）、高付加価値製品への転換などを模索する、いわゆる「生き残り作戦」が展開されだした[3]。特に、バッチ重合反応器の制御にみられるように、製品の高品質化を目指したきめ細かなより安定な制御性が要求されだし、今後ますます現代制御理論などの新しい制御方式を必要とするプロセスが増えてきた。

しかし、新しい制御方式を商用のプロセスに応用するには、ロバスト性（頑丈さ）、システムの信頼性や経済性（費用／効果）、プロセス特有の制約条件などにマッチさせた設計、さらには現場オペレータが容易に使ってくれる工夫など実用的な研究が不可欠である。しかし、ほとんどこれらの研究はされておらず未解

決のまま残されている。

そこで、新しい制御方式を実用化していく上での問題点を明確にするために、商用の化学プロセスで適用される新しい制御方式の現状について、国内外の学術誌、技術雑誌などを調査した。その結果、大学の実験室レベルで現代制御理論などの新しい制御方式を応用し、その有効性を検証した文献 [4 , 5] は数多く見受けられる。しかし、商用プロセスで実用化したとの文献は少ない。これは、鉄鋼、電力、パルプなどの装置産業に比べ企業秘密の部分が多く、発表を躊躇しているのか、実用化したとしても現場の泥臭さのためになかなか客観的に論じ難い問題が多くて発表できないのかどちらかであろう。従って、数少ない文献 [6 , 7 , 8 , 9] の中から、化学プロセスに適用される実用的な制御方式を①古典制御理論形、②現代制御理論形、③数理計画モデル形、④確率モデル形に分類し [10] 、これらの制御方式がすでに実プロセスで実用レベルにあるのか、今後とも検討が必要な試作レベルであるのか、また今後実用開発が必要なレベルであるかを表 1 . 1 に分類した。

まず、実用レベルにある制御方式は、いずれも古典理論制御形の P I D 制御方式を基本とする非線形 P I D 制御・サンプル値 P I 制御・フィードフォワード制御・スミスのむだ時間補償制御などで、蒸留塔や反応器の温度制御などに数多く適用され効果をあげている。また、最近、脚光を浴びだしたバッチ反応器の反応温度制御などに有効な繰り返し学習制御や古典制御理論形と現代制御理論形をミックスしたモデル予測制御などが応用され始めた。しかし、追従性、ロバスト性の改善などまだ残された問題が数多くある。

一方、現代制御理論形制御方式の実プロセスへの適用例は非常に少ない。この制御方式は、高度がゆえに精度のよいプロセスモデルが不可欠である。しかし、化学反応プロセスに代表されるようにむだ時間が長く、また非線形性が強いいため、実プロセスと合致した動特性モデルが作れないのが実状である。

化学プロセスに適用される制御方式

	制御方法	実用レベル	試用レベル	実用開発レベル	適用事例
古典的制御理論形	非線形PID制御 (可変ゲイン, ギャップ付PID)	○			・処理排水のPH制御 ・蒸留塔の液面制御など多数
	サンプル値PI制御	○			・蒸留塔の組成制御 ・反応器の温度制御など多数
	フィードフォワード制御	○			・蒸留塔の組成制御 ・ボイラードラムの液面制御など多数
	非干渉制御 (INAM)		○		・蒸留塔の組成制御など
	スミス法	○			・蒸留塔の温度制御 ・反応器の温度制御など多数
	オートチューニング		○		・蒸留塔の温度制御など
	I-PD制御		○		・蒸留塔の温度制御など
	繰り返し制御・学習制御		○		・回分反応器の温度制御など
現代的制御理論形	モデル予測制御	○			・重合反応器のトランジション ・反応器の温度制御など
	有限整定制御		○		・燃料のカロリー制御など
	最適レギュレータ			○	・ボイラーの多変数制御など
	最短時間制御			○	・重合反応器のトランジションなど
	極配置制御			○	———
	オブザーバ・カルマンフィルタ			○	———
	モデル規範形適応制御		○		———
	セルフチューニングレギュレータ			○	———
数値計画モデル形	ロバスト制御			○	———
	(非)線形計画法	○			・エチレン分解炉最適化制御 ・エネルギー運転管理最適化など多数
	整数計画法		○		・生産計画のスケジューリングなど
知識情報モデル形	多目的最適化			○	・生産計画のスケジューリングなど
	ファジィ制御		○		・蒸留塔の組成制御 ・反応塔の温度制御など
	エキスパート制御			○	———

このため、まだまだ商用プロセスへの応用までには至っていない。確かに、現代制御理論形の制御方式は体系化され整備されてはきたが、いざ実プロセスへ適用する段階になって改めてクローズアップされるのがモデリングの難しさである。このモデリング技術が、現代制御理論の実用化に大きな障害となっていると言っても過言ではない。

また、数理計画モデル形の非線形・線形計画法を用いたプラントの最適化制御などは各企業で十分に使いこなされている。また、知識情報モデル形のファジィ制御やエキスパート制御は、やや名前が先走りすぎのように見受けられる制御方式ではあるが、とにかく現場に受け入れられだしたのは事実である。しかし、使いこなすためには、断片的定性知識の整理法、制御系設計の効率化や安定性の保証など解決しなければならない問題が残されている。

次に、プロセス制御技術におけるプロセス異常診断の重要性とプロセス制御との一体化の必要性を述べることにする。

最近の石油化学プラントは大規模化するとともに、省資源・省エネルギー・省人化・高品質製品への追求・原料の多様化への対応など合理的な運転が要求され、プラントの効率化運転を目指した計算機制御システムの導入が活発に進められている。この効率化運転を支えるものに調節計や現場のセンサ（温度、圧力、液面、回転数、振動、組成分析など）などの計装設備があり、中規模の石油化学プラントでも機器類は数千台、多い場合には数万台にのぼる。いくらプラント設計の段階で、十分な対策を考え、かつ十分な保全をしたとしてもトラブル・ゼロは難しい。そのため、いくら高度な制御方式が導入されていても、プラントの時々刻々の運転状態を表すセンサが故障していたのでは制御どころではない。かえって、制御装置があるがために、プラントを危険な方向へ操作され、それが原因でプラント全体が大変動を起こすこともある。さらに、石油化学プラントは大量の可燃性物質や危険物を扱っているため、万一故障原因が分からず対応措置が遅れた場合には、プラント全体に変動が広がり、プラントの全面停止ならびに人身災害、火

災爆発といった二次災害を引き起こし企業基盤自身を揺るがすものにもなりかねない。このため、計装設備の健全性が要求される。そこで、もしこのような故障を未然に防止するには、プラント変動が拡大する前に故障の原因を早期に発見し、適切な措置を構ずる必要があり、プロセス制御と一体化されたプロセス異常診断の導入が叫ばれている [11]。

近年、原子力、電力、鉄鋼を中心に種々の診断法が研究され、実用化されだした [12, 13, 14, 15]。しかし、石油化学プラントにおいては実施例は数少ない。その理由は、プラントが大規模なうえ、相当複雑な運転のため、異常事象をマイクロに捉えたのでは、実状にそぐわない場合が多く、ベテランオペレータの判断力に頼らねば精度の高い診断は難しいためである。特に、化学プロセスでの異常診断が難しい理由として、

- ・化学プロセス特有のあいまいさ（例えば、制御装置による故障の隠蔽など）の取扱が難しい。
- ・センサ（圧力、流量、温度、液面など）の配置は、制御を目的としたもので異常の診断を対象としたものではなく、情報数が不足している。

などである。

一方、オペレータは、さまざまな異常現象を過去の経験や知識と結びつけ、照合しながら異常原因を推論し、真の原因を発見する優れた能力を持っている。反面、大量のプロセス情報に対して、推論の遅さ・見落とし・勘違いなど人間特有の欠点を持っているのも事実である。そこで、限られたプラントからの情報を効果的に利用し、かつ上記の欠点をカバーした実用的な異常診断の実用的な研究が不可欠である [15]。

以上述べたように、商用プラントに対する実用的な化学プロセス制御技術を研究することは、工学的価値において非常に重要である。すなわち、実プロセスへ適用することにより、得られた結果を基に、なぜ効果を上げたのかを十分に解析することは、新たな問題に対してスムーズな対応が可能となるからである。

1. 2 化学プロセス制御の実用化に関する既往の研究

本節では、化学プロセスにおける、プロセスモデリング、モデル予測制御、繰り返し学習制御、ファジィ制御、オートチューニングコントローラおよびプロセス異常診断に関する実用化研究の歴史と現状を述べる。

1. 2. 1 プロセスモデリング

化学プロセスのモデル化に関する研究の歴史は古く、たとえば荒谷 [16]、橋本 [17] が示した、物質・熱収支などの現象論的基礎式を用いてプロセスのモデルを作る伝統的なアプローチが取られてきた。しかし、最近、制御設計の効率化を目指し、対象プロセスの入・出力間の観測時系列データからブラック・ボックス・モデルに近似するプロセスモデリングCAD（計算機援用設計） [18, 19] などが市販されている。しかし、化学反応プロセスのようにむだ時間が長く、かつ非線形性の強いプロセスへの対応はまだまだできていないのが現状である。さらに、多変数系プロセスのモデリングに対しての入出力変数の選択は非常に重要である。この入出力変数の選択に、橋本は、パーシャルコンヒレンシィ [20]、相良らは、ベーズ法 [21]、奥野は、変数増減法 [22]、菅野らは、ファジィモデリング [23] を提案している。しかし、どの方法を取ろうとこれで十分だと言う方法はない。

また、モデリングの精度に大きく左右するサンプルデータの間隔をどのように決定したらいいかの問題もある。Åströmは、同定精度とサンプリング周期の関係について述べ [24]、Goodwinらは、精度よく解析できる周波数帯 [25] を提案している。しかし、実プロセスのモデリングに対しては試行錯誤で決定する場合が多い。

1. 2. 2 モデル予測制御

モデル予測制御は、いわゆる、制御が難しいとされている、組成制御のような大きな応答遅れを持つプロセスや相互干渉のある多変数のプロセスに対して、非常に有効な方式と言われている [26]。この制御方式の代表的なものとして、MAC (Model Algorithmic Control) [27] とDMC (Dynamic Matrix Control) [28] がある。これらは、現場での経験的な手法として発展してきたため理論的研究はやや遅れ、1970年代後半から1980年の初頭にかけて進められた [29, 30]。

最近、モデル同定のモジュールを持つMACのパッケージソフト「IDCOM」 [31] やDMCのパッケージソフト「DMC」 [32] が市販されだした。「IDCOM」の適用例は、多く報告され、たとえば宮内らは [33]、電解槽プロセスの苛性ソーダ濃度に適用し安定な制御性を得た。阿部 [34] は、重質軽油水素化分解装置の分解率と反応温度の制御に効果を上げた。McPhersonら [35] は、接触改質装置に適用し、オクタン価の標準値を従来の運転の1/2に抑えた。一方、「DMC」の適用例はまだ少なく、植木 [36] は、石油精製の流動接触分解装置 (FCC) の反応多変数制御系に適用し非常によい追従性を得たとの報告がしている。しかし、樹脂製造プラントの重合反応器などの制御に適用した実例はない。

1. 2. 3 繰り返し学習制御

近年、高精度な制御性を実現する方法として、所定の動作パターンを繰り返して試行することにより高精度な追従動作を行う繰り返し制御系 [37, 38]、学習制御系 [39, 40] や反復制御系 [41, 42] が提案されている。これらの制御系は、メモリーに蓄積・保存された時系列情報を修正関数にて逐次修正しながら制御する新しい制御器 (以下、繰り返し学習制御器と呼ぶ) が使用され、ロボットの2足歩行 [43] やマニピュレータ [41, 44] などの制御でその

有効性が確認されている。

一方、化学のバッチ（回分操作）反応器への適用例は少なく、国内では加藤〔45〕らが、セルロース熱分解反応実験装置の温度制御系に適用した結果、有効であったと報告している。しかし、商用の化学プロセスで実用化された事例はない。実用化するためには、目標値追従のためのバッチ試行回数の減少など解決しなければならない問題が残されている。

1. 2. 4 ファジィ制御

ファジィ制御の商用プラントへの適用例は、1980年にデンマークのSmidth社〔46〕のセメントキルンの制御に適用したのが第1号で、現在までに約1000件程度の実用開発研究が進められている。国内では、柳下ら〔47〕が浄水場の薬品注入制御へ応用したのが最初である。その他の実施例は、植木ら〔48〕は、電子混合装置へ応用し、オーバーシュートを 1.0°C に制御した。桜井ら〔49〕は、糖分抽出プロセスの供給制御系に適用し、安定な制御性が得られた。芹沢〔50〕は、ファジィ制御と最適制御を組み合わせたコンビネーション制御をセメントキルンに適用し、2～3%の省エネルギーならびに未反応物の遊離石灰含量が半減したなどが報告している。しかし、化学プロセスへの適用は、大学などの実験設備での報告〔51, 52〕はされているが実プロセスでの報告はあまり見あたらない。

1. 2. 5 オートチューニングコントローラ

オートチューニングの考え方に対する原形は、1950年代の後半にさかのぼり、1970年に入り理論面での研究は飛躍的に向上した〔53〕。一般的には、プロセスの動特性変化に対してコントローラを適応させるという意味で適応制御とも言われている。この適応制御の方式には、MRACS (Model Reference Adaptive Control System) とSTR (Self Tuning Regulator) がある。

これらは、主に、航空機、船舶、回転機などの比較的モデルが得やすいサーボ機構の制御に適用されてきたが、プロセス制御分野への適用は少ない [54]。現在、市販されているものには、STR法の考え方のTOSDIC 211-8（東芝）やエキスパート方式によるSPEC 200-EXACT（Foxboro Inc.）などである。森田 [55] は、市販されている各社のオートチューニングコントローラを実験設備の空気流量制御系や流動浴槽加熱温度制御系に適用し、フィールドテストを通して、それらの利点・欠点を述べている。しかし、商用プロセスでの適用例は鉄鋼、製紙業界が多く、化学プロセスでの適用例は見あたらない。

1. 2. 6 化学プロセス異常診断の実用化に関する既往の研究

プロセス異常診断のための手法は、経験的手法、論理的手法、知識工学的（エキスパート）手法に大きく分類され、各々の比較を表1・2に示す。

表1・2 異常診断手法の比較

項目 \ 手法	経験的手法	論理的手法	知識工学的手法
定性的・定量的モデルが不用	○	x	○
矛盾発見の論理あり（客観性）	x	○	x
事前データが不要	x	○	x
データの蓄積による効果あり	○	x	○
未経験異常原因の処理が可能	x	○	x
事前に原因の設定が不要	x	○	○
候補の数が少ない（確実性）	x	○	x
計算量が少ない（高速性）	○	x	x
実用化が容易	○	x	○

経験的手法は、過去の経験から得られた原因と症状の対応関係を記憶しておき、現実に起こった症状と比較・照合し異常の原因を推定する方法で、デシジョンテーブル方式 [56, 57] やパターン認識 [58, 59] がある。しかし、記憶量が膨大となるためあまり実用的とは言えない。

論理的手法は、対象となるプロセスの内部構造やプロセス内の因果関係をモデル化しておき、現実に起こった症状からモデルを用いて説明できる異常原因を探求する方法である。方式には、動的シミュレータを用いる方法 [60]、カルマンフィルタを用いた状態推定・システム同定の方法 [61, 62, 63]、符号付有向グラフによる方法 [64, 65, 66]、故障波及網による方法 [67, 68]、故障関連グラフによる方法 [70] ならびにフォールトツリーによる方法 [71, 72] がある。しかし、この方法はモデル化ができれば高精度の診断が可能であるが、化学プロセスのように非線形性の強いプロセスのモデル化が難しいなどの基本的な問題があり、実用化にはほど遠い。

知識工学的手法 [73, 74, 75] は、熟練のオペレータが異常の発見に使ってきた経験的知識を知識ベースとして計算機に記憶させておく。もし異常の症状が起これば、その知識ベースを使って異常原因を自動的に推論させる方法である。知識ベースには、異常事象と異常原因との関係を過去の経験的知識に整理した表層知識 (Surface Knowledge) と物理・化学的なモデル化された知識からなる深層知識 (Deep Knowledge) がある。最近、実用的な表層知識と深層知識を併用したハイブリッド形 [76, 77, 78] が多く用いられだした。この方法は、実プロセスの診断には有効な方法である。

1. 3 本研究の目的と内容

本研究の目的は、最新のプロセス制御技術を各種石油化学プラントに適用しながら、制御技術の研究開発、設計、運用の検討結果を集大成し、プロセス制御技術の実用性を検証することである。以下、各章ごとの概要を述べる。

第2章では、プロセス制御系設計のためのモデリングの問題を取り上げ、化学プロセスに適用されるモデリング手法の現状を整理し、現象論的モデリングとブラック・ボックス的モデリングの得失を述べる。その中で、ブラック・ボックス的モデリングである時系列モデリングの問題点にふれ、むだ時間推定の必要性を述べ、プロセスのむだ時間が推定でき、かつ非線形プロセスのモデリングも可能にしたむだ時間同時探索形逐次最尤推定法を提案する。2. 3では、PC9801上で稼働できるプロセスモデリング支援システムについて述べ、2. 4では、その有効性を3つの適用例で立証する。

第3章、4章、5章、6章では、それぞれ、モデル予測制御、繰り返し学習制御、ファジィ制御とオートチューニングコントローラを取り上げ、商用プロセスへ適用するための問題点を明かにし、ブレイクスルーするための設計法について述べる。その有効性は、実プロセスでの立証例で示す。

第7章では、プロセス異常診断の問題を取り上げ、従来からオペレータが実施していたヒューリスティックな診断方法にヒントを得て実用開発を行った4つの異常診断方式について述べる。

第8章では、以上の研究の結果をまとめるとともに、今後の研究に残された問題点を明らかにする。

第1章 参考文献

- 1) Shinsky, G : Proceedings of the International Conference on Chemical Process Control (CPC), 921, Asiloma, USA, January, 12(1986)
- 2) 花熊 : 石油化学工業における計装制御の動向, 計測と制御, 26, (3), 50 (1987)
- 3) 花熊 : 石油・石油化学プラントにおけるFA化の動向と課題、第5回日韓交流技術セミナー資料, ソウル, 21 (1988)
- 4) 児玉, 池田 : 制御理論と技術, システムと制御, 30, (1), 2 (1986)
- 5) 井上 : 多変数制御系設計法の応用に関する海外文献目録, 計測と制御, 19, (2), 239 (1985)
- 6) 計測自動制御学会産業委員会 : 現代制御理論はここまで使える, 計測と制御, 24, (9), 862 (1985)
- 7) 北森 (監修) : デジタルシステムによるアドバンスコントロールの实例, 計装, 3号別冊 (1981)
- 8) 北森 (監修) : デジタルシステムによるアドバンスコントロールの实例, 計装, 2号別冊 (1983)
- 9) 北森 (監修) : デジタルシステムによるアドバンスコントロールの实例, 計装, 9号別冊 (1988)
- 10) 花熊 : 石油化学プラントにおける制御理論の適用事例, 第14回計装制御技術会議資料, 6-2-1 (1983)
- 11) 花熊 : 総合プラント運転システムの設計, 第2回計測自動制御学会産業システムシンポジウム資料, 50 (1984)
- 12) 井爪 : 外乱解析と監視, 計測と制御, 20, (11), 36 (1981)
- 13) 吉年 : 原子力発電支援 (インストラクションシステムの開発), 計装, 27, (2), 52 (1984)

- 1 4) 古河, 宮崎, 新谷: 故障波及予測・診断システムの開発, 計測と制御, 23, 672 (1984)
- 1 5) 花熊ら: 石油・石油化学プラントにおける新しい警報システムのあり方, オートメーション, 28, (9), 59 (1985)
- 1 6) 荒谷: 化学プロセスの動的シミュレーション講座 (I) ~ (V), システムと制御, 28, (3), (6), (8), (10), (12), (1984)
- 1 7) 橋本: 化学プロセスのモデリング, 計測と制御, 28, (4), 351 (1989)
- 1 8) 重政, 飯野: 伝達関数モデリング支援システム, 第14回制御理論シンポジウム, 267 (1985)
- 1 9) 竹山, 太田: プロセス制御システム設計用対話形CADシステムの一例, 第24回SICE学術講演会予稿集, 59 (1985)
- 2 0) 橋本: プロセスモデリング, 日本自動制御協会主催システムと制御チュートリアル講座, 141 (1987)
- 2 1) 相良, 沖田: 非線形システムの同定と推定, 計測と制御, 26, (9), 53 (1987)
- 2 2) 奥野: (続) 多変量解析, 日科技連, 54 (1976)
- 2 3) 菅野: システムのファジィモデリング, 日本自動制御協会主催システムと制御チュートリアル講座, 79 (1987)
- 2 4) K. J. Åström: On the Choice of Sampling Rates in Parametric Identification of Time Series, Information Sciences, 1, 273(1969)
- 2 5) G. C. Goodwin, M. E. Salgado and R. H. Middleton: Indirect Adaptive Control-An Integrated Approach, Proceedings of America Control Conference, 2440(1988)

- 26) 西谷：プロセス制御系の設計－化学プロセス制御における最近の話題－，システムと制御，30，(1)，16(1986)
- 27) J. Richalet, A. Rault, J. L. Testud and J. Papon : Model Predictive Heuristic Control - Application to Industrial Processes, Automatica, 14, 413(1978)
- 28) C. R. Culter and B. L. Ramaker: Dynamic Matrix Control - A Computer Control Algorithm, AIChE 86 National Mtg., Houston, April(1979)
- 29) R. Rouhani and R. K. Mehra : Model Algorithmic Control(MAC) - Basic Theoretical Properties, Automatica, 18, Houston, April(1979)
- 30) 高松, 橋本, 大嶋, 大野：モデル予測制御の構造と自由度に関する一考察，化学工学論文集，13，(1)，71(1987)
- 31) 喜多, 棟上：「IDCOM」による多変数系の設計手法，計装，28，(5)，33(1985)
- 32) 植木：石油・化学プラント向けモデル予測制御パッケージ，計装，31，(2)，15(1988)
- 33) 宮内, 松下, 服部, 山川, 喜多, 棟上：電解プロセスへの「IDCOM」制御の適用，計装，30，(10)，45(1988)
- 34) 阿部：総合計装システムの適用事例－北海道製油所における総合計装システム，オートメーション，32，(8)，39(1987)
- 35) McPherson, J., J. E. Crosby, M. C. Delaney and T. Badgwell : Advanced system controls catalytic reformer unit at Texaco Canada Oil & Gas Journal, 85, (21), 33(1987)
- 36) 植木：流動接触分解装置のモデル予測制御，計装，32，(1)，15(1989)
- 37) 井上, 中野：陽子シンクロトロン電磁石電源の繰り返し運転における高精度制御，電気学会論文誌，C-100，(7)，234(1980)

- 38) 中野, 原: 繰り返し制御系の理論と応用, システムと制御, 30, (1), 34 (1986)
- 39) 川村, 宮崎, 有本: 学習制御方式のシステム論的考察, 計測自動制御学会論文集, 21, (5), 445 (1985)
- 40) 川村, 宮崎, 有本: 動的システムの学習制御 (Betterment Processの提案) 計測自動制御学会論文集, 22, (1), 56 (1986)
- 41) 美多, 加藤, 青木: 反復制御とロボットアームの軌道制御への応用, 計測自動制御学会論文集, 21, (11), 1223 (1985)
- 42) 小林, 原, 田中, 中野: 繰り返し制御を応用したモータの回転むら低減法, 電気学会論文誌, D-107, (1), 29 (1987)
- 43) 川村, 宮崎, 有本: 二足歩行ロボットの学習制御, 第12回制御理論シンポジウム資料, 107 (1983)
- 44) 川村, 宮崎, 有本: ロボットマニピュレータの運動学習制御, 計測自動制御学会論文集, 22, (4), 56 (1986)
- 45) Katoh, N., K. Nakao and M. Hanawa: Learning Control of a Batch Reactor, Proceedings of PSE '88, Sydney, 206(1988)
- 46) Holmblad, L. P. and J. J. Ostergaard: Control of Cement Kiln by Fuzzy Logic, Fuzzy Information and Decision Process (M. M. Gupta, E. Sanchez eds.), North-Holland, 399(1982)
- 47) 柳下, 伊東, 菅野: ファジィ理論の浄水薬品注入制御への応用, システムと制御, 28, (10), 597 (1984)
- 48) 植木, 藤枝: ファジィ制御の電子混合装置への応用, オートメーション, 33, (6), 28 (1988)
- 49) 桜井, 前川: 糖分抽出プロセスのファジィ制御, 33, (6), 55 (1988)

- 5 0) 芹沢：ファジィ制御とコンビネーション制御について，オートメーション、33，(6)，61(1988)
- 5 1) Yamashita, Y., S. Matsumoto and M. Suzuki: Start-up of a Catalytic Reactor by Fuzzy Controller, Journal of Chemical Engineering of Japan, 21, (3), 277(1988)
- 5 2) 松本，加藤，山本：回分反応プロセスのファジィ制御，化学工学協会54年会講演要旨集，145(1989)
- 5 3) 大久保：オートチューニングの現状，計測と制御，25，(9)，832(1986)
- 5 4) Seborg, D. E., T. F. Edgar and S. L. Shah : Adaptive Control Strategies for Process Control : Survey, AIChE Journal, 32, (6), 831(1986)
- 5 5) 森田：オートチューニングコントローラ，PETROTECH, 9，(10)，36(1986)
- 5 6) Belenblut, B. J. and H. B. Whitehouse : A Method for Monitoring Process Plant Based on a Decision Table Analysis, The Chemical Engineering, (Mar.), 175(1977)
- 5 7) Bristol, E. H. and H. L. Wada : Alarm Analysis Can Diagnose System Fault, Control Engineering, (Feb.), 47(1976)
- 5 8) Izumi, S., M. Segawa, K. Hamada and T. Itoh : Application Pattern Recognition Techniques to Location of Impact Sound Sources on Pressure Vessel, Japan Nuclear Science Technology , 21, 94(1984)
- 5 9) 轡，小島，松山：パターン認識を利用したバッチプロセスの異常診断，化学工学論文集，13，45(1987)
- 6 0) 大島：シミュレーションと異常診断，電気学会雑誌，99，195(1979)

- 6 1) 中溝, 秋月, 添田: システムと故障検知法, 計測と制御, 18, 471
(1979)
- 6 2) Park, S. and D. M. Himmelblau : Fault Detection and Diagnosis via
Parameter Estimation in Lumped Dynamic Systems, Ind. Che. Process
Des., 22, 482(1983)
- 6 3) Watanabe, k. and D. M. Himmelblau : Fault Diagnosis in Nonlinear
Chemical Processes, Part I-Theory, AIChE Journal, 29, 243(1983)
- 6 4) 潮崎, 松山, 田野, 大島: 符号付有向グラフを用いた化学プロセスの異常
診断法-複合探索のアルゴリズム-, 化学工学論文集, 11, 343
(1985)
- 6 5) 拓植, 松山: 符号付有向グラフを用いた異常診断システムの診断精度の評
価, 化学工学論文集, 11, 462 (1985)
- 6 6) 拓植, 潮崎, 松山, 大島, 井口, 淵上, 松下: 化学プラント用異常診断シ
ステムの実用化実験, 化学工学論文集, 10, 240 (1984)
- 6 7) 古河, 宮崎, 新谷: 故障波及予測・診断システムの開発, システムと制御,
23, 672 (1984)
- 6 8) 宮崎, 古河, 新谷: プラントにおける故障影響波及過程のネットワークモ
デル, 電気学会論文誌, C101, 43 (1984)
- 6 9) Kokawa, M., S. Miyazaki and S. Shingai : Fault Location Using Dig-
raph and Inverse Direction Search With Application, Automatica, 19,
729(1983)
- 7 0) 高田: 自動診断と自動保守, システムと制御, 23, 236 (1973)
- 7 1) Lembert, H. E. and G. Yadigaroglu : Fault Tree for Diagnosis of
System Fault Conditions, Nuclear Science Engineering, 62, 20(1977)
- 7 2) Lapp, S. A. and G. J. Powers : Computer-Aided Synthesis of Fault
Trees, IEEE Trans. Reliability, R-26, 2(1977)

- 7 3) 平井：故障診における知識工学的手法，システム制御，28，231
(1983)
- 7 4) 熊本，井上：プラント異常診断用エキスパートシステム—その開発と今後の動向—，OHM，20，(2)，35 (1986)
- 7 5) Andow, P. K. : Fault Diagnosis Using Intelligent Knowledge Based System, Chemical Engineering Res. Des., 63, 368(1985)
- 7 6) 木口，吉田，元田，小林：知識工学を適用したプラント運転ガイダンス方式の開発，日本原子力学会誌，25，298 (1983)
- 7 7) パーソナルコンピュータを用いた故障診断システム，計測と制御，22，448 (1983)
- 7 8) Wells, A. H. and W. E. Underwood : Knowledge Structure for A Nuclear Power Plant Consultant, Trans. American Society, 41, 41(1982)

第2章 時系列モデリング

2.1 概要

制御系を設計し実際の現場に適用する場合には、制御対象の特性把握・動特性モデルの作成（モデリング）、制御方式の選択と制御パラメータの設計・評価、制御パラメータチューニングなど、図2・1に示す設計作業を経る必要がある。特に、制御対象の動特性をとらえ精度のよいモデルができれば、このモデルを内部モデルに持ち込んだ速応性のある、安定な制御系の設計が容易となるばかりか、設計した制御系の良否などがシミュレーションにて確かめることもできる。これがモデリングの重要な点である。中でも制御対象のモデリング作業は、人間の判断に頼った試行錯誤が多く、多大な作業時間を費やしているのが現状であり、この作業の効率化が大きな鍵となっていた。

制御対象のモデリングには、現象論的モデリングとブラックボックス的モデリングがある。前者は、制御対象の構造と内部変数の挙動を物質・熱収支などから微分方程式に表現する。一般には、非線形微分方程式群からなり非常に複雑な数式モデルとなる。後者は、制御対象の動特性をあらかじめある構造の数式（例えば、伝達関数やARMAX（離散形自己回帰移動平均）モデルなど）で表現しておき、その式に含まれるパラメータを制御対象の動特性試験データから推定する方法である。代表的な推定法として最小2乗法や最尤推定法がある。

一方、制御系の設計において制御対象の本質的な挙動を表すには、たかだか、むだ時間をもつ1次遅れか2次遅れの簡単なモデルで十分な場合が多い。いくら現象論的モデリングを用いると精度のよいモデルが得られると言っても、制御系設計の大半をこのモデリング作業に費やすのは得策ではない。やはり、効率と精度とのトレードオフを考慮した場合、ブラックボックス的モデリングの方が良いようである。参考までに、プロセス制御系設計に適用されるモデリング手法を表2・1にまとめた。

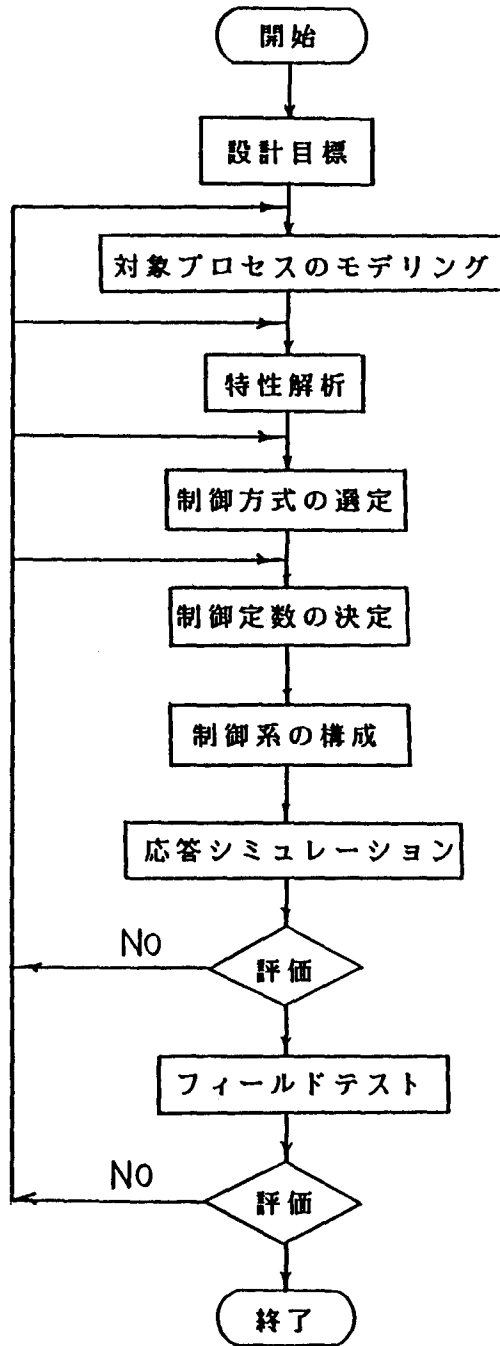


図 2・1 制御系の設計手順

化学プロセス制御に適用されるモデリング手法

モデリング手法	モデル作成用データ	モデルの近似法	実用レベル	試用レベル	実用開発レベル	適用事例
古典的制御理論形	ステップ応答 または パルス応答試験	応答波形による伝達関数近似	○			・蒸留塔・反応器の温度制御系など多数
		応答面積法による伝達関数近似		○		・ボイラー燃焼制御系など
	周波数応答関数近似	周波数関数に近似		○		—
	白色ノイズ信号による応答試験	相関法による周波数応答に近似		○		—
現代的制御理論形	一般操業データ	最小2乗法および最尤法によりパルス伝達関数に近似		○		・蒸留塔・反応器の温度制御系など
		多次元線形微分方程式に近似		○		・化学プロセス現象モデルのパラメータ推定
数理計画モデル形	一般操業データ	重回帰モデルにより線形方程式に近似	○			・最適化のためのモデルなど多数
		GMDHによる非線形方程式に近似		○		—
知識情報モデル形	一般操業データ	ファジィモデルに表現			○	・重合反応器の温度制御系
		知識・経験モデルに表現			○	—

最近、モデリング作業の効率化を狙ったモデリング支援システムが開発されている [2 , 3] 。しかし、これらはプロセスにステップやパルスなどの試験信号を加えプロセスの応答波形から時系列モデルに近似するため、プロセスに大きな変動を与える欠点がある。このため、試験信号をプロセスに加えずに、操業状態の時系列データから直接プロセスの動特性を決定できる方法が強く望まれている。動特性を操業状態の時系列データから、直接時系列モデルに近似する手法が提案されている例 [4] もあるが、むだ時間の推定は難しく、高次数のモデルに近似されるため、制御設計に用いるモデルとしてはあまり好ましくはない。そこで、プロセスにむだ時間が存在する場合、入出力の時系列データの入力データ列に対して出力データ列がむだ時間だけ遅れて観測されることに着目した。すなわち、入力データ列をそのままに、出力データ列を任意のサンプル期間だけ進めた入出力組替えデータ列を作り、逐次最尤推定法によりパラメータの推定を行う。これを繰り返しながら、一番実プロセスデータと一致のよいモデルを選定モデルとするむだ時間同時探索形逐次最尤推定法を開発した [1] 。このシステムは、P C 9 8 0 1 上で稼働する対話型の C A E (計算機援用エンジニアリング) システムであり、むだ時間を含むプロセスのモデリングは勿論のこと化学反応のような非線形性の強いプロセスのモデリングも可能にした。

本章では、時系列モデリングの実用的な設計法ならびに実装置での立証例について述べる。

2. 2 モデリング支援システム

2. 2. 1 モデル同定法

システムのモデルを(1)式のようにおくと、雑音列 $V(k)$ が観測されれば、モデルのパラメータは単純な最小2乗法で推定される。

$$\hat{A}(z^{-1})Y(k) = \hat{B}(z^{-1})U(k) + \hat{C}(z^{-1})V(k) \quad (1)$$

ここで、

$$\begin{aligned} \hat{A}(z^{-1}) &= 1 + \hat{a}_1 z^{-1} + \dots + \hat{a}_n z^{-n} \\ \hat{B}(z^{-1}) &= \hat{b}_1 z^{-1} + \dots + \hat{b}_n z^{-n} \\ \hat{C}(z^{-1}) &= 1 + \hat{c}_1 z^{-1} + \dots + \hat{c}_n z^{-n} \end{aligned} \quad (2)$$

しかし、実際にはこの雑音列を観測することはできないため、何らかの近似をする必要がある。当然考えられる方法は、真の雑音列の代わりにモデルと実際の誤差 $\varepsilon(k)$ を雑音列として適用することである。すなわち、(1)式の $V(k)$ の代わりに $\varepsilon(k)$ を適用した(3)式をシステムのモデルとする。この同定法が、Söderstromらが提案した逐次最尤推定法[5]である。

$$\hat{A}(z^{-1})Y(k) = \hat{B}(z^{-1})U(k) + \hat{C}(z^{-1})\varepsilon(k) \quad (3)$$

(3)式の $\hat{a}_1, \dots, \hat{a}_n, \hat{b}_1, \dots, \hat{b}_n, \hat{c}_1, \dots, \hat{c}_n$ は時点 k において推定された係数値である。この場合、逐次形推定アルゴリズムは最小2乗法がそのまま使え(4)式としてまとめられる。

$$\hat{\theta}(k) = \hat{\theta}(k-1) - \mathbf{K}(k) \varepsilon(k)$$

$$\mathbf{K}(k) = \mathbf{P}(k) \phi(k) [1 + \phi^T(k) \mathbf{P}(k) \phi(k)]^{-1}$$

$$\mathbf{P}(k) = \mathbf{P}(k-1) - \mathbf{P}(k-1) \phi(k) \cdot [1 + \phi^T(k) \mathbf{P}(k-1) \phi(k)]^{-1} \phi^T(k) \mathbf{P}(k-1)$$

$$\varepsilon(k) = Y(k) - \phi^T(k) \hat{\theta}(k-1) \quad (4)$$

ここで、

$$\phi(k) = [-Y(k-1), \dots, -Y(k-n), U(k-1), \dots, U(k-n)]$$

$$\hat{\theta}(k) = [\hat{a}_1, \dots, \hat{a}_n, \hat{b}_1, \dots, \hat{b}_n, \hat{c}_1, \dots, \hat{c}_n] \quad (5)$$

しかし、システムの出力列にむだ時間Dがある場合には、システムのモデルは、(6)式にみられるように入力列がU(k-D)になり(4)、(5)式はそのままでは適用できない。

$$\hat{\mathbf{A}}(z^{-1}) Y(k) = \hat{\mathbf{B}}(z^{-1}) U(k-D) + \hat{\mathbf{C}}(z^{-1}) \varepsilon(k) \quad (6)$$

すなわち、(4)、(5)式を使う場合はむだ時間Dが既知でなければならない。そこで、出力列がむだ時間だけ遅れることを利用して、一定期間の採集データを図2・2に示す入力列を基準にして、出力列を任意のサンプル期間Dだけ進めた入出力組替えデータ列を作り(4)、(5)式の方法によりパラメータを求める。モデル出力(計算方法は出力の初期値のみ実データを入れ、その後は入力項のみ実データを入力する。)と実際値との絶対偏差積分値Jが最小となるモデルパラメータ $\hat{a}_n, \hat{b}_n, \hat{c}_n, D$ を決定する。この方法は、入出力データ列の相互相関関数が最大値をとる時間すなわちプロセスのむだ時間と一致する。この手順をまとめると次のようになる。

①一定期間の入出力データ列 {U(k), Y(k)} をサンプリングし、入力データをそ

のままに出力データを任意の期間Dだけ進め入出力データを組替えたデータ列 $\{U(k), Y(k)\}$ を作る。

②①で作ったデータ列から逐次形最尤推定法にてパラメータ $\hat{a}_n, \hat{b}_n, \hat{c}_n$ を決定する。

③②で求めたモデルに入力データ列 $\{U(k)\}$ を入力して、モデル出力列 $\{\hat{Y}(k)\}$ を求め実プロセスデータ $\{Y(k)\}$ と比較する。比較法として、絶対偏差積分値 (IAE) を評価値Jとする。

④①～③を繰り返しJが最小となる $\hat{a}_n, \hat{b}_n, \hat{c}_n, D$ を決定する。

図2・3に以上で述べたむだ時間同時探索形最尤推定法のブロック線図を示す。

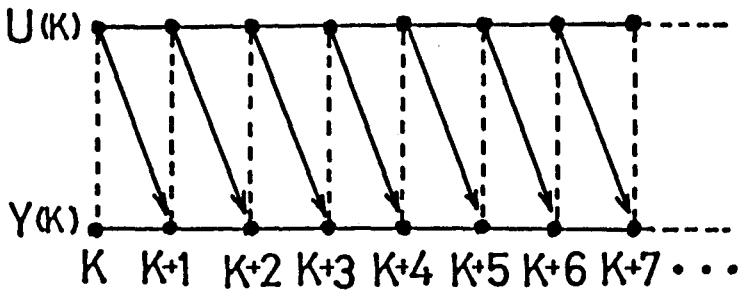


図2・2 入出力データの組替え

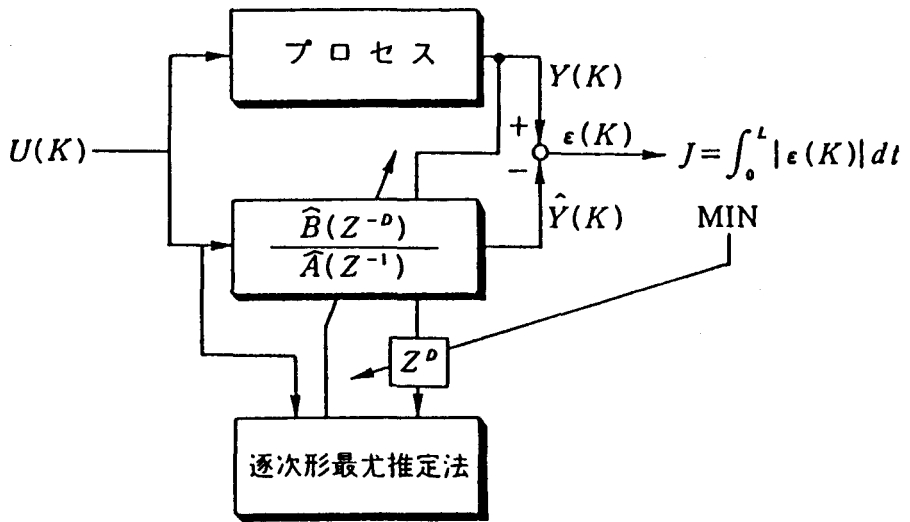


図 2・3 むだ時間同時探索形逐次最尤推定法

2. 2. 2 システムの構成

本モデリング支援システムは、図 2・4 に示す構成をしており、特に以下の機能に重点を置いて設計した。

- (1) 操業状態での入出力時系列データからモデルの構造に応じてモデルの決定ができる。
- (2) プロセスのむだ時間が同時に近似推定できる。
- (3) 実プロセスの応答とモデルの応答波形が画面上で即座に比較できる。

本システムのモデリング手順をまとめると次のようになる。

- ① データファイルを準備する。
- ② 入出力時系列データのスケーリングおよびサンプル間隔を設定する。
- ③ Determinant Ratio Testにより次数決定する。
- ④ モデルの構造を選定する。
- ⑤ むだ時間同時探索形最尤推定法にてモデルのパラメータを求める。

⑥ 実応答とモデル応答波形の比較を行う。

⑦ 満足できないモデルならば②～⑥を繰り返す。

特に、モデルは図2・5に示す構造が選定できるようになっており、化学反応のような非線形性の強いアレニウス形プロセスのモデリングも可能である。

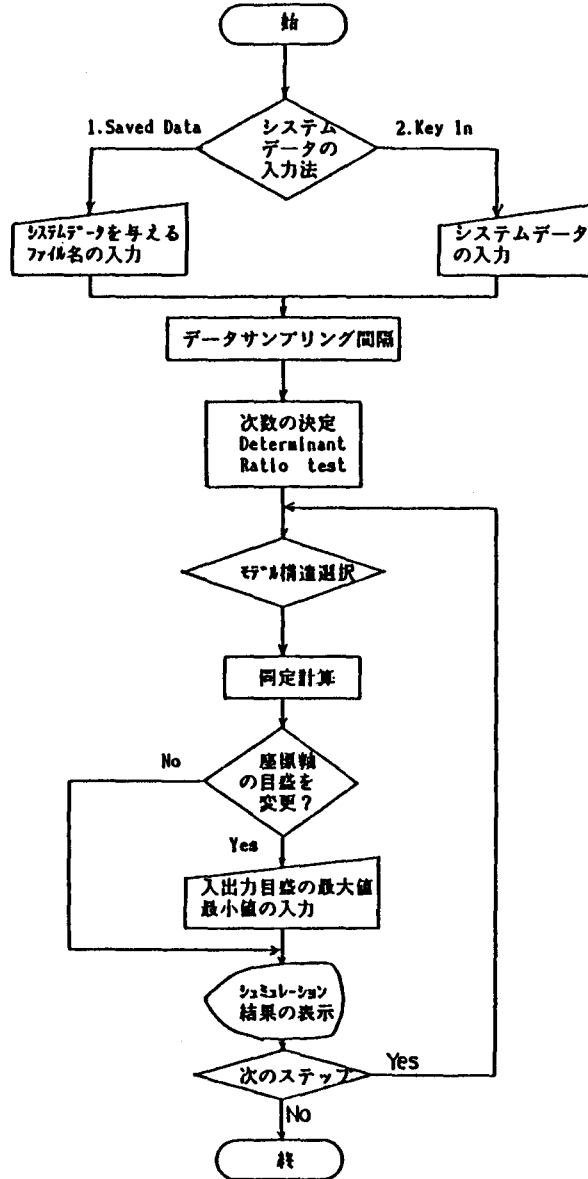


図2・4 時系列モデリング支援システムの構成

同 定 シ ス テ ム

どの方法を選びますか？ :

* システムデータファイル	1
* むだ時間探索型 (一次遅れシステム)	2
* むだ時間探索型 (二次遅れシステム)	3
* むだ時間探索型 (多次遅れシステム)	4
* 多変数型	5
* アレニウス型 (反応系)	6
* GMDH	7
* 終わり	8

図 2・5 モデル構造の選定メニュー

2. 3 適用結果と評価

ポリエチレン連続重合反応器の反応槽ガス組成比、ポリスチレンバッチ重合反応器の反応温度およびポリブテン重合反応器の槽内未反応モノマ組成と反応温度のモデリングに本CAEシステムを適用した。その適用例を以下に示す。

2. 3. 1 ポリエチレン連続反応器への適用

ポリエチレン連続重合反応器のプロセスフローを図2・6に示す。

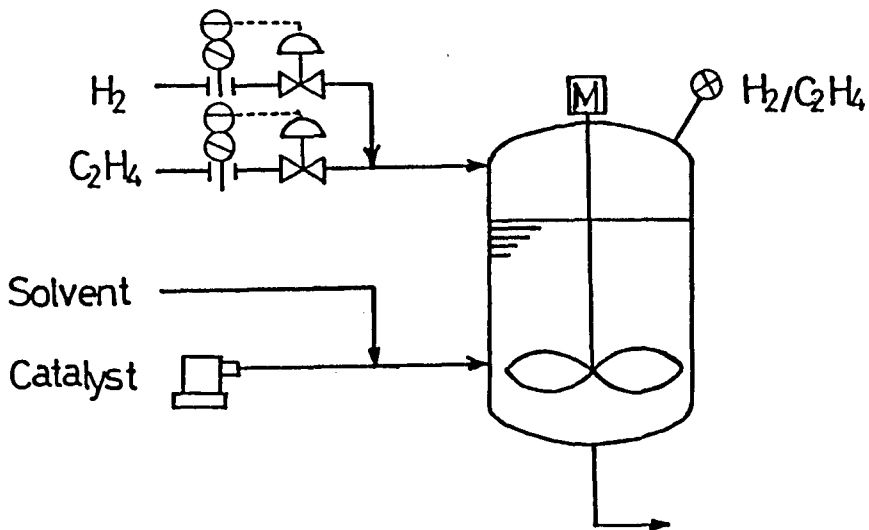


図2・6 ポリエチレン連続重合反応器のフロー

この反応器は、原料のエチレンガス、分子量調整用の水素ガス、チグラール・ナッタ系触媒、溶剤が連続的に供給され運転されている。この反応器の運転は、槽内の水素ガス／エチレンガスのモル比を一定の目標に追従させるため水素ガスを操作する。このモル比は、製品銘柄の品質を決める上で重要な因子である。この

モル比 Y と供給水素ガス量 U との動特性を求めため、モル比を出力に供給水素ガスを入力とする ARX (離散形自己回帰) モデルを本 CAE システムにより求めた。入出力時系列データは 6 分ごとにサンプリングした。この時の運転条件を表 2・1 に示す。この結果、

$$Y(k+1) = 0.92Y(k) + 0.11U(k) \quad (7)$$

なる一次遅れの ARX モデルに近似できた。図 2・7 にモデル応答の結果を示す。

表 2・2 運転条件

C_2H_4	供給量 [kg/h]	7500
H_2	供給量 [Nm^3/h]	0~200
圧力	[Pa]	$5 \sim 10 \times 10^5$
温度	[$^{\circ}C$]	80

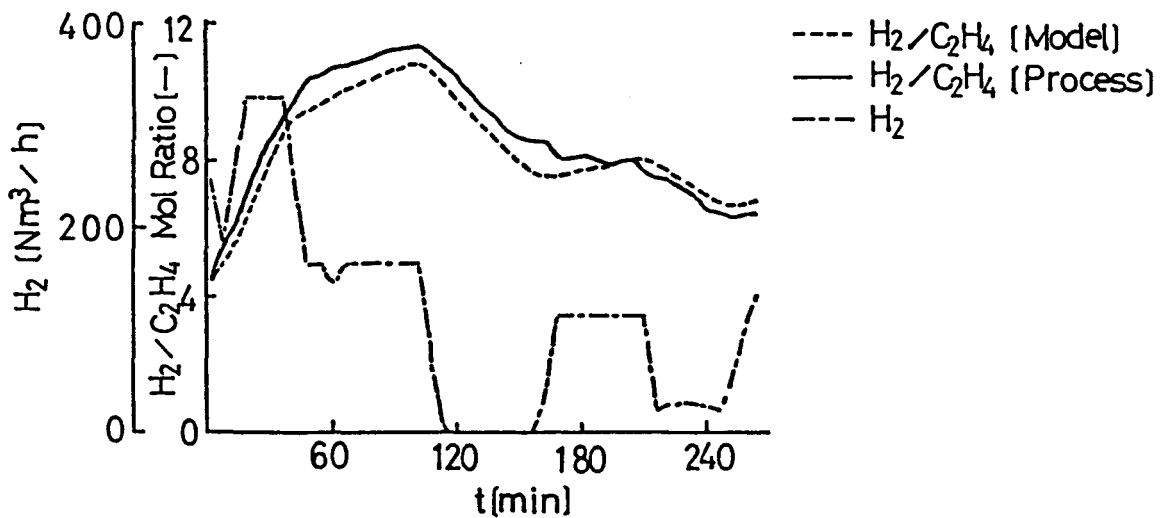


図 2・7 モデル応答の結果

2. 3. 2 ポリスチレンバッチ重合反応器への適用

ポリスチレンバッチ重合反応器のプロセスフローを図2・8に示す。この反応器は、懸濁重合反応器で、原料のスチレン、純水、過酸化物系触媒、重合調整剤、分散剤、助剤が一定の比率で仕込まれる。そして、製品ごとに決められた反応の昇温パターンに追従させるため、反応温度調節計とジャケット温度調節計とのカスケード制御系で構成され、ジャケット媒体にて反応熱が制御されている。ジャケット温度調節計は、ジャケットの入口、出口に設置された温度計の算術平均値を制御し、調節出力は、出力レンジに応じて加熱、冷却側に切り替えるスプリットレンジ方式が採用されている。これは、発熱点までは、スチームの熱交換器で加熱され、発熱点を過ぎれば、反応熱を除去するため海水冷却器で制御される。このプロセスの反応温度とジャケット温度との動特性を求めるため、反応温度を出力に、ジャケット温度を入力とする、ARXモデルを本CAEシステムより求めた。この反応は、非線形性の強いアレニウス形プロセスのため、むだ時間をもつ一次遅れのモデルに近似したが精度のよいモデルは求まらず、以下の現象論的モデルから簡易なモデル構造に変換した。図2・8のバッチ重合反応器の熱収支、物質収支式は(8)、(9)、(10)式となる。

$$\gamma = -d[M]/dt = k_0 \cdot \exp\{-E_a/R(\theta_r + 273)\} \cdot [CAT]^{1/2} \cdot [M] \quad (8)$$

$$d\theta_r/dt = \{\gamma \cdot \Delta H \cdot W_r - h \cdot A(\theta_r - \theta_j)\} / (Cp_m \cdot W_m) \quad (9)$$

$$d\theta_j/dt = \{h \cdot A(\theta_r - \theta_j) + Cp_j \cdot F(\theta_{j,i} - \theta_{j,o})\} / (Cp_j \cdot W_j) \quad (10)$$

ここで、ジャケット温度 θ_j は、図2・8に示すジャケット入口温度 $\theta_{j,i}$ と出口温度 $\theta_{j,o}$ の算術平均 $\theta_j = (\theta_{j,i} + \theta_{j,o})/2$ である。

反応温度 θ_r とジャケット媒体温度 θ_j の関係式を導くため、(8)式を(9)式

に代入して(11)式を得る。

$$d\theta_r/dt = [k_0 \cdot \exp\{-E_a/R(\theta_r+273)\} \cdot [\text{CAT}]^{1/2} \cdot [M] \cdot \Delta H \cdot W_r - h \cdot A(\theta_r - \theta_j)] / (C_{pm} \cdot W_m) \quad (11)$$

(11)式で $[k_0 \cdot [\text{CAT}]^{1/2} \cdot [M] \cdot \Delta H \cdot W_r, hA, C_{pm} \cdot W_m]$ はそれぞれ一定と仮定し、オイラー展開して各項の係数を $\hat{a}_1, \hat{a}_2, \hat{a}_3$ とする(12)式に変換する。

$$\theta_r(k+1) = \hat{a}_1 \cdot \theta_r(k) + \hat{a}_2 \cdot \exp\{-E_a/R(\theta_r(k)+273)\} + \hat{a}_3 \cdot \theta_j(k-D) \quad (12)$$

この未知パラメータ $\hat{a}_1, \hat{a}_2, \hat{a}_3, D$ は、むだ時間同時探索形逐次最尤推定法にて求められる。実際に採取した入出力時系列データは、5分ごとにサンプリングしたが、本CAEシステムのサンプリング設定機能を使い、原データの n 倍($n=1 \dots 6$)のサンプリング間隔のデータ列の中で最も適合度の良い20分ごとのサンプルデータ列を採用した。この時の運転条件を表2・2に示す。この結果、

$$\theta_r(k+1) = 0.804\theta_r(k) + 5.739 \times 10^{15} \exp\{-E_a/R(\theta_r(k)+273)\} + 0.148\theta_j(k-1) \quad (13)$$

に近似できた。ここで、 E_a, R はそれぞれ240, 0.01986である。図2・9にモデル応答の結果を示す。ここでは、加熱と冷却時の伝熱特性を一定と仮定したが、厳密なモデリングが要求される場合には、この点を考慮する必要がある。

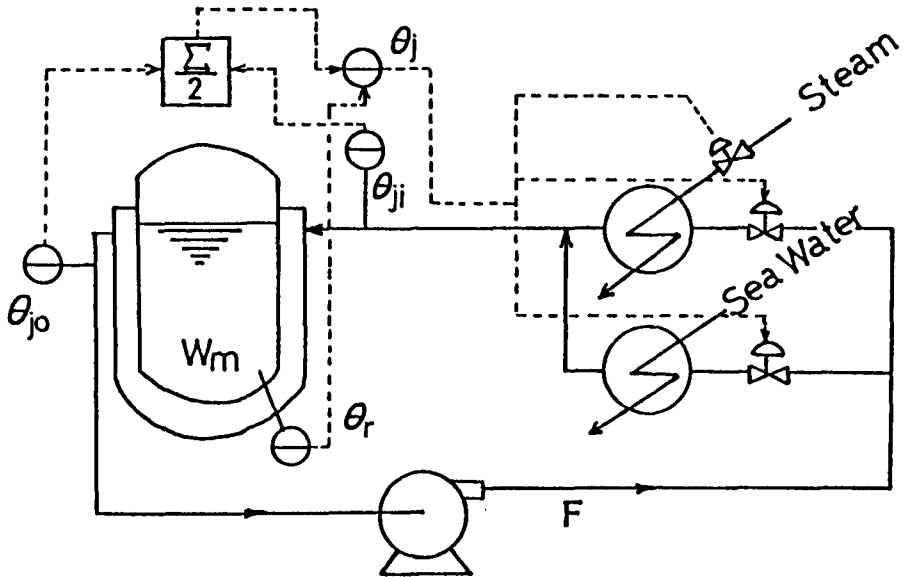


図 2・8 ポリスチレンバッチ重合反応器のフロー

表 2・3 運転条件

W_r	[kg]	2400
純水量	[kg]	2800
熱媒量	[kg/h]	15000
触媒量	[kg/h]	23
圧力	[Pa]	$4 \sim 4.5 \times 10^5$

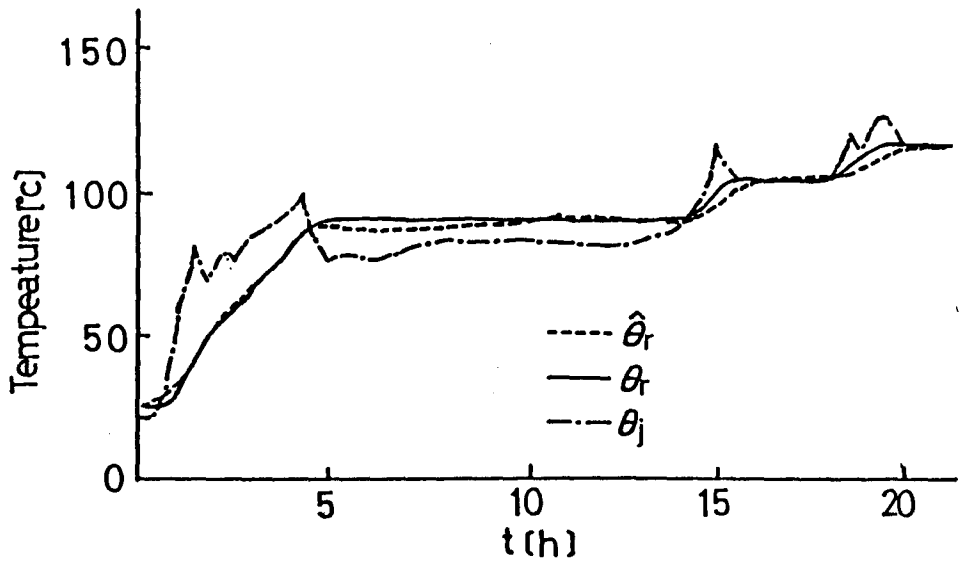


図 2・9 モデル応答の結果

2. 3. 3 ポリブテン連続重合反応器への適用 [6]

ポリブテン連続重合反応器のフローを図2・10に示す。この反応器は、イソブテンをアルミナ系触媒を用い液相中でカチオン重合させるもので、3本のブーツを持つ気相部より成る反応器と触媒を静置分離するためのセトラから構成されている。この反応器の運転は、中間のブーツに設置された温度を一定値に保つための冷媒流量制御系（P I D調節計）、槽内の未反応モノマ濃度を一定に保持するための触媒注入量制御系（P I D調節計）とブーツの液面を一定に保つための抜き出し量制御系（P I調節計）が実装されている。

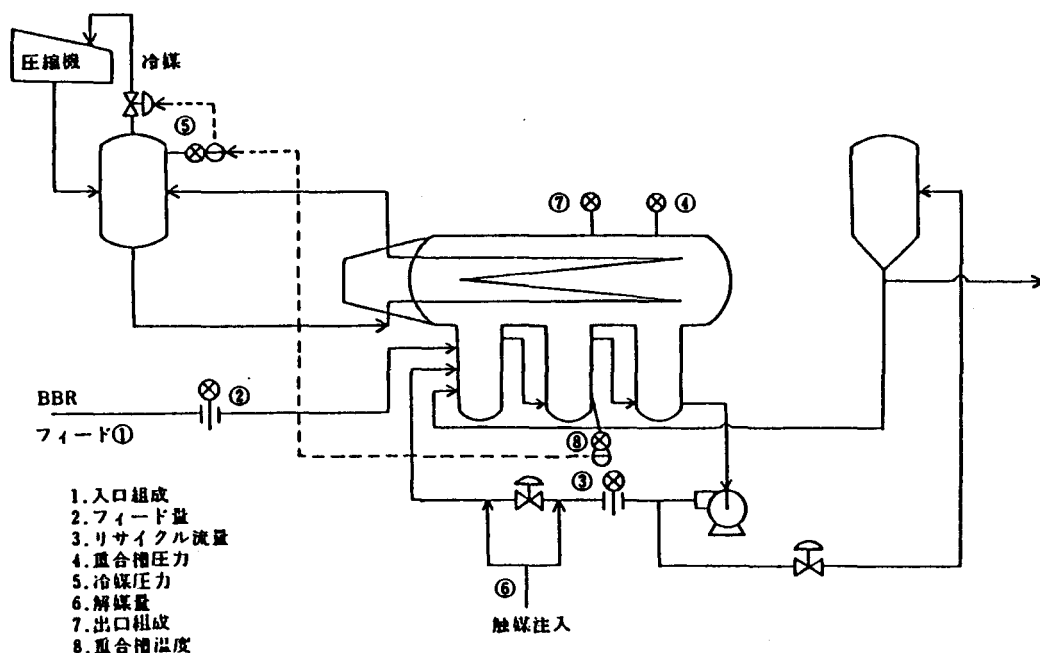


図2・10 ポリブテン連続重合反応器のフロー

この重合反応器の安定制御システムを設計するため、反応温度と未反応モノマ濃度の動特性を求める必要があった。しかし、関連する因子（フィード量、フィード組成、反応器のリサイクル量、冷媒流量、触媒注入量）が多く、多変数系のモデルリングが必要であった。しかし、入出力変数が多ければモデルリングが難しくなるため入出力変数の選定に次の方法を用いた。

まず、反応器の入出力関係を化学工学的な知識と運転経験から5入力3出力に仮定した（図2・11）。そして、操業状態での入出力データをマイコンで採集した。この時の運転条件を表2・3に示す。図2・12は、サンプル周期1分で、平均値を除いた平均値まわりの挙動を示した操業データの一例である。しかし、5入力3出力のモデルをそのまま本CAEシステムにより求めたのでは精度のよいモデルが得られない。そこで、出力と因果の強い入力変数を抽出するため相関法と物理・化学的知識を併用し入出力変数の選択を行った。表2・4に各変数間の相関係数を示す。

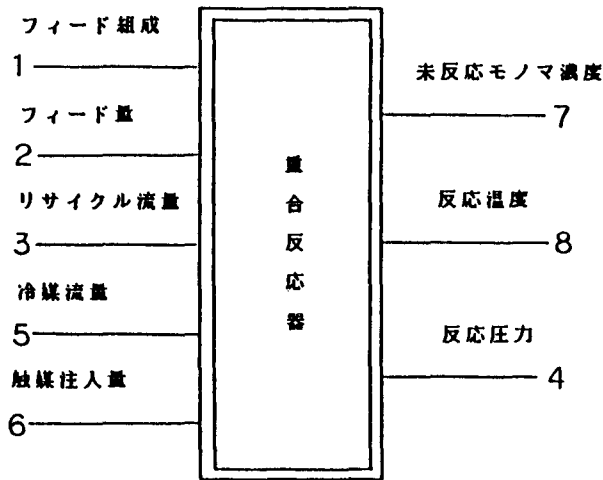


図2・11 反応器の入出力関係

表 2・3 運転条件

$i - C_4H_8$	[kg/h]	1000
圧力	[Pa]	4×10^5
温度	[°C]	40

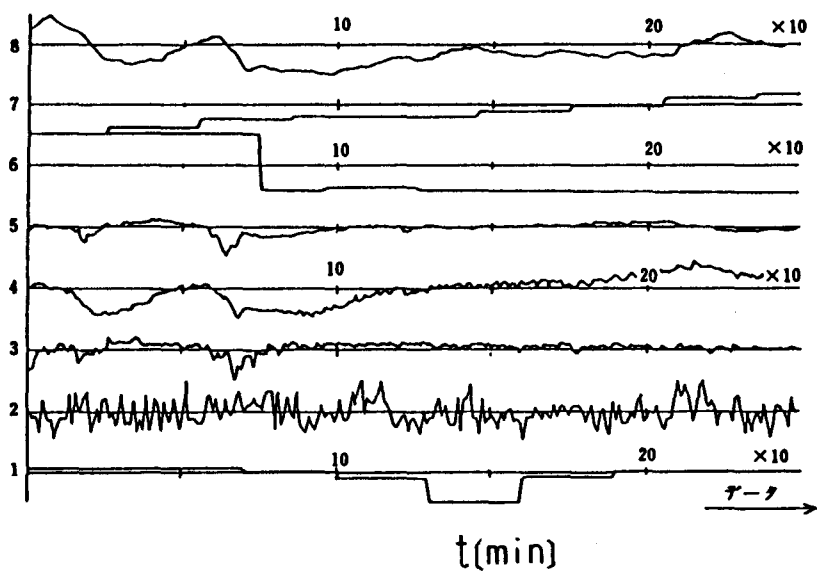


図 2・1 2 操業データの一例

表 2・4 相関表

	INPUT					OUTPUT		
	1	2	3	5	6	4	7	8
1	1.0000							
2	0.0003	1.0000						
3	-0.0642	-0.0539	1.0000					
5	-0.0092	-0.0876	0.6114	1.0000				
6	0.1678	0.0026	-0.0532	0.0427	1.0000			
4	-0.0335	0.0005	0.1086	0.4996	0.0865	1.0000		
7	-0.2610	0.0693	-0.1694	0.0426	-0.0738	0.4326	1.0000	
8	-0.0436	0.1467	-0.4064	-0.4584	-0.0774	0.3420	0.3699	1.0000

注) 表中の番号 1～8 は図 2. 1 1 の入出力関係と対応する。

その結果、図 2・1 3 の 3 入力（リサイクル流量、冷媒量、触媒注入量）2 出力（反応温度、未反応モノマ濃度）のモデルとした。相関表では、触媒注入量は、観測データの変動幅は小さくまた出力に対する相関も小さかったが、反応に欠かせない重要な因子のため選定した。また、フィード流量、フィード組成は、前処理系で変動が抑えられていて、グラフ上は大きな変動幅に見えるが、その絶対値から判断しても影響度が小さいため除外した。

本 C A E システムを用いて、未反応モノマ組成と反応温度の動特性を求めた。モデル次数は、Determinant Ratio Testにより求め全て 4 次とした。図 2・1 4 に反応温度と未反応モノマ濃度のモデル応答結果を示す。

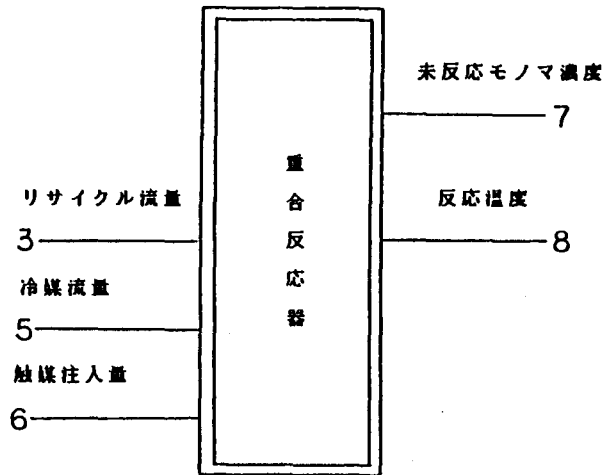


図 2・13 変数選択後の入出力関係

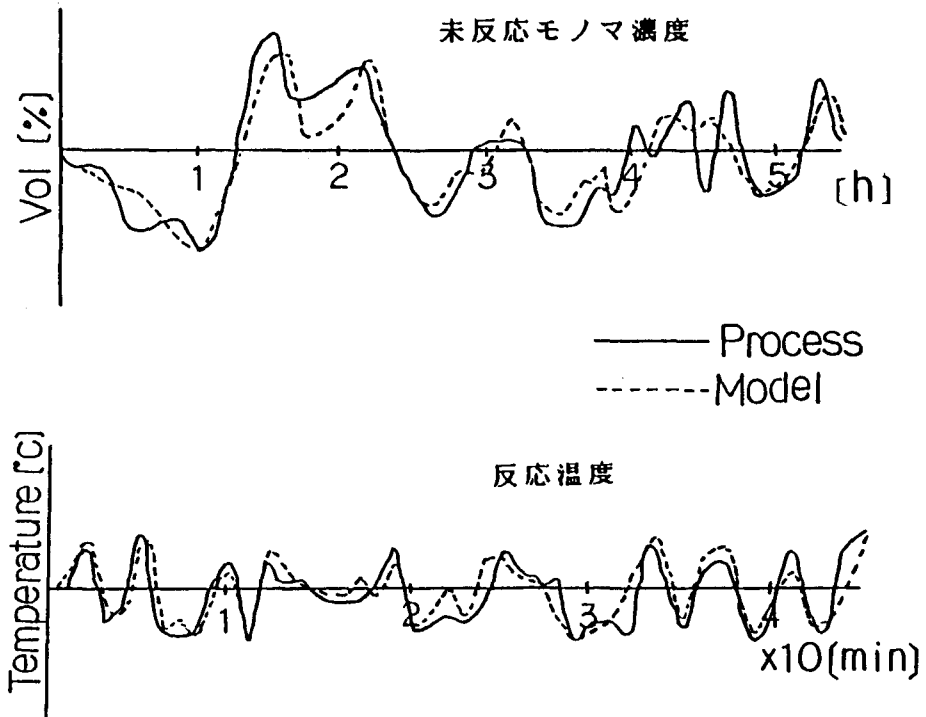


図 2・14 モデル応答の結果

2. 4 まとめ

本章では、時系列モデリングの欠点であったむだ時間の同時探索を可能にしたむだ時間同時探索形逐次最尤推定法を提案し、その有効性を3つの適用例で立証した。このCAEシステムはまとめると以下の特長を持っている。

- (1) モデルの構造を任意に選定することにより精度の高いモデリングができる。
- (2) 化学プロセス特有の長いむだ時間も同時に近似推定できる。
- (3) 化学反応に代表される非線形性の強いプロセスのモデリングもできる。
- (4) グラフィック表示とコマンド入力による対話型インタフェースで、モデリング作業を効率良く進められる。

しかし、本モデリング支援システムを用いれば全てうまくいくとは言えない。その一つは、適用例2.3.2に示したように、プロセスにマッチしたモデル構造を決める問題がある。モデル構造が不完全な場合には、精度のよいモデルは得られない。この適用例では、プロセスの物質・熱収支の現象論的知識から簡易なモデル構造にしたのち、本モデリング支援システムを適用した。しかし、モデルの精度は向上はしたが、モデリング作業の効率化が図られたかは疑問である。もう一つは、適用例2.3.3に示した、多変数プロセスにおける入出力変数選択の問題である。この適用例では、変数間の相関や物理・化学的知識を併用し変数の選択を行ったが、この方法で全てうまくいくとは思えない。今後、これらの問題を一つ一つ解決しながらよりよいモデリング支援システムを作り上げたい。

第2章 記号表

A = 伝熱面積 [m^2]

$\hat{A}(z^{-1})$ = 遅延演算子 z^{-1} の
出力多項式 [-]

$\hat{a}_n, \hat{b}_n, \hat{c}_n$ = モデルパラメータ [-]

$\hat{B}(z^{-1})$ = 遅延演算子 z^{-1} の
入力多項式 [-]

$\hat{C}(z^{-1})$ = 遅延演算子 z^{-1} の
誤差多項式 [-]

[CAT] = 触媒重量 [kg]

C_{p_j} = ジャケット媒体平均比熱
[kJ/(kg·K)]

C_{p_m} = 反応物平均比熱 [kJ/(kg·K)]

D = 離散むだ時間 [-]

E_a = 活性化エネルギー [kJ/kmol]

F = ジャケット媒体流量 [kg/h]

ΔH = 反応熱量 [kJ/kg]

h = 総括伝熱係数 [kJ/($m^2 \cdot h \cdot K$)]

J = 評価関数 [-]

$K(k)$ = 修正ゲインマトリクス [-]

k_o = 頻度因子 [1/h]

k = 離散時間 [-]

[M] = 反応物濃度 [%]

n = モデル次数 [-]

n = モデル次数 [-] 分散

$P(k)$ = 推定誤差共分散
マトリクス [-]

R = ガス定数 [kJ/(kmol·K)]

t = 時間 [min or h]

$U(k)$ = プロセス入力量 [-]

$V(k)$ = 雑音列 [-]

W_j = ジャケット媒体重量 [kg]

w_m = 反応物 + 純水重量 [kg]

w_r = 反応物重量 [kg]

$Y(k)$ = プロセス出力量 [-]

$\hat{Y}(k)$ = モデル出力量 [-]

z^{-1} = 遅延演算子 [-]

γ = 反応転化率 [%/h]

$\varepsilon(k)$ = モデル誤差量 [-]

$\hat{\theta}(k)$ = パラメータベクトル [-]

θ_j = ジャケット媒体温度 [$^{\circ}C$]

θ_{j_i} = ジャケット入口温度 [$^{\circ}C$]

θ_{j_o} = ジャケット出口温度 [$^{\circ}C$]

θ_r = 反応温度 [$^{\circ}C$]

θ_r = 推定反応温度 [$^{\circ}C$]

$\phi(k)$ = 観測値ベクトル [-]

第2章 参考文献

- 1) 花熊, 佐々木, 中西: 化学工学論文集, 15, (5), 919 (1989)
- 2) 重政, 飯野: 第24回SICE学術講演会予稿集, 227 (1985)
- 3) 竹山, 太田: 第24回SICE学術講演会予稿集, 59 (1985)
- 4) 八木原: 第16回計装制御技術会議講演会予稿集, 49 (1982)
- 5) Söderstrom: A Theoretical Analysis of Recursive Identification Method, Automatica, 14, (3), 231(1978)
- 6) 花熊, 長迫, 古谷: 第3回計測制御学会中国支部研究討論会資料-実システムのモデリング-, 33 (1983)

第3章 モデル予測制御

3.1 概要

モデル予測制御は、いわゆる、制御が難しいとされてきた長いむだ時間や逆応答を持つ系、および干渉を含む多変数系の制御に対して非常に有効なものであり、今後、幅の広い適用が期待されている。モデル予測制御の代表的なものとして、MAC (Model Algorithmic Control) およびDMC (Dynamic Matrix Control) [1] と呼ばれる方式がある。

本章では、実用性を考慮したDMC手法によるモデル予測制御系の設計法ならびにポリエチレン製造装置連続重合反応器の銘柄変更操作に適用し、連続運転にてその有効性を立証したことについて述べる。

3.2 モデル予測制御の基本的概念 [2]

大きな応答遅れをもつプロセスを手動で制御することを考えた場合、操作の結果がプロセスの変化として現れるまでに長い時間かかる。そのため、オペレータは、現在の操作量を加えた後、プロセスがどのように変化するかを予測しながら順次操作量を決めている。すなわち、オペレータは、頭の中で過去の経験や勘により、何らかのモデルを構築しうまく運転していることになる。

この考え方を基にして、プロセスの時系列データを用い統計的手法による内部モデルを構築し、このモデルにより将来の挙動を予測しながら最適な操作量を決定する制御手法がモデル予測制御である。

図3・1に示すように、A点からC点への設定値変更を行った場合の動きを例にして説明する。

- ①プロセスを同定し、動的モデルを構築する。
- ②構築したモデルを使い、現時点 k において始点Aから数ステップ未来の制御対象の値 $y_p(k)$, $y_p(k+1)$, \dots を予測する。その数ステップにわたり予測す

る値が可能な限り目標値に近くなるように数ステップの操作量 $u(k), u(k+1) \cdot$
 \cdot を計算する。計算した操作量のうち、 $u(k)$ のみ実際のプロセスに入力する。
 ③時刻 $t+1$ において制御対象値 A' をあらたな始点として②に戻る。

モデル予測制御は、このように②, ③の繰り返しにより実行される。②で制御対象の挙動をモデルを使って予測し、将来において希望の値をとるように操作量を決定する動作はフィードフォワード制御であり、③でその時刻時刻で制御対象の観測値へ始点を戻すという動作はフィードバック制御そのものである。このように観測値に各時刻で予測の始点を戻しつつ操作量を決定していくことは、モデルとプロセスのずれが存在してもそのずれを考慮しながら制御しているといえる。

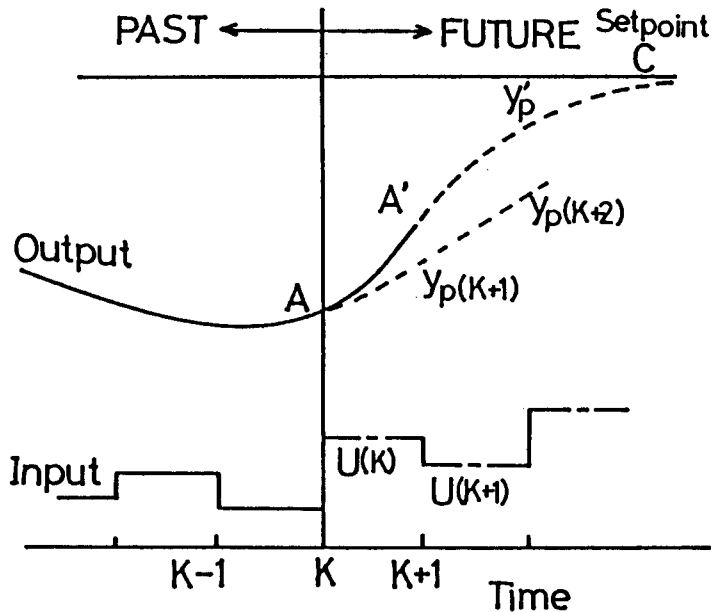


図 3・1 モデル予測制御の概念

3.3 プロセスの概要と制御目的

図3・2にプロセスの概要を示す。このポリエチレン製造装置の重合反応器は、エチレン原料ガス、分子量調整用としての水素ガス、Ziegler-Natta系触媒、溶剤が連続的に供給されている。この反応器の運転は、その器内ガス組成を目標値に追従させるため水素ガス量を操作している。このガス組成は、各製品銘柄の品質を決める上で重要な制御因子である。

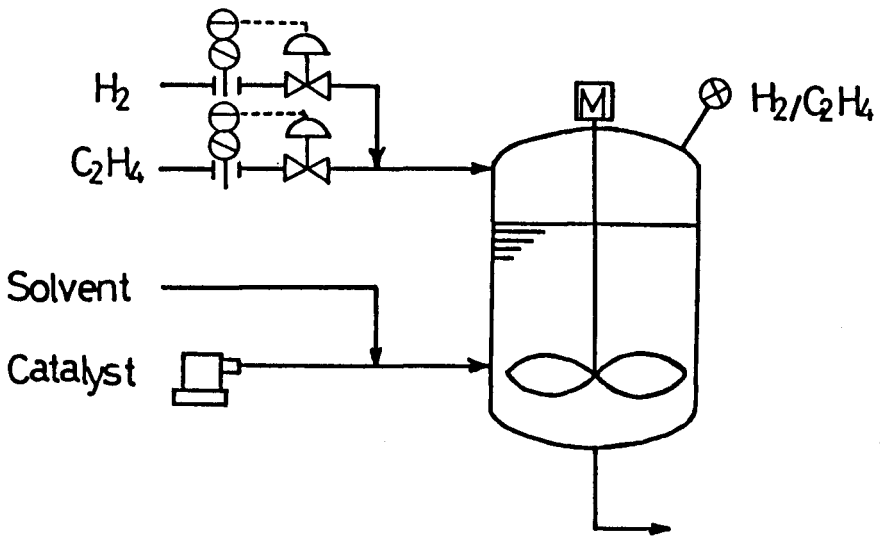


図3・2 プロセスの概要

特に、連続運転で銘柄変更操作を行う場合の留意点として、

①最短時間で次の銘柄の製造条件へ正確に移行ができること。

②条件変更後、速やかに安定な制御が維持できること。

が挙げられる。

従来、この銘柄変更操作は、熟練オペレータが過去の経験を基に手動で行われていた。そこで、これらの操作の自動化の試みが検討されているが、これまで実用化できなかった理由として、

①迅速分析法ではガス組成が6分ごとしか測定できず、そのため連続制御が難しい。

②プロセスの応答遅れ（時定数で90分）が大きく、操作結果が出るまでに長い時間がかかる。

③PID制御の場合、最短時間で目標値に移行させようとする通常大きなオーバシュートを起こす。また、オーバシュートを極力無くすように調整すると移行に時間がかかり過ぎる。

などが挙げられる。

3. 4 システム構成

3. 4. 1 制御システム

図3・3に制御システムの構成を示す。既存の制御システムは、アナログ計装設備のため新たにパーソナルコンピュータを設置した。DMC制御アルゴリズムは、パーソナルコンピュータで実行させている。すなわち、反応器の状態量（ガス組成値、水素ガス量）をパーソナルコンピュータへ収集し、プロセスモデルの構築・予測制御演算処理を実行する。計算された操作量は、水素流量のアナログ調節計へ設定値変更量として入力される。なお、制御プログラムの実行周期は、ガス組成のサンプル周期に合わせて6分とした。

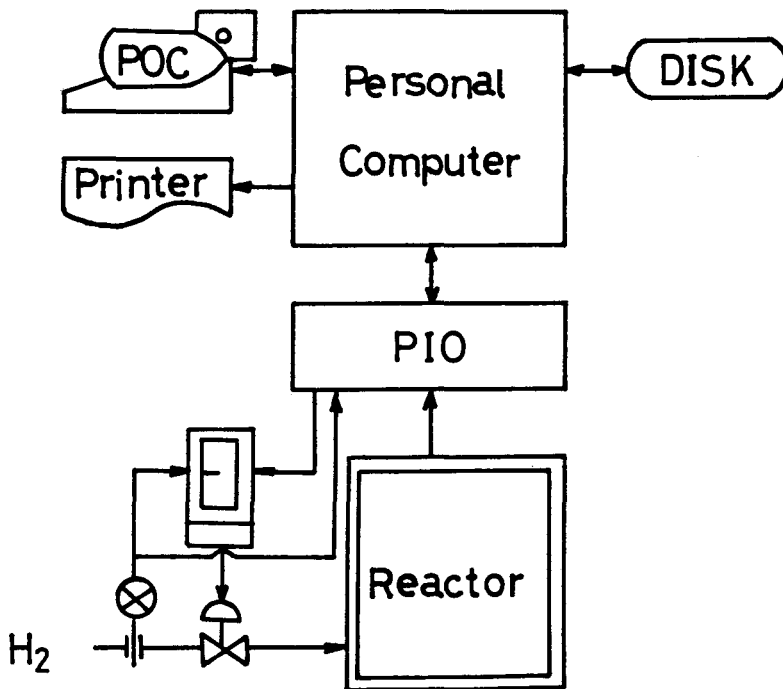


図3・3 制御システムの構成

3. 4. 2 制御処理周期の手順

実際に、パーソナルコンピュータの内部で処理しているモデル予測制御アルゴリズムを図3・4に示す。

(1) プロセス動特性の決定 [4]

銘柄変更時のプロセス動特性は、水素量Uを入力に水素／エチレンモル比 Y_m を出力とするモデルを2. 2のむだ時間同時探索形逐次最尤推定法(図3・5)にて求めた。このプロセスの動特性は、

$$Y_m(k+1) = 0.91 Y_m(k) + 0.11 U(k) \quad (1)$$

の一次遅れのARXモデルに近似できた。このパラメータの推定には、区間4時間、サンプル間隔6分ごとの入出力データを用いた。(1)式のモデルの応答を図3・6に示す。

(2) Dynamic Matrix の算出

DMC手法を適用するため、(1)式のARXモデルをインパルス応答モデルに変換した後、ステップ応答モデルに変換し、図3・4で定義しているDynamic Matrix A を求める。

(3) 操作量の決定

制御周期ごとに、L段先で目標値 $SP(k+1)$ に追従させる操作量 ΔU を最小2乗法にて計算し、現時点での $\Delta U(k)$ のみ入力する。また、予測値と実際値の差dの計算と始点の戻しは制御周期ごとに実行される。

(4) チューニング係数

モデルと実プロセスが大きく食い違った場合に、安定性を補償するためのチューニング係数wを考案した。この係数は、過激な操作量を抑制する役目もある。また、手動制御からDMCへ投入する際、目標値と被制御量とに僅かでも偏差があると大きな操作量がプロセスへ加わり変動をきたす恐れがある。これを防止する

には、バンプレスの切り替え機構が欠かせない。そこで、この係数 w を使い、DMCに投入した時は、大きな数値（100程度）に設定しておき操作量を制限する。そして、時間につれて減少させていき、1に戻す。DMCへ投入時の係数 w の動きを図3・7に示す。

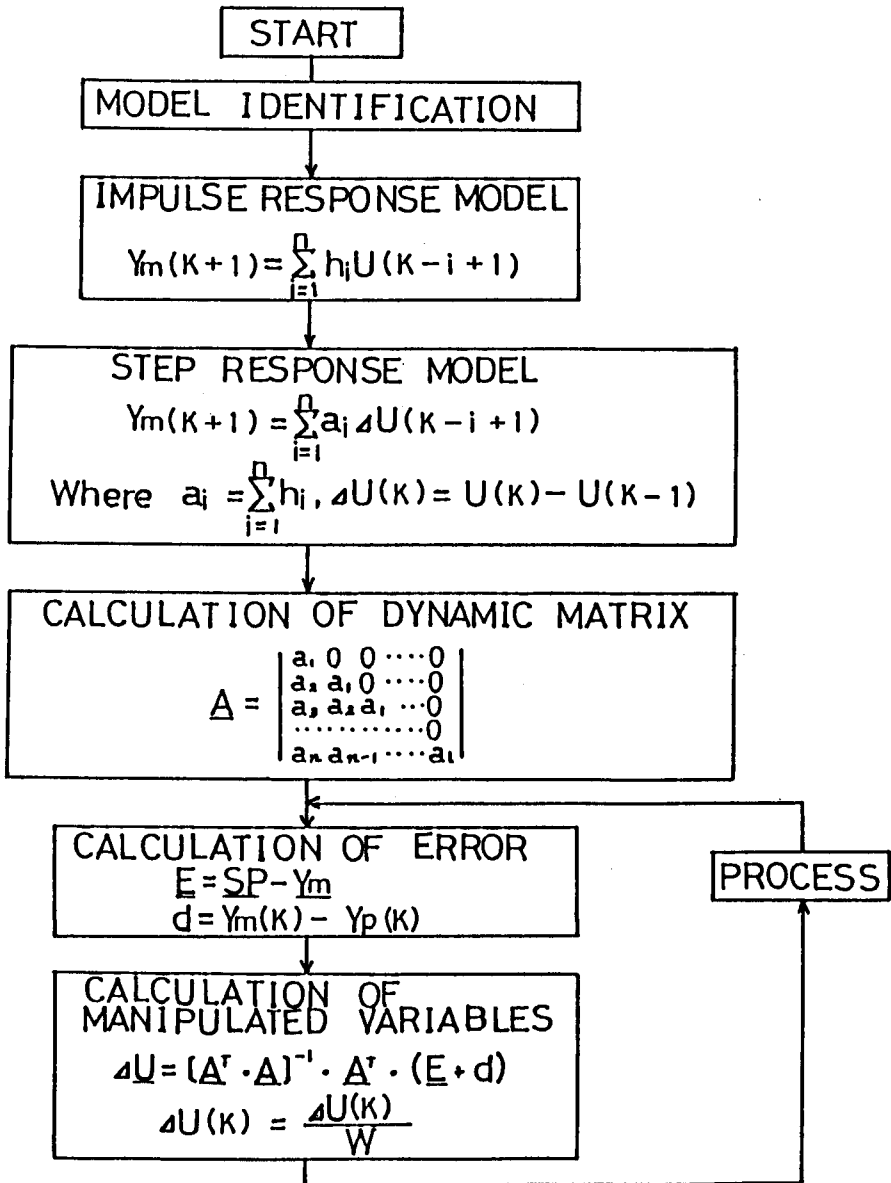


図3・4 制御演算フロー

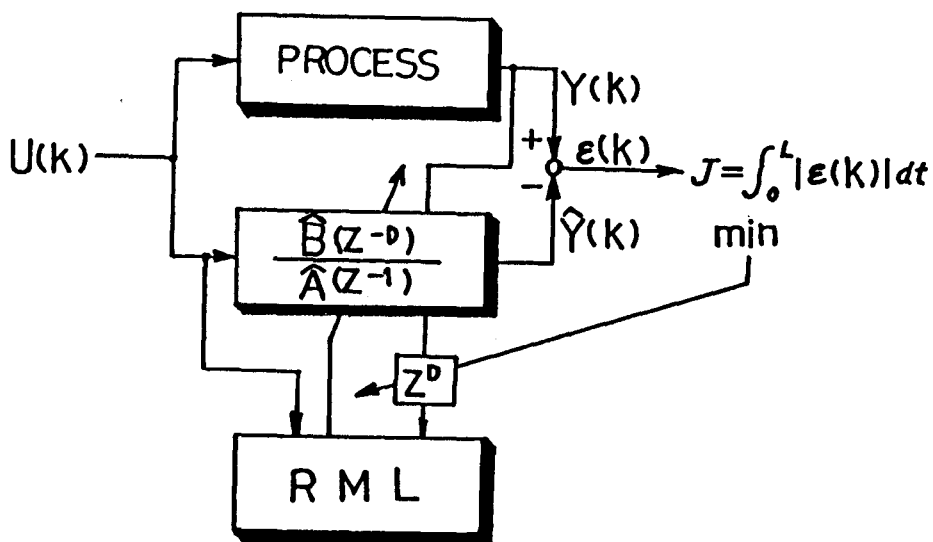


図 3・5 むだ時間同時探索形逐次最尤推定法

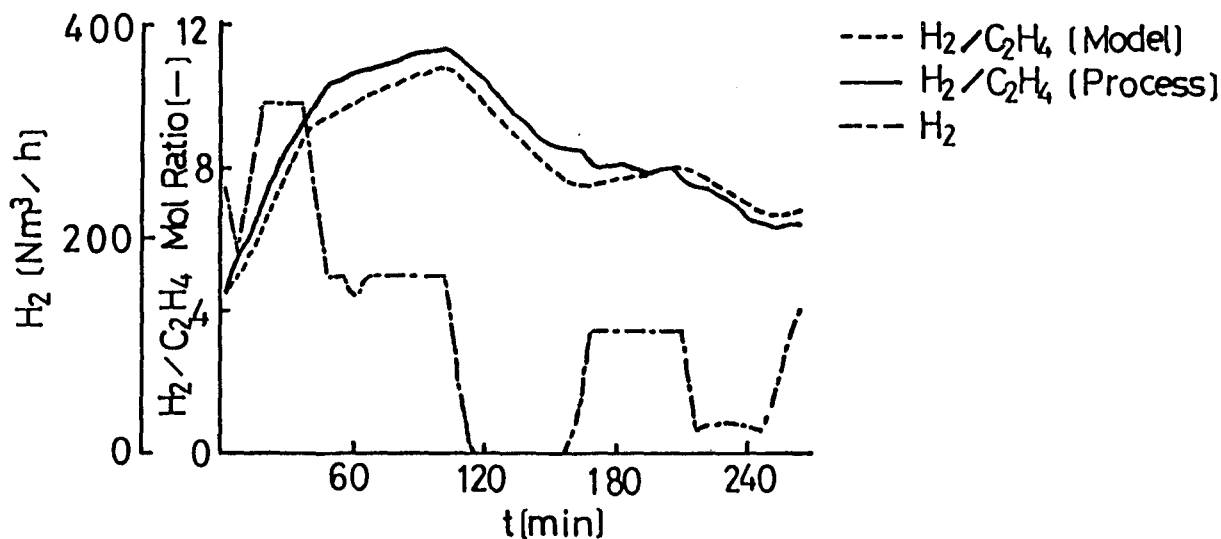


図 3・6 モデル同定の結果

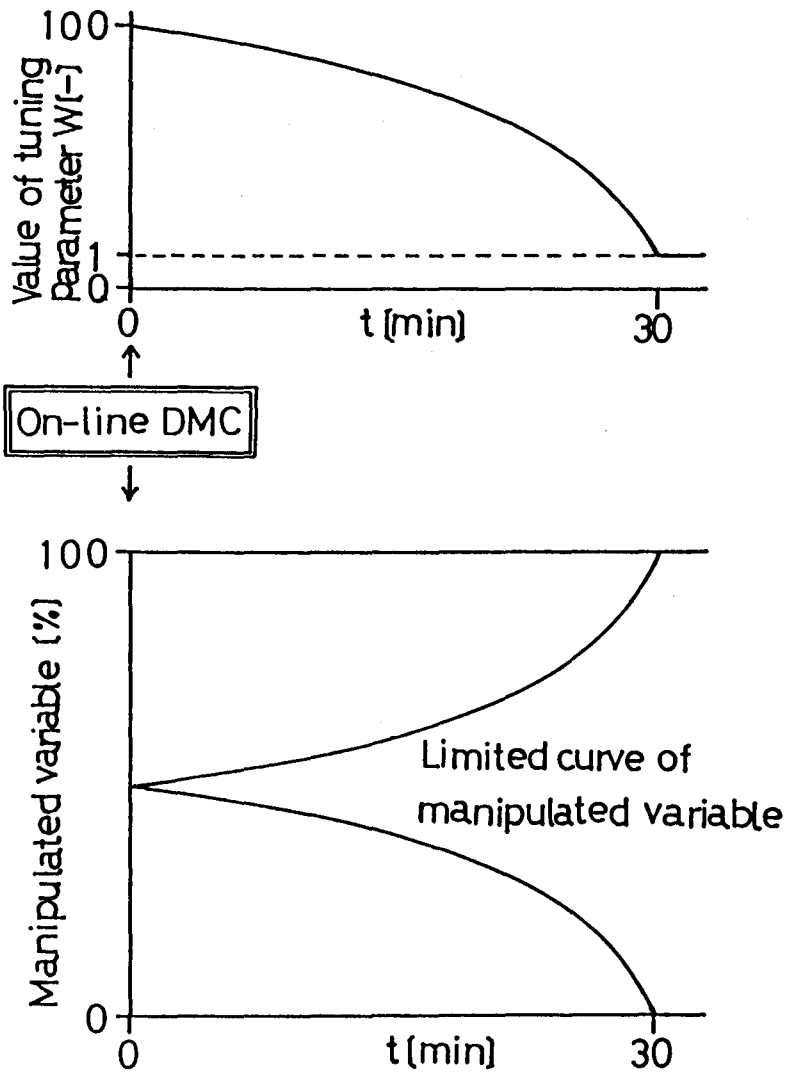


図3・7 チューニング係数 w の動き

3. 5 適用結果と評価 [4]

本制御システムをポリエチレン製造装置の銘柄変更制御に適用した運転結果ならびに従来の手動による運転結果の比較を図 3・8 に示す。運転条件は、表 3・1 で、予測ステップは 4 ステップ先まで、すなわち 24 分とした。手動による銘柄変更操作は、目標の水素／エチレンのモル比に下げするため、最初は水素量を大きく減少させる。そして、モル比が急激な速度で下がってくる。そこでオペレータは、モル比が目標値以下に下がると製品の品質異常が起こるのを恐れモル比降下速度を緩やかにするため水素量を一端上げる操作を行う。その後、時間をかけゆっくりと目標値に近づけるように水素量を操作する。このように長時間の運転操作では、多くの製品ロスが発生することは避けられない。

一方、DMC 制御による銘柄変更運転は、目標値を下げると同時に水素量がカットされこの状態が 30 分程度続く。そして、目標値の少し手前から水素量を大きく増やしモル比降下速度を緩和にする。その後は、銘柄変更後の目標値を保持するように水素量を制御する。また、通常の運転時の制御性能を図 3・9 に示す。

表 3・1 運転条件

C_2H_4	供給量	[kg/h]	7500
H_2	供給量	[Nm ³ /h]	0~300
圧力		[Pa]	$5\sim 10\times 10^5$
温度		[°C]	80

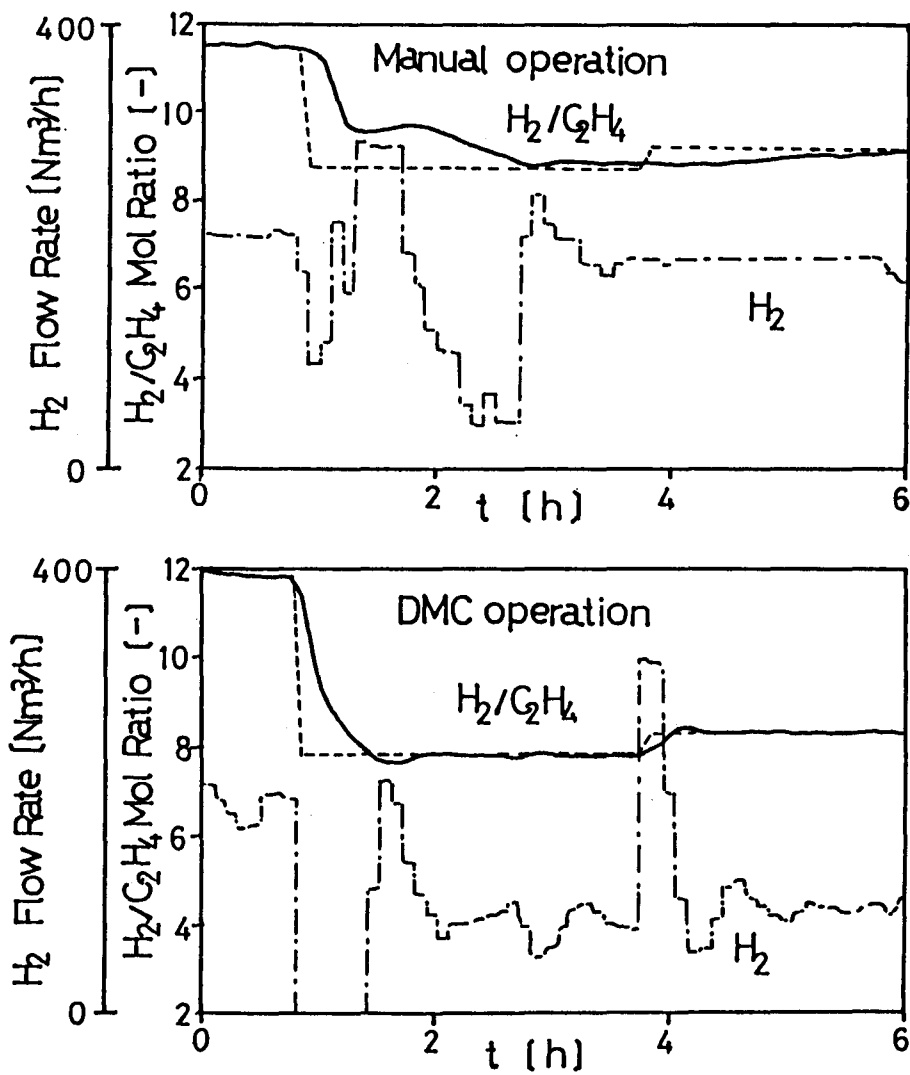


図3・8 適用前後の制御性比較（銘柄変更時）

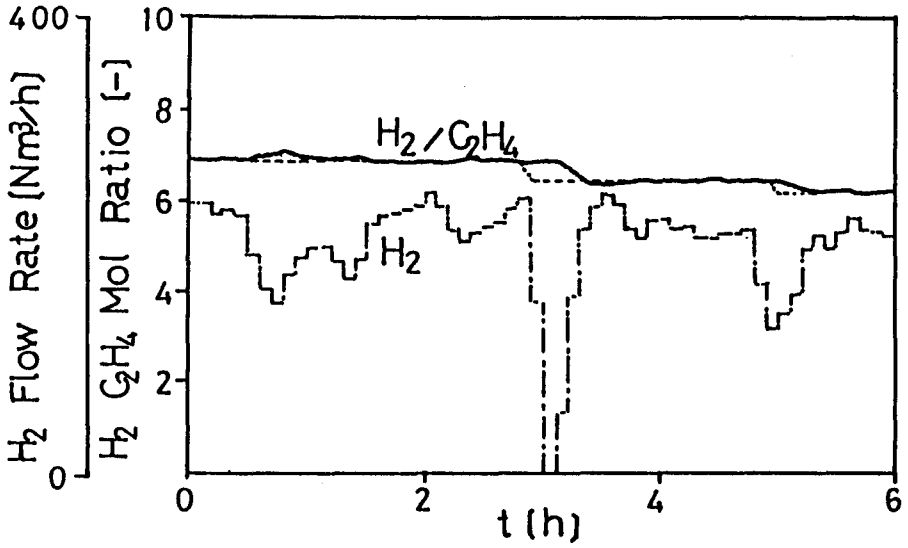


図3・9 定常運転時の制御性

これらの制御結果から分かるように本制御システムは、銘柄変更制御の要求性能である最短の時間に、目標値に対する行き過ぎ量も最小で、かつ銘柄変更後も安定に制御できた。

現在、本制御システムは、実装置に適用され順調に稼動しており、銘柄変更時の切り替え時間の短縮、切り替え後の安定制御による製品ロスの低減など大きな経済的効果を発揮している。

3.6 まとめ

本章では、連続重合反応器の銘柄変更操作に対する実用的なモデル予測制御系の設計法と連続ポリエチレン重合器への適用例を述べた。制御設計、実装置での検証などを通じて、モデル予測制御は以下の特長を持っていることが分かった。

- (1) むだ時間をもつプロセスへの拡張が容易である。
- (2) 簡易な内部モデルであるが十分な制御性があり、ロバスト性も高い。
- (3) 制御アルゴリズムが比較的簡単なため、システム構築がパーソナルコンピュータレベルでも十分可能である。

第3章 記号表

\underline{A} = ダイナミックマトリクス [-]	$Y_p(k)$ = 実測水素/エチレン モル比 [-]
a_i = ステップ応答モデルの係数 [-]	$y_p(k)$ = 予測出力量 [-]
$d = Y_p(k)$ と $Y_m(k)$ との誤差 [-]	$\underline{U}(k)$ = 操作量 (水素) ベクトル [Nm^3/h]
\underline{E} = 誤差量ベクトル [-]	$u(k)$ = 水素量 [Nm^3/h]
h_i = インパルス応答モデルの係数 [-]	$\underline{\Delta U}$ = 差分操作量 (水素) ベクトル [Nm^3/h]
k = 離散時間 [-]	$\Delta U(k)$ = 差分操作量 (水素) [Nm^3/h] 量 (水素)
l = 予測ステップ [-]	w = チューニング係数 [-]
n = モデル次数 [-]	
\underline{SP} = 目標値ベクトル [-]	
t = 時間 [min or h]	
\underline{Y}_m = 予測水素/エチレンモル比 ベクトル [-]	
$Y_m(k)$ = 予測水素/エチレン モル比 [-]	

第3章 参考文献

- 1) Cutler C. R. and B. L. Rameker : Dynamic Matrix Control - A Computer Control Algorithm, AIChE 86 National Mtg., Houston, April(1979)
- 2) 高松, 橋本, 大嶋, 大野 : モデル予測制御の構造に関する一考察, 化学工学論文集, 13, (1), 71 (1987)
- 3) 花熊, 佐々木, 中西 : プロセスモデリング支援システム, 化学工学論文集, 15, (5), 919 (1989)
- 4) 花熊, 佐々木, 中西 : 連続重合反応器の銘柄変更に対するモデル予測制御の応用, 化学工学論文集, 16, (2), 227 (1990)

第4章 繰り返し学習制御

4. 1 概要

繰り返し学習制御は、同じ目標値パターンが繰り返し与えられるロボットのマニピレータや2足歩行の制御の分野に適用され、その有効性が確認されている。この制御系は運転毎に、前回の目標値パターンと被制御量パターンとの差の偏差パターンならびに操作量パターンを記憶しておき、誤差修正関数を用いて前回の操作量パターンを修正し、今回の操作量パターンとする。この動作を繰り返すことにより、目標値パターンに被制御量を限りなく近づける制御方式である。

本章では、繰り返し運転回数を実用のレベルまで減少させた設計法ならびにP P S（ポリフェニレンスルフィド）実験装置バッチ重合反応器の反応温度制御系ならびに光メモリディスク製造用射出成形機の型開き量制御系に適用し、連続運転にてその有効性を立証したことについて述べる。

4. 2 繰り返し学習制御の基本的な考え方

繰り返し学習制御アルゴリズムは、図4・1のように示される。まず、 n 回目の運転が実行され、被制御量パターン $Y^{(n)}$ が観測される。次に被制御量パターンと目標値パターンの誤差パターン $e^{(n)}$ を求める。そして、 $rde_k^{(n)}/dt$ (r :誤差修正係数)の誤差修正量を演算し、 n 回めの操作量パターン $U^{(n)}$ に加算する。この操作量パターン $U^{(n+1)}$ として $n+1$ 回目の運転での操作量パターンとする。この動作を運転ごとに繰り返すことにより、被制御量を目標値パターンに精度良く一致させようとするのが繰り返し学習制御である。

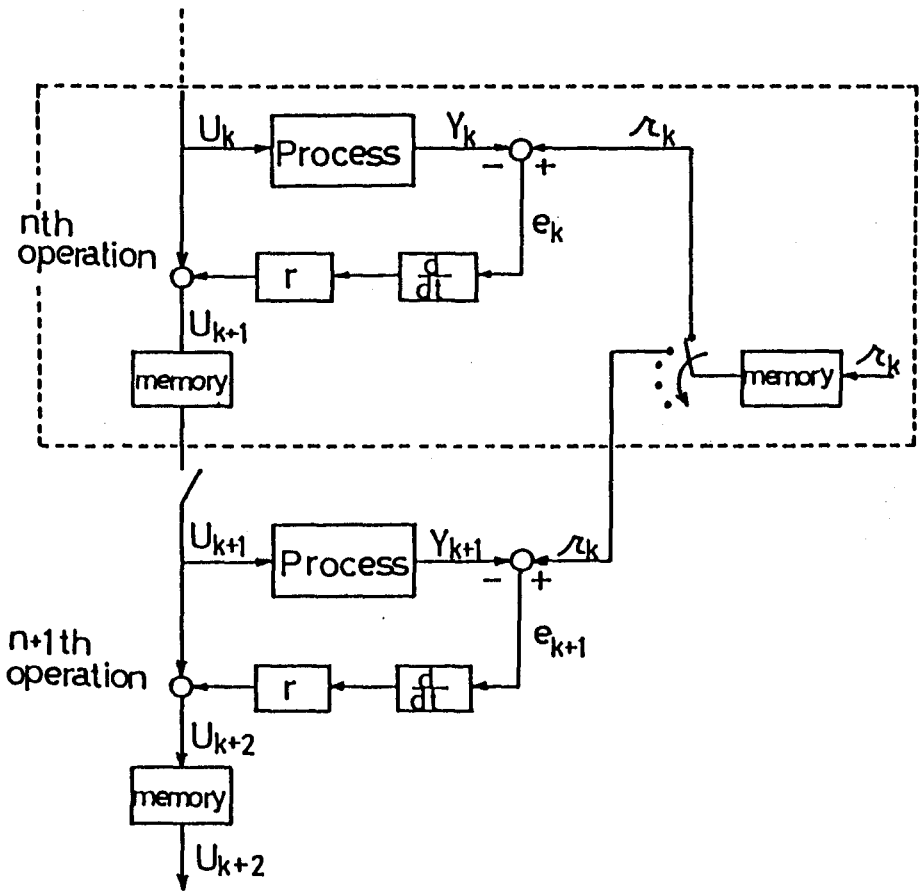


図 4・1 繰り返し学習制御系アルゴリズム

4. 3 実用化のための制御系設計

前節で述べた繰り返し学習制御方式の考え方を基に、既存のフィードバック制御系に仮想目標値を与える、図4・2の繰り返し学習制御系を開発した。この制御系は、一巡伝達関数 $G_c G_p / (1 + G_c G_p)$ で表現されるフィードバック制御系に、前置補償器 $(1 + G_c G_p) / G_c G_p$ を新たに追加し、目標値から被制御量までの伝達関数を = 1 としたと等価な関係となる。ここで、 G_c はフィードバック制御器の伝達関数で、 G_p はプロセスの伝達関数を表す。

しかし、商用のプロセスに繰り返し学習制御系を適用する場合は、いかに少ない運転回数で、かつ被制御量を目標値パターンに精度良く一致させるかが鍵となる。そこで、従来の繰り返し学習制御系の設計法を改良した図4・3に示す新しい繰り返し学習制御系を考案した。

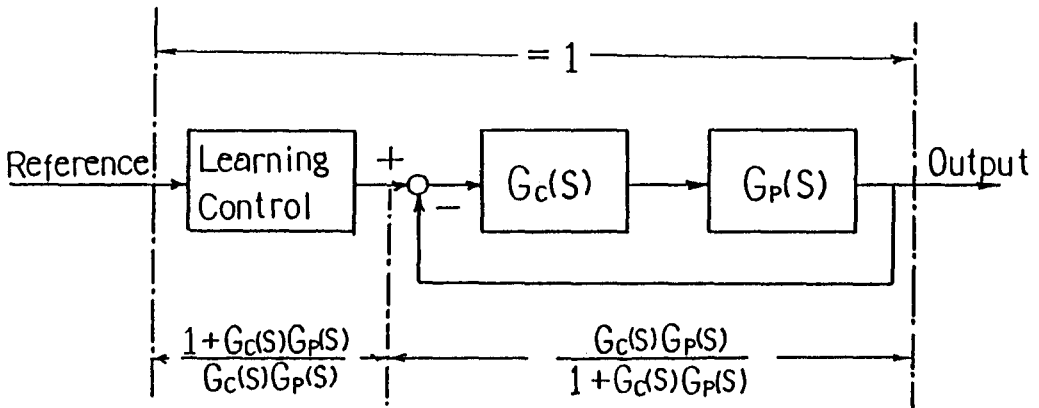


図4・2 仮想目標値設定型繰り返し学習制御系の概念

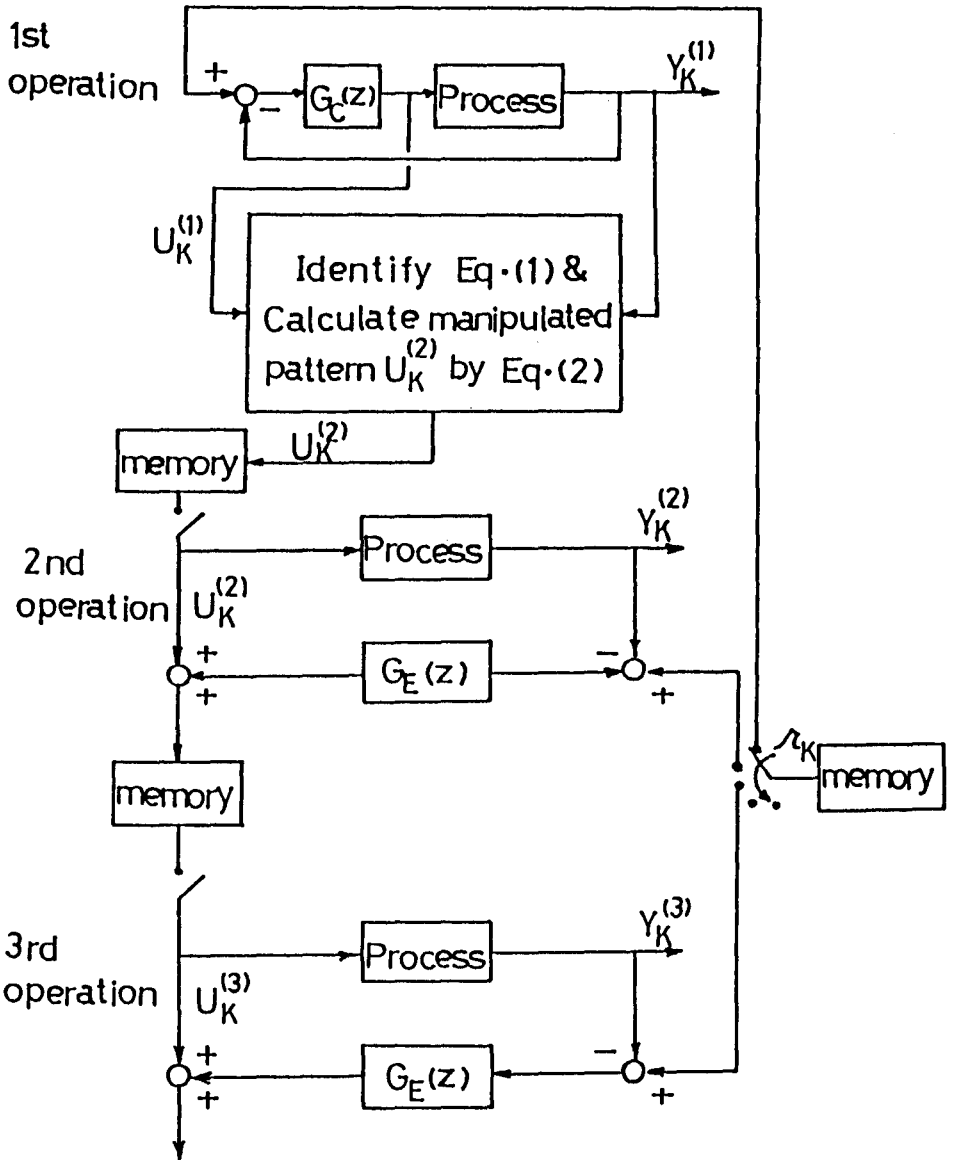


図4・3 仮想目標値設定型繰り返し学習制御系アルゴリズム

4. 3. 1 初期操作量パターンの探索

繰り返し学習制御系において、初期操作量パターン $U^{(1)}$ の設定次第で目標値パターンに一致させる運転の回数に大きな差がでる。いくら繰り返し学習制御方式は精度がよいとはいえ、数十回の運転で目標値パターンに一致したのでは、商用運転では実用にならない。少なくとも、数回の運転で、精度良く一致させることが必要である。

そこで、この運転の回数を大幅に減少させる方策として、初期操作量パターンを探索する方式を繰り返し学習制御系に付加した。すなわち、将来にわたり目標のパターンの軌道が分かっていることを利用し、1回目の運転で得られた実績データから被制御量パターン $Y^{(1)}$ を出力に、操作量パターン $U^{(1)}$ を入力とする次の(1)式のARXモデルに近似する。各パラメータ a_i 、 b_1 の推定には、2. 2. 1で述べたむだ時間同時探索形逐次形最尤推定法を用いた。

$$Y^{(1)}(k+1) = \sum a_i Y^{(1)}(k-i+1) + b_1 U^{(1)}(k-D) \quad (1)$$

この式を用いて、操作量パターン $Y^{(1)}$ に目標値パターン Π を逐次代入してやれば、次の(2)式から2回目の操作量パターン $U^{(2)}$ が求められる。

$$U^{(2)}(k) = [a_1 Y^{(1)}(k+1+D) - \sum a_{i+1} \Pi(k+2+D)] / b_1 \quad (2)$$

(2)式は2回目の運転の操作量パターンを算出し、運転の回数を減少させるのはもとよりむだ時間の長いプロセスの学習制御系に見られる操作量の立ち上がり現象(むだ時間を補償しようとして実現不可能な大きい操作量を出す)によるプロセスの変動を防止する。すなわち、むだ時間を予見し、早めにどのくらいの操作量(予見操作量)を出せばよいかを算出することができ、過度の立ち上がり操作量によるプロセスのハンティング現象が防止できる。

4. 3. 2 誤差修正関数の設計

繰り返し学習制御系において制御性を高める上でもう一つの重要なものは、誤差修正関数をどのように設計するかである。従来から行われていた誤差修正関数の設計は、対象プロセスの動特性が未知であるとの前提から適当な修正関数を設計するという試行錯誤的な方法が用いられていた。しかしこの方法では、商用のプロセスには適用できない。そこで、対象プロセスの近似モデルが1回目の運転データから求められるのを利用して、以下の方法により誤差修正関数を設計した。

誤差修正関数 $G_E(z)$ を (3) 式のようにおき修正係数 γ_j を決定した。

$$G_E(z) = \sum_{j=0}^1 \gamma_j z^j \quad (3)$$

この γ_j の決定法として、デジタルPID制御系における漸近安定条件「極配置が単位円内にある」、すなわち (4) 式を満足し、かつ収束性の点から最も好ましい条件である $G_E(z) \cdot G(z) = 1$ により設計できる。ここで、 γ_0 はフィードバック制御系における比例動作のゲインで、 γ_1 は微分動作のゲインに当たる。また、 $G(z)$ はPID制御系の一巡伝達関数である。

$$|1 - G_E(e^{j\omega t}) G(e^{j\omega t})| < 1 \quad (Z = e^{j\omega t}, 0 \leq \omega t \leq 1) \quad (4)$$

4. 4 バッチ重合反応器への適用 [1]

4. 4. 1 概要

バッチ重合反応器の反応温度制御は、製品の銘柄ごとに目標の昇温パターンが決められていて、いかにうまく目標の反応温度に追従させるかが制御系設計の鍵となる。この運転は、昇温時間を最短にするためジャケット熱媒で急速に加熱させる。そして、発熱開始温度を過ぎると急激な反応熱が発生する。この自己発熱をうまく利用しながら目標温度パターンに一致させるべく、ジャケット熱媒から冷媒へ切り替え余剰な反応熱を除去する。このジャケットでの加熱と冷却操作の切り替え点をターニングポイントと呼んでいる。冷却操作が不十分な場合には、一定温度保持領域において大きなオーバーシュートを起こし、製品物性の悪化ならびに最悪の場合異常反応を起こしプラントを危険な状態に陥れることもある。

このため、長年の運転での経験を積み重ねながら制御のいたる所に工夫（ターニングポイントの温度や時間を設定したり、目標の昇温パターンを緩やかにするなど）を凝らし運転している。しかし、長期にわたる反応槽の伝熱部の汚れなどによる熱伝導率の低下や触媒ロットの変更による活性の変化が起きた時には運転が不調となり、製品のロスが発生する。そのため、最初から試行錯誤でターニングポイントなどの操作条件を探索せねばならず、非常に熟練の要る作業を余儀なくされる。この運転条件を探索する試行錯誤の作業を自動的に実現させようとするのが繰り返し学習制御である。この制御方式は、繰り返し制御とも呼ばれている。

この繰り返し学習制御の考え方を、製品の品種ごとに決められた目標の昇温パターンが繰り返し与えられる P P S 実験装置のバッチ重合反応器に適用した。特に実用性を考慮して、学習のためのバッチの運転回数を大幅に減らす設計を行い、有効であることが分かった。

4. 4. 2 プロセスの概要と適用結果および評価

繰り返し学習制御方式の検証のため、図4・4に示すPPS実験装置内のバッチ重合反応器の昇温制御系に適用した。このプロセスは、PPS樹脂を製造するミゼットプラントのバッチ重合反応器で、原料のジクロロベンゼンと硫化ソーダが一定量充填される。そして、反応物の物性を決めるため数時間の目標昇温パターンが与えられる。従来の反応温度制御系は、反応温度調節計とジャケット温度調節計のカスケード制御系で構成されていて、反応物温度はジャケット内に一定流量の熱媒を循環させ、その温度を変化させることにより制御されていた。この反応温度制御系の反応温度調節計を繰り返し学習制御調節計に替え、ジャケット温度調節系にバッチ運転ごとに仮想の目標値パターンを与える、図4・5の制御系に変更した。表4・1に運転条件を示す。

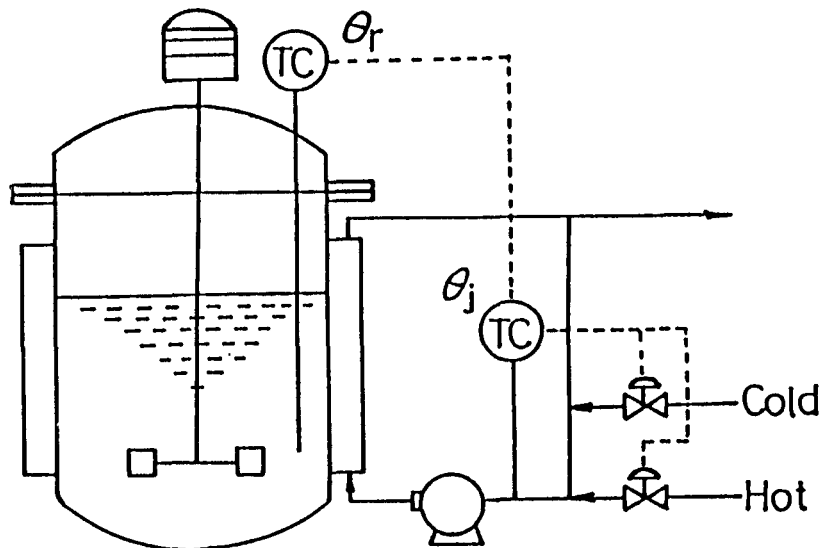


図4・4 バッチ重合反応器のフロー

表 4・1 運転条件

Na_2S	[kg]	500
$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$	[kg]	500
圧力	[Pa]	5×10^5

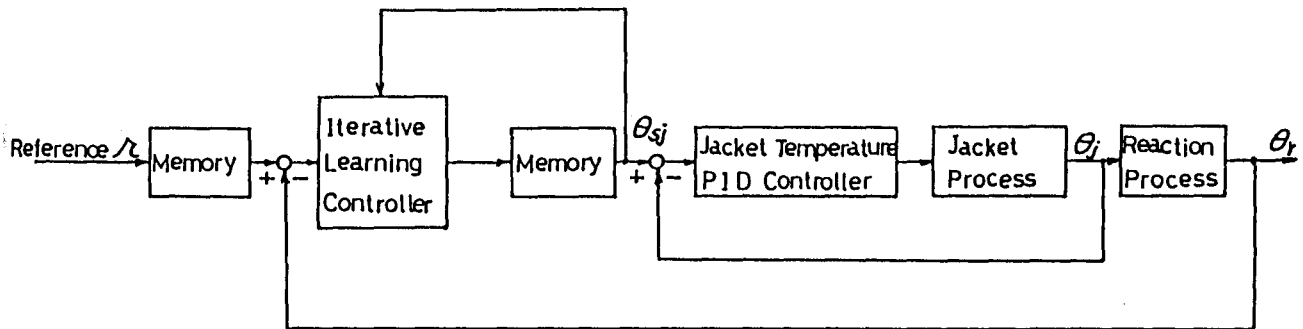


図 4・5 反応温度の繰り返し学習制御系

まず、1回目の運転実績データより昇温途中の発熱反応域での動特性を(5)式のARXモデルに近似した。なお、パラメータの推定には、反応物温度 θ_r とジャケット温度 θ_j のそれぞれ2分ごとのサンプリングデータを用いた。

$$\theta_r(k+1) = .93\theta_r(k) + 0.55\exp(-\alpha/\theta_r(k)) + .402\theta_j(k-1) \quad (5)$$

つぎに、2回目の運転におけるジャケット調節系への仮想の目標パターン θ_{rj} は、(2)、(3)式を用いて(6)式のように得られた。

$$\theta_{rj}(k) = [\theta_r(k+2) - .93\theta_r(k+1) - 0.55\exp\{-\alpha/\theta_r(k+1)\}] / .402 \quad (6)$$

ここで、 θ_r は昇温パターンである。

また、誤差修正関数の設計には、(5)式のむだ時間を除いたモデルで(3)、(4)式を用い γ_j の決定をした。設計した誤差修正関数の係数値は、 $\gamma_0=10$ 、 $\gamma_1=5$ であった。

図4・6に従来の制御系を用いた1バッチ目の運転時の反応物温度とジャケット温度の運転結果を示す。この運転では、所定の温度(200°C)から目標の昇温パターンが与えられるが、200°Cで反応熱が発生し大きく目標値からずれる。そして、2バッチ目の運転から繰り返し学習制御系が作動する。図4・7に1から4バッチ目運転までの反応物温度の制御結果を示す。4バッチ目の運転で十分に満足のできる制御性が得られた。しかし残された問題として、収束条件をどのくらいに設定するかがある。あまり目標の昇温パターンに精度良く一致させることを狙えば、プロセスの未知の外乱要因により反応物温度が大きくハンティングを起こすこともある。そこで、製品の品質と制御精度との相関を取りながら、繰り返し学習制御系をどの時点で停止させたらいいのかを定めていく必要がある。

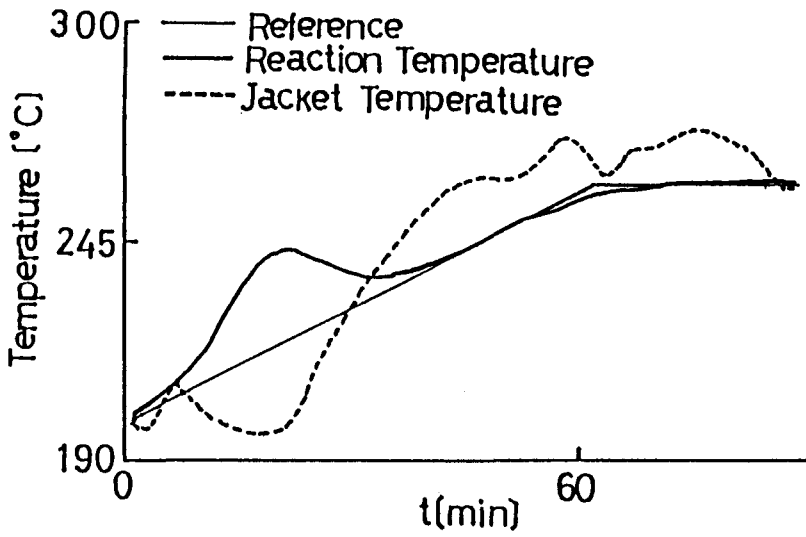


図 4・6 1 バッチ目の運転結果

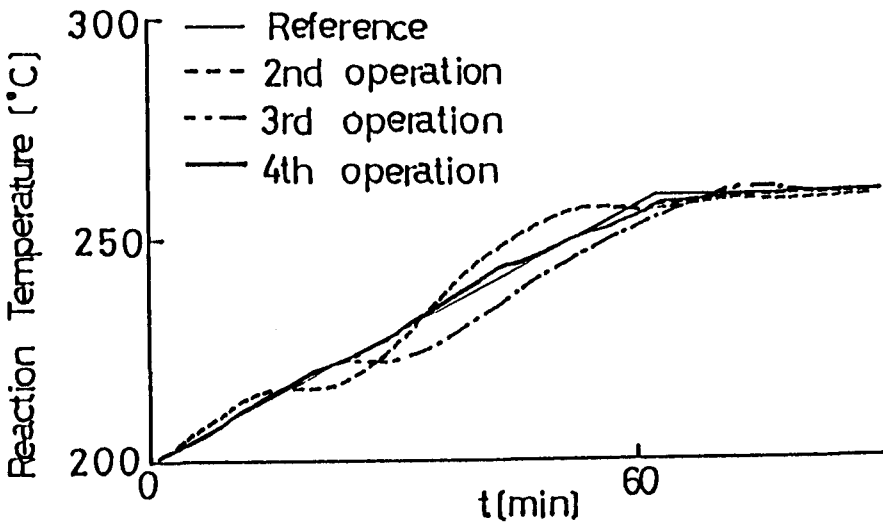


図 4・7 制御結果

4. 5 光メモリディスク製造射出成形機への適用 [2]

4. 5. 1 概要

光メモリディスク成形の要求特性として、寸法・形状精度の安定化、低屈折率分布などがある。この要求特性を満足するには、連続運転時のロット間の基盤重量をいかに均一化するかが重要な鍵であった。しかし、型開き量に実装されているPID制御系ではうまくいかなかった。

そこで、型開き量の制御系に新しい繰り返し学習制御系を開発し、実機に適用することを試みた。この制御系の設計は、既存のカスケード制御系の一次制御部のかわりに、運転ごとに仮想の目標値を算出し、二次制御部の目標値とする繰り返し学習制御機能に変更した。この制御系は、望みの制御性を得るため前回の目標値波形と偏差値波形（目標値波形と被制御量の波形との差）を記憶しておき、偏差値波形から誤差修正関数を用いて目標値波形を修正し、今回の運転の仮想目標値波形とする。これらの制御運転を繰り返すことにより、数回の運転で目標値波形と被制御量が精度良く一致させることができた。本制御システムは、現在順調に稼働し、光メモリディスクの安定生産に大きく貢献している。

本節では、新しい繰り返し学習制御系の設計ならびに実機に適用した結果を述べる。

4. 5. 2 射出成形機の概要と問題点

図4・8に射出成形機の制御構成を示す。ホッパーより投入された樹脂は、加熱シリンダー、スクリュウにより熔融・混練・計量された後に、スクリュウを高速前進させ金型キャビティ内へ樹脂を充填される。一方、金型に反対方向より射出前後に型締め圧力が加えられ、これにより成形基板のフォーマット転写性・光学的均一性などの安定な品質性能を維持する。

生産を自動化するための制御系として、

- ・ 射出制御系（金型内圧力またはスクリー変位量の制御）
 - ・ 型締め制御系（型締め油圧の制御）
 - ・ 温度制御系（加熱シリンダーの温度・金型冷却温度の制御）
 - ・ スクリュー回転数制御系
- がある。

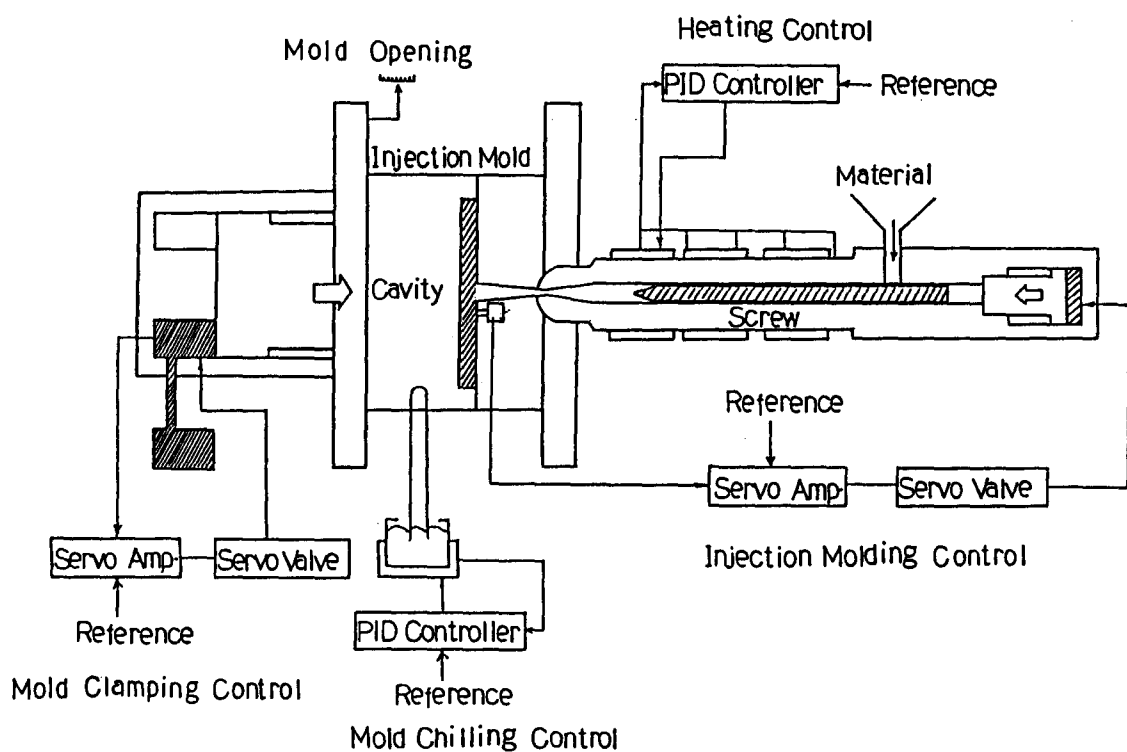


図 4・8 光メモリディスク製造用射出成形機の制御構成

光メモリディスク成形に用いられる精密射出成形機の制御方式は、射出・圧縮の各行程について大別すると図4・9に示す2方式に分類される。

射出行程の制御は、金型内の圧力がある波形パターンに追従すべく射出圧を制御する方式であり、金型内の樹脂の挙動を直接制御しようとするものである。

一方、圧縮行程の制御は、型開き量が射出圧力と型締め圧力のバランス力により決定されるため、型開き量の不安定さが発生し易い。しかし、金型構造的にはコンパクトとなる。

しかし、これらの制御方式では製品重量がばらつき、肉厚、複屈折率、面振れなどが問題となっていた。そこで、図4・10の繰り返し学習制御系を設計し、実機に適用した。

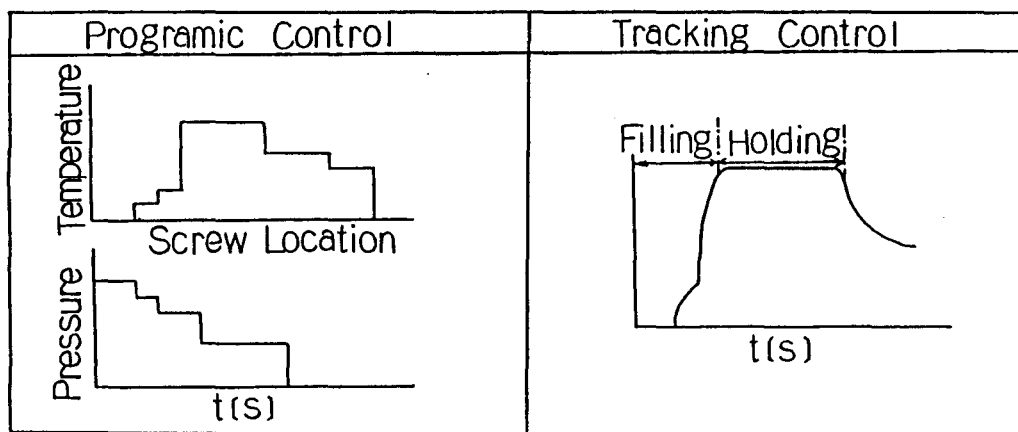


図4・9 射出圧縮制御方式

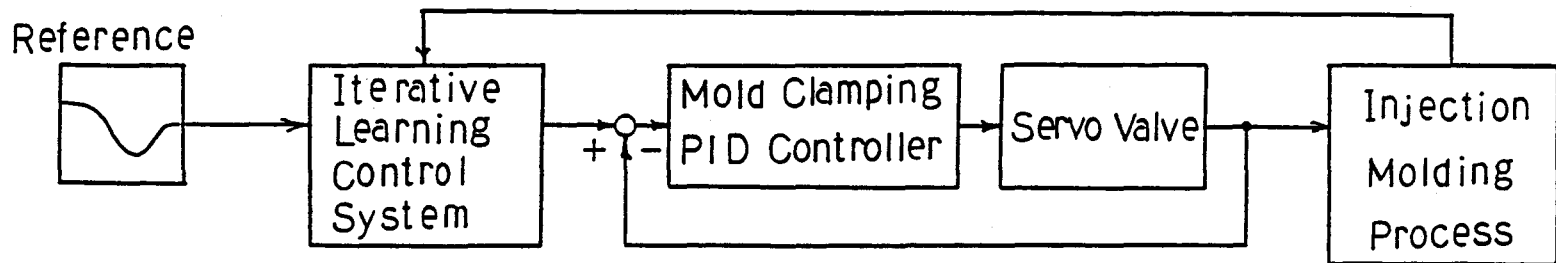


図 4・10 型開き量の繰り返し学習制御系

4. 5. 3 適用結果と評価

1 ショット目の型締め圧力の目標値波形 π を型締め制御系に与え実行する。得られた運転結果より、図4・11の金型の圧力バランスモデルは(6)式のシンプルモデルに表される。なお、同定に用いたデータは、型開き量波形 ($H^{(n)}$) と型内圧力波形 ($F^{(n)}$) である。

$$H^{(1)}(k+1) = aH^{(1)}(k) + bV^{(1)}(k) + cF^{(2)}(k) \quad (6)$$

パラメータ a 、 b 、 c は、逐次最尤推定法にて求め(7)式を得た。図4・12に同定の結果を示す。

$$H^{(1)}(k+1) = .98H^{(1)}(k) + .069V^{(1)}(k) - .07F^{(1)}(k) \quad (7)$$

2 ショット目の仮想目標値波形 $V^{(2)}$ は(2)式より求められる。すなわち、型開き量波形に目標値波形 π を代入すれば仮想目標値波形 $V^{(2)}$ が求められる。

$$V^{(2)}(k) = [\pi(k+1) - .98\pi(k) + .07F^{(1)}(k)] / .069 \quad (8)$$

また、誤差修正関数の設計は、4.2.3により $\gamma_0 = 10$, $\gamma_1 = 2.5$ を得た。

設計した学習制御を実機の型開き制御系に適用した。まず、100ショットでの既存PID制御系と学習制御系との制御性の比較を図4・13-(a)に示す。既存PID制御系では大きな基盤重量の変動を示すのに対して、学習制御系は小さな変動で制御された。また、意図的に3つの方法で外乱テストを行った。これらのテストでの制御性能の結果を図4・13-(b)に示す。なお、制御性能はIAEにて比較した。テスト①は型内圧力目標値を 2 kgf/cm^2 上げ、テスト②は型内圧力目標値を 4 kgf/cm^2 上げて制御性を確認した。何れも3～4ショットで

許容範囲に収束した。さらに、テスト③は通常の運転時には起こり得ないような型内圧力目標値を 8 kgf/cm^2 下げたのに対しても 10 数ショットで許容値内に収束することが確認できた。また、図 4・14 は連続運転時の制御性を示す。制御特性上のポイントとなる重量変動は、従来の P I D 制御に比べ変動幅で約 $1/3$ に減少した。なお、図 4・15 は目標値波形に対する追従性能を示す。

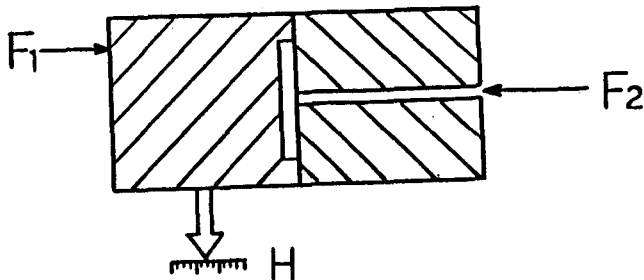


図 4・11 型開き量モデル

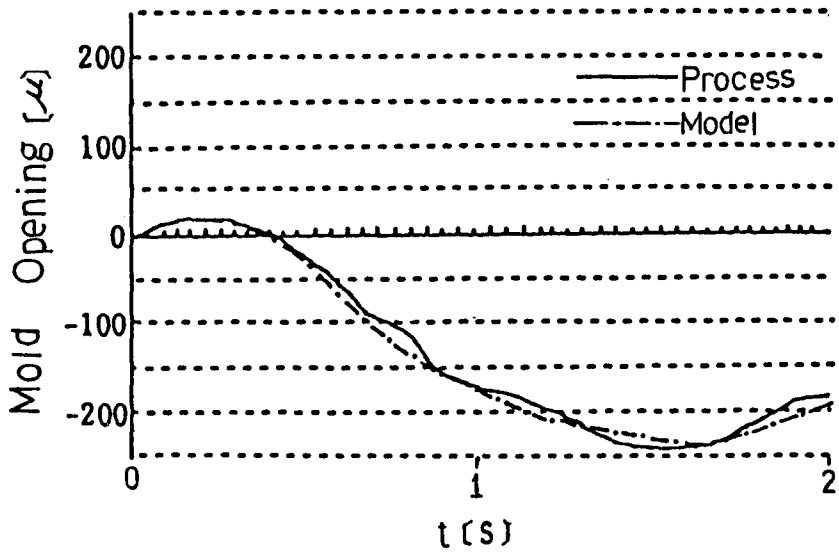


図 4・12 モデルの推定結果

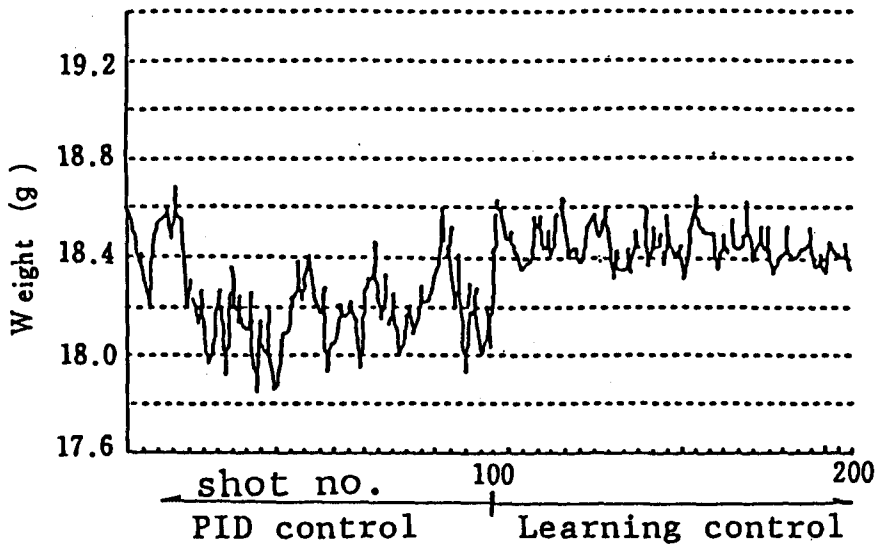


図 4・13 - (a) 短期運転での制御性の評価

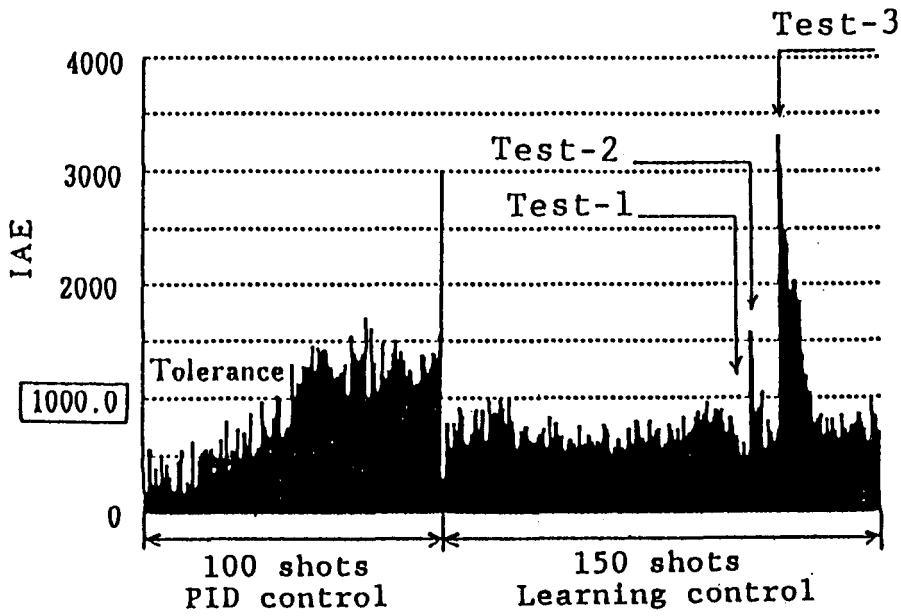


図 4・13 - (b) テスト外乱での制御性の比較

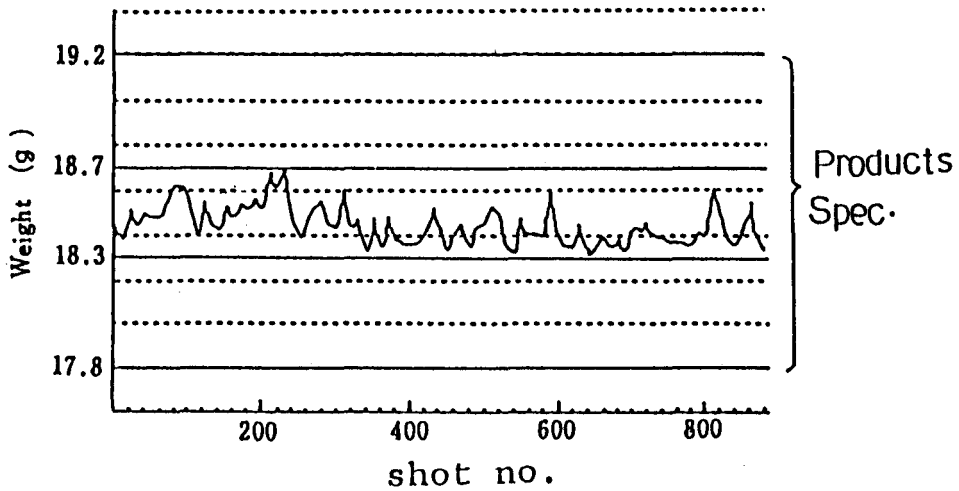


図 4・14 連続運転時の制御性の評価

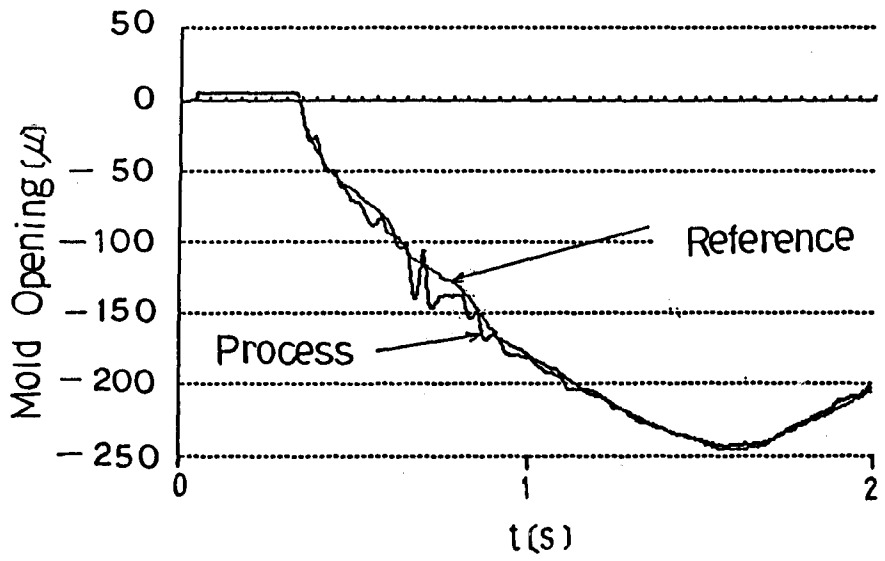


図 4 ・ 1 5 目標波形に対する追従性の評価

4. 6 まとめ

本章では、繰り返し学習制御系の実用性を考慮した設計法を提案し、バッチ反応器の反応温度制御および光メモリディスク製造用射出成形機の型開き制御に有効であることを立証した。この設計法の特徴をまとめると以下のようになる。

- (1) 初回の運転実績からプロセスの動特性モデルを選定し、目標値に一致させるための次の操作量パターンをモデルの逆問題として求めることにより、目標値に一致させるまでのバッチ運転回数が実用レベルまで減少できる。
- (2) むだ時間の長いプロセスに対して予見操作量パターンが算出できるため、従来の学習制御系で見られる操作量の極端な立ち上がり現象によるプロセスの変動が防止できる。
- (3) 初回の運転実績から求められたモデルより、最適な誤差修正関数の設計ができる。

第4章 記号表

$a, a_1, b, c =$ モデルパラメータ [-]	$t =$ 時間 [s or min]
$D =$ 離散むだ時間 [-]	$U^{(n)} =$ 第 n 運転の操作量 パターン [-]
$e^{(n)} =$ 第 n 回運転の誤差パターン [-]	$U^{(n)} =$ 第 n 回運転の操作量 [-]
$e^{(n)} =$ 第 n 回運転の誤差量 [-]	$V^{(n)} =$ 第 n 回射出運転の仮想型開き 目標値パターン [μ]
$F_1 =$ 型締め圧力 [kg f/cm^2]	$V^{(n)} =$ 第 n 回射出運転の仮想型開き 目標値 [μ]
$F_2 =$ 射出圧力 [kg f/cm^2]	
$G(z) =$ フィードバックループの 離散時間伝達関数 [-]	
$G_c(s) =$ 調節計の連続時間 伝達関数 [-]	$z = z$ 変換演算子 [-]
	$\gamma_1 =$ 誤差修正係数 [-]

$G_c(z)$ = 調節計の離散時間 伝達関数 [-]	θ_j = ジャケット温度 [$^{\circ}\text{C}$]
$G_E(z)$ = 誤差修正部の離散時間 伝達関数 [-]	θ_r = 反応温度 [$^{\circ}\text{C}$]
$G_p(s)$ = プロセスの連続時間 伝達関数 [-]	θ_{R} = 反応温度目標値パターン [$^{\circ}\text{C}$]
$G_D(z)$ = プロセスの離散時間 伝達関数 [-]	$\theta_{j,1}$ = 仮想ジャケット温度目標値 パターン [$^{\circ}\text{C}$]
$H^{(n)}$ = 型開き量パターン [μ]	$\theta_{j,1}$ = 仮想ジャケット温度目標値 [$^{\circ}\text{C}$]
$H^{(n)}$ = 型開き量 [μ]	$JI^{(n)}$ = 第 n 回運転の目標値 パターン [-]
k = 離散時間 [-]	$JI^{(n)}$ = 第 n 回運転の目標値 [-]
n = 運転回数 [-]	$\pi^{(n)}$ = 第 n 回射出運転の型開き量 目標値パターン [μ]
r = 誤差修正係数 [-]	$\pi^{(n)}$ = 第 n 回射出運転の型開き量 目標値 [μ]
s = ラプラス変換演算子 [-]	

4 章 参考文献

- 1) 花熊, 佐々木, 中西: バッチ重合反応器に対する繰り返し学習制御系の設計と応用, 化学工学論文集, 16, (1), 51 (1990)
- 2) Hanakuma, Y., K. Yoshinaga, K. Kojima and E. Nakanishi: Stable Production of the Optical Memory Disk by an Iterative Learning Control System, Preprints of IFAC Workshop on Production Control in the Process Industry (PCP'89), S2-30(1989)

第5章 ファジィ制御

5.1 概要

近年、新規プラントの建設や計装設備の老朽化更新に伴い、品質の安定化、安全操業、省エネルギー、省力化、収率の向上などを目指したDCSやプロセスコンピュータの導入が活発化している。そして、これまでのアナログ計器では不可能とされていたアドバンス制御（フィードフォワード制御、むだ時間補償制御、モデル予測制御、非線形制御など）が実プロセスへ適用され大きな効果を上げている。しかし、過去にアドバンス制御などの適用を試みたが満足できる制御性が得られず、未だ自動制御ができていないプロセスもある。これらのプロセスの共通した特徴は、外乱要因が多く、むだ時間や応答遅れが大きく、かつ負荷変動時にはプロセス動特性が大きく変化する悪構造のプロセスである。このため、熟練オペレータの経験や勘による手動の運転を余儀なくされ、何とか運転はされているが、オペレータの負担は非常に大きい。そこで、熟練オペレータが行っていた、経験や勘による制御判断・操作が実現できるファジィ制御に着目し、実用的な自己調整付ファジィ制御系を開発した。

本章では、開発した自己調整付ファジィ制御系の設計法について、ならびにエチレン装置脱メタン塔の塔底温度制御系への適用し、連続運転にてその有効性を立証したことを述べる。

5. 2 自己調整付ファジィ制御系の設計

D C S の標準機能で十分に実現できる自己調整付ファジィ制御系を開発した。以下にこの設計法について述べる。

5. 2. 1 制御系の構成

図5・1に自己調整付ファジィ制御系のブロック図を示す。この制御系は、3群の分離形ファジィ制御器と自己調整ファジィ制御器から構成されている。第1群の制御則は、 $\Delta P V_F$ を入力変数とするフィードフォワード的な運転経験からの規則で構成されている。第2群の制御則は、目標値との偏差量 e ならびに偏差量の変化率 Δe を入力変数とするフィードバック的な運転経験からの規則で構成されている。第1、2群のファジィ推論部では、並列に操作量が推論され、それらを加算した操作量がプロセスに入力される。また、第3群の制御則は、例外管理的な運転経験からの規則で、第1、2群のフィードフォワード・フィードバックファジィ制御器では制御しきれず、運転の制約変数 $P V_c$ が管理値 γ を越えた時に、第2群のフィードバックファジィ制御器の制御時間周期 T_c から T_c に短くする割り込み機能を持っている。つまり、フィードバックファジィ制御器の操作量を大きくし運転上の制約変数を管理値範囲に引き戻す、オーバライド的制御機能である。

なお、この分離形のファジィ制御器構成にした大きな理由は、フィードフォワード・フィードバックファジィ制御器で推論される操作量が常時トレンドとして把握できることである。そこで、操作量のトレンドデータの大小関係を利用して、試運転時などの制御系の自動パラメータ調整に役に立たせることを狙って設計した。自己調整付ファジィ制御器は、フィードバックファジィ制御器からの操作量を最小にするようにフィードフォワードファジィ制御器のゲインを自動調整する。

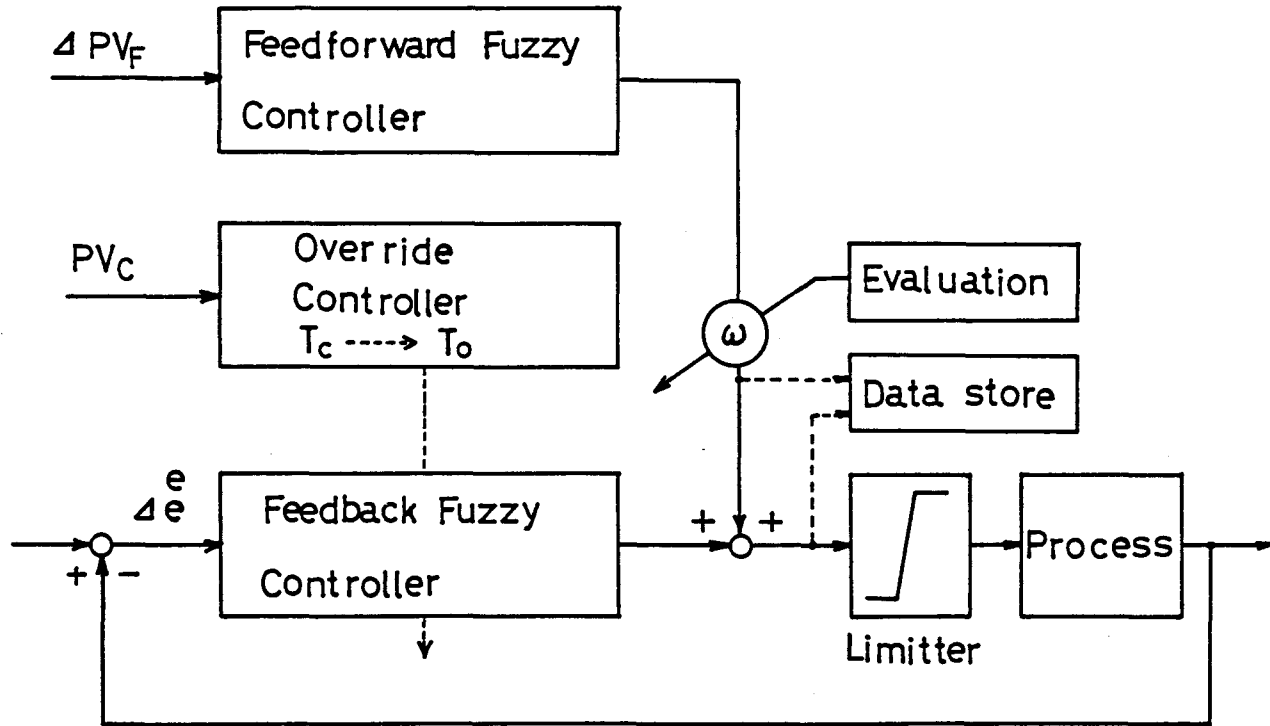


図 5・1 自己調整付ファジィ制御系

5. 2. 2 ファジィ制御規則とファジィ推論

図5・2に第1、2、3群の制御則を示す。なお、第1、2群の制御則は、それぞれ5ルールおよび15ルールで設計した。ファジィ変数は、PB、PS、ZO、NS、NB（PB、PSは、それぞれ正の方向に大きい、小さい、ZOは、零。NB、NSは、それぞれ、負の方向に大きい、小さいの意味を持っている）の5つとした。

第1、2群の制御則のメンバーシップ関数を図5・3に示す。このメンバーシップ関数の形状を三角形としたのは、DCSでも計算処理が容易なためである。また、ファジィ推論には複雑な計算処理が要求される重心法の代わりに、これもDCSで計算処理が十分に可能なポイント値を用いた、図5・4に示す重み付け平均化法〔1〕を採用した。

$$U_P = (\varepsilon_{PB}U_{PB} + \varepsilon_{NB}U_{NB}) / (\varepsilon_{PB} + \varepsilon_{NB}) \quad (1)$$

ここで、 ε_{PB} 、 ε_{NB} は適合度、 U_{PB} 、 U_{NB} はファジィ操作変数、 U_P はプロセスへの入力される実際の操作量を表す。

参考までに、ファジィ制御系の設計フローを図5・5に示す。

- Control rules in feedforward controller

IF ΔPV_F is PB THEN U_{PB} is PB
 IF ΔPV_F is PS THEN U_{PS} is PS
 IF ΔPV_F is ZO THEN U_{ZO} is ZO
 IF ΔPV_F is NS THEN U_{NS} is NS
 IF ΔPV_F is NB THEN U_{NB} is NB

- Control rules in feedback controller

IF e is PB and Δe is PB THEN U_{PB} is PB
 IF e is PB and Δe is ZO THEN U_{PS} is PS
 IF e is PB and Δe is NB THEN U_{ZO} is ZO
 IF e is ZO and Δe is PB THEN U_{PS} is PS
 .
 .
 .

- Control rules in override controller

IF $PV_c > \gamma$ THEN T_c is T_o
 IF $PV_c \leq \gamma$ THEN T_c is T_c

図5・2 ファジィ制御則

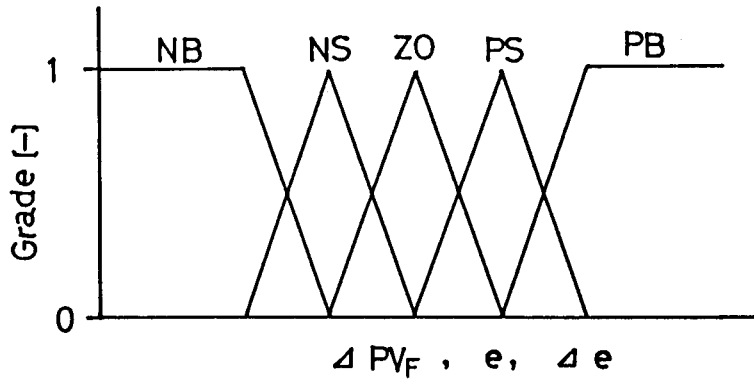


図 5・3 メンバースhip関数

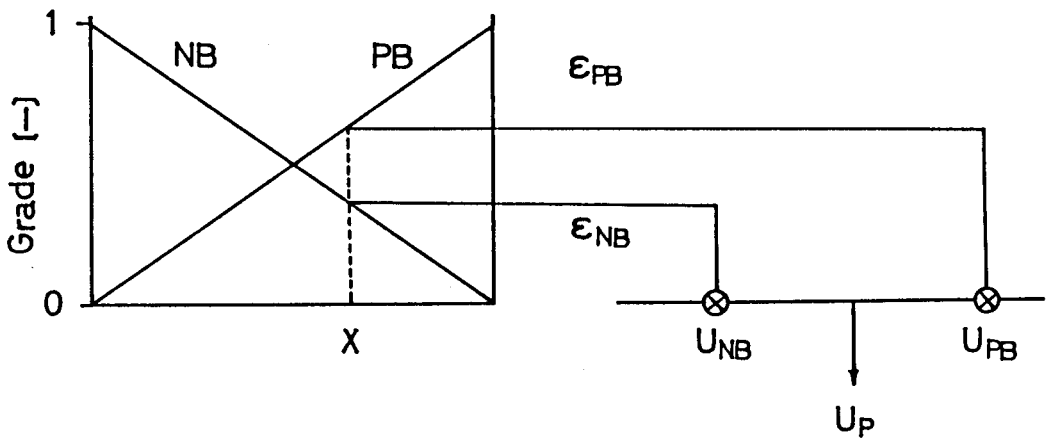


図 5・4 重み付け平均化推論法

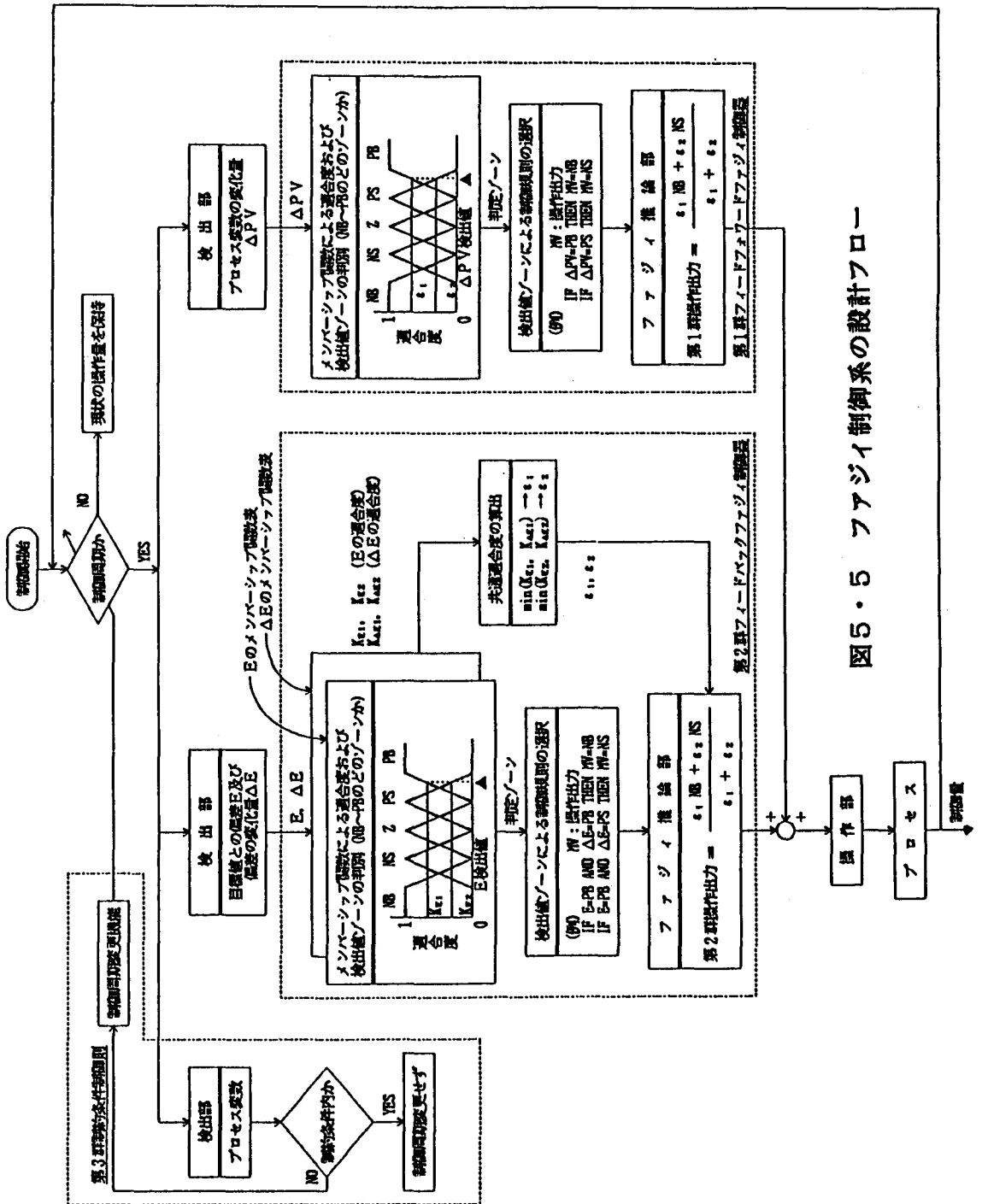


図5・5 ファジィ制御系の設計フロー

5. 2. 3 反復パラメータ調整法

ファジィ制御系において、一定期間ごとに被制御量の制御偏差はどうか？、その時の変化率はどのくらいか？などの情報を直接評価し、ファジィ制御則（ファジィルール）を修正または新規に作成する方法が提案されている [2] が、図5・1のフィードフォワード・フィードバックファジィ制御系においては、フィードフォワードファジィ制御器の制御則を修正すべきなのか、フィードバックファジィ制御器の制御則を修正すべきなのか判断が難しい。そこで、『プロセスへの外乱が第1群のフィードフォワード要素として捉えられているならば、通常の定値制御においては、フィードフォワードファジィ制御器で十分制御は可能である。もしフィードフォワードファジィ制御器が不完全な場合は、第2群のフィードバックファジィ制御器からの操作量で補えばよいとの考えから、フィードバックファジィ制御器からの操作量をできるだけ小さくするように、フィードフォワードファジィ制御器のゲインを調整すればよい』ことに着目した。

この調整法は、以下の手順を繰り返す。

- ①調整周期になれば、第1群のフィードフォワードファジィ制御器の操作量 U_F とこれにフィードバックファジィ制御器の操作量 U_B とが加算され操作量 $U_P (= U_F + U_B)$ が出力される (図5・6)。この一定期間 L の U_F 、 U_P のトレンドデータを採集する。
- ②一定期間 L のトレンドデータ U_F 、 U_P の平均値 \bar{U}_F 、 \bar{U}_P を求め、それぞれの平均値からの偏差積分値 S_F 、 S_P を次式より演算する。

$$S_F = \int |U_F - \bar{U}_F| dt \quad (2)$$

$$S_P = \int |U_P - \bar{U}_P| dt \quad (3)$$

- ③ $|S_F - S_P|$ が設定されたしきい値 δ の範囲内にあるかを判定する。範囲内に

あれば今回の調整ゲイン $\omega^{(n)}$ は、前回のゲイン $\omega^{(n-1)}$ とし①へ戻る。また、しきい値 δ の範囲を越えていれば④へ進む。

④ゲイン $\omega^{(n)}$ を増減のどちらの方向に調整するのかの判定は次の(4)、(5)式にて行う。

なお、(4)式は、フィードフォワードファジィ制御器の操作量が強すぎフィードバックファジィ制御器により操作量を逆に引き戻している状態にある。この時は、今回のゲイン $\omega^{(n)}$ を前回のゲイン $\omega^{(n-1)}$ から α だけ弱める調整則を選択する。また、(5)式は、フィードフォワードファジィ制御器の操作量が弱すぎてフィードバックファジィ制御器が操作量を補っている状態である。この時は、今回のゲイン $\omega^{(n)}$ は前回のゲイン $\omega^{(n-1)}$ に α だけ強める調整則を選択する。

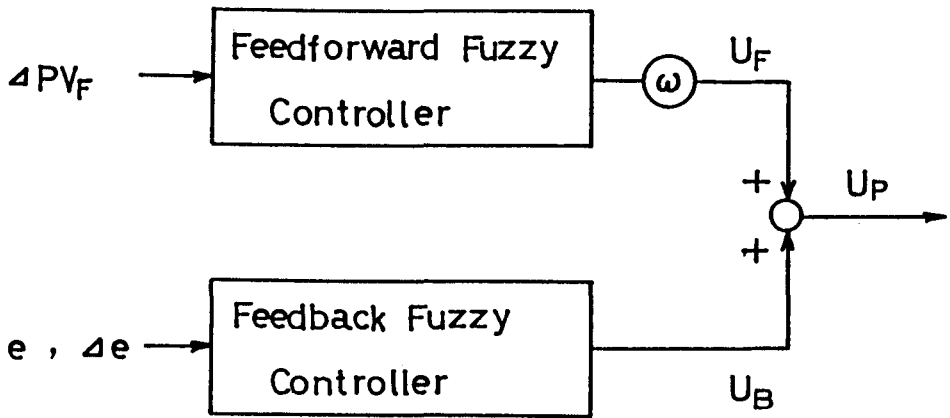


図5・6 自己調整機能

$$\text{IF } S_F \geq S_P \text{ THEN } \omega^{(n)} = \omega^{(n-1)} - \alpha \quad (4)$$

$$\text{IF } S_F < S_P \text{ THEN } \omega^{(n)} = \omega^{(n-1)} + \alpha \quad (5)$$

⑤①～④を繰り返し実行する。

以上の調整手順をまとめ図5・7に示す。

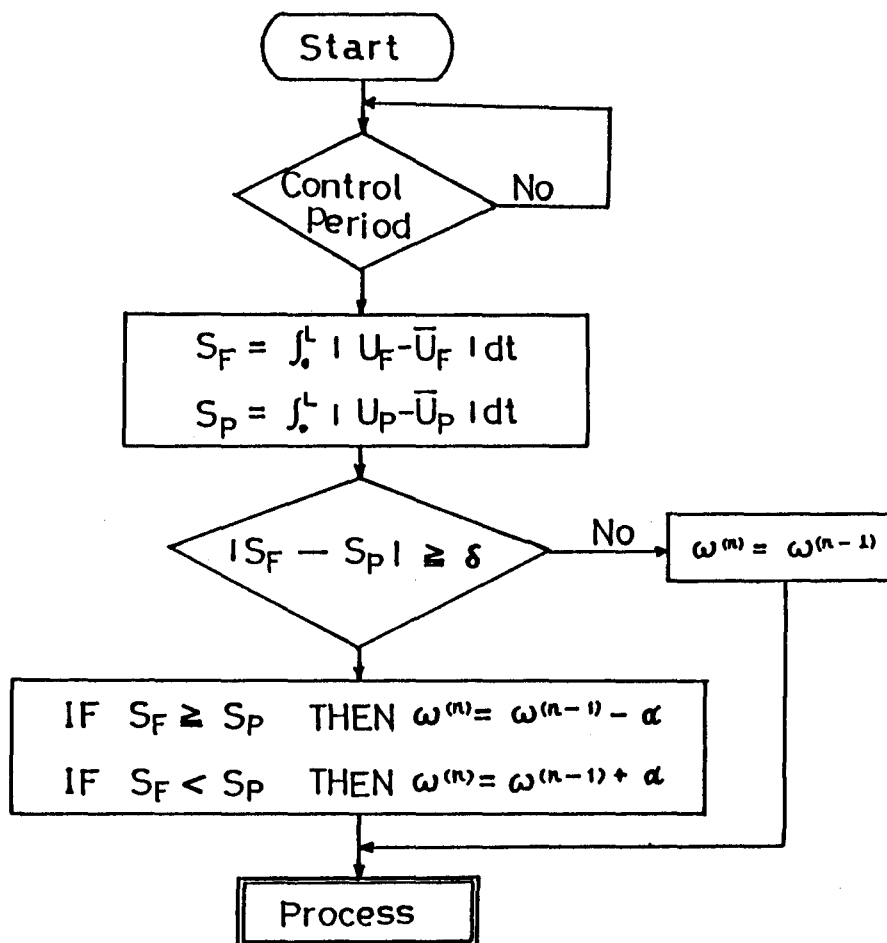


図5・7 自己調整アルゴリズム

5.3 エチレン製造装置の脱メタン塔への適用 [2]

5.3.1 プロセスの概要と問題点

図5・8に示す蒸留塔はエチレン製造装置の脱メタン蒸留塔で、塔頂から低沸点成分の水素とメタンが、塔底から高沸点成分のエチレン～ブタンが蒸留分離される。この蒸留塔は、塔底の製品組成を管理するため、塔底の温度制御系（リボイラ量で操作される）と塔底にリークするメタン量を測定するプロセスガスクロマトグラフが設置されている。

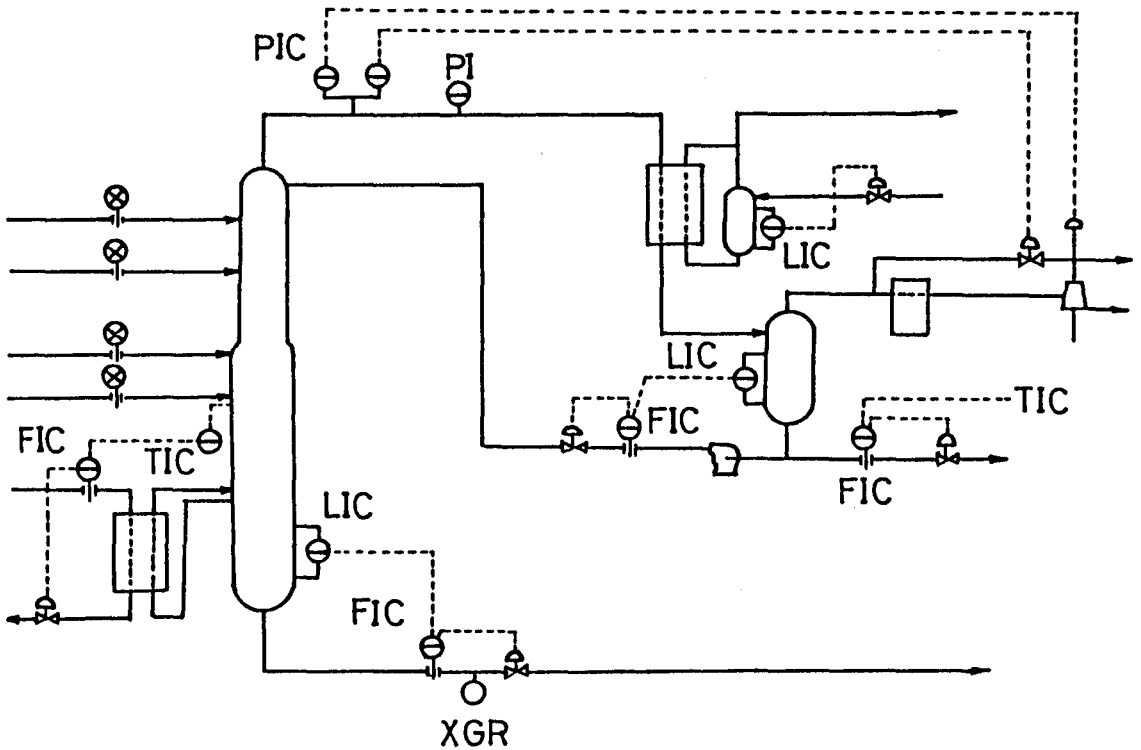


図5・7 制御対象フロー

しかし、分解炉のデコーキング操作に伴い、蒸留塔への供給変動があった時など、多段の供給系となっているため供給熱量が大きく変化し、塔底の温度が変動する。さらに、塔底の温度制御系の応答の悪さ（むだ時間、時定数が大きく、これらの動特性も大きく変化する）も手伝って、過去に各種のアドバンスト制御系を設計し試みたがうまく行かなかった。このため、オペレータは、塔への供給変動のたびにリボイラ量を手動で操作することを余儀なくされ、負担も大きかった。そこで、この塔底の温度制御系に自己調整付ファジィ制御系を適用した。

5. 3. 2 適用結果と評価

まず、第1群のフィードフォワードファジィ制御器の入力変数を多段供給系の総供給熱量とした。これは、多段供給系の各々の供給量・圧力・温度の変動が全て総供給熱量の1変数として表され、制御設計が容易となるためである。また、第3群の制御則の入力変数を塔底からのメタン量とし、メタンリーク量の管理値 γ を60ppmに設定した。しかし、この第3群の制御則は、本ファジィ制御系を導入して以来、作動するような事態はおこらなかった。図5・9は、分解炉のデコーキング操作に伴う14.5%の原料チャージアップ／チャージダウンがあった時の従来の手動運転とファジィ制御系を適用した場合とを比較した制御結果を示す。この時の運転条件は表5・1であった。なお、ファジィ制御系の制御周期 T_c を20分に、また第3群の制御則が作動した時の T_c を10分に設定した。

評価として、従来の手動運転に比べ変動幅は1/3に制御でき、省エネルギー運転につながる低い目標温度に設定できるようになった。また、試運転時の制御パラメータ調整が自動で行えるため、全くオペレータの介入操作もなく、スムーズに制御系の立ち上げができた。図5・10は、フィードフォワード制御則のゲインを $\omega = 1$ に設定した時の制御結果を示し、フィードフォワードファジィ制御器のゲインが強すぎフィードバックファジィ制御器が引き戻していることを示している。なお、反復調整には、分解炉デコーキング操作時の前後5時間のフィー

ドフォワード・フィードバックファジィ制御器からの操作量トレンドデータを用いた。また、1回のゲインの修正値 α は0.1に設定した。図5・8の運転では、最終的に0.7に自動調整された。その他の評価として、従来の数学モデルに基づくフィードフォワード制御系に比べて、制御則が直感的であるためオペレータに容易に受け入れてもらえることも分かった。

現在、本ファジィ制御系は順調に稼働し、省エネルギー、省力化に大きく貢献している。

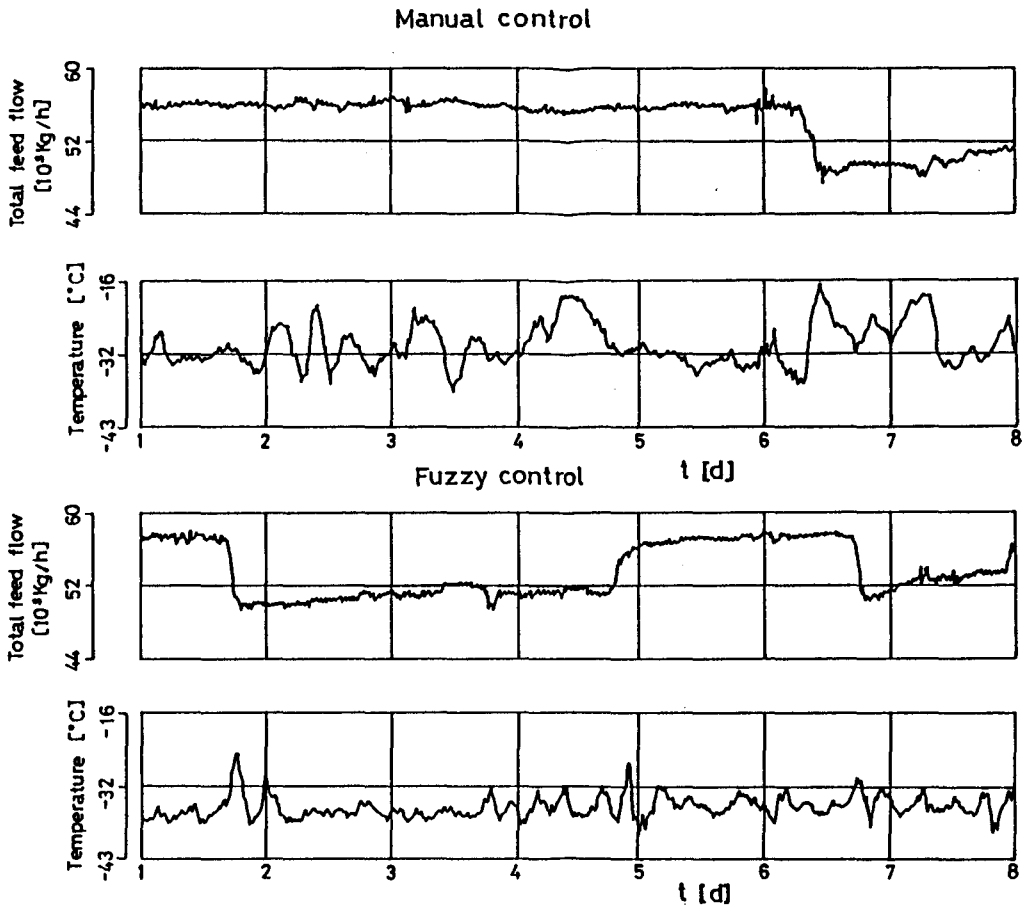


図5・9 制御性の比較

表 5・1 運転条件

圧力	[Pa]	31~32x10 ⁵
塔底温度	[°C]	-20~-40
供給量	[kg/h]	56000

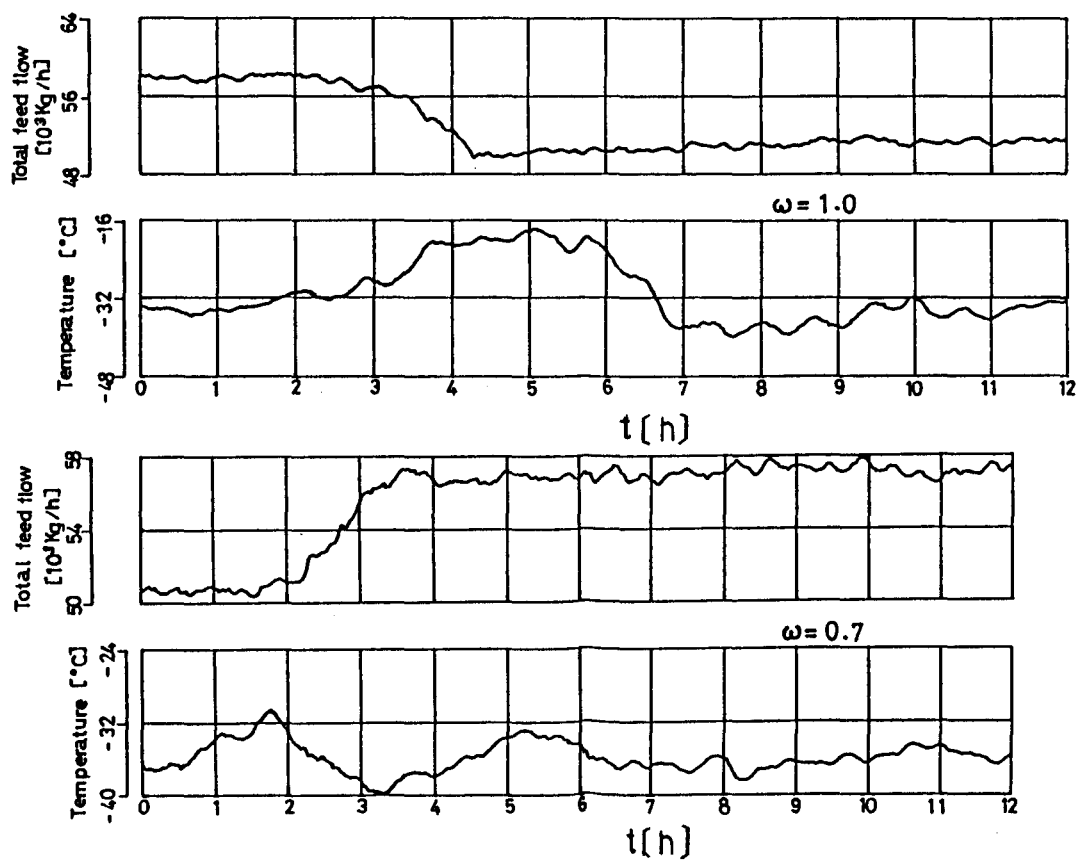


図 5・10 自己調整による制御性の比較

5. 5 まとめ

本章では、実用的な自己調整付ファジィ制御系を設計し、悪構造のプロセスであったエチレン装置脱メタン塔の塔底温度制御系でその有効性を実証した。この自己調整付ファジィ制御系の特長をまとめると、

- (1) フィードフォワード・フィードバックファジィ制御器で設計したため、現場オペレータにも分かり易く、知識獲得が容易となり、制御系の設計が効率的に行える。
 - (2) 制御則が従来オペレータが行っていた経験による手動運転と一致しているため、オペレータに受け入れてもらい易い。
 - (3) 反復パラメータ調整法を用いることにより、試運転時やプロセス動特性の変化時などの制御系のパラメータの調整が自動で行える。
- などである。

また、ファジィ制御系の開発を通じて以下の教訓を得た。

- (4) 実用的なファジィ制御系の設計は、オペレータから得た断片的な定性知識からシステム技術を用いて整理し、より定量的な制御則に作りあげるかが成功の鍵となる。
- (5) 運転に関するちょっとした操作方法やノウハウを聞きのがさず、その持つ意味を徹底的に解析し制御系設計に反映させる。

第5章 記号表

e = 偏差 [-]	U_F = フィードフォワードファジィ 制御器の操作量 [-]
Δe = 偏差の変化率 [-]	\bar{U}_F = U_F の平均値 [-]
NB = 負の方向に大きい [-]	U_{NB} = 最小ファジィ推論操作量 [-]
NS = 負の方向に小さい [-]	\bar{U}_F = 操作量 [-]
PB = 正の方向に大きい [-]	U_F = U_F の平均値 [-]
PS = 正の方向に小さい [-]	U_{PB} = 最大ファジィ推論操作量 [-]
PV_c = 例外管理変数 [-]	ZO = ほとんど零 [-]
ΔPV_F = フィードフォワード 変数 [-]	α = 定数 [-]
$S_F = U_F$ の絶対偏差積分值 [-]	γ = 例外管理のしきい値 [-]
$S_F = U_F$ の絶対偏差積分值 [-]	δ = 自己調整判断のしきい値 [-]
T_c = 例外管理時の制御周期 [min]	ε = メンバーシップのグレード [-]
T_o = ファジィ制御周期 [min]	ω = チューニング係数 [-]
t = 時間 [h or d]	
U_B = フィードバックファジィ 制御器の操作量 [-]	

5章 参考文献

- 1) 芹沢：ファジィ制御の応用事例，システム制御情報学会セミナーテキスト—ニューラル／ファジィ応用の可能性を探る—，60（1989）
- 2) 花熊，入月，安達，中西：自己調整付ファジィ制御系の設計と蒸留塔への応用，化学工学論文集，16，（4），667（1990）

第6章 オートチューニングコントローラ

6.1 概要

プロセス制御の分野では、PID制御方式がいまなお主流を占めている。その代表的なパラメータ調整法には、ジューグ・ニコルスが提案した限界感度法などがある。しかし、現場では、プロセスの応答結果をもとに試行錯誤の調整を行うことが多い。特に、むだ時間が長く、おおきな応答遅れのあるプロセスや化学反応のように非線形性の強いプロセスなどでは、熟練したオペレータでもその調整に長時間を費やすことがある。この種の問題に対応すべきものとして、オートチューニングコントローラやセルフチューニングがある。

本章では、制御状態のまま実行できる閉ループ形オートチューニングコントローラ的设计法ならびにエチレン装置脱ブタン塔の塔底温度制御系に適用し、連続運転にてその有効性を立証したことについて述べる。

6.2 閉ループ形オートチューニングコントローラの概要

図6・1に、閉ループ形オートチューニングコントローラの機能構成を示す。このコントローラの機能は、プロセス特性の推定部とPID定数の決定部に大きく分けられる。

6.2.1 プロセス特性の推定

閉ループ制御系の可同定条件を満たし、白色雑音に近い性質を持つM系列信号(Maximum length sequence)をフィードバック調節計の操作量に加算、プロセスへ加える。プロセス特性の推定には、観測ノイズのもとでも不偏推定の可能な最尤推定による逐次計算アルゴリズムを用い、パルス伝達関数に近似する。まず、図6・2に示す対象プロセスの動特性モデルを考えると、次式のように表される。

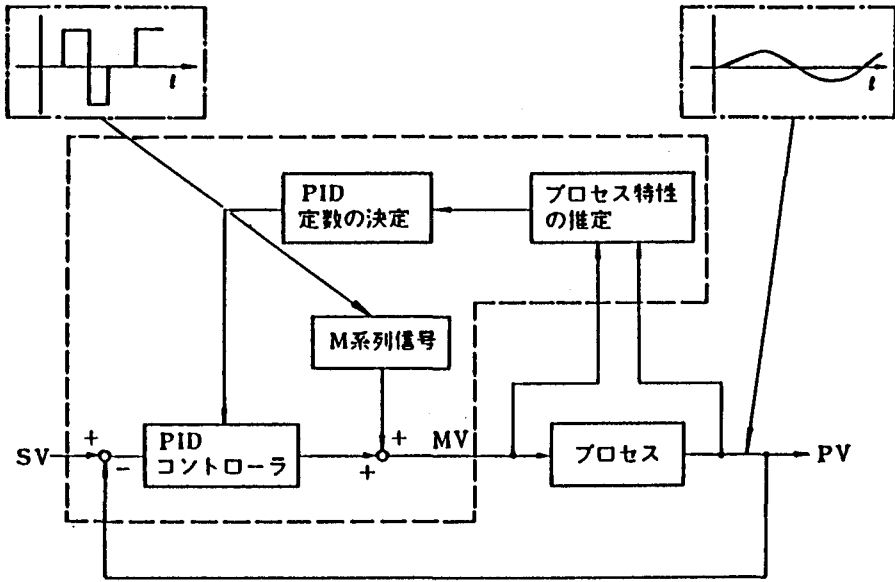


図6・1 閉ループ形PIDオートチューニングコントローラ

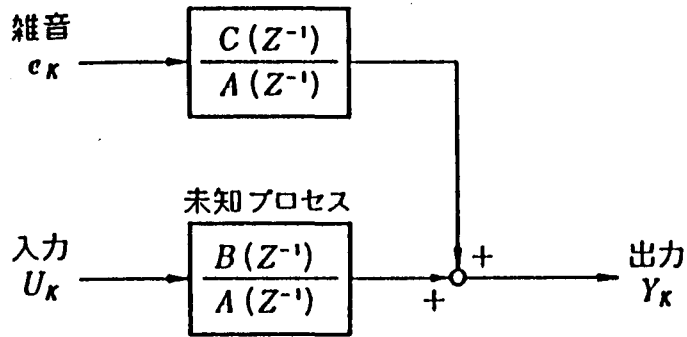


図6・2 同定モデル

$$Y_k = \frac{B(Z^{-1})}{A(Z^{-1})} U_k + \frac{C(Z^{-1})}{A(Z^{-1})} \varepsilon_k \quad (1)$$

ここで、

Y_k : プロセス出力

U_k : プロセス入力

ε_k : 白色雑音

k : 離散時間

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_p z^{-p} \\ B(z^{-1}) &= b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_p z^{-p} \\ C(z^{-1}) &= 1 + c_1 z^{-1} + c_2 z^{-2} + \dots + c_p z^{-p} \end{aligned} \quad (2)$$

(2) 式でモデルの未知パラメータを $\hat{\theta}$ として、この未知パラメータの推定アルゴリズムは次式となる。

$$\begin{aligned} \hat{\theta}_k &= \hat{\theta}_{k-1} + P_k (\lambda_k + \phi_k^T P_k \phi_k)^{-1} e_k \\ P_k &= [P_{k-1} - P_{k-1} \phi_k (\lambda_k + \phi_k^T P_{k-1} \phi_k)^{-1} \phi_k^T P_{k-1}] / \lambda_k \\ e_k &= Y_k - \phi_k^T \hat{\theta}_{k-1} \end{aligned} \quad (3)$$

ここで、

$$\begin{aligned} \hat{\theta}_k &= [a_1, a_2, \dots, a_p, b_1, b_1, \dots, b_p, c_1, c_2, \dots, c_p] \\ \phi_k^T &= [-Y_{k-1}, \dots, -Y_{k-p}, U_{k-1}, \dots, U_{k-p}, e_{k-1}, \dots, e_{k-p}] \\ \lambda_k &= \lambda_0 \lambda_{k-1} + (1 - \lambda_0) \end{aligned}$$

(λ : 忘却係数)

6. 2. 2 最適PIDパラメータの決定

得られたパルス伝達関数から、S領域の低周波へ変換し、北森の方法 [1] を用いて最適なPIDを決定する。以下、概要を述べる。

求めたプロセスのパルス伝達関数は、

$$G_p(z^{-1}) = \frac{b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + b_3 z^{-3} + \dots}{1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + a_3 z^{-3} + \dots} \quad (4)$$

で表される。これを周波数領域 $G_p(s)$ に変換すると、次のようになる。

$$G_p(s) = \frac{1}{G_0 + G_1 s + G_2 s^2 + G_3 s^3 + \dots} \quad (5)$$

ここで、

$$G_0 = H_0$$

$$G_1 = H_1 - T_0 G_0 / 2 \quad (6)$$

$$G_2 = H_2 - T_0 G_1 / 2 - T_0^2 G_0 / 6$$

$$G_3 = H_3 - T_0 G_2 / 2 - T_0^2 G_1 / 6 - T_0^3 G_0 / 24$$

⋮
⋮
⋮

$$H_0 = A_0 / B_0$$

$$H_1 = (A_1 - H_0 B_1) / B_0 \tag{7}$$

$$H_2 = (A_2 - H_0 B_2 - H_1 B_1) / B_0$$

$$H_3 = (A_3 - H_0 B_3 - H_1 B_2 - H_2 B_1) / B_0$$

·
·
·

$$A_0 = 1 + \Sigma a_i$$

$$A_1 = -T_0 \Sigma i \cdot a_i$$

(8)

$$A_2 = T_0^2 \Sigma i^2 \cdot a_i / 2$$

$$A_3 = T_0^3 \Sigma i^3 \cdot a_i / 6$$

·
·
·

$$B_0 = \Sigma b_i$$

$$B_1 = -T_0 \Sigma i \cdot b_i$$

(9)

$$B_2 = T_0^2 \Sigma i^2 \cdot b_i / 2$$

$$B_3 = -T_0^3 \sum i^3 \cdot b_i / 6$$

.
.
.

である。

次に、PID調節計の伝達関数は次の式で与えられる。

$$G_c(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (10)$$

ここで、 K_p 、 T_i 、 T_d は、それぞれ、比例、積分、微分定数である。

PID調節計とプロセスを含む一巡伝達関数は、つぎの式で与えられる。

$$W(s) = \frac{1}{1 + \frac{1}{G_c(s) \cdot G_p(s)}} \quad (11)$$

また、うまく設計された制御系（制御装置と制御対象を含む）は次の式で表せる。

$$W(s) = \frac{1}{1 + p s + p^2 s^2 / 2 + 3 p^3 s^3 / 20 + 3 p^4 s^4 / 100 + \dots} \quad (12)$$

ここで、 p は正数である。この p は以下の代数式より求められる。

PI制御

$$p^2 - \frac{5(G_1 + G_0 T_0 / 2)}{G_0} p + \frac{10(G_2 + G_1 T_0 / 2)}{G_0} = 0 \quad (13)$$

PID制御

$$p^3 - \frac{20(G_1 + G_0 T_0)}{G_0} p^2 + \frac{100(G_2 + G_1 T_0 + 3G_0 T_0^2 / 3)}{G_0} p - \frac{200(G_3 + G_2 T_0 + G_1 T_0^2 / 3)}{G_0} = 0 \quad (15)$$

なお、PIDのパラメータ定数は(15)式より得られた最小の正数根 p_0 を用い、次式より求められる。

$$K_c = \frac{G_1 - G_0 p_0 / 2}{p_0}$$

$$T_i = \frac{G_1 - G_0 p_0 / 2}{p_0} \quad (21)$$

$$T_d = \frac{G_0 p_0^2 / 10 - (G_1 / 2 + G_0 T_0 / 4) p_0 + (H_2 + H_1 T_0 / 2)}{p_0}$$

6. 3 エチレン製造装置脱ブタン塔への適用 [2]

6. 3. 1 プロセスの概要と問題点

このプロセスは、エチレン製造装置の脱ブタン塔でプロセスフローを図6・3に示す。この蒸留塔は、ブタン・ペンタンの混合液が供給され塔頂からブタン、塔底からペンタンが蒸留分離される。分離度の決定は、塔底の温度制御系の加熱スチームにて操作されている。しかし、この温度制御系は応答遅れ（時定数で20分程度）が大きく、かつ供給量の負荷変動にともない塔頂部の圧力変動（外乱）がしばしば発生するプロセスである。このため、既存のPID調節計のパラメータは弱く調整されていて外乱発生時の制御性に問題があった。この制御系に、閉ループ形PIDオートチューニングコントローラを適用し、その有効性を確認し

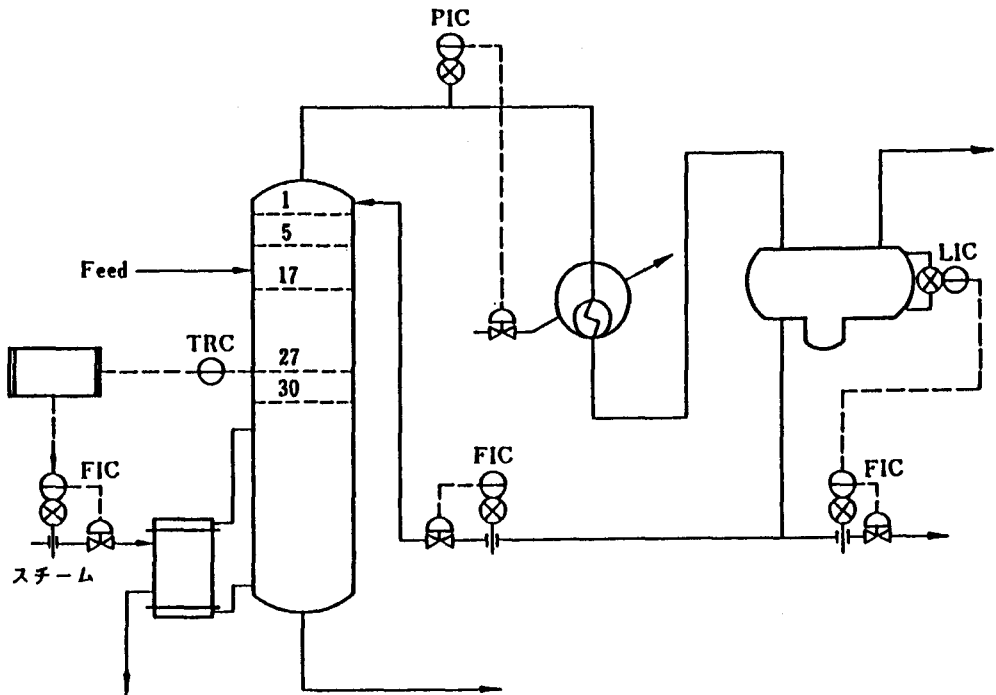


図6・3 制御対象フロー

表 6・1 運転条件

塔頂圧力	[Pa]	6.8x10 ⁵
# 2 7 段トレイ温度	[°C]	80
供給量	[km ³ /h]	1000
還流量	[km ³ /h]	350

6. 3. 2 適用結果と評価

(1) プロセス動特性の推定

図 6・4 に閉ループ形オートチューニングコントローラの比例ゲイン $K_c=1.2$ 、積分時間 $T_i=0$ min、微分時間 $T_d=0$ min を初期値として、さらに振幅 $A_m=1.5$ %、サンプル時間 $\Delta T=5$ min の M 系列信号を注入した。図 6・5 にチューニング過程を示す。

約 2 時間後、最適な PID 定数 ($K_c=2.5$ 、 $T_i=17$ 、 $T_d=2.8$) を設定しチューニングは終了した。このチューニング過程で得られたプロセスのパルス伝達関数は、次のようであった。

$$G(z^{-1}) = \frac{0.1732Z^{-1} + 0.1387Z^{-2} + 0.0758Z^{-3} + 0.0294Z^{-4} + 0.0145Z^{-5} + 0.0051Z^{-6}}{1 - 0.5945Z^{-1} - 0.0160Z^{-2}} \quad (22)$$

そこで、推定された (22) 式の妥当性を確認するため、対象プロセスのステップ応答試験との比較を行った。図 6・5 に比較結果を示し、実用上問題なく推定されていることが分かった。

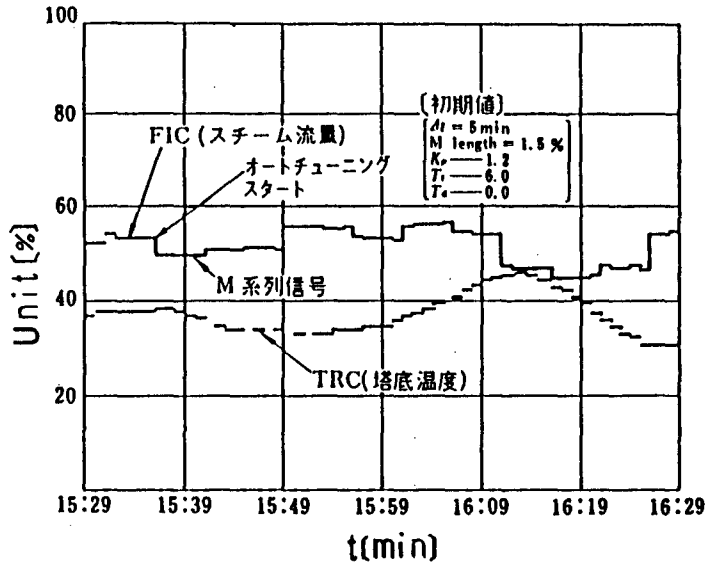


図 6・4 チューニング過程

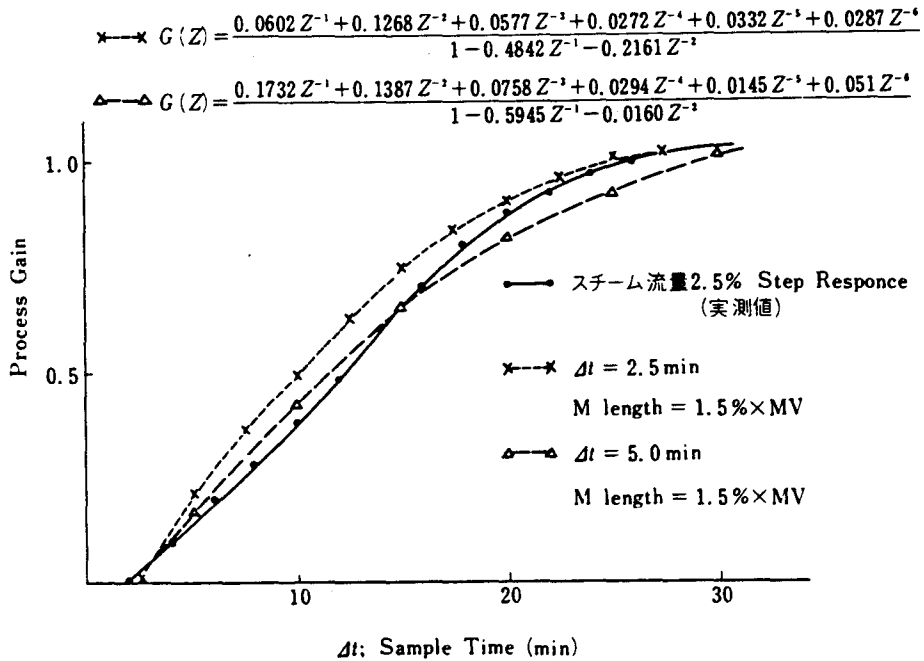


図 6・5 ステップ応答試験との比較結果

(2) 制御性

本オートチューニングコントローラが自動設定したPID定数での運転と従来のPID調節計との連続運転における比較を図6・6に示す。塔頂部の圧力変動に対して、閉ループ形オートチューニングコントローラは、最適なPID定数を自動チューニングしていることが分かった。

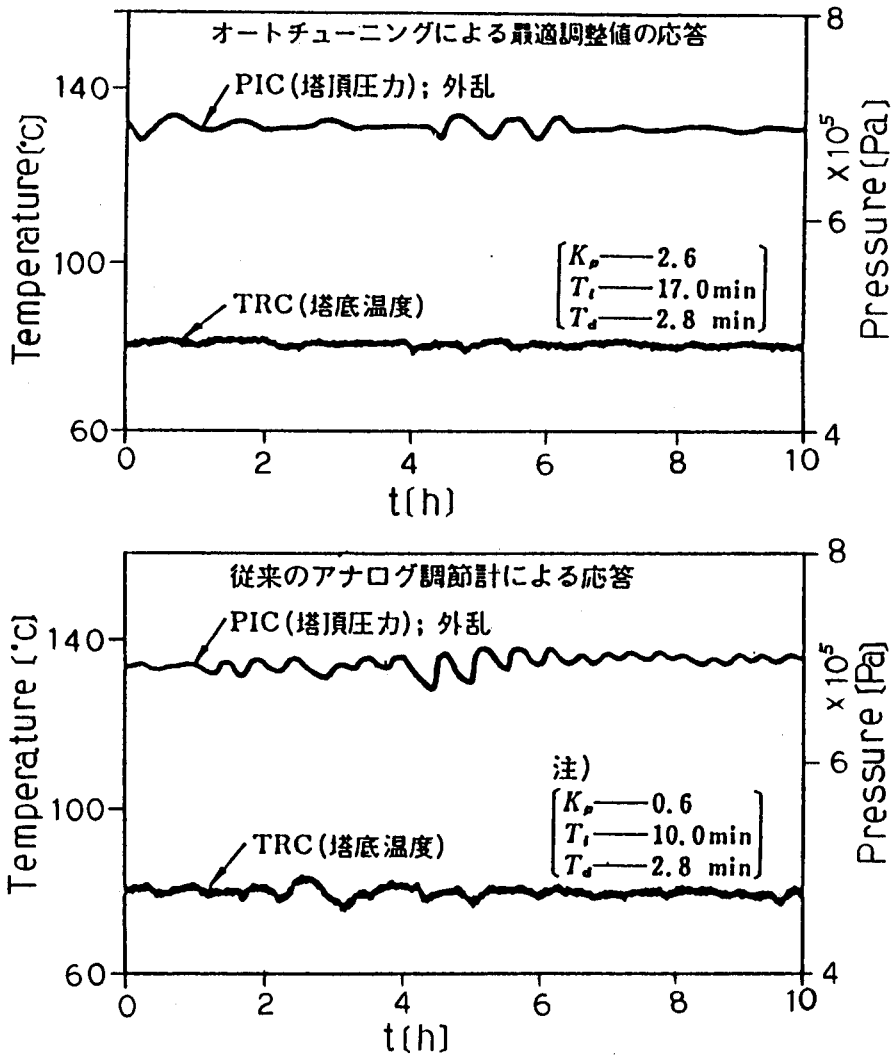


図6・6 制御性の比較

6. 4 まとめ

本章では、制御状態で実行できる閉ループ形オートチューニングコントローラ
の設計法を提案し、エチレン装置脱ブタン塔の塔底温度制御系に適用し、その有
効性を立証した。しかし、連続運転において、装置の急激な負荷変動に伴い、供
給量が大きく変動した時などプロセス同定に時間がかかり、PID定数が収束し
ない場合がある。これは、プロセスの非線形性によるものと考えられる。この非
線形性への対応が残された課題である。

第6章 記号表

$A(z^{-1})$ = 遅延演算子 z^{-1} の 出力多項式 [-]	P_k = 推定誤差共分散マトリクス [-]
a_p, b_p, c_p = パラメータ係数 [-]	p = 最小根 [-]
$B(z^{-1})$ = 遅延演算子 z^{-1} の 入力項式 [-]	s = ラプラス演算子 [-]
$C(z^{-1})$ = 遅延演算子 z^{-1} の 誤差多項式 [-]	T_i = 積分定数 [min]
e_k = モデル誤差値 [-]	T_d = 微分定数 [min]
G_t = 連続時間伝達関数の係数 [-]	Δt = サンプル間隔 [-]
$G(s)$ = 制御系の連続時間 伝達関数 [-]	U_k = プロセス入力値 [-]
$G(z^{-1})$ = 制御系の離散時間 伝達関数 [-]	$W(s)$ = うまく設計された制御系の 連続時間伝達関数 [-]
K_c = 比例ゲイン [-]	Y_k = プロセス出力値 [-]
k = 離散時間 [-]	z^{-1} = 遅延演算子 [-]
	ε_k = 白色雑音 [-]
	$\hat{\theta}_k$ = パラメータベクトル [-]
	λ_k = 忘却係数 [-]
	ϕ_k = 観測値ベクトル [-]

6章 参考文献

- 1) 北森：制御対象の部分的知識に基づくサンプル値制御系の設計法，計測と制御，15，(5)，131(1979)
- 2) Nagakawa, K., T. Shigemasa and Y. Hanakuma : An Auto-tuning PID Controller, ISA '82 International Conference, Philadelphia, Pennsylvania, Oct. 1353(1982)

第7章 プロセス異常診断

7. 1 概要

最近の石油・石油化学プラントは、省資源・省エネルギー・高品質化・原料多様化などへの運転が要求されますます複雑化してきた。一方、プラントが複雑化したにもかかわらず積極的に省人化が進められている。また、運転の標準化やプラントの自動化も進められトラブルも減少傾向にあり、若いオペレータのトラブル経験不足が非常に目だちはじめた。

さらに、石油・石油化学プラントは、大量の可燃性物質や危険物を取り扱っているため、万一トラブルが発生し、処置が遅れた場合にはトラブルが更に拡大し、プラントの全面停止、人身災害、爆発事故といった企業の経営基盤をも揺るがしかねないことも起こる。このため、各企業では、プロセス異常診断の強化が叫ばれている [1]。では、オペレータは、どのようにしてプロセスの異常を発見するかを考えてみる。図7・1は、プラント内でなんらかの異常が発生した時、異常を発見するまでのオペレータの行動パターンを示したものである。まず、プラント内で異常が発生すれば、オペレータは、プラントに設置されたセンサや警報装置ならびに五感を使って異常が発生したことを掴み、運転経験や知識を基に異常の原因個所を判断し、必要な操作を行いプロセスを正常に戻す。すなわち、人間特有のすばらしい判断力を持っている。しかし、反面、大量の情報処理の遅さ、見落とし、勘違いといった欠点をもっているのも事実である。

そこでこの欠点をカバーするには、大量のプラント情報を自動的に処理させ、オペレータに見やすく理解し易い形に加工された異常の情報を提供し、最終判断・処置はオペレータに委ねる図7・2の支援システムが必要となる。このシステムにより、オペレータの安全運転に対する負担も大幅に軽減できるとともに、高度な安全運転も可能となる。

本章では、実装置での異常診断の具体例 [2、3] について述べる。

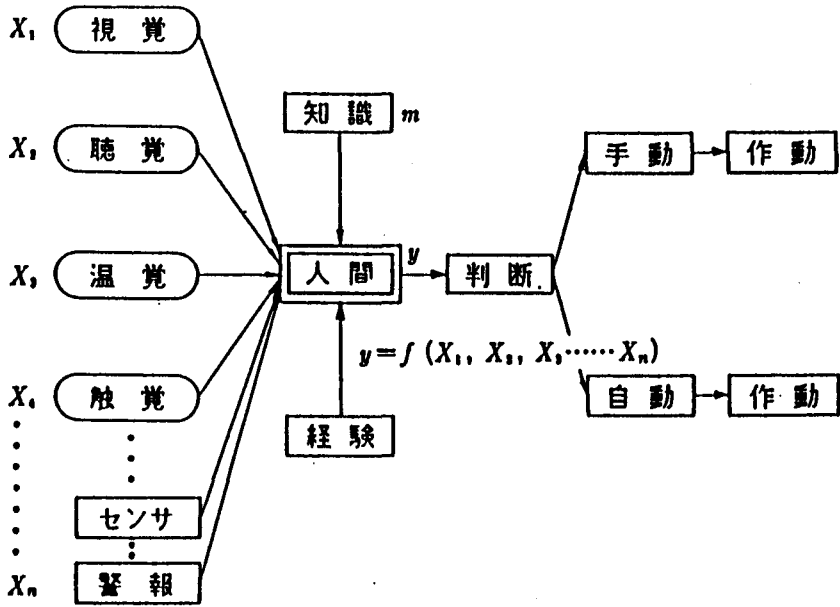


図 7・1 オペレータが行う安全操作

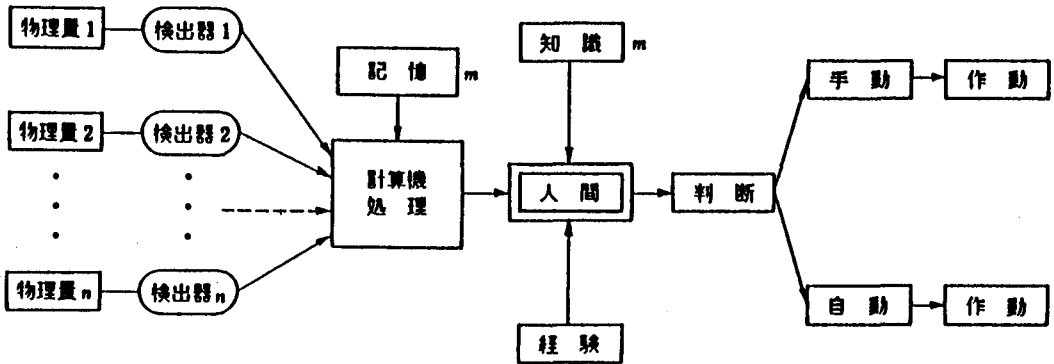


図 7・2 計算機支援による安全操作

7. 2 実用性を考慮したプロセス異常診断システムの開発

7. 2. 1 予測警報による異常診断法

プラント内で起こる運転異常の伝達手段として、警報システムは不可欠なものである。従来の警報システムは、図7・3に示すようにプロセス変数(PV)が上下限設定値(HH, LL)を逸脱してはじめてオペレータに警報を与えるのに対して、予測警報方式は、『プロセス変数が現在の挙動を継続すれば、 t_0 時間後には警報の上下限設定値を越えるであろう』との予告をオペレータに提供してくれる。このため、事前の対処措置が可能となりより安全な運転が継続できる。この t_0 時間は、オペレータが十分に対処可能な時間をあらかじめ設定しておけばよい。この方式の基本的な考え方を以下に示す。

$$\text{上限予測警報： } (HH - PV_n) \leq (\Delta PV_n / \Delta t) \cdot t_0 \text{ かつ } PV_n \geq H \quad (1)$$

$$\text{下限予測警報： } (PV_n - LL) \leq (-\Delta PV_n / \Delta t) \cdot t_0 \text{ かつ } PV_n \leq L$$

また、プラント内の重要なプロセス変数には、運転の良否が直感的に判断できる図7・4の表示方式も可能である。ここで、運転の良否度(安定度)係数 α 、 β は次の式を用いて求められる。

$$\alpha = \frac{(\Delta PV_n / \Delta t)}{((HH - PV_n) / t_0)} \quad , \quad \beta = \frac{(PV_n / \Delta t)}{((LL - PV_n) / t_0)} \quad (2)$$

この場合の α 、 β は、次のような意味を持つ。

- (a) $\alpha = \beta = 0$: 最も安定
- (b) $\alpha \rightarrow 1, \beta \rightarrow -1$: 不安定になりつつある
- (c) $\alpha \geq 1, \beta \leq -1$: 不安定(警報)

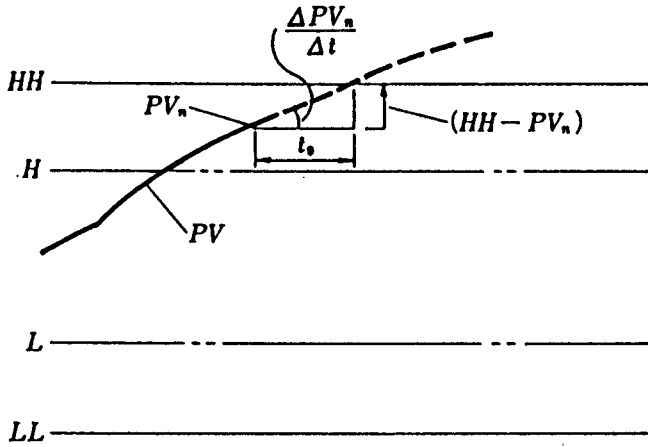


図 7・3 予測警報システムの概念

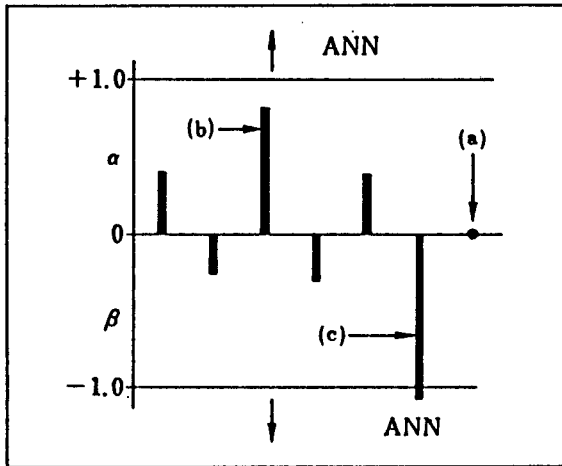


図 7・4 CRT画面表示の一例

7. 2. 2 時系列データ解析による異常診断法

プラントの運転においてセンサの経年的な異常が起きた時など、オペレータが異常と気づかずに運転を続け思わぬ品質異常を引き起こすことがある。しかも、この種類のセンサ異常はなかなか発見が難しい。これを早期に発見しようとする、プラントの運転データから物質・熱収支などの化工計算を繰り返し行わねばならない。しかし、直接運転に携わるオペレータにこれらの計算を要求するのは難しい。

そこで、考えられる実用的な方法は、プラントの時系列データから重回帰分析法を用いプラントの挙動をモデル化することである。そして、正常運転時のモデルパラメータをあらかじめ求めておき、そのパラメータの変化度合からプラントの異常個所を発見する。すなわち、通常の運転時、プラントの複数のプロセス変数 $\{x_i\}$ とプラント運転の良否を決定づける代表変数 Z との間には、次の線形式が成り立つ。

$$Z = a_1 x_1 + a_2 x_2 + \dots + a_i x_i \quad (3)$$

ここで、 $a_1 \sim a_i$ は、代表変数 Z とそれを決定づけるプロセス変数 $\{x_i\}$ との関連するパラメータ値を表す。

たとえば、図7・5に示す蒸留塔の運転での異常診断を考えてみる。この蒸留塔の運転の良否を決定する代表変数は、塔頂製品の組成すなわちガスクロマトグラフの指示値 Z である。この Z を決定づけるプロセス変数 $\{x_i\}$ は、 R/D （還流比）、 B （塔頂製品の抜き出し量）、 F_{con} （供給液の性状）である。（3）式で表現すると次のようになる。

$$Z = a_1 \cdot (R/D) + a_2 \cdot (B) + a_3 \cdot (F_{con}) \quad (4)$$

また、パラメータ間の感度調整と表示の見やすさから次のスケーリング処理を行った。

$$\tilde{Z} = Z / \bar{Z}, \quad \tilde{x}_i = x_i / \bar{x}_i \quad (i = 1 \sim 3) \quad (5)$$

ここで、 $x_1 = R/D$ 、 $x_2 = B$ 、 $x_3 = F_{con}$ で、 \bar{Z} 、 \bar{x}_i は、正常運転時の平均値である。

(5)式を用いて、(4)式を表現すると次のようになる。

$$\tilde{Z} = a_1 \tilde{x}_1 + a_2 \tilde{x}_2 + a_3 \tilde{x}_3 \quad (6)$$

実際の処理は、以下の計算手順を繰り返し行う。

①(5)式を回帰式として、正常運転時のパラメータ $a_1 \sim a_3$ を最小二乗法にて求め、取るべき範囲(しきい値)をあらかじめ定めておく。

$$| a_{i \max} - a_{i \min} | \leq \delta \quad (7)$$

②①と同じ計算手順にて、パラメータ $a_1 \sim a_3$ を逐次計算する。①で求めたしきい値をオーバーしているかどうかを判定する。

この②の計算によりしきい値からパラメータ $a_1 \sim a_3$ が大きく外れているとき、そのパラメータに関連する因子が異常個所であることが診断される。

また、これらを計算値ではなく図形パターンとして表現することもできる。図7・6はエチレン製造装置のプロピレン蒸留塔での適用を示す。パラメータ $a_1 \sim a_3$ を(5)式と同様な方法でスケーリング処理を行った後、各パラメータを座標とする三角形に表現すれば、基準面からのずれの大きなものが異常個所であり、ずれの大きさが異常の度合となる。

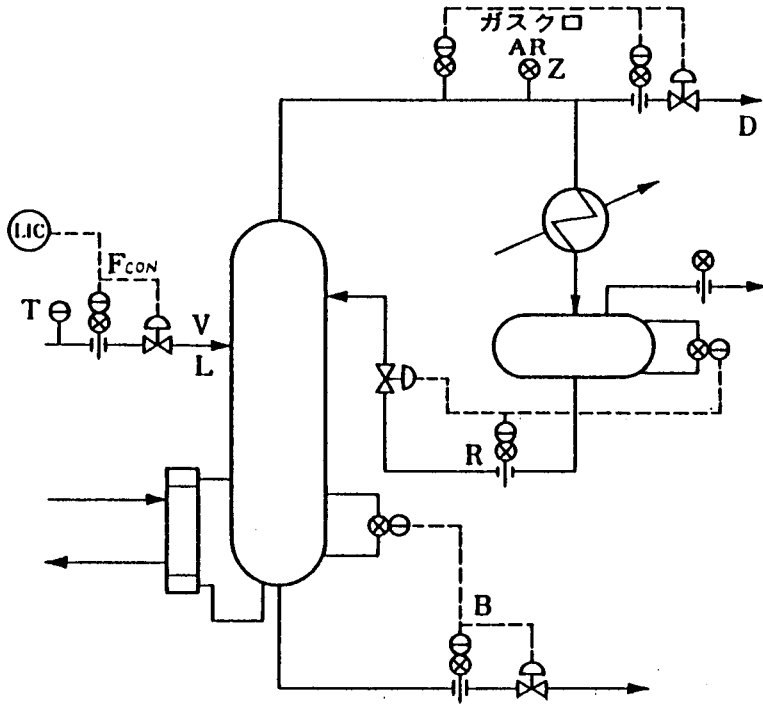


図7・5 蒸留塔のフロー

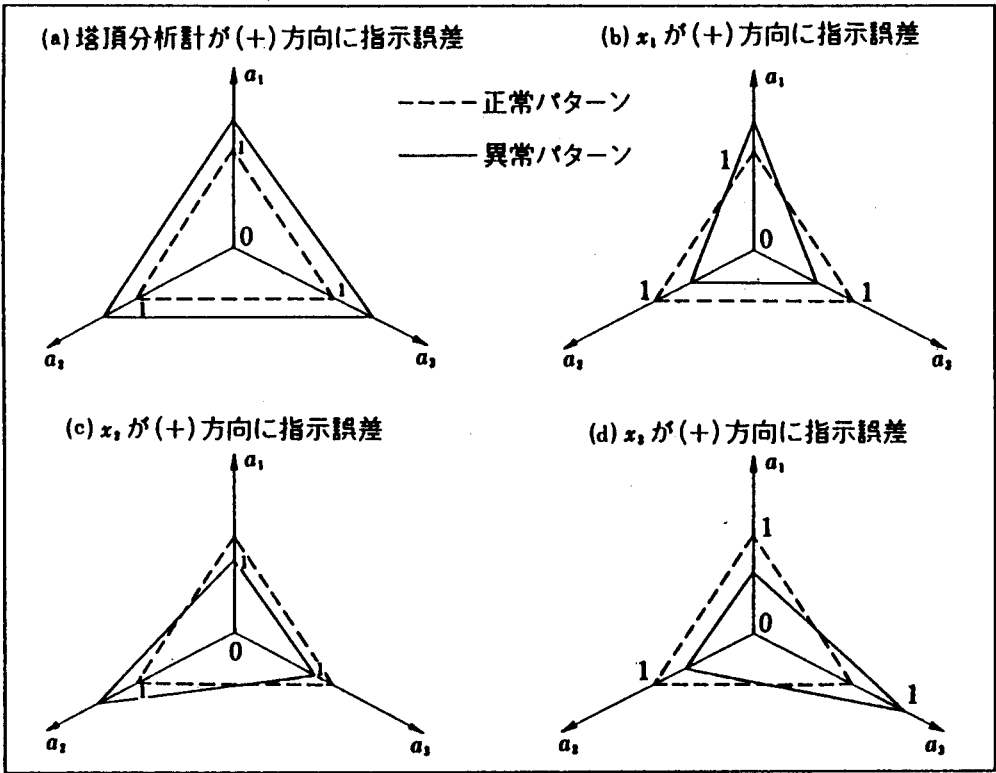


図 7・6 異常パターンの一例

7. 2. 3 警報履歴一元表示による異常診断法

何らかの原因でプラント内にトラブルが発生した場合、関連する警報が発報する。もし、トラブル原因の発見が遅れば運転変動が更に拡大し、複数の警報が発報する。このような場合オペレータは、次から次へと発報する警報に気をとられ、冷静な判断ができずに異常の原因を発見するまでにかなりの時間を費やすことがある。

本方式は、変動の兆候から警報に至るまでの経過を忠実に表している大量のプラントデータを高速に処理し、一元化された履歴情報としてオペレータに提供することを狙ったものである。すなわち、従来のパネルオペレーションでは警報が発報すると、それに関連するプロセス変数の挙動をトレンドレコーダや指示計などを手がかりに原因の発見を行ってきた。一方、CRTオペレーションへ移行してからは、これらの一連の監視、操作はCRT画面で切り替えながら行わなければならない。CRTオペレーションはパネルオペレーションに比べ、プラント情報が表示画面の裏に隠されてしまうという欠点がある。

本方式は、パネルオペレーションの一元監視の利点を利用し、CRT上に一元化した履歴情報として表示することにより異常原因の早期発見を行うものである。

この方式の処理手順を以下に述べる。

- ①警報が発報すると、前述の予測警報方式（（1）、（2）式）の方法で、プロセス変数の安定度係数 α 、 β を現時点より1分、2分、……と遡って求める。
- ② α 、 β の絶対値の大きい順に並べる。
- ③警報発報後も1分、2分……と同様な処理を行う。

このように得られた処理データと制御機器などの故障や作動不良の警報を図7・7のように一元表示する。制御機器関係の警報には、センサエラー、CPUエラー、操作量上下限值などがあり、これらを目的に合わせて使い分けることもできる。

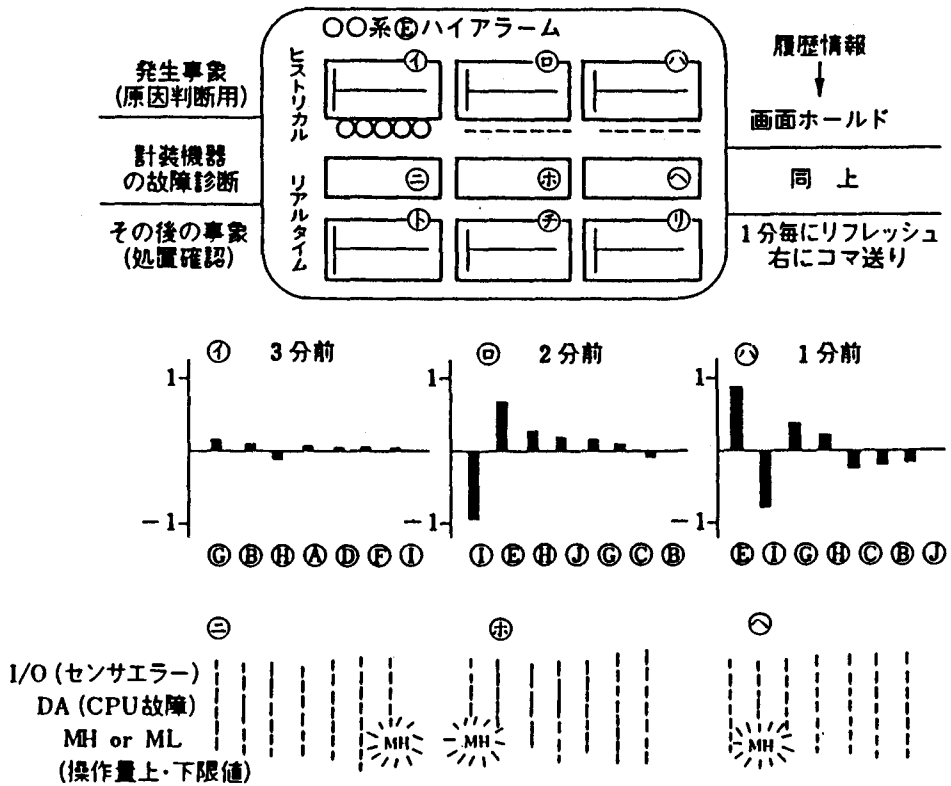


図 7・7 運転履歴一元表示の一例

7. 2. 4 AIを応用した異常診断法

化学プラントは大規模で複雑な運転のため、前述の7. 2. 1～7. 2. 3の方法だけでは実状にあった異常診断は難しい。そこで、前述7. 2. 1～7. 2. 3のマイクロ診断に付け加えて、化学プラント特有のあいまいさの取扱もでき、事象をマクロ的に捉えられるAI技術を応用した異常診断法が必要である。この診断法は、限られたプラントの情報を効果的に利用し、かつプロセスが持っているあいまいさを加味した異常診断法である。このAIを応用した診断法について以下に述べる。

この診断法は、業界では一速く実用化を図った対話型プロセス異常診断システム[4]をオンライン・リアルタイム用に発展させたものであり、ベテランオペレータ(運転のエキスパート)が今まで蓄積した運転技術・経験・ノウハウなどを標準化するとともに、事故事例や運転のトラブルを故障解析手法である、FTA(Fault Tree Analysis)やCCT(Cause Consequence Tree)で解析しておく。もし、プロセス内でトラブルが発生すれば、データ前処理部でリアルタイムに異常の兆候を検出し、原因推論処理部へ送られる。原因推論処理部では、異常事象・原因マトリクス表を用い推論を行い、マン・マシン・インターフェイスを通じてオペレータに的確な異常の原因と取るべき措置操作を促す。このシステムにより、ベテランオペレータなみの知識・経験による幅の広い診断を短期間に、しかも冷静に行わせることができる。いわば、ベテランオペレータの知識・経験と計算機のもつ記憶・高速処理能力のそれぞれの長所をうまく融合させた診断システムといえる。

このオンライン・リアルタイム異常診断システムは、分散形制御システムにて構成され、出光石油化学(株)千葉工場芳香族装置のラフィネートカラムを対象に構築した。

この診断システムの概要を以下に述べる。

(1) システムの目的

プラントにおいて設備機器などに重大な故障が起こると、その機器もしくは周辺のプロセス値が変化し、アラームとして検出される。しかし、軽微な故障の場合には、運転変動が生じるだけでアラーム発報までに至らないことがあり、その故障が盲点となって発見が遅れてしまう場合がある。軽微な故障であっても、対処が遅れば変動がさらに拡大し、プラントの全面停止や二次災害を引き起こすことがある。

本診断システムは、このような盲点の故障に対してプラントの変動が拡大する前に異常原因を早期に発見し、対応措置をとるようにアドバイスを行うことを狙っている。

(2) 対象プロセス

対象プロセスは、出光石油化学(株)千葉工場、BTX装置内のラフィネートカラム廻りとし、そのプロセスフローを図7・8に示す。この蒸留塔は、塔頂からオルソキシレン、メタキシレンとエチルベンゼン、塔底からはパラ・エチルベンゼンが蒸留分離される。この蒸留塔は、塔負荷が高く、軽微なトラブルでも製品品質異常を起こし易く、異常診断システムの導入が強く求められていた。

(3) システム構築

このシステムは、専用のエキスパートシェルならびに計算機は使わずDCSのみで構築した。この理由は、DCSが持っているオンライン・リアルタイム処理機能のソフト環境をそのまま使え、知識ベースならびに推論エンジンを付加するだけでよく、エンジニアリングの効率を狙ったからである。今後は、このような試みが主流になると考えられる。図7・9にシステムの構成と診断手順を示す。この診断手順は、DCSからのプロセス変数をデータ前処理部で、以下の(6)に示す方法により異常の有無が判定される。もし異常と判定されれば、異常原因

推論部に送られ、推定原因、進展予測（異常を放置した場合の異常変動の予測）、措置操作が推論されオペレータに呈示される。

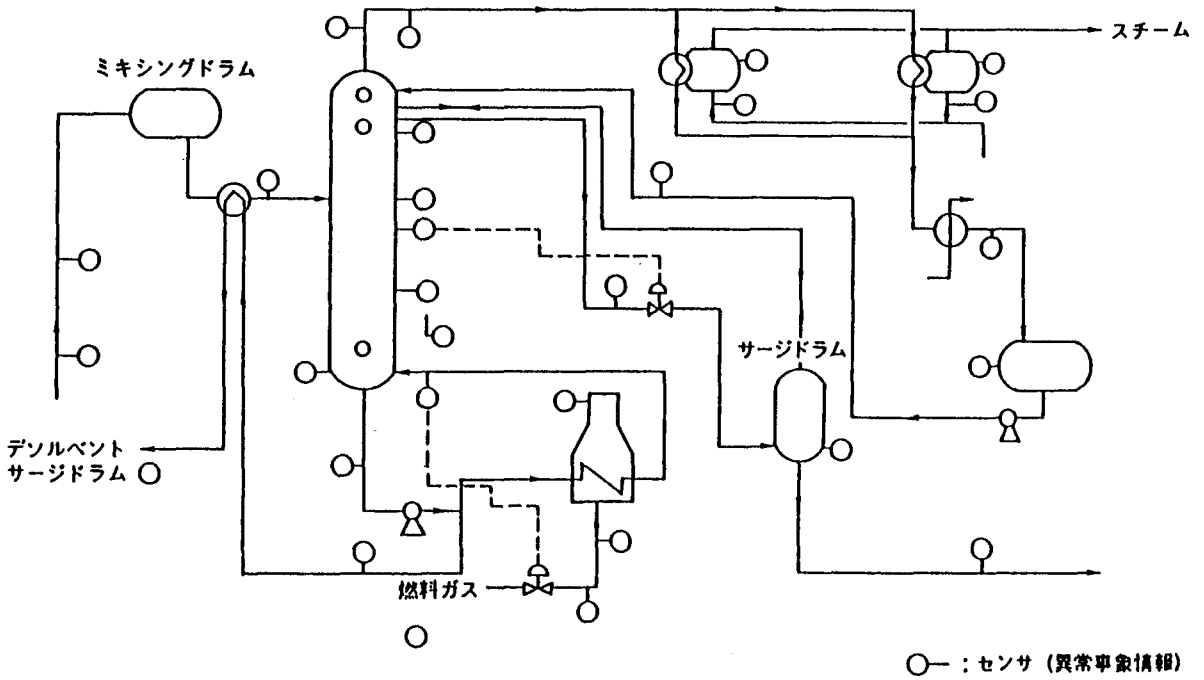


図7・8 対象プロセスのフロー

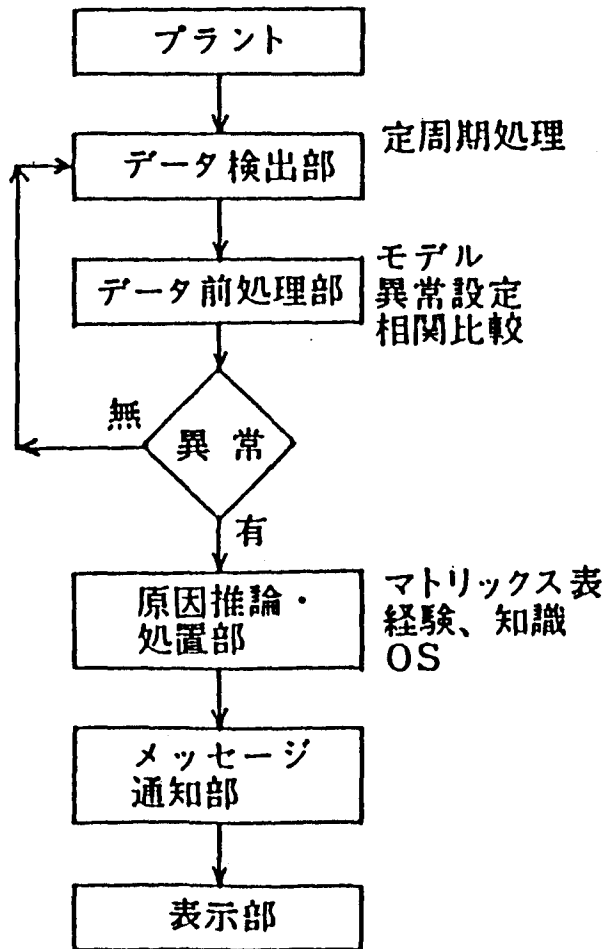


図7・9 システム構成と診断手順

(4) 知識ベースの構築

プロセスの異常診断は、温度・流量・圧力など確認できる異常事象と計装設備や設備機器などの故障原因との因果関係を明確化した知識ベースを構築しなければならない。しかし、この因果関係は、シーケンス回路のように確定的なものではなく確率的なあいまい性を含んだものである。

プロセスに異常が発生した時ベテランのオペレータは、得られたプラントのデータ情報を基にある確率的な考え方で異常原因を見つける。この考え方を基に、確信度（CF値：Certainty Factor）という指標で表し、知識を異常事象と異常原因のマトリクス表にまとめたものが表7・1である。

このマトリクス表を基に、知識ベースのプログラムは、IF～THEN形式のプロダクションルールで記述した。プログラムは、CL（Control Language）という平易な言語を用い、プログラム作業が容易に行えるようにした。プログラムリストの一例を表7・2に示す。

なお、本システムの知識ベースの大きさは、マトリクス表で、異常事象70点、異常原因87点およびルール数はおよそ450である。

(5) 推論方法

プロセスデータは1分周期でスキャンされる。各測定点には、制御用のアラーム警報値より手前に異常診断のしきい値を設定しておく。アラームが発生すると、プログラムはマトリクス表に該当する確信度が計算され、ある一定値以上のものが異常原因としてオペレータに告知される。この確信度の計算は次の式を採用した。

$$CF = (cf_1 + cf_2) - cf_1 * cf_2 \quad (8)$$

ここで、 cf_1 、 cf_2 は、それぞれ、原因1および原因2の確信度を表す。

表7・1 異常事象・異常原因マトリクス表

異常原因 異常事象	PF 0210 C/V故障 AIH001		PP 0210発信器 故障 AIH002				PF 0210発信器 故障 AIH003				PT 2065温度計 故障 AIH004				PF 0226発信器 故障 AIH005				PX 2051故障 AIH006				PP 0211発信器 故障 AIH007			
	1	2	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4		
	PF 0210H	+	○	+	+	○	+					+	+	+	+			+	+	+	+	+	+	+	+	
L	○	+	+	+	+	○					+	+	+	+			+	+	+	+	+	+	+	+		
PF 0210H	○	+	+	○	○	+	+	○	+	+	+	+	+				+	+	+	+	+	+	+	+		
L	+	○	○	+	+	○	+	+	+	○	+	+	+	+			+	+	+	+	+	+	+	+		
PT 2061H		△	△			△		△	△																	
L	△			△	△		△			△																
PT 2063H											△			△												
L											△	△		△												
PT 2064H											△			△												
L											△	△		△												
PT 2065H											+	+	○	+				□	□							
L											+	+	+	○							□					
PT 2066H											△			△												
L											△	△		△												
PT 0211H																		○	+	+	○					
L																		+	○	○						
PF 0226H																										

●マークの分類

○>○>△>□>+

これらマークの分類は

- ：起こる可能性が非常に高い(CF値：0.9以上)
- ：可能性がかなり高い (CF値：0.7~0.9)
- △：可能性が高い (CF値：0.4~0.7)
- ：可能性が少しある (CF値：0.1~0.4)
- ＋：極めて起こりえない (TOTAL CF値：リセット)

●故障モードの分類

異常原因の故障モード

ア) 発信器の故障

指示	実際	
モード1：正常	高	計器室の指示は正常値を示すが実流量は増加した状態。 *低圧側タップライン詰まり ゼロ点狂い、アンプ故障時等
モード2：正常	低	
モード3：高	低	
モード4：低	高	

イ) 調節弁の故障

番号	実際	
モード1：正常	大	調節計からの出力番号に対し実際の開度が小の状態。 *C/Vスティック、ポジション不良、内弁の傷等
モード2：正常	小	

表7・2 プログラムリストの一例

```

BLOCK PT2063 (Point PT2063AI:At General)
EXTERNAL AIH004
EXTERNAL AIM007.AIM008.AIM009.AIM010
LOCAL 1st.2nd.3rd.4th

-- CF Value Set
      SET 1st=AIM007.PV
      SET 2nd=AIM008.PV
      SET 3rd=AIM009.PV
      SET 4th=AIM010.PV

-- Alarm Check
      IF AIPV>=(SS+SH) THEN GOTO HIAL
      IF AIPV<=(SS-SL) THEN GOTO LOAL
      EXIT

-- CF Value Calculation
HIAL:  IF AIH004.AIRS(1)=OFF THEN
&      SET AIH004.CF(1)=(AIH004.CF(1)+3rd)-AIH004.CF(1)*3rd
      IF AIH004.AIRS(4)=OFF THEN
&      SET AIH004.CF(4)=(AIH004.CF(4)+3rd)-AIH004.CF(4)*3rd
      EXIT
LOAL:  IF AIH004.AIRS(2)=OFF THEN
&      SET AIH004.CF(2)=(AIH004.CF(2)+3rd)-AIH004.CF(2)*3rd
      IF AIH004.AIRS(3)=OFF THEN
&      SET AIH004.CF(3)=(AIH004.CF(3)+3rd)-AIH004.CF(3)*3rd
      END PT2063
END PACKAGE

```

(6) リアルタイムデータ処理

オンライン・リアルタイムエキスパートは、リアルタイムの入力データをどのように取り扱うかが鍵となる。本システムでは、測定点の性質に応じて以下入力処理を行っている。

- * 移動平均処理（データの平滑化）
- * 連続挙動回数の監視（異常の連続性）
- * 長期の無応答の監視（調節弁などのステック）

また、リアルタイムの入力データを用い以下の化工計算も行い深い知識ベースとしている。

- * 物質収支の計算
- * 熱収支計算
- * 調節弁の C / V 計算による流量の推定
- * トレイパフォーマンスなどの計算

(7) マンマシン・インターフェース

システムの起動は CRT 画面より行う。起動開始より 10 分間の平均値を計算する。診断開始で、各測定点の平均値とあらかじめ設定した変動幅を加えた値がしきい値として自動設定される。この機能は、チャージアップ／チャージダウンなどプロセスに変動があった場合にも使用できる。

変動が制定した後、再起動をかけることによりしきい値が自動的に再設定される。これによりオペレータの負担を軽減する。

診断結果は、CF 値の一覧表として写真 7・1 で表示される。CF 値は、システムが診断を行った結果、異常原因と考えられる確率の高さを表す。オペレータは、この推論原因の中から CF 値を基準に確信度の高い原因から措置を行う。対応措置には、写真 7・2 の診断結果の表示画面を用いる。この画面は、次の項目が表示される。

- ・ 現在発生しているアラーム
- ・ 推定される原因
- ・ 放置した場合の予測される被害（進展予測）
- ・ 対応措置

また、これらの画面は、平常時における若手オペレータの教育用画面として使用できる。

運転支援画面として、写真7・3の蒸留塔の温度パターン表示、写真7・4のトレイパフォーマンス計算結果の表示など8画面がある。

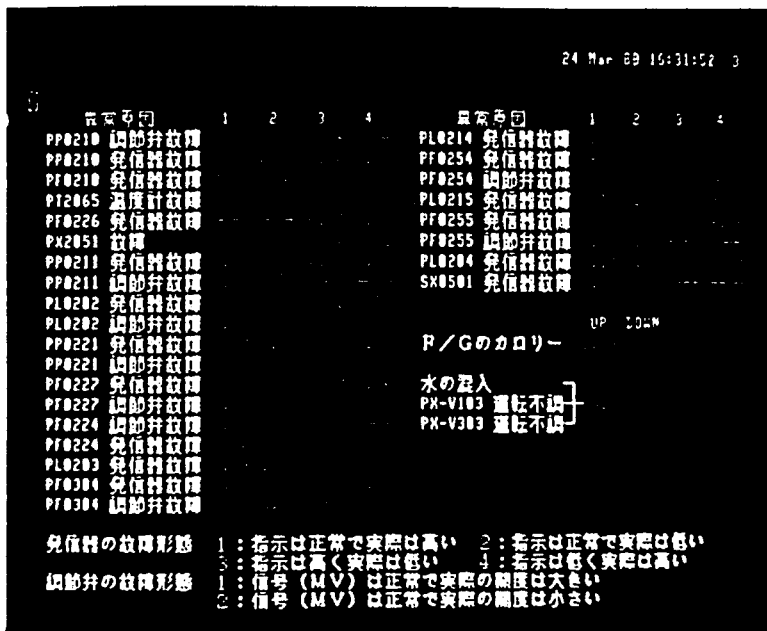


写真7・1 異常診断サマリーの表示

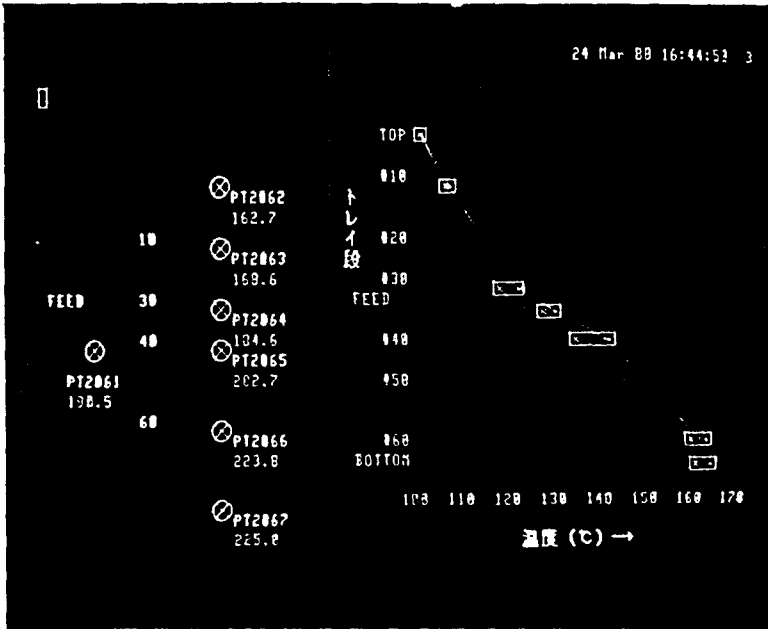


写真7・2 トレイ温度パターンの表示

24 Mar 88 16:26:53 3

アラーム

PL0203 発信機故障 指示-正常 突-高
 旭露予測
 1. V207が満液になる可能性あり

措置操作
 1. V207のLRとLGを比較せよ

写真7・3 診断結果の表示

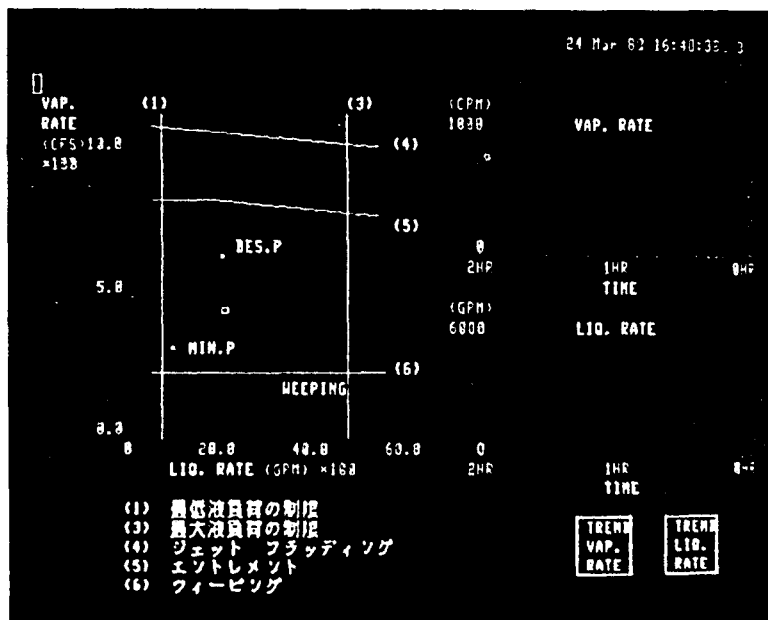


写真 7・4 トレイパフォーマンス計算結果の表示

(8) 診断事例

この事例は、集中計器室内でラフィネートカラムの原料供給流量が上昇しているとのアラームが発報した。コンソールオペレータは、直ちに診断システムの CRT画面を呼び出し、アラームポイントにタッチした。数十秒後、診断システムは表 7・3 のアラーム一覧表と表 7・4 の診断結果を呈示した。コンソールオペレータは直ちにフィールドオペレータを呼び出し、エキスパートシステムが呈示した診断結果を確認するように指示した。数分後、フィールドオペレータから原料供給調節弁に付帯するバイパス弁を間違っ開け、コンソールオペレータからの異常発生の連絡を受け直ちに誤操作に気づき、バイパス弁を閉じたことを報告してきた。本診断システムのおかげで、ラフィネートカラムは、数十分間変動したが製品品質異常を起こす迄には至らなかった。

表 7・3 異常診断サマリ

*** PX-V204 異常診断サマリ ***

異常原因	1	2	3	4	異常原因	1	2	3	4
PP0210 調節弁故障	0.90	0.00	—	—	PL0214 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00
PP0210 発信器故障	0.00	0.97	0.97	0.00	PF0254 発信器故障	—	—	0.00	0.00
PF0210 発信器故障	0.00	0.00	0.90	0.00	PF0254 調節弁故障	0.00	0.00	—	—
PT2065 温度計故障	0.00	0.00	0.00	0.00	PL0215 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00
PF0226 発信器故障	—	—	0.00	0.00	PF0255 発信器故障	—	—	0.00	0.00
PX2051 故障	0.00	0.00	0.00	0.00	PF0255 調節弁故障	0.00	0.00	—	—
PP0211 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00	PL0204 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00
PP0211 調節弁故障	0.00	0.00	—	—	SX0501 発信器故障	0.00	0.00	—	—
PL0202 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00					
PL0202 調節弁故障	0.00	0.00	—	—	F/Gのカロリー	UP 0.00	DOWN 0.00		
PP0221 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00					
PP0221 調節弁故障	0.00	0.00	—	—	水の混入				
PF0227 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00	PX-V103 運転不調			} 0.00	
PF0227 調節弁故障	0.00	0.00	—	—	PX-V303 運転不調				
PF0224 調節弁故障	0.00	0.00	—	—					
PF0224 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00					
PL0203 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00					
PF0304 発信器故障	0.00	0.00	0.00	0.00					
PF0304 調節弁故障	0.00	0.00	—	—					
発信器の故障形態	1: 指示は正常で実際は高い		2: 指示は正常で実際は低い						
	3: 指示は高く実際は低い		4: 指示は低く実際は高い						
調節弁の故障形態	1: 信号 (MV) は正常で実際の開度は大きい								
	2: 信号 (MV) は正常で実際の開度は小さい								

*** PX-V204 エキスパートシステム診断結果 ***

アラーム	CF
PF0210 ラフィネートチャージ流量	HIGH 0.90
PF0226 燃料ガス流量	HIGH 0.70
PK4205 H2O1 熱量	HIGH 0.70
PF0224 V204 サイドカット流量	HIGH 0.70
PT2061 V204 入口温度	LOW 0.40
PX2051 V204 塔底C8A 濃度	HIGH 0.40

推定原因	PP0210 発信器故障 指示-正常 実-低
進展予測	1. PRCAZHL203 LOWアラーム発報する可能性あり 2. ESD可能性あり
措置操作	1. 圧力指示を現場の圧力指示と比較し、弁開度を確認せよ

図7・10 診断結果の表示

7. 3 まとめ

本章では、プロセス異常診断システムのあり方について具体例をまじえながら述べるが、異常診断は高い精度が要求される。このため、経済性を考慮しながら如何に精度アップしていくかの課題が残されている。また、異常診断システムがいくら高度化されようとも、総合判断力という点では、人間の力には遠く及ぶものではない。基本的には異常診断システムは、オペレータの判断を支援するものと考えべきである。たとえ、判断、措置が全自動化されようとも、このシステムを取り扱うのはやはり人間、すなわちオペレータである。そこで、機械と人間の長をうまく融合させたシステムをいかに構築するかが今後の課題である。

第7章 記号表

a_i = パラメータ係数 [-]	$P V_n$ = プロセス変数 [-]
a_{max} = パラメータ係数の最大値 [-]	$\Delta P V_n$ = プロセス変数の変化率 [-]
a_{min} = パラメータ係数の最小値 [-]	t_0 = 対処時間 [min]
B = 塔底抜き出し量 [-]	Δt = 微小時間 [-]
$C F$ = 確信度 [-]	R/D = 還流比 [-]
$c f_1$ = 症状1に対する原因の 確信度 [-]	x_i = プロセス変数 [-]
$c f_2$ = 症状2に対する原因の 確信度 [-]	\bar{x}_i = プロセス変数の平均値 [-]
F_{oon} = 供給量条件変数 [-]	\tilde{x}_i = 無次元プロセス変数 [-]
H = 運転管理上限値 [-]	Z = 代表変数 [-]
$H H$ = 運転管理限界上限値 [-]	\bar{Z} = 代表変数の平均値 [-]
L = 運転管理下限値 [-]	\tilde{Z} = 無次元代表変数 [-]
$L L$ = 運転管理限界下限値 [-]	α = プロセス安定度係数 [-]
	β = プロセス安定度係数 [-]
	δ = パラメータのしきい値 [-]

第7章 参考文献

- 1) 内藤道夫：安全と計測，安全工学，17，(1)，5 (1978)
- 2) 花熊：石油・石油化学プラントにおけるプロセス異常診断へのアプローチ，
第8回中国・四国石油学会講演会資料，63 (1986)
- 3) Hanakuma, Y., T. Nomiya, A. Kikutani and E. Nakanishi : An On-line
Real-time Expert System for Fault Diagnosis of Distillation Column,
Preprints of IFAC DYCORS'89, Maastricht, The Netherlands, 193(1989)
- 4) Hanakuma, Y. : An Expert System for Fault Diagnosis at Petrochemical
Plants, Future Generation Computer Systems, 5, pp103-107(1989)

第8章 総括

本研究は、最新のプロセス制御技術を各種石油化学プラントに適用しながら、制御技術の研究開発、設計、運用の結果を集大成し、プロセス制御技術の実用性を検証したことについて述べたものである。

第1章では、化学プロセス制御に関する既往研究の歴史と現状を整理し、実用化に関する数値実験や実験室規模での研究は数多くなされてはいるが、商用での研究は数少なく、実用化に際し数多くの問題が残されていることを述べ、本研究の目的と意義を明確化した。

第2章では、時系列モデリングにおけるむだ時間の推定の難しさを述べ、これに対処するためのむだ時間同時探索形最尤推定法を提案し、その有効性を実装置の運転データにて立証した。また、化学反応器に代表される非線形プロセスの推定には、現象論的モデルを簡略化したモデルを推定する方法を提案し、その実用性を実装置の運転データにて立証した。

第3章では、最短時間にかつ条件変更後すみやかに安定な制御が要求されていたポリエチレン装置重合反応器の銘柄変更制御に、モデル同定機能を付加したDMC手法によるモデル予測制御方式を提案し、その実用性を連続運転にて立証した。特に、実用性を考慮して、制御系のチューニングと自動モードに入れた際のバンプレス切り替え機能を単一のパラメータで行えるようにした。

第4章では、繰り返し学習制御方式の欠点であった試行回数を商用の運転レベルまで減少させることができる初期値探索形繰り返し学習制御系を提案し、PPS実験設備バッチ反応器の反応温度制御系および光メモリディスク製造用射出成形機の型開き制御系で実用性を立証した。

第5章では、フィードフォワード・フィードバック的経験知識を持ち、かつフィードフォワードゲインを自動調整できる自己調整付ファジィ制御系を提案し、エチレン装置脱メタン塔の塔底温度制御系で実用性を立証した。

第6章では、制御運転時でも、オートチューニングが可能な閉ループ形PIDオートチューニングコントローラを提案し、エチレン装置脱ブタン塔の塔底温度制御系で実用性を立証した。

第7章では、予測警報方式、時系列データ解析法、警報履歴一元表示法、エキスパート法によるプロセス異常診断法を提案し、実装置での実用性を立証した。

以上、本研究は商用の化学プロセスに対するプロセス制御技術の実用性を検証したものであり、現在これらの研究は実装置に導入され、運転の効率化、省力化、安全性の向上に役だっている。今後、さらに汎用化するには次のような課題がある。

- (1) 時系列モデリングに関する多変数プロセスの入出力変数の選択法、次数の決定法やサンプル周期の選定法
- (2) モデル予測制御に関する強い干渉をもつ多変数プロセスへの拡張
- (3) 繰り返し学習制御に関する突発外乱への対応
- (4) ファジィ制御に関する断片的定性知識の整理法と制御則の設計
- (5) オートチューニングコントローラに関する負荷変動時などの非線形特性を考慮したプロセス同定法
- (6) プロセス異常診断に関する診断精度の向上とオペレータとの融合策

謝 辞

本論文は、出光石油化学（株）における化学プロセス制御技術の向上の一環として進めてきた研究のうち、筆者が、昭和55年から平成元年までに行った研究の成果をまとめたものである。

この間、化学プロセス制御に関する物の考え方など、公私にわたり終始多大なご指導を賜りました神戸大学工学部化学工学科中西英二教授に厚く御礼を申し上げます。また、研究に対して熱心な討論や助言をいただいた関西大学工学部化学工学科高松武一郎教授、東京工業大学資源化学研究所大島榮次教授、仲 勇治助教授、九州大学工学部化学機械工学科松山久義教授、京都大学化学工学科橋本伊織教授、大嶋正裕助手、東北大学工学部生物化学工学科松本 繁教授、筑波大学大学院社会工学系梅田富雄教授、九州工業大学制御工学科古谷忠義助教授、大阪大学基礎工学部情報工学科西谷紘一助教授、同工学部発酵工学科塩谷捨明助教授名古屋工業大学工学部生産システム工学科橋本芳宏講師ならびに化学工学会プロセスシステム工学研究会の方々に深く感謝いたします。

本論文をまとめるあたって、有益なご助言を賜りました神戸大学工学部化学工学科片岡邦夫教授、同システム工学科池田雅夫教授に厚くお礼を申し上げます。

本研究を遂行にあたっては、出光石油化学（株）、出光エンジニアリング（株）の諸兄同僚に多くの配慮をいただきました。長尾武美常務取締役製造部長、竹村利貞取締役千葉副工場長、松下恵一郎取締役技術部長には、公私にわたり多くの激励と援助をいただきましたことを深く感謝いたします。塩島壮夫徳山工場主任技師、日比省吾システム課長、出光エンジニアリング（株）徳山事業所横谷英忠電気計装課長、稲田 稔電気計装係長には、始終暖かい激励をいただきました。徳山工場技術課桑原隆一君、長迫 透君、藤井憲三君、福田幸博君、山口博光君、吉永一臣君、守友健一氏ならびに出光エンジニアリング（株）千葉事業所電気計装課塚原敏夫君、佐々木隆志君、野見山哲夫君、谷津 稔君には、良き共同研究

者として熱心な討論と論文作成などの援助をいただきました。また、技術三課の同僚でもあります、清水恵次郎君、松井順司君、松本佳久君、松広 格君、吉富一之君、入月康晴君、安達啓示君の方々には、業務上多くのご配慮をいただきました。三好早苗嬢には、文献の整理や学会発表資料の作成など多くの協力をいただきました。厚くお礼を申し上げます。

最後に、研究を実際の現場に応用するにあたり、協力と指摘をいただいた徳山工場、千葉工場の多くの方々に深く感謝いたします。