

小形制御用計算機の化学プラントへの適用

Applications of Control Mini-computers for Chemical Plants

佐藤 文俊*
Fumitoshi Sato

山田 哲也*
Tetsuya Yamada

中村 成利*
Narutoshi Nakamura

猪瀬 文之**
Fumiyuki Inose

春名 公一***
Kōichi Haruna

要 旨

高信頼度でコスト・パフォーマンスの高い小形制御用計算機が開発されるにつれ、計算機制御は化学プラントにも多くの実施がみられる。

それらのシステム導入の考え方、内容などの趨勢(すうせい)について述べ、さらにプロセス制御の中でもむずかしい重合プロセスの制御技術開発手法、塩水電解プラントの制御システム例および日立直接制御システム(DDC)の考え方について説明している。

1. 緒 言

化学工業における計算機制御は約10年前から試みられ、生産過程を合理化するために計算機を利用しようとする工業界において、日立製作所は一方の推進役を果たしてきた。しかし、初期の利用範囲は計算機のコスト・パフォーマンスの低さから経済的に限度があり、たとえば、10万bbl/d以上の石油精製プラント、20万t/y以上のエチレンプラントなどの大形プラントが導入の対象とされていた。

その後、計算機技術の進歩はめざましく、特にコスト・パフォーマンスおよび信頼性の向上により、プロセス制御の可能性は現実のものとなってきている。また産業界の人手不足もあって、プラント操業の省力化を計算機で実現しようとする努力が積み重ねられており、近い将来には計算機を中心とした無人工場さえ出現しようとしている。

さらに生産プロセスへ計算機導入の拍車をかけたものは小形計算機の出現であり、小規模な制御システムへの計算機の応用をひろめた結果、計算機制御技術は普及しつつある。

日立製作所はこれまで数多くの化学プラントに計算機を適用し、計算機制御手法、適応最適化手法などを開発してきたが、ここに化学プラントにおける計算機制御の趨勢に触れ、応用例について言及したい。以下の適用例は特定の問題を解決するものではないが、計算機制御における基礎的な手法を理解していただければ幸いである。

2. 化学プラントの計算機制御の趨勢

2.1 化学プラントと小形制御用計算機

化学プラントにおいて制御用計算機が適用されるケースは次のとおりである。

- (1) 新設プラントに対する積極的な制御システムの開発
- (2) 既設プラントに対する操業の改善
- (3) 複数プラントを結合した生産システムの開発

現在ではプラントを新設するときは、多くのプラントは計算機によって従来システムより収率をあげることができないか、操業人員を少なくできないか、などの経済的要因が厳重に追求されており、計算機なしで操業することは考えられないシステムさえ生じている。

特に新しい製品を生産するプラントもしくは製品の改良プラントまたは生産規模のスケールアップを伴う設備の建設において、計算機の導入を考えれば、プロセス解析の度合いも深まり、プロセス自体の改善および操業方法の進歩にもつながるため、プロセスの完

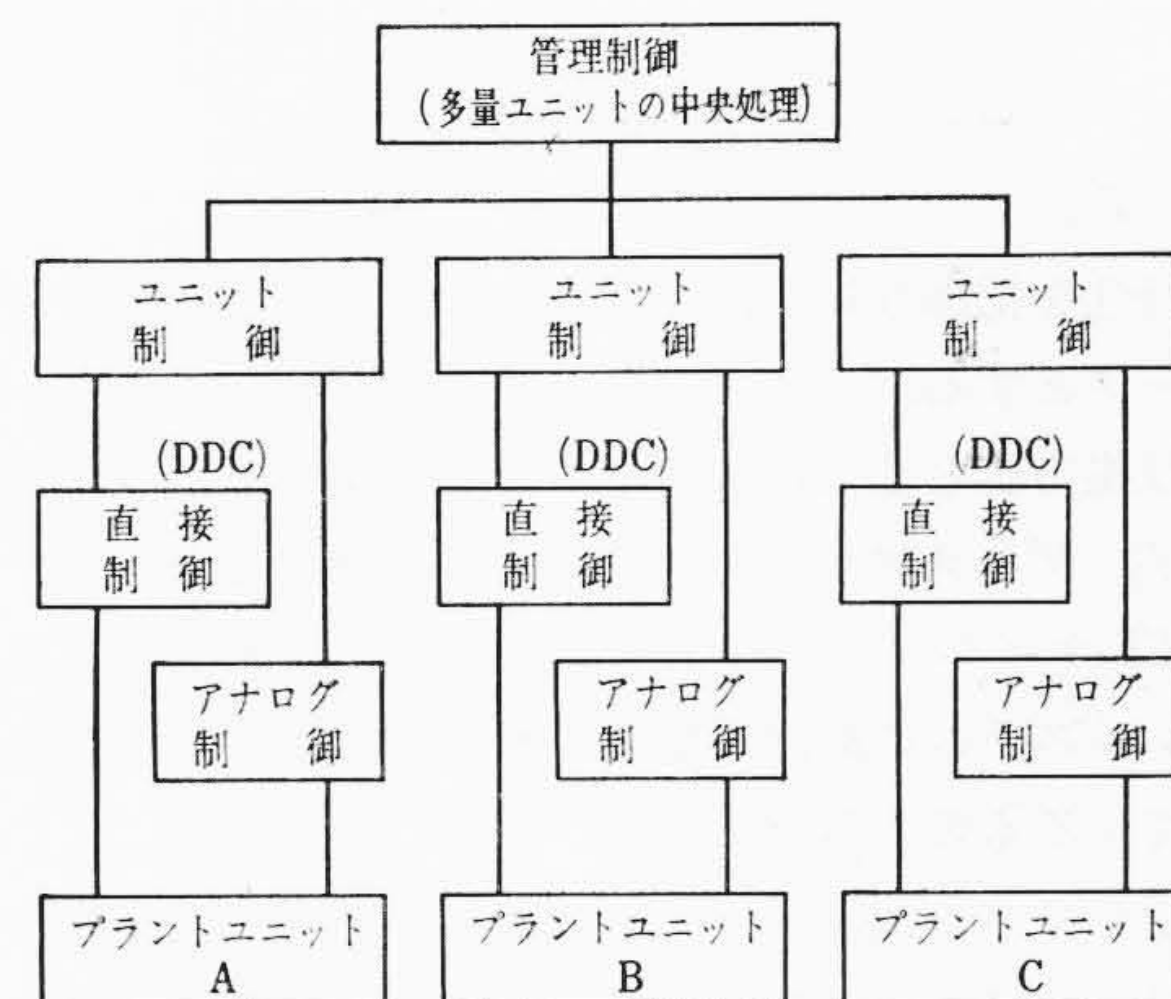


図1 階級的計算機システムによる生産管理システム

成時における効果は大きなものになることが多い。

しかし、新しいプロセスといえども技術変革の激しい化学工業においては、製品および生産手段のライフの短さなどから設備費の回収を早くしなければならず、したがって導入される制御用計算機も小形システムが多い。

次に既設プラントに対する計算機の導入は、むしろプラント改良に費用がかかり、運転員の欠如、削減対策、製品需要の多様化など外的条件との見合いから決定される。したがってここでも経済的理由から小形システムが利用されるケースが多い。

次に、最近の化学工業の製品需要の多様化と大量生産とによる製品コストの低減は、原料、一次製品、二次製品などとの関係を複雑にしている。特に石油化学においてその傾向が著しい。また企業経営の立場から化学工業は本質的に多角的であり、これらについてむだのない生産管理をしようとするれば、多くの情報に基づいて安定でかつ最適な各ユニットプロセスの運用をしなければならず、図1のような階級的計算機システムによる生産管理システムが生まれようとしている。ここでもサイトコンピュータ、データコミュニケーションコンピュータとして小形計算機の応用が多い。

このようにみると、化学工業は小形制御用計算機が活用される場合が非常に多いといわなければならない。

2.2 計算機制御システムの機能

化学プラントにおける計算機制御システムの基本的機能には次の項目がある。

2.2.1 プロセスの監視

プロセス変数の定常状態および過渡状態(プラントのスタート、ストップ時または生産品種、原料、機器などの切換時の変化する状態)について安定限界チェック、トレンドチェック、バランスチェックなどにより安全でかつ高度の操業水準を保っているか否

* 日立製作所大みか工場

** 日立製作所中央研究所 工学博士

*** 日立製作所中央研究所

かの監視を行ない、チェックアウトしたときに、オペレータに適当なマン・マシンシステムにより通告したり、制御プログラムを起動して適当な処置をとらせている。

最近では過渡状態の複雑なプラントの動作を追求し、オペレータに適切な指示を与えるシステムの開発が多い。連続で、過渡状態がほとんど起きないプロセスでも過渡状態を処理するシステムはオペレータの負担を著しく軽減し、誤操作を除くことができるので有効な機能として実施される傾向にある。

2.2.2 データ収集

プロセスデータは次の目的で集収される。

- (1) プラント操業の履歴を残して次の操業指針の参考とする。
- (2) プラント異常状態(計測制御設備も含めて)を記録して、プラント保守用データとする。
- (3) プラントのパフォーマンスを記録して生産管理に使用する。
- (4) プラント特性を把握(はあく)してプロセスおよび制御手法の改善データとする。

従来、データ収集方法としてはタイプライタに印字するのがほとんどであったが、データファイルシステムが確立するにつれ、必要なときにCRTディスプレイのような適当なマン・マシンコミュニケーションシステムの助けを借りて情報を得るような手法が大いに使われてくるものと考えられる。

また人間の判断しやすい形にデータを加工する工夫も盛んになっている。グラフィックディスプレイなどを使ったシステムはその好例である。

2.2.3 プロセス制御

計算機による制御といえば、かつては最適化制御が中心で、その数式モデルの開発と最適化の手法についていろいろと論議されてきた。一般に最適化制御においては、その成果が数式モデルの正確度に左右され、モデルを作るためのプロセス解析に相当なマンパワーを要する。すでに、かなり高度に運転されているプラントにおいて計算機を導入する場合を考えよう。数式モデルによる最適化をねらうとすれば、きわめて正確な数式モデルが必要になり、モデルの開発費が最適化制御によって得られる利益に比べて引き合わない場合も多い。

むしろ人間の肩代りをいかにじょうずにこなし、安定な高水準の操業レベルを保持する問題として考えるほうが適当なこともある。たとえば、最優秀な運転員の判断するロジックを計算機がもてば、少なくとも運転員の質の低下による損失は防がれ、運転員の削減が可能となったり、誤りをおかしやすい人間にとって代わってよりシビアな制御手法を見い出すことも可能である。

ただ人間の判断は一对一の論理のみでなく、プラントの状態をダイナミックなパターンとしてとらえて判断することが多く、その理由から最適制御ロジックの開発はプロセス解析をなおざりにできない。

さらに従来の制御対象は静的な問題を解くことが多かったが、最近では動的な問題も多く、シーケンスコントロール、自動起動、自動停止などはその典型的な例であり、マイナーループのDDC化も含めて実施例が増している。

2.2.4 MIS との結合

一般にMIS (Management Information Systems) と呼ばれる経営上の問題を主として取り扱うデータ処理装置の開発もめざましいものがあるが、MIS とプロセス制御をつかさどる計算機シ

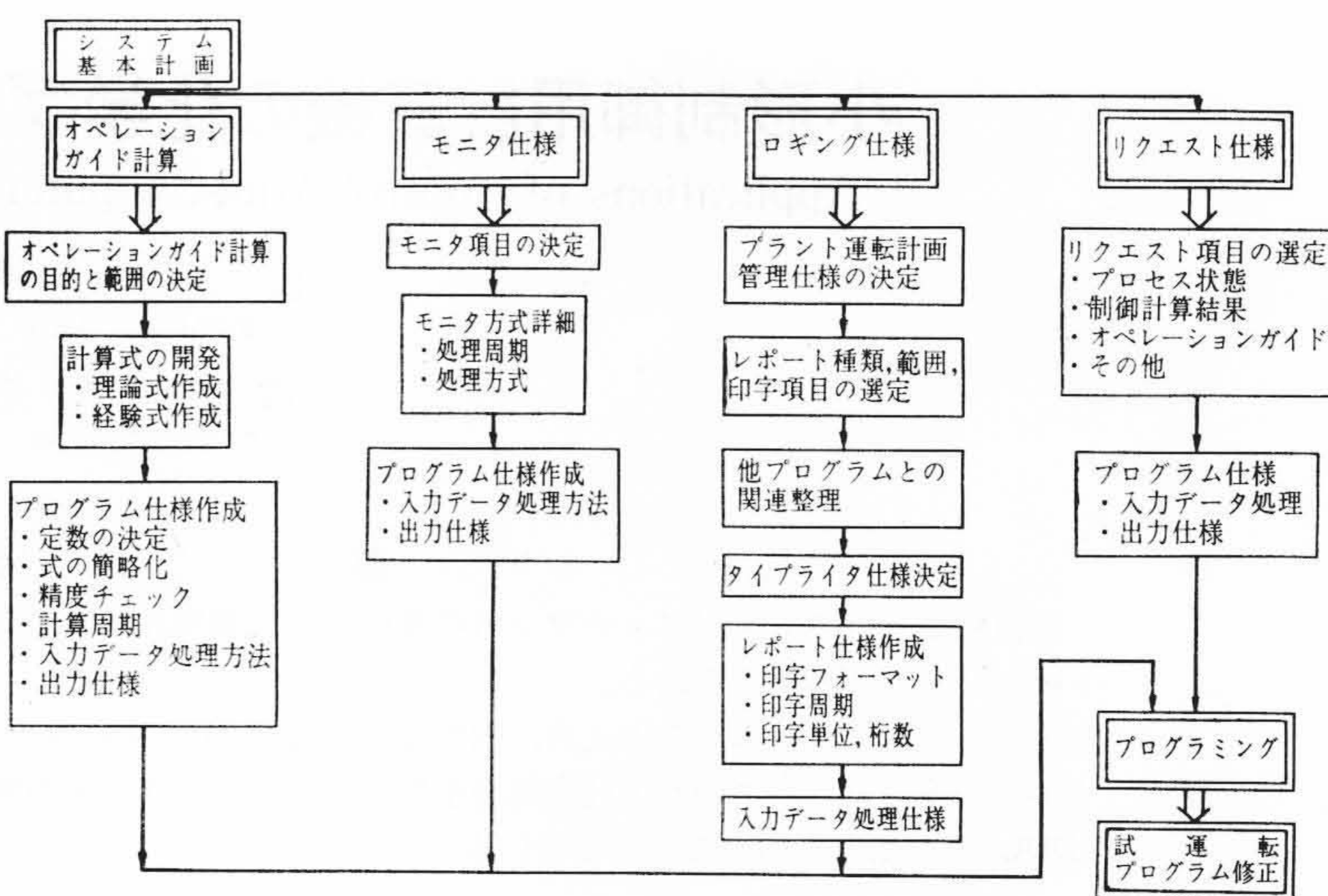


図2 計算機制御のシステム設計手順

システムとの間を結合して総合的な生産管理システムを形成するケースが出現しつつある。

したがって小形制御用計算機といえどもデータコミュニケーションの機能が要求され、情報量の大小によっていくつかの計算機間リンケージシステムが開発されている。特に石油化学工業はその原料と製品の有機的な結合によって生産されるものであるだけに、ユーティリティの有効活用も含めて複数システム相互間の情報制御が重要になろう。

3. 重合プロセスへの適用手法

日立製作所は、これまでいくつかの重合プロセスへ小形制御用計算機を適用した経験から、各種のシステム技法を開発したが、制御方式の開発手法について述べる。

3.1 重合プロセスの特性

石油化学工業の製品には、ナイロン、ポリエチレン、塩化ビニル、ポリスチレン、ポリプロピレンなどポリマが多い。これらの生産プロセスは次の特性をもっている。

- (1) 品質の規定が多様で、かつ各種の物性の製品を市場が要求する。
- (2) 反応速度は圧力、温度、触媒濃度などによって著しく影響を受ける。
- (3) 反応に関する理論的数式モデルはむずかしいことが多い。
- (4) あるプロセス条件により、急激な異常反応(重合の異常促進または反応停止)が起こる。
- (5) 重合反応量および品質は、リアルタイムに直接的にこれを測定することはむずかしく、測定に大きなおくれ時間をもつことが多い。
- (6) 生産プロセスに連続式とバッチ式がある。
- (7) 連続式プロセスでも間欠的な操作を加える方式があつて、プロセス変量もそのために振られ、脈動する性質がある。

3.2 制御方式の開発手法

計算機制御システム開発プロジェクトに課せられる使命は、プロセスの理解を通じて制御方式を開発し、この制御方式を実現する計算機のハードウェアおよびプログラムの仕様を決定することである。図2はノンコントロールシステムも含めたシステム設計手順を示したものである。

(1) シミュレーションモデルの開発

プロセス変数間の関係を理論的、もしくは統計的手法によって開発された数式モデルは、プロセス特性を把握するのに役立つ。

重合プロセスにおいて、理論モデルを制御方程式とするには複雑すぎて、制御用計算機の計算時間が問題になる。したがって、たとえば分布定数系のモデルであってもプロセスを分割して制御する方法により、集中定数系として扱えないか検討してみる必要がある。しかし、複雑なモデルでも正確なシミュレーションが可能であれば、プロセス実験の代わりに多くのケーススタディが可能となる。

一方、統計モデルは入手できるデータ間の複雑な干渉が大きく、単純に回帰分析などの手法ではまともなケースが多い。たとえばログシートに記録されているデータなどは、必ずしもデータの発生条件が明確でなく、したがってデータ集収時にデータの生まれたときの条件を明確にしておかねばならない。

(2) 論理モデルの開発

標準的な運転手順をプロセス条件およびプラント運転員の制御動作から作成し、それに基づいて制御方程式を理論、または統計モデルと組み合わせて開発すれば、高い水準の安定化制御方式が開発され、人間の肩代りをするシステムをつくるのに役立つ。

たとえば、管形重合器において重合反応熱の分布をパターンとしてとらえ、そのパターンの変化に応じて冷媒および触媒量を制御する方式を論理モデルとして採用し、安定制御（品質一定制御、異常反応防止制御、および製品品質切替など）に貢献した例がある。

論理モデルから制御方式を求めても、その制御方法は品質、生産量などの測定に大きな時間おくれがあり、またプロセス変数間の干渉が強いケースが多いので、予測制御が望ましく、そのロジックをフィードバック制御で適応する手法も開発されている。

(3) 計装システムの改良

計算機制御方式を検討する過程において、

- (a) マイナループ制御系が不安定で、その結果全体の制御系が不安定となっている。
- (b) 制御系全体にとって外乱であっても、マイナループ制御系の追加により除去できる。

などの事実が判明すれば、積極的にマイナループ制御系の改善を行なって制御方式を単純化すべきであろう。これらの改良は工業計器ベースで行なってもよいが、計算機自体による DDC で行なえばフレキシブルな制御系を組むことができる。

また、数式モデルの感度解析、または誤差分析などにより、計測システムの検出器を改善する必要があるれば、その実施により、数式モデルの適用範囲は広がる。

これらの手法の結論から、プラント自体を改良して大きなメリットを得ることがある。

4. 塩水電解プロセスへの適用例

塩水電解プロセスは、従来比較的簡単な計算方式で運転されていたが、最近、電解槽の規模が大形化されるにつれて、プラント運転の省力化が必要になり、プロセスの監視、日報作成などのほか、オンライン制御も行なう小形計算機システムが増加してきた。

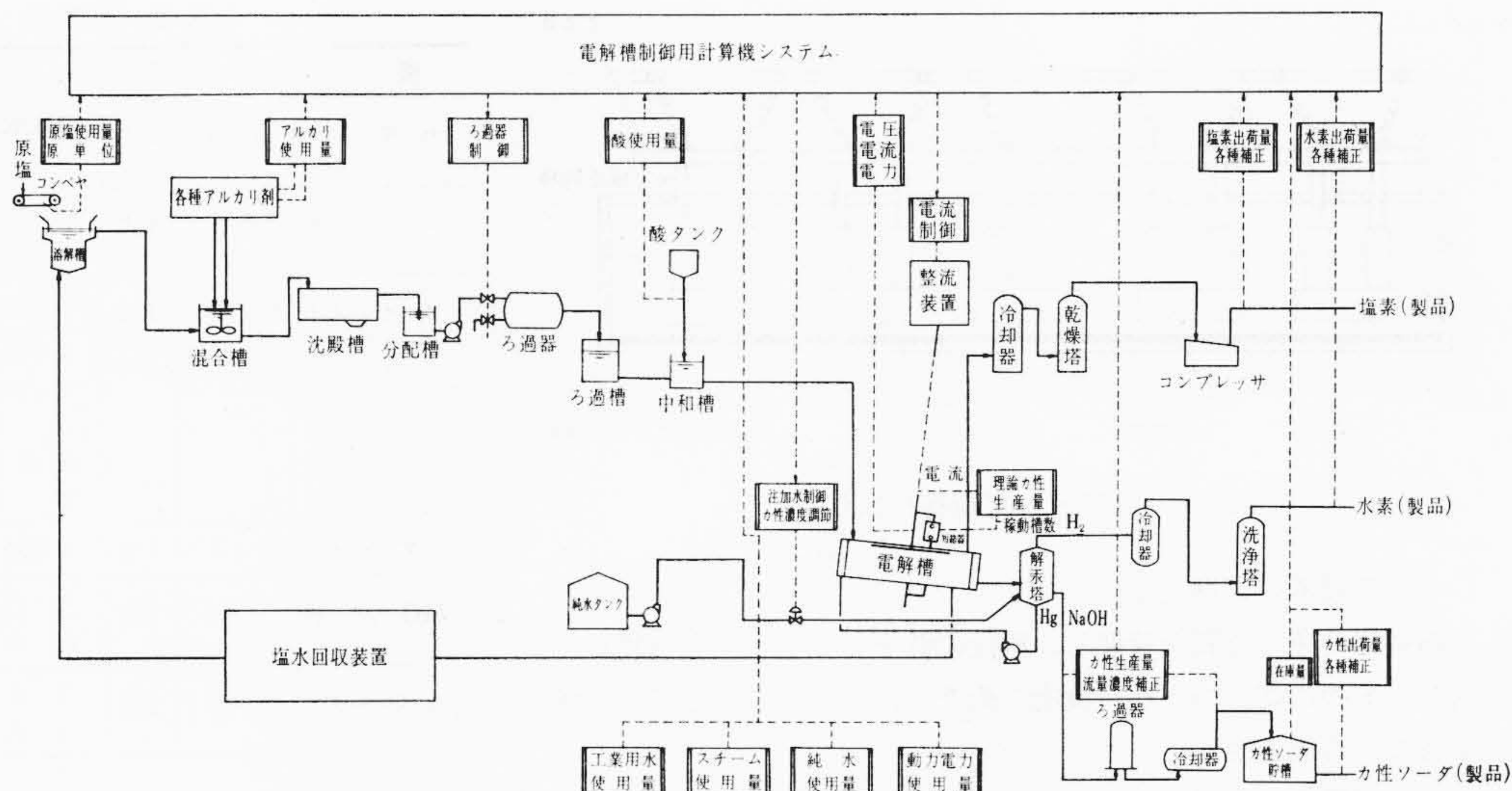


図3 塩水電解プロセスのフローシート

また、電解槽用電極は、イタリアのデノーラ社が開発した金属電極など例外はあるが、ほとんどがカーボン電極であり使用するにつれて消耗する。従来はプラントオペレータが、毎日1回程度手動調整する方式が主であったが、筆者らは小形計算機を使用して自動的に電極位置を制御する方式を開発した。この方式は電極の経時消耗および電流変動に対して、常に槽電圧および電流分布が最適になるように電極位置を制御するもので、電解電力消費量を従来より大幅に節減できる見とおしを得た。

以下、塩水電解プロセス全体の監視制御例および電解槽電極の位置制御について述べる。

4.1 塩水電解プロセスの監視制御

図3はプロセス全体のフローシート例を示したものである。原塩が、コンベヤで運ばれ溶解されたのち、アルカリ混合槽にはいる。ここで各種アルカリ剤が投入、混合される。続いて沈殿槽により異物は沈殿し、オーバーフロー液はろ過器群、ろ過槽および中和槽を通り、精製された塩水となって電解槽に供給される。

電解槽は通常、多数槽が直列になって共通の整流装置に接続されている。電解の結果発生した塩素は冷却、乾燥されたのち製品となる。一方、電解の結果生成した水銀アマルガムは、解汞（こう）塔の中で解汞され、水素、カ性ソーダおよび水銀に分離される。水銀は再び電解槽へと循環し、水素は冷却、洗浄されたのち製品となる。また、カ性ソーダは、ろ過、冷却されたのち製品貯槽へはいる。

以上略記した塩水電解プロセスにおいて、計算制御の対象となる項目は主として下記である。

(i) プロセス変量の監視

プロセス測定値の呼出表示、呼出印字および一定周期ごとのモニタ。

(ii) 運転日誌の作成

プロセス測定値および間接測定値を一定周期（30分または1時間）ごとに記録、必要なものは各種補正を行なう。

(iii) 操業日報、月報の作成

原料、副原料およびユーティリティの使用量、原単位の算出、製品の出荷量および在庫量の算出。これは、工場としての収支を管理するためのものである。

(iv) 注加水制御

解汞塔に送られる水量を、電流値、稼働槽数およびカ性ソーダ濃度などの関数として算出し制御するもの。

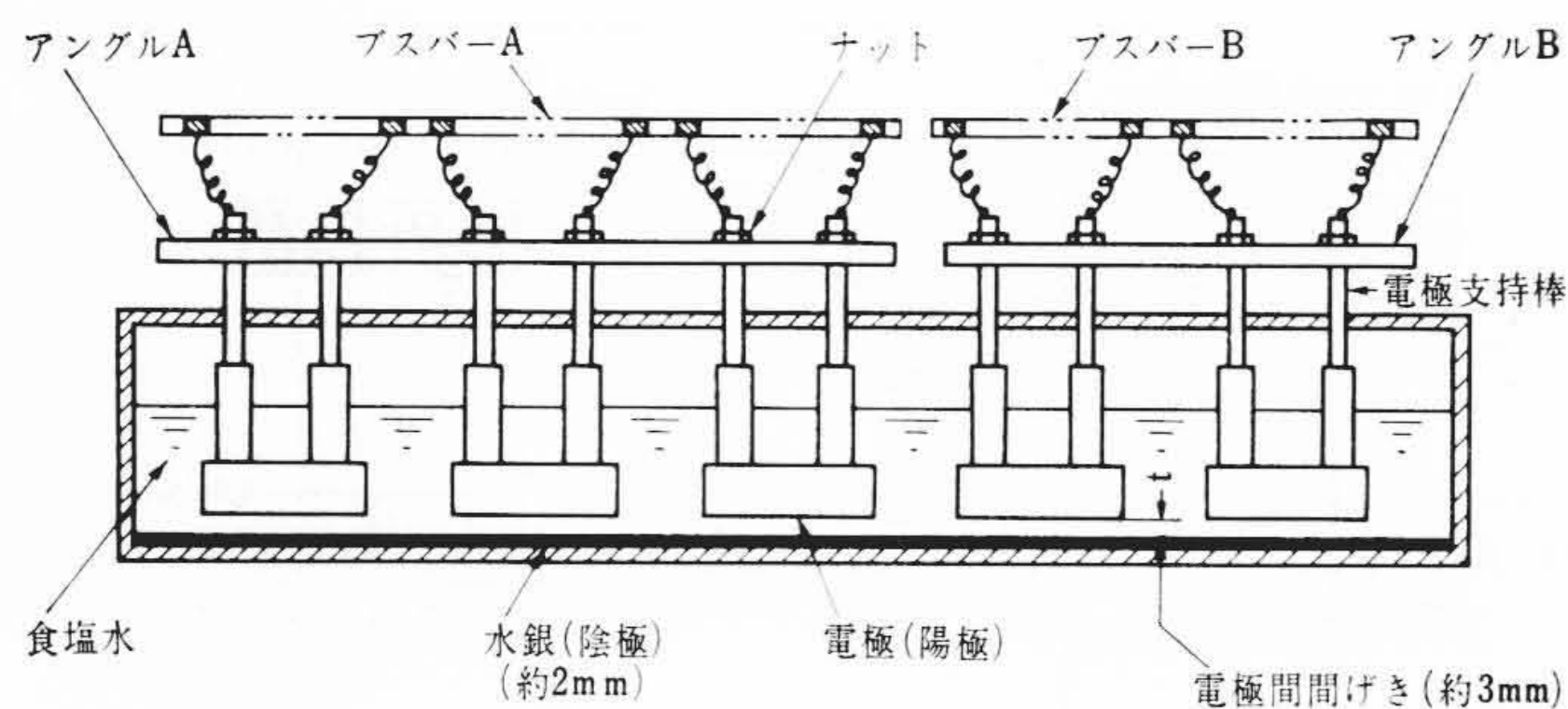


図4 電解槽の電極構成図例

(v) ろ過器の切換制御

ろ過器の運転時間を管理し、機能の低下したろ過器を選別し、新しいものに切り換える。機能の低下したろ過器に対しては洗浄を行ない待機させる。

(vi) 電槽電流の制御

負荷の変動に伴う電槽電流の制御。

(vii) プラントの起動および停止時におけるシーケンスモニタ、または制御

図3のフローシートにおいて、上に説明した計算機処理と関係するおもな箇所は点線で示されている。

4.2 電解槽電極の位置制御

塩水電解プロセスにおける電極位置制御の目的は下記のとおりである。

- (i) 電極間隙を可能な限り最小になるように制御して、電極間における電圧降下を小さくし、電解に要する電力量の低減と電極消耗度の均一化および電解効率の向上を図ること。
- (ii) 自動制御することにより、プラント操業の省力化を図ること。

(1) 塩水電解における最適槽電圧

塩水電解槽における1槽あたりの槽電圧は、一般に次式で表わされる。

$$E = E_0 + i \cdot \beta \quad (4.1)$$

ここに、 E : 1槽の槽電圧 (V)

E_0 : 飽和塩水の理論電解電圧 (V)

i : 1槽の陽極単位面積あたりの電流 (A/dm^2)

β : 陽極単位面積あたり単位電流による電圧降下 ($V/A/dm^2$)

(4.1)式において E_0 は、食塩成分中のナトリウムと塩素の分子が分解するに必要な電圧であり、電気化学的な平衡電流により算出される定数である。理論的には、 E_0 だけでも電気分解されるが、電解槽を構成する導体や電極自体の固有抵抗、さらに電極間隙による極間抵抗などによる電圧降下を $i \cdot \beta$ の項で加味している。したがって、 $i \cdot \beta$ の値が小さいほど槽電圧 E は E_0 に近くなり、むだな電力の消費を減少させることになる。

(4.1)式において、電解槽の構造設計が全槽について同一であれば、槽電圧制御の目的関数を次式のように総合電流(I)の関数として表わすことができる。

$$E_{opt} = f(I) \quad (4.2)$$

ここに、 E_{opt} : 1槽の最適槽電圧 (V)

I : 電解槽の総合電流 (A)

(2) 制御方式

一般に塩水電解における1槽あたりの電極は複数個から構成される。これらの電極群は手動では、1本ずつ位置調節できるが、自動操作する場合には、いくつかのグループにおいて一括操作するほうが経済的である。

表1 計算機システム標準構成

機 器	員数	仕 様	備 考
中 央 処 理 装 置	1式	HIDIC-100 形 コア 12 K	
コンソール入出力装置	1式	ASR ₃₃ 形データライタ 1台 光電式紙テープリーダー 1台	
プロセス入出力装置	1式	アナログ入力 180点 デジタル入力 112点 デジタル出力 240点(リレー負荷) 80点(ランプ負荷) 表示管出力 10進6けた 割 込 み 16 要因	高耐圧形 オペレータコンソールの分を含む
ロギングタイプライタ	1台	IBM セレクトリックタイプ	デスク付
MG 装 置	1式	入 力 400/200 V 3φ 50/60 Hz 出 力 200 V 3φ 5 kVA	
オペレータコンソール	1台	1 式 ランプ表示器 1 式 押しボタンスイッチ類	

いま、図4に示すように、A、Bの2グループにわけた例を考える。各グループの電極群は、それぞれ1個の操作電動機にギヤ機構(図示せず)を介して連結されている。計算機処理方式は次のとおりである。

(i) 入力 の 取 込 み

一定周期ごとに次の入力を取り込む。

E : 槽 電 圧

e_A : ブスバー電圧降下 (Aグループ)

e_B : ブスバー電圧降下 (Bグループ)

I : 総 合 電 流

(ii) (4.2) 式 の E_{opt} の 計 算

(iii) 判 定 処 理-1

E_{opt} と E とを比較し、目標からはずれていることを判断する。

(iv) 判 定 処 理-2

e_A と e_B とを比較し、どちらのグループの電極群をどの方向に操作するかを判断する。

(v) 出 力 処 理

上の判断にしたがってパルス出力し、電極を上下するため操作電動機の正逆転操作を行なう。

(3) 短 絡 時 の 処 理

電極短絡による局所的な大電流の通過は、電極の構成部品の破壊、整流器の過負荷および槽内水素の爆発を生ずる原因となる。従来は、電圧リレーによって短絡の検出、警報を行ない、その後オペレータが手動で短絡の解除操作を行なっていた。

計算機を使用すれば、短絡検出はもとより、自動的に電極を上昇操作するなど安全なプラント運転が容易である。

(4) 制 御 結 果

60槽の電解槽を対象に計算機で電極位置制御を行なう場合を例にとり、計算機システムの標準構成を示すと表1のようになる。

5. 日立 DDC システム

5.1 日立 DDC システムの開発

計算機の高処理能力とフレキシブルな機能に着目し、化学プラントなどのプロセス制御において、アナログ調節計が果たす多数のループ処理を1台の計算機システムにより時分割で多重処理すれば、ループ数の多い場合、経済性のメリットがでるのではないかと考えるのが DDC (Direct Digital Control) の発端であった。

ところが計算機と周辺装置のコストや高信頼性確保のための多重化、バックアップ計装などのコストアップにより経済的にアナログ調節計と交代するまでに至っていない。しかし DDC のもつフレキ

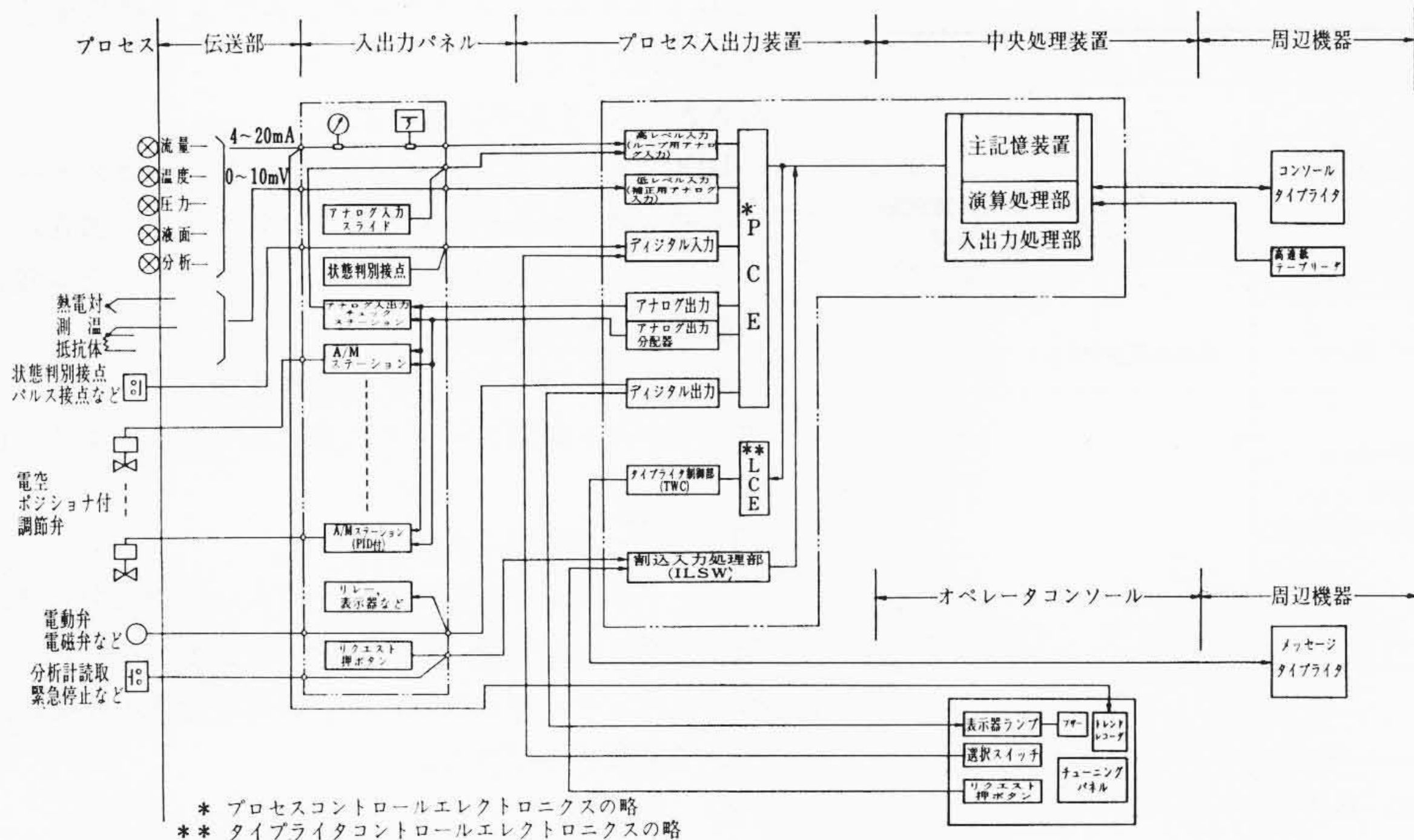


図5 日立 DDC システム構成 (HIDIC 100 の例)

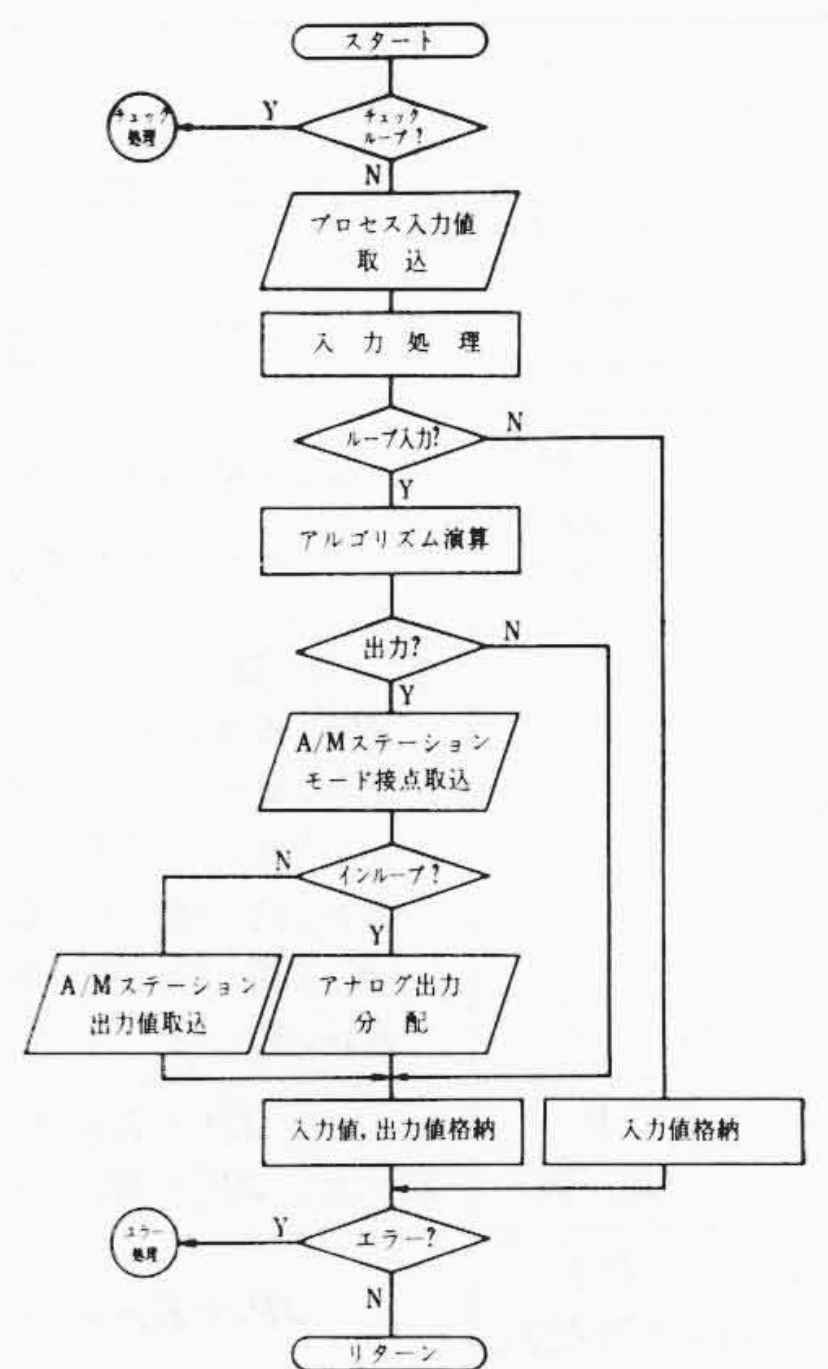


図6 ループ実行タスクのフローチャート

シンプルな機能は従来のアナログ調節計では実現困難な入力処理や、ノンリニア制御動作を可能とし、結果として制御精度向上への期待ばかりでなく、プロセスの監視、データ処理、ほかのシステムとの情報交換も可能なため、プロセス制御において DDC は新しい方向に発展すると考えられる。

日立 DDC システムはこのような背景を基に基本ソフトウェア、制御アルゴリズムの検討、チューニング手法の改良、実プラントでのテストおよびバックアップステーションの開発を進め、すでに製品化された日立制御用計算機 HIDIC 100, HIDIC 300, および HIDIC 500 システムに適用されている。なお HIDIC 100 システムでは比較的制御ループの少ない(最大 64 ループまで)小規模なプロセスに、また HIDIC 500 システムではさらに大規模なプロセスに適用される。

図5は本システム構成を示したもので、以下にその概要について述べる。

5.2 ソフトウェア

5.2.1 プログラム

DDC のおもな処理は起動周期の異なる多数の制御ループを一つずつ時分割で繰返し実行することであるが、それだけでなく先に述べた機能を果たすためのプログラムも存在するので、プログラム構成は標準のシステムプログラム体系とし DDC 以外の処理も容易にできるようになっている。

(1) プロセスモニタシステム (PMS)

PMS は標準システムであり、多数の制御用プログラム(タスクと称する)を最も能率よく動かすために、各タスクに付けられた優先順に従ってタスクを動かすタスクコントロール (TC)、時間管理およびシステム内の異常検出処理を行なうシステムコントロール (SC) および各種入出力機器を効率良く制御する IO コントロール (IOC) から構成される。

(2) ループモニタ

ループモニタは SC により一定周期 (たとえば 1 秒) で起動されると、そのつど起動すべきループの検出とループ間の優先判定 (短い周期のループほど最優先) を行ない、ループ実行タスクへ処理の依頼を出す。なおループモニタでは一定周期 (通常 1 分) ごとにループのスペック変更処理 (たとえば起動周期、目標値、制御パラメータなどの変更) を受付けることにより制御系に不必要

な擾乱(じょうらん)を与えないようにしている。

(3) ループ実行タスク

ループ実行タスクもループモニタと同様 SC により一定周期(ループモニタと同期)で起動されると、ループモニタより処理依頼のあったループをそのスペックテーブルを参照しながら実行する。

ループ実行タスクは一つのループについて、入力取込み、アルゴリズム演算、出力送出までの必要とする一連の処理を完結しつつ処理依頼のあった全ループについて繰返し実行する。

図6はループ実行タスクの処理フローチャートである。

(4) アルゴリズム

(i) 基本アルゴリズム

本システムは位置形出力方式による PID 制御アルゴリズムを基本に標準化されている。

表2は位置形と速度形のアルゴリズムを示したものである。

(ii) アドバンスモードアルゴリズム

本システムはアドバンスモードとして次に示す制御動作を基本アルゴリズムのオプションとしている。

フィードフォワード動作

比率制御

カスケード制御

むだ時間補償制御

偏差キャップ付制御

(5) バンプレス切換

制御動作が手動から計算機側へ切換わるときに、操作端への出力に急変(バンプ)があると制御系を乱すことになる。計算機では制御動作が手動になっているループ出力値 (AM ステーション出力値) をそのサンプリング周期で取り込んでいるので、制御動作が計算機側に切換えられたとき、直前の出力値より送出開始するのでバンプレスに切換えられる。なお計算機側より手動に切換えるときは、出力値は AM ステーションが保持しているのでバンプレスである。

(6) セルフチェック機能

全制御ループにとって入力側の AD 変換部および出力側の DA 変換部は共用されるので、それらの故障はきわめて重大である。本システムでは最短の制御ループに同期してチェックループを動作させ、常に自動的にチェックし故障の検出を行なっている。

表2 DDC アルゴリズム

方式	制御動作	計 算 式	備 考
位置形	P (比 例)	$P_n = K_P \cdot E_n$	
	PI (比例積分)	$P_n = K_P \cdot E_n + \sum K_I \cdot E_i$	$K_I = K_P \times \frac{\Delta T}{T_I}$ …出力計算周期 …積分時間
	PID (比例積分微分)	$P_n = K_P \cdot E_n + \sum K_I \cdot E_i$ $+ K_D (E_n - E_{n-1})$	「微分時間」 … $K_D = K_P \times T_D \times \frac{1}{\Delta T}$
		記 号 説 明 P_n : n サンプル時の位置形の出力 E_n : n サンプル時の偏差信号 E_{n-1} : n サンプル時の 1 回前の偏差信号 K_P : 比 例 定 数 K_I : 積 分 定 数 K_D : 微 分 定 数	
速度形	P (比 例)	$\Delta P_n = K_P (E_n - E_{n-1})$ または $\Delta P_n = K_P (S - M_n)$	
	PI (比例積分)	$\Delta P_n = K_P (E_n - E_{n-1}) + K_I \cdot E_n$	$K_I = K_P \times \frac{\Delta T}{T_I}$
	PID (比例積分微分)	$\Delta P_n = K_P (E_n - E_{n-1}) + K_I \cdot E_n$ $+ K_D (E_n - 2E_{n-1} - E_{n-2})$	$K_D = K_P \times T_D \times \frac{1}{\Delta T}$
		記 号 説 明 ΔP_n : n サンプル時の速度形の出力 S : 目 標 値 M_n : n サンプル時の測定値 E_{n-2} : n サンプル時の 2 回前の測定値	

(7) システムとの情報交換

システムとの情報交換は主としてオペレータコンソールを介して行なわれる。

オペレータコンソールの機能は、

- (i) ループナンバー、目標値、測定値、出力値を同時表示
- (ii) オンラインにてサンプリング周期、ループ定数、上下限值などのループスペックの変更
- (iii) ループの手動—自動切換操作
- (iv) ループ間の結合(たとえばカスケード結合、比率結合など)や切離しの操作
- (v) 選択ループのトレンド記録、トレンド印字、アラーム停止などのリクエスト

などである。

(8) ほかのシステムとの情報交換

ほかの計算機システムとの情報交換は CLC (Computer Linkage Controller) を介して行なわれ、HIDIC 100, 500 および HITAC

7250 システムとハイアラキシステムを構成することが可能である。

5.2.2 ファイルインテーブル

DDC のループにはシングルだけでなくカスケードのものも含まれるが、基本的には各ループは独立しておりそのループ処理仕様は単独にオンラインでも変更可能でなければならない。

本システムでは各ループの処理仕様をループスペックテーブルと周期テーブルにまとめてファイルインしている。

(1) ループスペックテーブル

ループスペックテーブルはそのループの入力処理、演算処理、出力処理、結合処理およびオプションから構成され、ユーザーは各ループの処理仕様を各項目について定義するだけでよい。

(2) 周期テーブル

ユーザーは各ループの起動周期を秒単位で定義すればよくオンラインも変更可能である。

5.3 ハードウェア

ループ数 64 以下で平均サンプル周期が 2 秒以上の DDC は HIDIC 100 システムが適用できる。さらにループ数が多く平均サンプル周期が 2 秒以下の場合、また複合システムやハイアラキシステムとなる場合には拡張性の大きい HIDIC 500 システムが適用できる。

6. 結 言

化学プラントの計算機制御は、プロセス特性が多様多様のため、その制御方式はそのつど開発しなければならず、そのためマンパワーの投入は膨大なものとなる。そのため、システム技法の体系化を行なって、簡単にプロセスエンジニアがシステム設計できるようにしなければならない。特に生産設備の有効な償却年限を思えば、この点重要であろう。

また、化学工業界のみではないが、生産設備の操業人員を減らす努力は今後いよいよ増すが、そのために制御システムの信頼性はさらに要求される。すでに高信頼度システムとしていろいろな二重化システムが実現しているが、今後ハードウェアのコストパフォーマンスの改善によって、さらに普及してゆくものと思われる。

このような観点から化学プラントの制御には、コストパフォーマンスのよい小形計算機がいつそう導入されるものと考えられる。