

### 3 . プラントの設計と計装システム

本章では、プラント設計と計装システム構築の関わり合い、考慮すべき因子について説明します。

#### 3.1 プラント設計と計装

##### 3.1.1 プラント設計の流れ

化学、石油化学、リファイナリーといったプラントの設計においては、  
プロセス設計    基本設計    詳細設計  
といった過程をたどります。

プロセス設計とは、原料から製品をどのようにして作るかを定める作業であり、反応、分離、移送の単位操作を組み合わせ、物質・熱収支をとりながらプロセスフローを構成する作業といえます。プロセス設計の結果はプロセススペックとしてまとめられます。

プロセススペックには次のようなものが含まれます。

- (1) 設計基本（原料・製品量、仕様など）
- (2) プロセスフローダイアグラム(プロセスユニットと主要な物質の流れ)
- (3) 物質収支、熱収支
- (4) 主要機器スペック（主要な装置、機器に対するプロセス上の要求）

基本設計とは、詳細設計で必要となるデータと情報をまとめる作業であり、各ユニットを構成する塔槽、熱交換器、ポンプなどの各部のスペック（プロジェクトスペック）を定めるものです。これには、詳細設計に必要なプロセス性能、設計温度と圧力、材料、適用される法規・規格などが盛り込まれます。また、プロセスを構成する装置や機器のつながりを表すフローダイアグラムも作成されます。

プロセス設計から基本設計、詳細設計へと進むエンジニアリングは、現実にはくり返し作業が入ります。例えば詳細設計を実際に進めると輸送やプロット上の問題が生じ、プロセス設計からやり直しをしなければならないこともあります。くり返し作業を如何に少なくするかがエンジニアリングを進める上での課題となりますが、そのためにはプロセス設計、基本設計を、安全性・信頼性・操作性を念頭に置きながら、詳細設計の結果を予測しながら進めることが大切です。

##### 3.1.2 プロセス P&I ダイアグラム

フローダイアグラムは、プロセス設計、基本設計で得られた重要な情報を流れ系統図として集大成したもので、その代表としてプロセス P&I (Piping & Instrument)

ダイヤグラムがあります。

各装置、機器の仕様を示したものがプロジェクトスペックですが、設計を進めていく上では、装置や機器の相互関係、装置や機器を結ぶ配管、温度や流量の検知端と計器のつながりを示す総括的な系統図が必要となります。このようなプロダイヤグラムをプロセス P&ID ダイヤグラム(あるいは P&I ダイヤグラム)と呼んでおり、専門分野の異なる多くのエンジニアがプラントの全体像と個々の機器のつながりを理解する主要な設計資料となります。また、プラントの操作に関わる運転員が、プラントとその運転を理解し検討する資料ともなります。(図 3 - 2 : P&I ダイヤグラムの例)

#### (1) 装置と機器

P&ID ダイヤグラムには、予備品を含めた装置、機器類の全てが表示され、名称と番号が付記されます。

塔、槽、容器類は概略のスケッチ図で示され、内部構造の機能(トレイ形式とその数、ミストセパレーターなど)、マンホール、ノズルなども記されます。

熱交換器の場合には、そのタイプ、シェル・チューブの区別も示されます。

ポンプ、コンプレッサーについては、そのタイプ、駆動形式(モーターかスチームか)、切替え操作用バルブ類が示されます。

#### (2) 配管

配管の経路、配管径、ライン番号とラインス(配管の種類)、保温、継ぎ手・バルブ類、更には配管設計上の注意事項(傾斜、流れ方向など)が記されます。

#### (3) 計装

計器の位置とその機能を明確にするため、検出端とコントロールバルブの位置、タイプを示し、その番号が付記されると共に、制御の方式、計器の設置場所(現場か計器室か)、コントロール弁のサイズや計装用空気が不足した場合の作動方向なども記されます。

### 3.1.3 プラントの圧力バランス

プロセスプラントでは、扱う流体のほとんどが気体と液体であり、圧力差を利用して移送しています。この移送量の制御を行うために、操作端としてコントロール弁での圧力損失を利用する 경우가ほとんどです。

従って、プロセスプラントではそれぞれの単位操作でプロセス性能を維持するために決められた操作圧力条件を守ると共に、その移送と制御を支障無く実現するために、プラント全体の圧力バランスを検討・評価することが必要となります。

圧力バランスは、装置・機器類の操作圧力をもとに、

- (1) 装置、機器での圧力降下を予測し
- (2) 機器類の配置、据え付け高さから、配管径とその圧力降下を決定し
- (3) 制御のためにコントロール弁に与えるべき差圧を決め
- (4) 更に、ポンプ・圧縮機の仕様を決定する

作業です。

ポンプ・圧縮機の仕様決定には、圧力バランスの最適化、つまり動力コストと設備費に基づく経済性の検討が必要です。例えばコントロール弁の差圧を大きく取ると操作性が改善されますが、ポンプ・圧縮機の動力消費が大きくなり経済性が損なわれるので、適正な差圧を選定することが重要です。

熱交換器や加熱炉を流れる流体の許容圧力損失は、その伝熱面積に直接影響するので、経済性を考慮した検討が必要です。

また、圧力バランスの最適値を決めるためには、装置個々のレイアウトが決定し、配管経路が確定していならず、試行錯誤の繰り返しが必要となります。設計の流れにおいては、P&ID ダイアグラムの作成と並行して、大凡の圧力バランスが立てられます。機器・配管・計装の詳細設計はこれを元に進められ、その設計のフィードバックを待って、圧力バランスとそれに対応した詳細設計の見直しが行われます。

#### 3.1.4 ホールドアップ量の決定

容器の基本設計は、対象とする容器の高さ（または長さ）と径を決めて、スケルトンを作成することです。

容器の役割には、大きく次の2つがあります。

- (1) 気液、液液の分離  
気液系での気体中、あるいは液液系の軽液中に同伴する液滴の分離
- (2) 変動抑制  
プラントの安定運転のため、液体やガスを溜めて、上流側で生じた変動あるいは緊急停止などの異常事態の発生時に、下流機器への影響を抑える

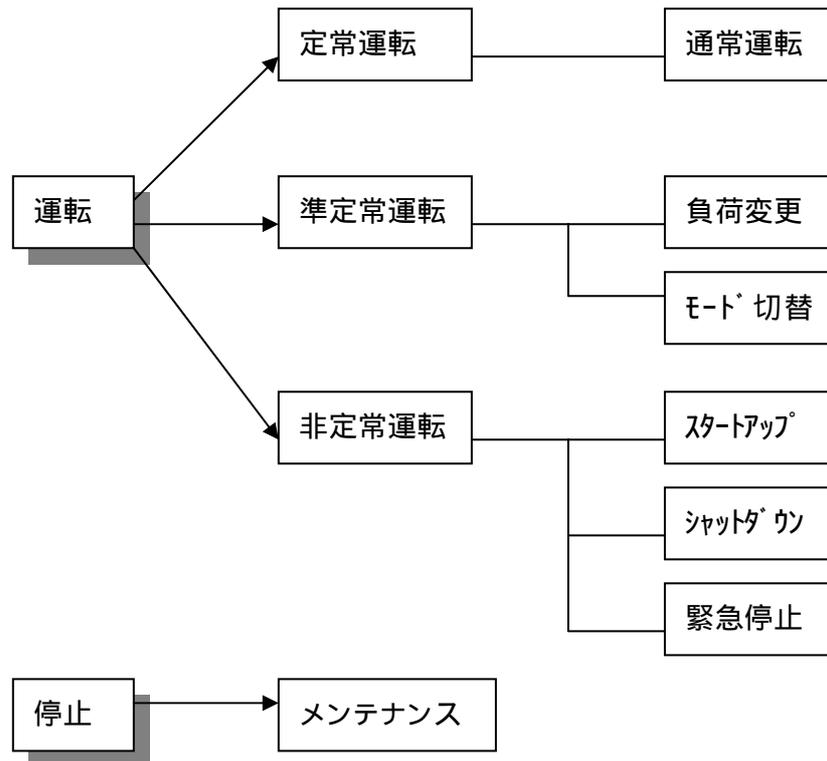
この内、変動抑制の点からは、容器の容量と流量から決まる滞留時間が目安となります。例えば気液分離器では、滞留時間は、液面コントロールを行うのに必要な時間、下流の装置・機器を保護するために必要な時間、上流・下流の変動をバッファとして吸収するための容量などから決められ、通常 数分～十分程度の値を取ります。

### 3.2 プラント設計において考慮すべき因子

プラントを設計する上では、定常運転における性能の確保に止まらず、安全、保全、操作性など、様々な観点を考慮し、満足する必要が有ります。

### 3.2.1 プラントの運転

プラントは設計処理量での一定運転だけでなく、以下に挙げるような様々な運転、停止の状態を考慮する必要が有ります。



以下に、簡単にそれぞれの状態を説明します。

- (1) 定常運転：一定負荷で運転されている状態であり、プラント本来の目的である製品を製造している状態です。
- (2) 準定常運転：ある定常運転から、別の定常状態に移るための運転状態です。プラントの負荷（処理量）変更、原料や製品の切替えに伴う運転条件の変更などが、これに当たります。
- (3) 非常常運転：停止状態から定常状態、定常状態から停止状態に移るための運転状態です。  
スタートアップは、停止していたプラントに原料を供給し、系の加熱・冷却、液張り、昇圧を順次行って定常状態に持って行く運転です。  
シャットダウンは、逆に定常状態から負荷を落としていき、最終的には原料をカットして停止するまでの運転を指します。  
緊急停止は、プラント運転継続が困難なトラブルが発生した場合

に、緊急にプラントを停止に持っていく運転です。

- (4) メンテナンス：運転停止し、機器・計装の補修・点検、配管・熱交換器などの洗浄を行います。定期的に行う（通常、1年 or 2年に一度）メンテナンスを定期修理（定修）と呼びます。

プラントは経済性からは、できるだけ定常運転を続けることが望まれます。特にプロセスプラントでは、スタートアップ・シャットダウンに時間がかかりますので（規模にもよりますが、数日のオーダー）運転停止状態をできるだけ避ける必要が有ります。しかしながら安全かつ健全にプラントを運転するためには、定期的なメンテナンスは欠かせません。

上記の他、季節や気候による温度変化、触媒の劣化や熱交換器伝面汚れによる効率低下などの要因も設計においては考慮する必要があります。

### 3.2.2 操作性と経済性

計装システムを設計していく場合、操作性は考慮すべき重要な要因の一つですが、経済性とのトレードオフがあることに留意する必要があります。

計装システムにおいて操作性を考慮していく場合、まず現場操作と遠隔操作（計器室）手動弁と自動弁を使い分ける必要があります。自動弁による遠隔操作が可能であれば、現場に赴いて作業することなく計器室から操作できるので操作性の点からは優れていることとなります。しかしながら自動弁が増える毎に設備コストは増大していきます。また、自動弁では漏れ、誤作動があることから安全性の面からは、流路を完全に遮断できないと考える必要があります。

前節の運転状態との関連で言えば、経済性とその必要性（頻度、手間）、安全性などを考慮して、通常次のようなガイドラインで設計が進められます。

- (1) 定常運転：遠隔操作、自動運転
- (2) 準定常運転：遠隔操作、一部マニュアル運転
- (3) 非定常運転（緊急停止を除く）：バイパスなど非定常運転特有の配管流路の確保（ラインアップ）などは現場操作、手動弁  
その他、遠隔操作可能なものも、マニュアル運転中心
- (4) 非定常運転（緊急停止など安全に関わるもの）：遠隔操作、自動運転（緊急遮断システムなどは通常、制御系とは別系統のシステムを用意する）

これとは別に、ポンプ・圧縮機などの回転機では、音・振動による異常検知のため

め、安全の観点から、現場でのスタートアップが原則となっています

しかしながら、近年運転の省人化の要求と、一方で様々な運転支援ツールの発達から、自動化される範囲が増える傾向にあります。例えば、リファイナリーにおける原油切替え運転などで、一部の制御ループをマニュアルに切ること無く、自動で運転可能としオペレーターの負荷軽減を図るケースが多くなってきています。また、スタートアップやシャットダウンでは、シケッスを用いた効率化が図られていますし、自動化の支援システムも採用されるようになってきています。

### 3.2.3 信頼性とメンテナンス

3.2.1 で説明したように、プラントは定期的なメンテナンスを受ける必要があります。逆に言えば、プラントの各機器は定期的なメンテナンスを受ければ、安全かつ健全に作動できるよう、設計される必要があります。

各機器の信頼性をどのように確保していくかについては、その機器に応じて様々な手段がありますが、ここでは幾つかの例で説明することとします。

#### 3.2.3.1 回転機などにおける予備機の考え

ポンプ等の回転機では、トラブルが多く1年、2年と言った連続運転に対しては不安があります。このため、常時使用するポンプについては、予備機を持つことが基本となります。

圧縮機の場合には、そのタイプにより予備機の要否が変わります。往復式圧縮機では信頼性が低いため、通常予備機をつけますが、遠心式・スクリー式圧縮機では、信頼性が高いことと一方で設備コストへの影響が大きいことから、予備機を持たないケースが多いです。

予備機と似た考えに系列があります。

フィルターやドライヤー等の吸着塔、あるいは一部の反応器などでは、その洗浄や再生、交換を行う必要があります。連続運転を実現するためには2つ、もしくはそれ以上の系列を持ちます。この場合、予備機と異なり、切替えのタイミングが一定の時間、あるいは何らかの性能指標の低下（出口の分析、差圧の上昇）により行われることとなります。こうした場合、頻度が多いため、切替えシケッスを組むことで自動化を図るケースが多いです。

系列のもう一つのケースは、複数の系列を持ち、プラントの処理量に応じてその一部または全てを動かすものです。これは運転のフレキシビリティ、信頼性の向上を狙ったものです。例としては、ガスプラントにおける圧縮機の系列化がこれに当たります。圧縮機には効率から見て最適な運転点があり、1台で広い負荷変動に対応する場合には、設備コストは低下しても、ランニングコストが上昇する問題点があります。また、複数の圧縮機で系列化すれば、予備機の考え方と同様、

トラブル時の影響を小さく抑えることができる点も上げられます。

### 3.2.3.2 計装システムに見る冗長化の考え

DCS, PLC 等の計装システムは、プラントの連続運転にとって欠かせないものであり、その信頼性を高めることが必須となっています。

DCS では、Operator Station, プロセッサ、内部バス、電源、I/O カードといった構成部分をそれぞれ独立に二重化し、一方が故障しても自動的にもう一方が切り替わって働くように構成されています（図 3-2-1 参照）。

マイクロコンピュータを利用したシステムの信頼性向上策としては、一重方式で信頼性を追求するより、二重化方式の方がはるかに経済的に目的を達成することができるからです。但し、この場合システムとして異常の検知、自己診断機能を備えることが要求されます。

また、緊急停止シーケンス等では、2 out of 3 の多数決選定方式なども用いられます。これは、システムを三重化し、3 つの出力の内どれか 1 つが違った信号を出しても、残りの 2 つの信号が同じ場合にはそれを採用することで信頼性を向上させる方法です。計測器においても、安全に関わるような重要なものでは、この 2out of 3 方式が用いられます。

### 3.2.3.3 コントロール弁に見るオンラインメンテナンスの考え

上に見た、予備機あるいは冗長化の考えは信頼性を向上させるものですが、同じ性能のものを 2 つ以上持つわけですから、設備コストの点から行って効率的ではありません。

機器の信頼性がある程度高く、トラブルの発生確率は低いが、一旦トラブルが発生した場合プラントの運転に影響を与える機器の場合、機能の劣るもので一時的に代用させる考えが出ます。

コントロール弁では、図 3-2-2 に見るように、通常前後弁とバイパス弁を設けます。つまりコントロール弁がトラブルを起こした場合、バイパス弁を現場で手動調整して流れを確保します。そしてコントロール弁の前後弁を閉めることで、コントロール弁をはずし、メンテナンスを行うのです。プラントを止めずにメンテナンスを行うオンライン・メンテナンスの一つのやり方と言えます。

### 3.2.4 安全性

プロセスプラントは、可燃性ガスや毒性を持つ物質を大量に取り扱っていることで、本質的に危険性を内在しています。あるいはプロセスによっては、高温・高圧での処理を行っていることで危険性が潜在しています。

これらの危険な物質は、プロセスが正常に制御されて運転目標値を維持してい

る間は系外への漏洩の危険性も無く、プラントの安全性は確保されています。しかしながら、機器・計器の故障・異常や誤操作などがあれば、プロセスの状態は望ましくない方向（異常昇温や異常昇圧）へ向かう可能性があります。この変化が急激であり、通常の制御や運転員の対応では正常値の範囲に回復することが困難な場合、あるいは変化は緩やかでも運転員の対応が遅れるような場合には、危険物が系外へ漏洩し、火災・爆発・毒性暴露といった災害へ発展する危険性が出てきます。

この節では、プラント設計での安全対策をレビューし、その中でシステム制御の位置づけと役割を見ます。

### 3.2.4.1 制御による安全の位置づけ

化学プラントは、従来から多重防御の思想に基づいてハザード対策が講じられてきました。この多重性は表 3.2.1 に示すような階層で成り立ち、図 3.2.3<sup>(1)</sup> のような概念で表されます。これらの防護層を「独立防御階層( Independent Protection Layer : IPL<sup>(1)</sup>)」と呼びます。

個々の防護システムは互いに独立であり、仮に内側の防護層が損なわれても、その外側の防護層が機能して、事故を未然に防止したり、その拡大を防ぐようになっています。しかし、プロセス異常は出来る限り、初期の段階に内側の防護層によって緩和あるいは、防がれることが望ましいと考えられます。

下記に示すように、制御に依存する安全への対応は、第二層から第四層に位置しています。

表 3.2.1 : 独立防御階層の目的と例

階層	名称	具体例
第一層	プロセス設計	プロセス設計における本質安全の領域（Inherent Safer Plant の実現）。同じ目的のプロセスでも運転温度・圧力をより下げられないか、危険物の滞留量を最小化できないか、といった検討がこれにあたる。
第二層	基本プロセス制御システム（以下 BPCS と呼ぶ）	所謂 DCS など通常運転時のプラント監視を主目的とするシステムである。このシステムは、プロセス値が設定値から逸脱した際に警報を発生して、運転員の介入を要求する。
第三層	BPCS が発する警報と区別された「重要警報」	この階層までは運転員の介入のために必要な時間的余裕がある場合に適用される。
第四層	自動安全計装システム	計装によるプロセス安全システムや緊急停止装置などがこの領域に入る。ここでは、運転員が介入するだけの時間的余裕が無い場合、システムが自動的にプラントを安全に停止させることになる。
第五層	物理的防護（1）	圧力逃し弁などの過圧防御システム
第六層	物理的防護（2）	液漏洩を局所化するための防液堤など
第七層	プラント内緊急対応計画	事業所内の緊急時対応計画
第八層	地域防災計画	地域住民・公共設備における緊急時対応計画

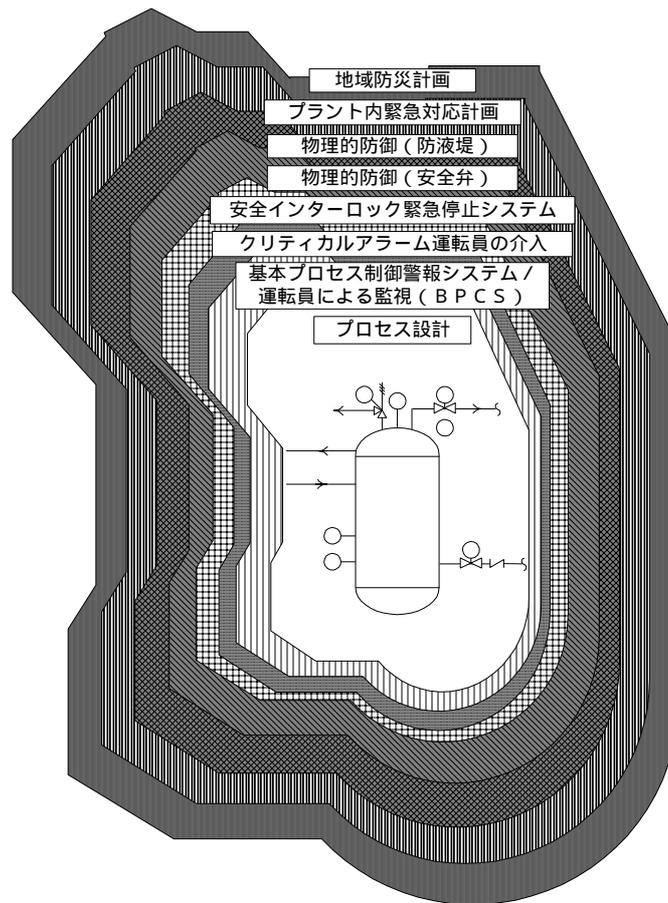


図 3.2.3：独立防御階層（IPL）の概念<sup>(1)</sup>

視点を変えて、リスクという概念から安全対策を考えると、以下のようになります。

ハザードに伴うリスクは、事故の規模（人的被害や経済的損失の規模）と事故発生の可能性（起り易さ）を考慮し、一般的に「リスク＝ハザードの大きさ×ハザードの発生確率」と表されます。従って、リスクを小さくするためのアプローチは、ハザードの規模を小さくする方向性と、ハザードの発生確率を小さくする方向性の二通りが考えられ、その手法は表 3.2.2 に示す安全対策の考え方のいずれかとなります。<sup>(1)</sup>

表 3.2.2：安全対策手法

分類	基本的な考え方	アプローチ
本質安全 (Inherent Safety)	より危険性の小さい物質や運転条件を用いることで危険性そのものを無くそうとする方法。	ハザードの規模を小さくする
受動的安全 (Passive Safety)	プロセス設計や機器設計条件によって危険性を最少化する方法。この手法では、危険性を無くすことはできないが、動作するための機能を要せずに、ハザードの規模が発生頻度のいずれかを減じることができる。	ハザードの規模及び発生頻度を小さくする

分類	基本的な考え方	アプローチ
能動的安全 (Active Safety)	制御、安全インターロック、緊急停止システムを用いることで、ハザードに結びつく可能性のあるプロセス変数の変化を検知して、必要な対応をとる方法。	ハザードの発生頻度を小さくする
手順による安全 (Procedural)	運転手順書、管理のためのチェックリスト、緊急時対応計画等の管理的手法を用いることによって偶発事故の発生を未然に防いだり、その影響を最小化する方法。	ハザードの発生頻度を小さくする

本質安全や受動的安全は、マネジメント的価値観で対策の採否が決まり、戦略的アプローチと呼ばれます。このアプローチはプロセス設計初期に採られることで有効性が増します。これに対して、能動的安全や手順による安全は戦法としての安全対策であり、戦術的アプローチと呼ばれます。このアプローチは設計の後期に採られがちで、コスト増加の要因となります。

これらの手法の参考例と問題点を表 3.2.3 に示します。

プロセスシステム制御に依存する安全は、この分類では能動的安全に該当します。動作に頼らずにその固有の特性として安全性を備えている点で、本質安全や受動的安全の方が、より信頼性が高くより強固であると言えます。一方、能動的安全は機能することで初めてその使命を果たすことができるため、機能失敗の危険性があることを認識した上で必要な対策を取って、十分な信頼性を確保しなければなりません。

表 3.2.3：安全対策手法の例

分類	例	備考（注意すべきこと）
本質安全 (Inherent Safety)	非揮発性溶媒を用いることで、常圧での反応とすることができれば、暴走反応が起こった場合でも、異常過圧とならない。	
受動的安全 (Passive Safety)	暴走反応を起こした場合に 20bar の圧力を発生する反応に対して、30bar の設計圧力の反応器を用いる。	この場合反応器で圧力を封じ込めることはできる。しかし、圧力容器は製作上の問題（欠陥）や腐食等の影響で破壊することがある。
能動的安全 (Active Safety)	暴走反応の際に、20bar となる反応に対して、15bar の設計圧力の反応器を用い、10bar でインターロックをかけ、15bar のセット値の安全弁若しくはラプチャーディスクを設置する。	インターロックは必ずしも期待したように動作しないことがある。また、安全弁やラプチャーディスクは詰まることがある。
手順による安全 (Procedural)	上記の反応器のシステムにおいて、インターロックをやめ、運転員に反応器の圧力を読ませて圧力が 10bar になったら反応器へのフィードを止めるように教育する。	人間には、計器の見落とし、操作の間違い、対応の遅れといったヒューマンエラーが付きまとう。

### 3.2.4.2 安全計装システム (Safety Instrument System: SIS)

#### (a) 安全計装システムの設計

安全計装システムの設計は、図 3.2.4<sup>(4)</sup> のセーフティライフサイクルに従って実現されます。

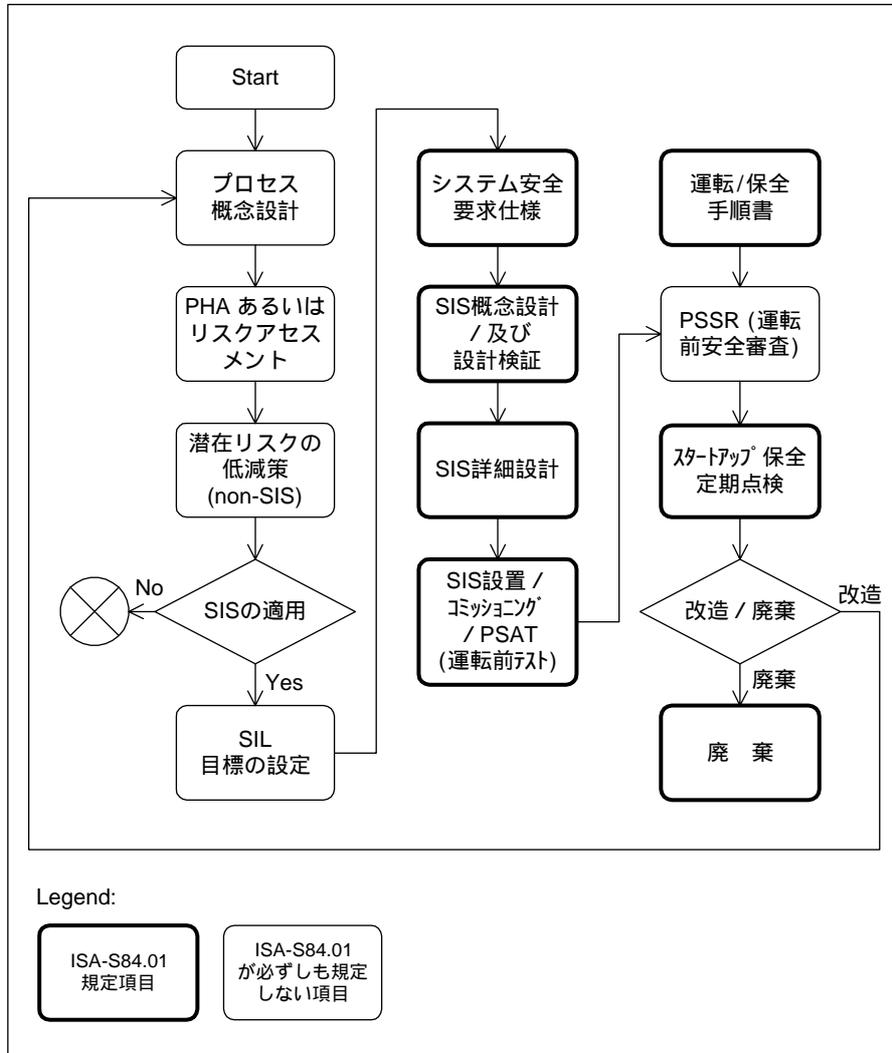


図 3.2.4 : セーフティライフサイクル

SIS の設計においては、ハザード解析による潜在リスクの同定に始まり、健全性水準を決定するだけでなく、運転段階における手順、あるいは定期的テストやメンテナンスの頻度などの思想と関連付けられていなくてはなりません。また、プラント運転段階には、ソフトウェアの改良なども成されるでしょうから、設計段階から廃棄に至るまで、統一的な管理の元に置かれることになります。

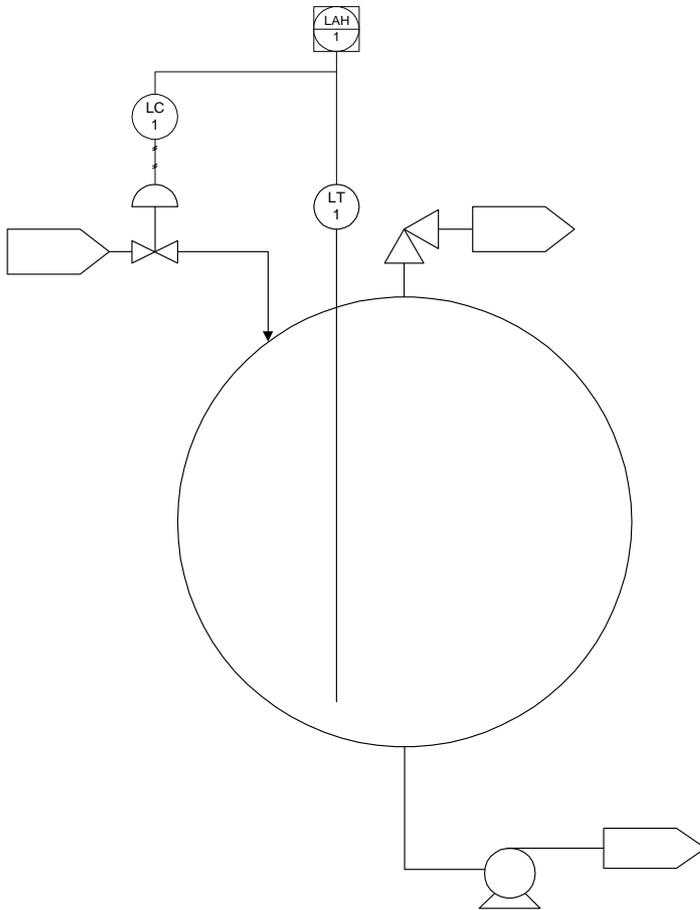
主要な点は以下ようになります。

- 1) プロセスの潜在リスクを同定する。  
この段階では、HAZOP等の手法によりプロセスに固有の潜在リスクを同定し、そのハザード発生のメカニズムを明確にします。ここではまた、シミュレーション技術の応用も重要なポイントとなります。すなわち、潜在リスクが高いと考えられるユニットに対してシミュレーションを実施することにより、プロセス変数異常による状態変化がどの程度速く危険な状態に変化するかを見極めることができます。
- 2) SIS以外の安全対策により、潜在リスクの低減を図ります。
- 3) SIS適用の要否を検討します。
- 4) SISの目標健全性水準(SIL)を決定します。
- 5) システム安全要求仕様を決定します。
- 6) SIS概念設計および設計検証を行います。SIS構成品の目標故障率を決定します。
- 7) SIS詳細設計(以下フローチャートの通り)

(b) 安全計装システム例

### 1) プロセス情報

ISA S84.01 に従った安全計装システム的设计手順の例として、図 3.2.5 のタンクへの受け入れのシステムを考えてみましょう。



このタンクは海上輸送されてきたLPGをタンカーから、ローディングアームを通して受け入れています。

タンカーからの液移送は、タンカーに装備されているポンプにより、タンクへの流入量はLT-1 → LC-1 → LV-1の制御ループで制御されて、タンク内の液面を維持するようになっています。

尚、簡単のため圧力計・温度計等その他の計器類の表示は省略していますが、アナログ式圧力計（圧力高警報）及びアナログ式温度計（温度高警報）は設置されているものと考えます。

図 3.2.5：プロセスフローダイアグラム

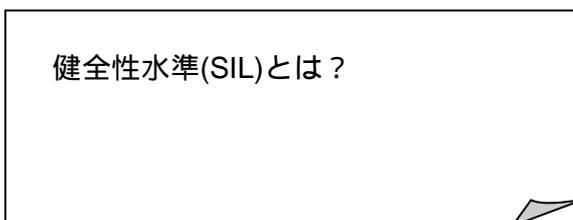
ここで、ISAの手順に従って、まず潜在危険性を同定するために、ハザード解析（Process Hazard Analysis：PHA）チームにより、以下のHAZOP（Hazard and Operability Analysis）解析を行います。

HAZOP とは？

デビエーション	原因	結果	既存の対策	提言
液面異常高	LV-1の固着によりバルブ閉止不能	タンクへの過充填となり、過圧 → LPGの漏洩 → 火災・爆発、あるいはタンク破損の危険性がある	LAH-1 ガス検知器 PSV-1	独立したLTを追加設置して、緊急閉止弁を設ける(SIS)
	LT-1異常(誤信号)によりLV-1全開		ガス検知器 PSV-1	

## 2)健全性水準(Safety Integrity Level:SIL)の選定

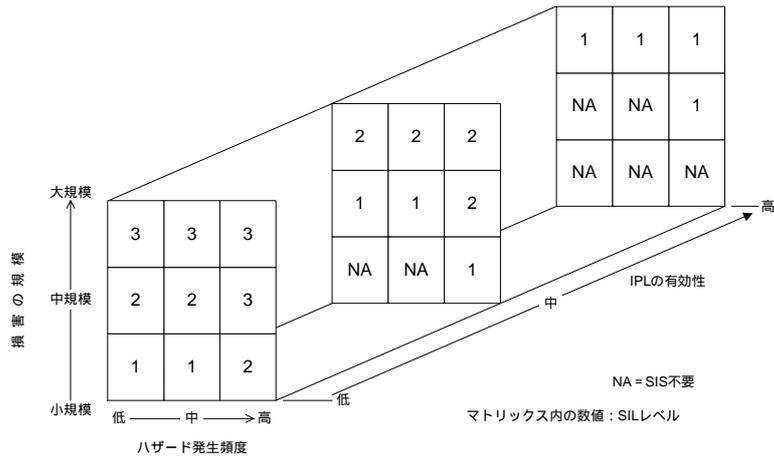
HAZOPにより提言された緊急閉止弁について、その要否と、設置する場合のSILの水準を検討します。



今、プロセス情報に基づいて整理すると、このタンクには以下のようなIPLが存在することがわかります。

IPL-1	プロセス設計	タンクの設計圧力は、最高使用温度におけるLPGの蒸気圧の1.2倍の圧力としている。また、設計温度は最高使用温度+15としている。
IPL-2	BPCS	LC-1によるタンクのレベル制御(流入量制御)
IPL-3	BPCS 警報	タンクのレベルが通常運転範囲を超えた場合、液面異常高の警報
IPL-5	安全弁	ASME基準に従ったもの。吹出し容量は外部火災ケースによって決定されている。

ここで、図3.2.6のリスクマトリックスを用いてSISの必要性・健全性水準を検討しましょう。



( 図 3.2.6 SIS の健全性水準 ( SIL ) )

SIS を考慮しない IPL のレベル数は 4 です。LT-1 の誤報を出す危険性が HAZOP による検討で指摘されました。この場合、IPL-2 及び IPL-3 が喪失されることとなります。従って、IPL の有効性は中程度と判断されます。

ハザードの発生頻度は、HAZOP の結果から複数の原因があることが分かったので、中程度とします。損害の規模は、火災・爆発の可能性があることから大規模とみなします。

従って、図 3.2.6 において、IPL の有効性が中となるマトリックスで、ハザードの発生頻度と規模のマトリックスから、SIL-2 の SIS が必要となると判断されました。

SIL-2 の健全性水準を満たす SIS 制御システムの構成は、ISA の参考例では、A/B 冗長化に応じたセンサー、ロジックソルバー、制御端の冗長化とされています。



#### 4) 信頼性解析

次に、図 3.2.7 の SIS について、目標 SIL に相当する故障確率を達成できていることを検証するために、FTA(Fault Tree Analysis)を実施することとします。

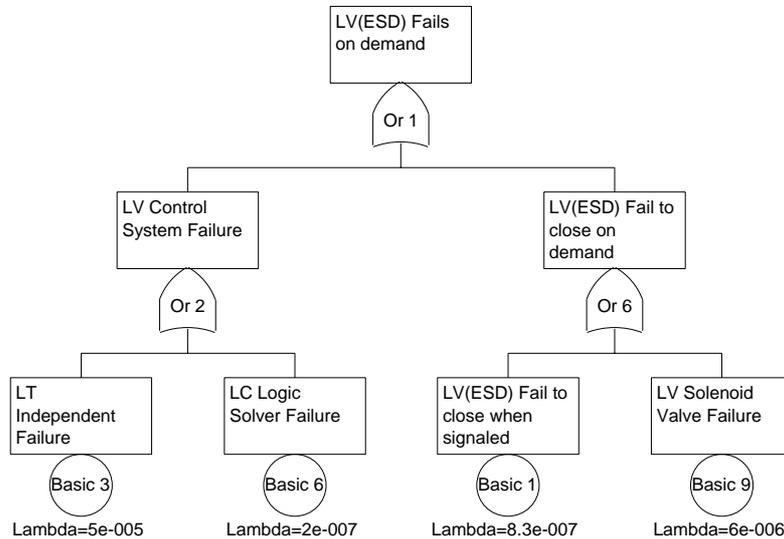


図 3.2.8 : SIS の信頼性解析

図 3.2.8 の FTA から、平均失敗確率 (Probability of Failure on Demand: PFDavg) = 6.2516E-3 が求められ、これは、SIL-2 ( $10^{-2} > \text{PFDavg} > 10^{-3}$ ) の基準を満足しているため、この設計案で良いことを確認しました。

平均失敗確率(PFDave)と危険側失敗確率(ave)

#### 信頼性解析(FTA)

システムの信頼性を議論する場合、まず各構成機器の信頼性を定量的に把握する必要があります。例えば平均故障間隔 MTBF(Mean Time between Failure)などが用いられます。その上で、FMEA(Failure Mode Effect Analysis)や FTA (Fault Tree Analysis)等のシステムの定性的信頼度予測が行われます。

### SIS の規格

米国では、ISA（米国計測器工業会）の SP84 委員会が化学プロセス産業の安全計装システム（Safety Instrumented System : **SIS**）の安全規格案を作成する作業を開始し、ISA - S84.01<sup>(4)</sup>-1996 Application of Safety Instrumented Systems for the Process Industries として発効しています。ISA では、「安全計装システム(Safety Instrumented System : **SIS**)とは、センサー、ロジックソルバー、及び制御端より構成し、予め定められた状態が侵害された時に、プロセスを安全な状態にすることを目的とするもの。」と定義し、「緊急停止システム(Emergency Shutdown System : ESD, ESS)、安全停止システム(Safety Shutdown System : SSD)、及び安全インターロックシステム(Safety Interlock System)」を含むとされています。

### 3.2.4.3 安全計装システムのハードウェア

SIS ハードウェアの基本的な考え方は、表 3.2.4 に示していますが、主要部には以下の特徴があります。

#### (a) BPCS と SIS の分離

SIS を健全な状態で機能させるために、BPCS と SIS は物理的にかつ機能的に分離しなければなりません。分離することで、ハードウェアやソフトウェアの不注意な改悪を防ぐことができるからです。

物理的な分離は、BPCS のロジックソルバーの機能と SIS のロジックソルバーの機能をそれぞれ別のハードウェアで実行することによって達成されます。

また機能的な分離は BPCS、SIS の実行に於る共通モード故障を取り除くことによって達成されます。PES を使用したシステムでは、この分離は特に重要です。分離の原則的な要件を列挙すると次のようになります。

- BPCS、SIS の間で、SIL に応じてセンサー、操作部、ロジックソルバー、I/O モジュール、シャーシを分ける。
- SIL2 及び SIL3 のインターロックは SIS ロジックソルバーで実行する。
- BPCS ロジックソルバーが SIL1 基準を満たせば、SIL1 インターロックは BPCS ロジックソルバー上で実行しても良い。
- BPCS、SIS のプログラムへのアクセスを分ける。
- 一つの警報サブシステムの共通モード故障が、BPCS 警報及び SIS 警報双方の作動に害を及ぼす可能性を最小にするために、BPCS 警報及び SIS 警報を分離する。

このように分離された SIS システムが確実にその機能を果たすためには、アベイラビリティの高い電源や、共通原因故障のない配電方法を使用しなければなりません。一般的には、無停電装置を伴う電源が使用されます。

表 3.2.4 : SIS 健全性水準 (SIL) による SIS ハードウェア構成

	SIL1	SIL2	SIL3
アベイラビリティ	0.9 ~ 0.99	0.99 ~ 0.999	0.999 ~ 0.9999
PFDavg 範囲	$10^{-1} > \text{PFDavg} > 10^{-2}$	$10^{-2} > \text{PFDavg} > 10^{-3}$	$10^{-3} > \text{PFDavg} > 10^{-4}$
使用可能なロジック構成	1oo1、1oo2、2oo2、2oo3	1oo2、2oo2、2oo3	1oo2、2oo3
一般	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 全ての機器はユーザー承認安全品とする</li> </ul>		
	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 通常は冗長化は不要。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 通常は部分冗長化。(センサー、ロジックソルバー、制御機器の全て或いは一部)</li> <li>● 異種冗長化を推奨。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 完全冗長化が必要。</li> <li>● 異種冗長化を推奨。</li> </ul>
分離	<ul style="list-style-type: none"> <li>● BPCS ~ SIS 間を分離する。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● BPCS ~ SIS 間を分離する。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● BPCS ~ SIS 間及び SIS ~ SIS 間を分離する。</li> </ul>
センサー及びトランスミッター	<ul style="list-style-type: none"> <li>● バイナリーセンサーで良い。</li> <li>● 冗長化・異種冗長化は通常不要。</li> <li>● 計算・推測による計測値の、冗長化システムへの入力値としての使用も可能。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● アナログセンサーが好ましいが、定期的に試験を行えばバイナリーセンサーでも良い。</li> <li>● 異種冗長性を考慮する</li> <li>● 計算・推測による計測値は、冗長化システムへのバックアップ入力として使用可能 (PHA チームの承認が必要)</li> <li>● プロセスからの取り出しは個別とする。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● アナログセンサーとする。</li> <li>● 共通モード故障のおそれがある場合、異種冗長性を考慮する。</li> <li>● 計算・推測による計測値は、注意してバックアップ入力として使用可能 (PHA チームの承認が必要)</li> <li>● プロセスからの取り出しは個別とする。</li> </ul>
PES 入力モジュール	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 冗長化センサーを使用しても、別のカード、入力ラック、I/O チャンネルを使用する必然性は無い。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 2つのセンサーの入力は別のカード、入力ラック、I/O チャンネルに接続する。</li> <li>● アクティブ診断を採用する。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 2つのセンサーの入力は別のカード、入力ラック、I/O チャンネルに接続する。</li> <li>● アクティブ診断を採用する。</li> </ul>
ロジックソルバー	<ul style="list-style-type: none"> <li>● ユーザー承認のセーフティロジックソルバーで良い。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● PES、DCS、フェールセーフソリッドステートロジック、リレー等を使用できる。</li> <li>● 混在させるのが望ましい。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 外部 WDT によるアクティブ診断を推奨。</li> <li>● PES が好ましい。</li> <li>● 混在型が望ましい場合もある。</li> </ul>
PES 出力モジュール	<ul style="list-style-type: none"> <li>● フェールセーフ診断特性を持たせる。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 冗長化制御機器が必要な場合、別のカード、入力ラック、I/O チャンネルを使用する。</li> <li>● 診断特性を持たせる。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 冗長化制御機器は、別のカード、入力ラック、I/O チャンネルを使用する。</li> <li>● アクティブ診断機能を持たせる。</li> </ul>
制御端 (緊急停止弁)	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 冗長化は通常不要。</li> <li>● ユーザー承認安全の制御弁を使用する。(漏れ特性に合致し、バルブ開度フィードバックスイッチを持つ)</li> <li>● バルブにはリミットスイッチ等によるフィードバックが必要な場合もある。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● ユーザー承認安全の BPCS 制御弁は SIS ブロックバルブのバックアップとして使用できる。</li> <li>● バルブにはリミットスイッチ等によるフィードバックが必要。</li> <li>● (通常の) 制御弁は使用不可</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● ユーザー承認安全の BPCS 制御弁(漏れ特性に合致したものは SIS ブロックバルブとして使用できる。</li> <li>● バルブにはリミットスイッチ等によるフィードバックが必要。</li> <li>● ソレノイドバルブの故障で遮断弁が作動する場合、直列 2 重化ソレノイドバルブを設ける。並列 2 重化ソレノイドバルブは不可。</li> </ul>
診断機能	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 外部 WDT を備える。</li> <li>● パッシブ診断を推奨</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 外部 WDT を備える。</li> <li>● パッシブ診断が最低必要。アクティブ診断をロジックソルバーや出力に推奨。</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 外部 WDT を備える。</li> <li>● アベイラビリティによって診断が必要な場合がある。</li> </ul>

また、BPCS 制御系と SIS インターロック系のセンサー、トランスミッター、バルブの共用は、共通原因故障の可能性を取り除かない限り、避けるべきです。

(b) ロジック構成

ロジックループに設けられるセンサーや制御端等の数を  $N$  とし、ロジックの動作に必要な信号の数を  $M$  とすると、ロジックの構成は  $M$  out of  $N$  ( $MooN$ ) と表わされます。

SIS システムでは、 $1oo1$ 、 $1oo2$ 、 $2oo2$ 、 $2oo3$  のロジック構成がセンサー部、ロジックソルバー部、制御端部それぞれに適用されます。SIL1、SIL2、SIL3 それぞれの健全性水準に使用可能なロジック構成は表 3.2.4 によります。

ここでロジック構成の違いによる運転への影響を考えると、以下のような特徴があります。

- 1oo2 :** いずれかの信号で作動するため、安全運転上有利。逆に誤報あるいは信号故障でも作動するため、安定運転に対しては不利となる。
- 2oo2 :** 双方の信号が生きた時にのみ作動するため、誤報あるいは信号故障に対して強く、安定運転上有利。逆に安全運転に対してはやや不利（鈍感）になる。
- 2oo3 :** 上記二つの利点を合わせ持ち、安全運転上及び安定運転上優れている。

診断は常時待機状態にある SIS を保証するために、ロジックソルバー、センサー、制御端、エネルギー源の故障の検知を行うものです。しかしながら、診断機能を持たせるために余分なハードウェアやソフトウェアが必要となり、結果として SIS の信頼性を下げ、複雑さを増すことにもなります。従って、プロセスシステムに適合する、信頼性とフェールセーフのバランスを考慮することが必要です。診断機能には常時継続して診断を行う（アクティブ）ものと、コマンドが与えられた時にのみ診断を行う（パッシブ）ものがありますが、健全性水準の高い SIS にはアクティブ診断が望ましく、また動作時励磁の回路は、認定された方法（断線、短絡監視、等）で回線の健全性を保証しなければなりません。

従来、PES には「ウォッチドッグタイマー（Watchdog Timer : WDT）」と呼ばれる診断機能が内部的についていましたが、アベイラビリティを高めるために、外部 WDT を設けて、内部の WDT を補っています。

(c) 異種冗長性

BPCS と SIS で同じ機種を使用した場合、共通モード故障が問題となります。すなわち、信頼性を向上させるために冗長化を図っても、共通モード故障のために目標故障率を上回る可能性が出て来ます。従って、極めて高いアベイラビリティを要求される SIL3 では、異種冗長性が必要となる場合があります。

異種冗長性とは、2つの要素を異種（異なる機種、あるいは異なるメーカーのもの）のもので構成し、共通モード故障をできるだけ少なくしようとするものです。（例；通常電源と UPS によるバックアップ、異なるプロセスセンサー、異なるプロセス変数（温度、圧力）の検知、異なる設計チームによるソフト設計、試験）

PES (Programmable Electric System)

PES とは、PLC(Programmable Logic Controller)  
等の、プログラム可能な電子機器の総称です。

#### 3.2.4.4 その他

DCS がプロセスプラントの制御に利用されるようになってからもしばらくの間は、所謂緊急停止装置にはハードワイヤーリレーによるものが使用され、マイクロプロセッサは安全システムには適用しないというのが常識でした。

ところが、コンピュータ、情報通信あるいは各種センサーなどの技術的進歩と低廉化に伴って、1980年代中頃以降、化学プラントのみならず、自動車・航空機などのあらゆる機械システムにおいて、純機械式安全装置が電子式安全装置に取って替わり、更にはマイクロプロセッサに組み込まれたソフトウェアに安全を託すような状況が現実のものとなり始めています。

今日、世界的には、プロセスプラントにおける緊急停止システム等の安全関連設備は、計装機器の信頼性の向上、計装システム自体の高機能化に伴ってより信頼性の高いものに移行しつつあります。しかし、機能による安全の達成は取り組み易い方法ですが、安易に頼りすぎると、本質的に大きなリスクを潜在させる危険性があります。プラントの安全はそれらの能動的な安全設備によってのみ成り立つものではなく、もっと本質的な安全対策がとれないかと考えることを忘れてはなりません。

### 3.3 プラントにおける制御システムの構築

プラントにおける計装・制御システムの第一目的は、プラントの各装置を所定の運転条件で運転することであり、そのために必要な計測器、制御機器のタイプを決めてプラントの適切な場所に装備することです。

#### 3.3.1 基本的な制御システムの考え方

各装置の単位操作において、性能を発揮するためその物質収支、熱収支、圧力バランスをどう所定の条件に維持するかが制御システムの基本となります。

##### 3.3.1.1 物質収支の維持

処理量の制御と物質収支の維持は、各ユニットからプラント全体にいたるまでの制御の基本です。

処理量の制御は、入口・出口のストリームの流量制御が基本となりますが、物質収支の維持は通常、対象となる系のホールドアップ量の制御(気体ならば圧力、液体ならばレベル)を通じて行われます。

以下に、簡単な例を幾つか挙げて説明します。

##### (a) 入口：流量制御 / 出口：流量制御の例

In/Out 共に流量制御の例です。この場合、2つの流量制御が完全に等しくならない限り物質収支がとれず、例えば気体系であれば系内圧力が一定にならないため、このような制御システムは通常組まれません。

##### (b) 入口：流量制御 / 出口：系内圧力(液レベル)制御の例

気体系で、系内圧力を出口流量を操作することで制御した例です。処理量はフィード側(In)の流量で制御されます。液体系であれば、圧力の代わりに液体レベルの制御となります。

##### (c) 入口：系内圧力(液レベル)制御 / 出口：流量制御の例

気体系で系内圧力をフィード流量を操作することで制御しています。代わって処理量は、出口側の流量で制御されています。

(b)と(c)では同じようですが、(c)の場合処理量が下流の要求によって決まることになり、下流の処理量変更によって適宜、上流側の流量を変えねばならず、プラントの経済性、安定性の観点からは、なるべく一定の処理量で運転することが好ましいため、(b)の方法が主として取られ、下流プラントとの需給バランスは中間タンクなどに溜めることで対応します。スチーム系、H<sub>2</sub>などのユーティリティ設備もしくはそれに準じるものは、下流の運転条件によりその処理量を変える必要があり、また気体系でタンク等に貯める場合容量がかさむの

で、(c)の方法が取られることが有ります。この場合、処理量変動に対する追従性を十分検討する必要があります。

(d) 出口が2ストリームに別れる場合

出口が気体系で2ストリームに別れる場合です。出口ストリームのどちらを流量制御とするかは、圧力制御の感度の大きさ(流量を振った場合、どれぐらい圧力が変わるか)と、下流での変動抑制への要求を考慮して決定します。

例えば、ストリーム A : 2000 Nm<sup>3</sup>/h, ストリーム B: 10000 Nm<sup>3</sup>/hr といった場合、処理量の変動などの外乱に対し、ストリーム B を PIC として変化させる方が制御は容易です。一方、ストリーム A はタンクに行き、ストリーム B はある下流プロセスにつながっている場合、ストリーム B を FIC にした方が下流への影響を少なくすることが出来ます。このため、制御変数(この場合は、系内圧力と出口ストリーム流量の1つ)と操作変数(2つの出口ストリームに設置されたコントロール弁)が2つ以上ある場合には、その組み合わせが制御の性能に大きく影響するため、個別に検討が必要となります。

(e) 2つ以上のプロセスがつながる場合

2つのプロセスがつながる場合の1例であり、基本的には上に見た例の組み合わせとなります。下流のプラントの処理量は、独立した流量制御ではなく、上流側により(PIC)決められます。

### 3.3.1.2 熱収支の維持

熱収支の維持は、基本的には温度制御により行われます。

温度制御の主な例を以下に見てみましょう。

(a) 加熱(冷却)媒体流量の調節による温度制御

加熱媒体であるスチームの流量を制御することで、プロセス流体の熱交換器出口温度を制御する方法です。

(b) 熱交換器伝熱面積の調整による温度制御

加熱(冷却)流体の凝縮を利用して、伝熱面積を調整し温度制御を行うものです。伝熱が支配的なのはスチーム相の伝面であり、スチームが凝縮し液面が形成された部分では、伝熱が低下します。この事を利用して、ドレン調節弁を操作することで、液レベルを調節し、伝熱効率を調節します。

利点としては、(a)に比べて広範囲の負荷変動に対応できること、また液であるためコントロール弁サイズが著しく小さくなり、コスト上有利となります。但し、制御の応答性は若干劣ります。

### (c) 熱交換器のバイパスによる制御

熱交換器のバイパスによる温度制御は、加熱・冷却流体の流量に自由度が無い場合（例えば、反応器出口ガスによる入口ガス予熱などのように、流量が独立して制御でき無い場合）等に用いられます。また(a), (b) の方法と比べて応答性が優れているため、それを主眼に用いられることも多い。

しかしながら、プロセス流量の変化や、温度設定値の変更によりバイパス弁開度が変わると制御特性が変わってしまいます。また、熱交換器とバイパス弁の並列管路抵抗が変わるため、プロセス流量に外乱を与えます。これらの欠点は、二方弁の代わりに三方弁を使用することで回避できます。

### (d) 温度制御におけるカスケード制御の採用

温度制御では一般に制御の応答が遅いため、外乱を受けた場合に変動を起こしやすい問題点があります。このため、カスケード制御がよく用いられます。

(a) を改善したものとして、例えばスチーム圧力に外乱があった場合、(a)のスキームでは、スチーム流量が変化し、その事によってプロセス流体の出口温度が変わって始めて修正動作を行います。ところが、カスケードにすることで、スチーム流量が変化した時点で修正動作を行うことが出来ます。

流量での検出は、温度に比べて応答性に優れていますから、全体の温度制御の応答性がかなり改善されることとなります。

#### 3.3.1.3 圧力バランスの制御

圧力バランスの制御では、各機器を所定の圧力にそれぞれ制御することは効率的ではないことから行わず、直列につながった機器のうち重要なもののみを制御し、残りは成り行きに任せるのが通常です。圧力制御の重要な機器としては、そのプロセス性能に圧力が大きく影響する反応器、蒸留塔・気液分離器などの相変化を起こす機器を挙げることができます。

また、圧力制御は適正な圧力バランスの保持の他、“3.3.1.1 物質収支の維持”で説明したように、物質収支維持の目的も併せて果たしています。

気液分離器での圧力制御の例であり、物質収支の維持だけでなく、このドラムで行われる気液分離性能を所定に保つ働きをしています。

#### 3.3.2 代表的なユニット制御

本項では、プロセスプラントを構成するユニットの代表的なものについて、その制御システムの概要を説明します。

##### 3.3.2.1 流体輸送プロセスの制御

###### (1) ポンプの制御

ポンプの制御の代表として、渦巻きポンプの容量制御を取上げます。

電動駆動式の小型ポンプなどでは、吐出側に設けた調節弁を操作する制御方式が用いられます。この場合、流量はポンプの流量・吐出圧特性と調節弁を含む全管路圧損曲線とによって決まります。調節弁を絞り、その圧損が増加すれば流量は減少します。

一方、大型のポンプでは省エネルギーのため、回転数を変えてポンプ特性を変更し、流量を制御する方法が取られます。

渦巻きポンプの特性と容量制御 (a) 吐出弁操作 (b) 回転数操作

### 圧縮機

圧縮機の制御システムは形式によってそれぞれ異なっており、ここでは次の代表的な形式について説明します。

- ・ 遠心圧縮機
- ・ 往復動圧縮機
- ・ スクリュー圧縮機

#### (a) 遠心圧縮機

遠心圧縮機は、モータ駆動とスチームタービン駆動があり、制御システムが異なります。主な相違点は、スチームタービンは回転数の変化により吸入量を抑えることが可能であり、モータによる場合は回転数が一定であるので吐出量の制御はバイパス制御となる点です。

スチームタービン制御においてガバナの最小制御回転数以下となる運転については、ミニマムフロバイパスが必要となります。

代表的な圧縮機の使用例におけるプロセス制御変数を、表 3-3-1 に示します。

表 3-3-1 圧縮機とプロセス制御変数

目 的	プロセス制御変数
冷凍圧縮機	吸入側圧力制御
ブーストアップ圧縮機	同 上
反応器供給ガス圧縮機	吐出側圧力制御
循環ガス圧縮機	同 上
メイクアップガス圧縮機	系内圧力

備考：モータ駆動の場合、サイリスタの開発により大型モータ駆動圧縮機も、コストは高くなりますが、回転機制御が可能となっています。

### サージング

遠心式圧縮機の特徴には一般にサージ限界線があり、この限界内では流量と圧力のサイクル変動が起こります。この脈動をサージングと言い衝撃により圧縮機が破壊されることがあるため、サージ限界外での運転が不可欠です。

プロセス制御変数は、圧縮機から独立した状態で制御されるため、機器保護の目的でサージングを回避する必要も出てきます。サージ限界は、回転数、圧力やガス組成、供給温度により変化するため、このサージ限界線をあらかじめセットしておき、運転点がサージング域に近づいた場合に、バイパス弁を開けてミニマムの流量を維持し、サージングを防止するアンチサージ機構を持ちます。

#### (b) 往復動圧縮機

往復動圧縮機は容積式であり、基本的には吐出量は一定であり、連続的に変化させることはできません。

連続的な変化を要求されない場合には、アンローダーでの対応が可能です。アンローダーとは、吸込弁を操作し開位置に保持する機構で、これを利用し圧縮能力を段階的に調節できます。

連続的な変化を要求される場合には、圧縮機吐出側の圧力調節弁で制御し、キックバックする方式を取ります。

#### (c) スクリュー圧縮機

スクリュー圧縮機は容積式であり、アンローダーも設置されていないので、圧力調節弁によるキックバックで吐出量を制御するシステムが必要となります。

### 3.3.2.2 加熱炉の制御

プロセスプラントで使用する加熱炉は、チャージ加熱、リボイラー加熱が多く、プロセス流体の出口温度を制御することが多い。また、自然通風と強制通風では多少システムが異なりますが、ここでは、強制通風、ガス燃焼の場合を取上げて説明します。

#### (a) 燃料系制御方式

加熱管出口の温度は、基本的には燃料流量を操作することで制御されるため、カスケード制御方式が取られます。供給燃料ガスの組成変動などによる外乱を抑えたい場合には、ガス流量の制御の代わりに、ガス流量と発熱量から計算したトータル熱量を制御する方式が取られることもあります。ガスの発熱量は、カロリーメーターあるいは密度計から算出されます。また、バーナー元圧の最小値を保ち最小流量を確保するため、圧力制御信号とのオーバーライド方式が取られます。通常は、流量制御信号の方が大きくコントロール弁は流量制御されますが、流量が低下しバーナー元圧が落ちてくると圧力制御信号が大きくなり、流量制御信号に取って代わりません。

#### (b) 燃焼用空気の制御

強制通風の場合、燃料使用量が運転条件の変更などで変化した時、これに伴い燃焼用空気量も変化させる必要があります。この制御を一般に空燃比(空気と燃料の比率)制御といい、クロスリミット方式が良く取られます。

このクロスリミット方式は、炉に負荷変動が起こっても、空気量と燃料ガス量のアンバランスによる不完全燃焼、黒煙の発生を防止するものです。例えば、負荷が増加すると、ハイセレクターにより燃料からの信号よりも空気量信号が先行して空気の増量を指示し、その後で燃料が追従します。負荷が減少すると、ローセレクター信号が燃料使用量にリセットされ、燃料が減少した後に空気量が追従します。従って、常に空気量は多めに制御され、不完全燃焼が防止されます。

#### (c) 複数の加熱管の流量制御

加熱炉では通常複数の加熱管に分岐されて、炉内での加熱が行われます。一般的には、個々の加熱管の流量を同じになるように制御しますが、実際には加熱管の配置により受ける熱量が異なってしまいます。エチレンプラントの分解炉などのように、加熱管で分解などの反応を起こす場合には、特にこの違いが反応率の違いとなり、コーキング生成を含め問題となることがあります。

こうした場合には、各加熱管出口の温度が同じとなる様、各加熱管の流

量比率を変えるパスバランス制御が取られます。ある加熱管の出口温度が、平均値より大きい場合、そのパスの流量を増加させて出口温度を下げるように調節します。この時、トータルの流量を維持するため、他のパスの流量は減少させることになります。

#### 3.3.2.3 蒸留塔の制御

#### 3.3.2.4 反応プロセスの制御