

プロセス設計集中講義



東洋エンジニアリング株式会社
鈴木剛

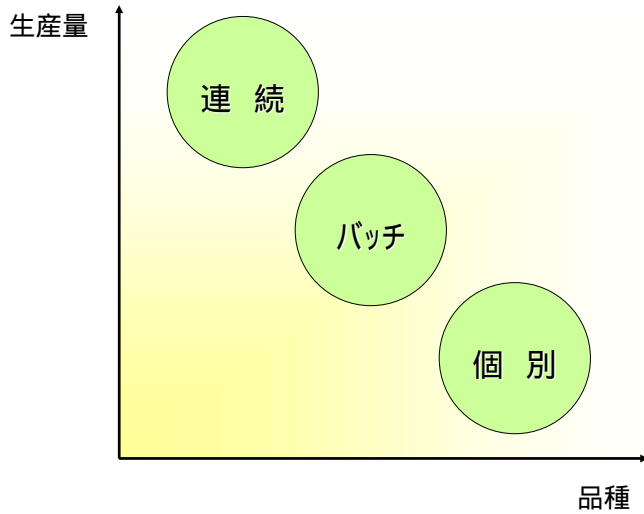
東洋エンジニアリング株式会社

プロセス設計集中講義

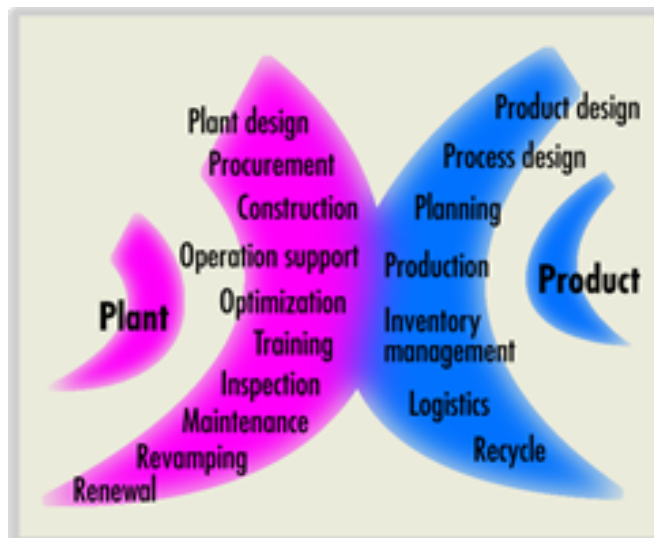
- | | |
|--------------------------|---|
| 1. はじめに | : 講義の目的 |
| 2. 製造業について | : 個別生産、バッチ、連続 |
| 3. プロセス設計の範囲 | : プラント設計
: RDから生産まで
: プロセスの記述方法 |
| 4. 蒸留塔の設計 | : 化工便覧を参照して説明 |
| 5. 石化プラントの概要 | : 石化プラントに含まれる設備
: 石化プラントの建設 |
| 6. プロセス設計の流れ | : ブロックフロー / 基本設計 / 詳細設計
: 用役と用役設備 |
| 7. プロセスシミュレーション(定常) | : Sequential, Equation Base |
| 8. プロセスの運転と制御 | : 制御の装置(操作端、検出端、制御機器)
: 制御系
: 安全確保のために(安全弁、遮断システム、ガス検地 等) |
| 9. 石油 / 石化コンプレックス | : 原料 / 製品のバランス(石油精製、エチレン、塩ビ··) |
| 10. プラントの経済評価 | : |
| 11. プロセスの例 | : エチレン、塩ビモノマー、液化ガス、スチーム系、冷凍系
: 基本プロセスフローと省エネルギー |
| 12. プロセスシミュレーション(ダイナミック) | : シミュレーションモデル
: トレーニングシミュレータとモデルの考慮点 |
| 13. プロセス設計演習について | |
| 14. おわりに | |



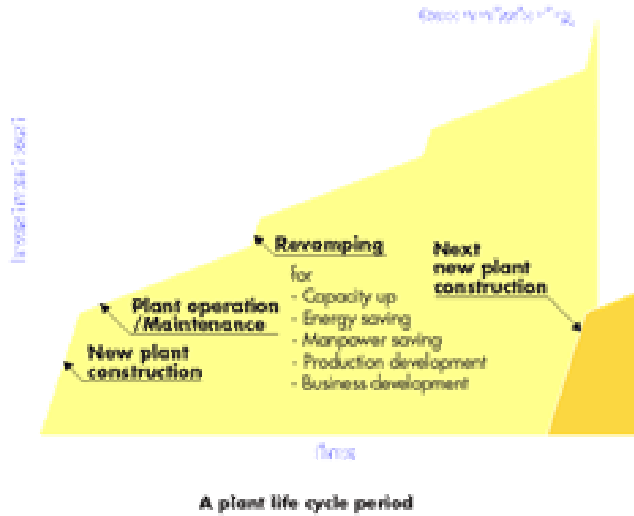
2. 製造業についてー生産・製造の形態(その1)



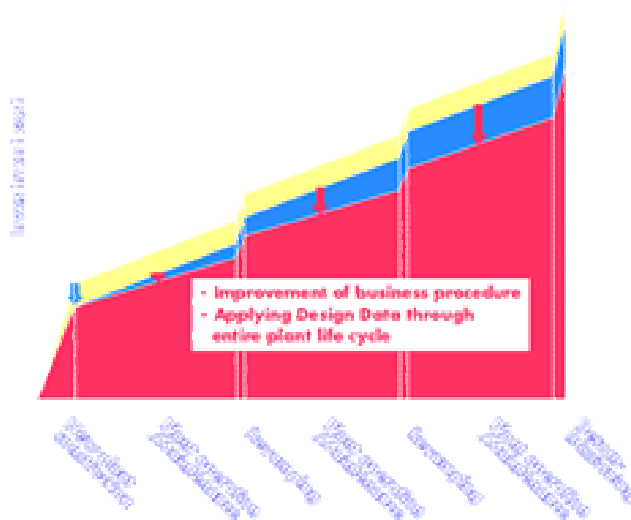
Plant & Product Life Cycle



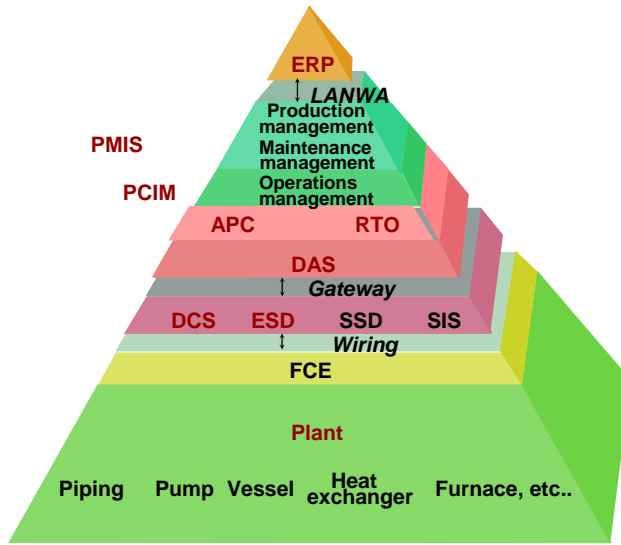
Total Cost of Ownership
through Plant Life Cycle



Improvement in
Production Phase



Overview of Information Technology

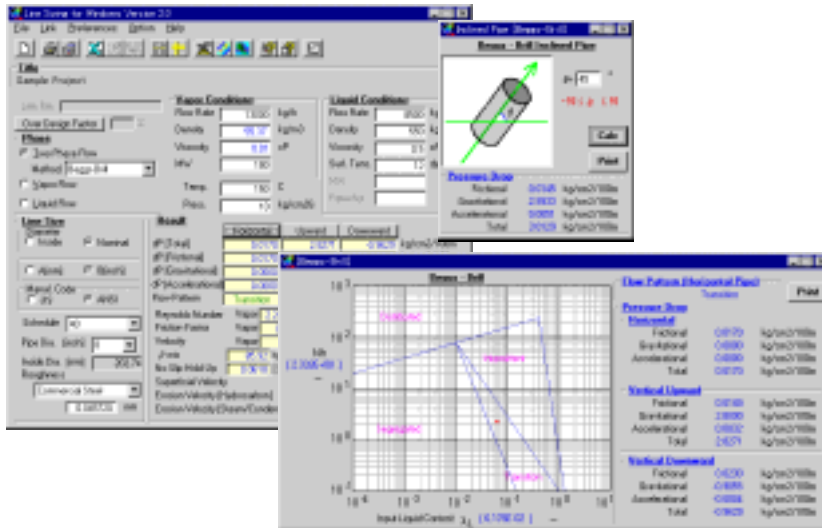


Integration of Planning & Scheduling

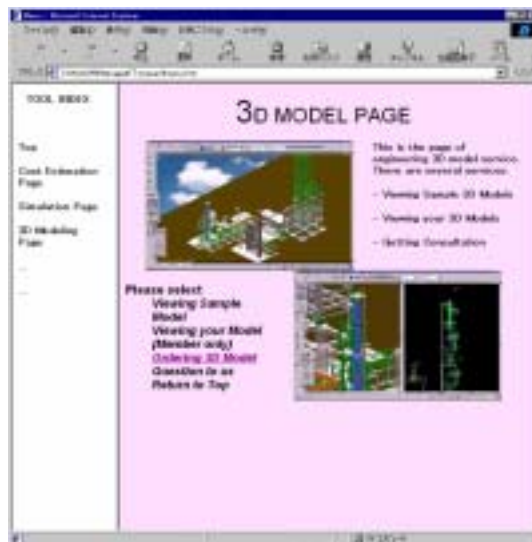
Region							Supply Plan (LP) ·Feed ·Refine ·Product
Refinery							Rolling Plan ·Monthly ·Quarterly
Area			Scheduling ·Oil Movement and Storage ·Process Unit ·Utility/Hydrogen				
Unit			OPT				
Loop		APC ·DCS ·MVC					
Equipment	Reg. Control						
	Second	Minute	Hour	Shift	Day	Week	Month Quarter

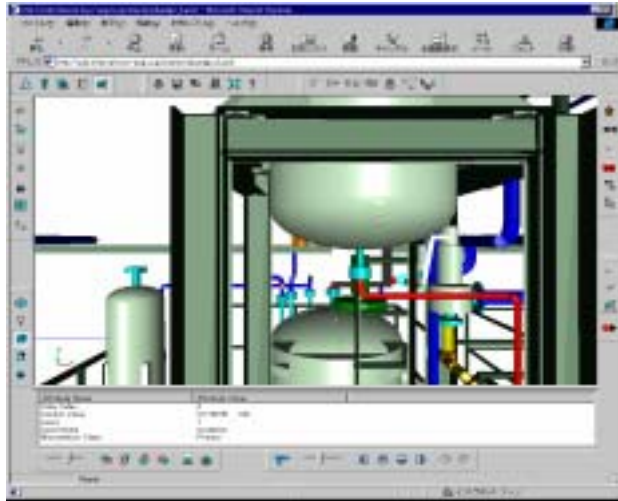


Pipeline Sizing Tool

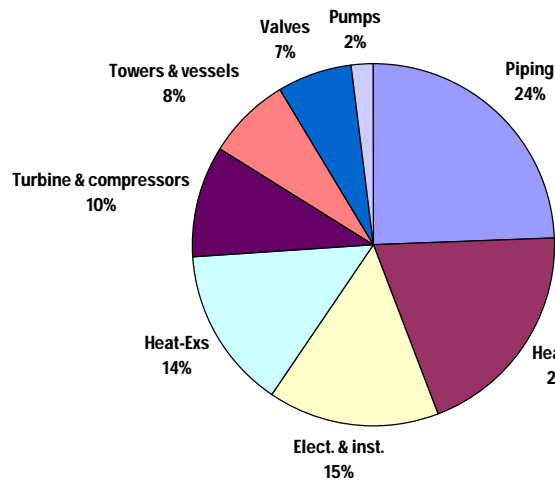
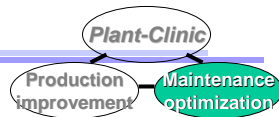


Sample Screen for 3D Model Service



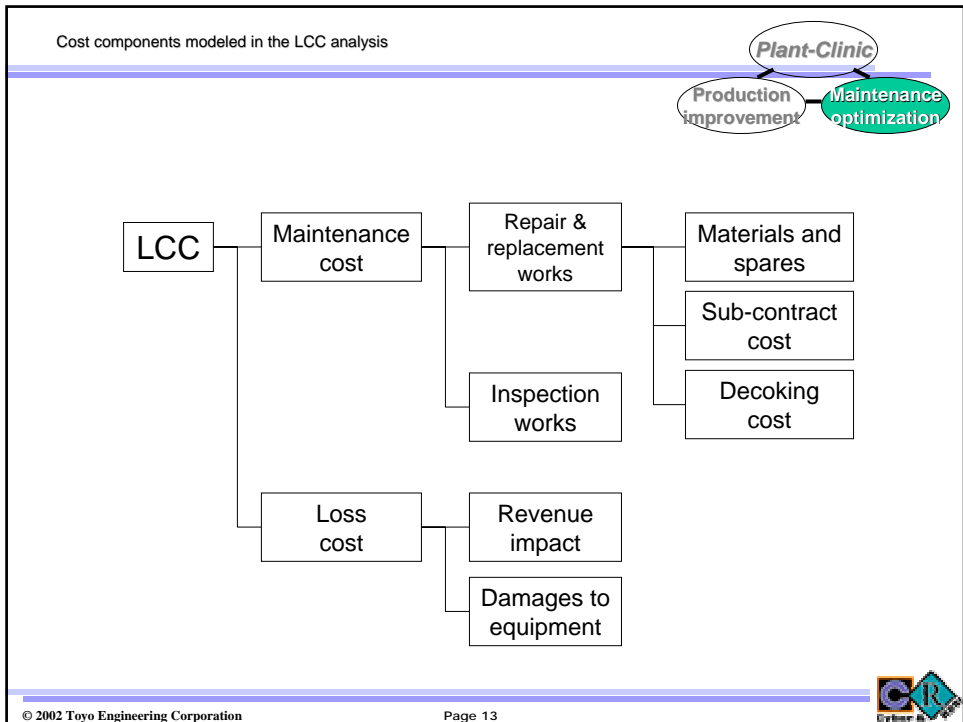
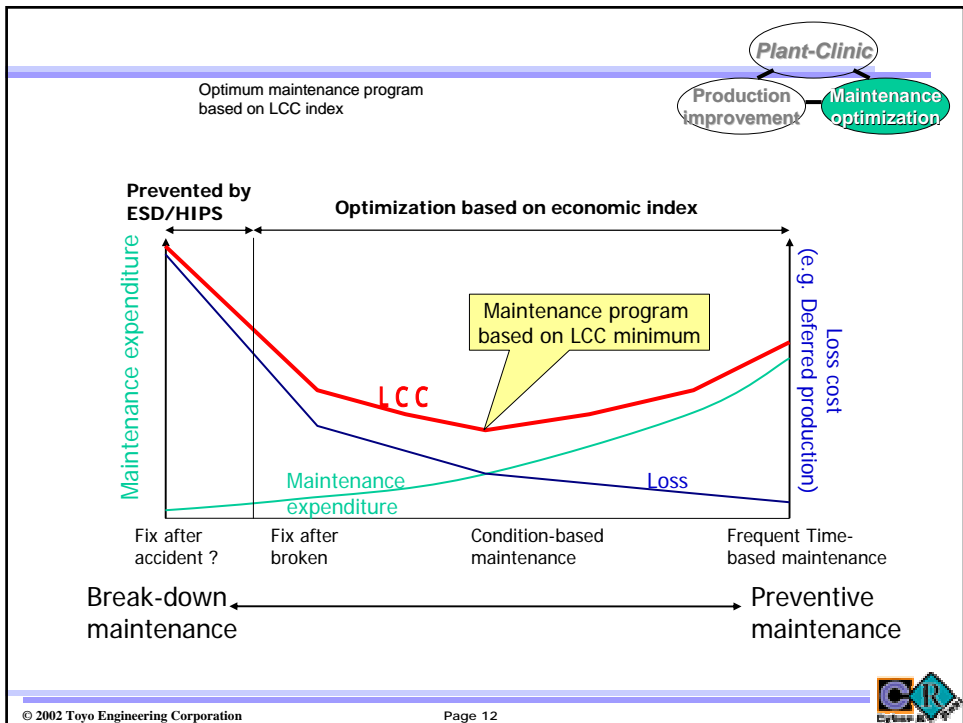


Annual maintenance & repair cost (including a turnaround)



An example from Ethylene Producer

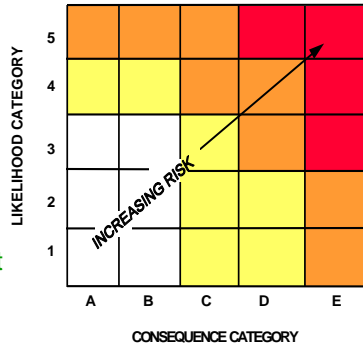






- **RBI (Risk Based Inspection) : plant risk assessment tool**
- similar methodology to API RBI

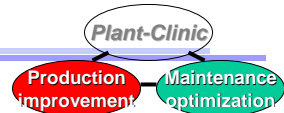
- For instance :
 - Static equipment & piping
 - Likelihood
 - Leakage by damage
 - Consequence
 - Flammable and toxic effect



- **Plant risk = likelihood x consequence**



On-line performance monitoring with MENTOR CM



Gas Turbine Diagnostics

RB211-24C

CHANGES

Fouling	Efficiency	Fouling	Efficiency	Power
LPC	LPC	HPC	HPC	
		Fouling	Efficiency	
		HPT	HPT	
		Efficiency	Efficiency	
		LPT	LPT	
		Efficiency	Efficiency	
		PT	PT	
		Fouling	Fouling	

- LP Compressor Inlet Pressure (1.00) Action - Check Seal Status
- LP Compressor Efficiency - Stage Unloaded (1.00) Action - Check Seal Status
- HP Compressor Fouling Status OK Action -
- HP Compressor HP Stage Unloaded (1.00) Action - Check (R027) Compressor at 100% RPM
- HP Turbine Fouling Status OK Action -
- HP Turbine Efficiency Status OK Action -
- LP Turbine Efficiency Status OK Action -
- PT Data Not Available
- PT Data Not Available
- PT Data Not Available
- PT Data Not Available

AX Train: A B AT Train: K101 K102 K103 K104

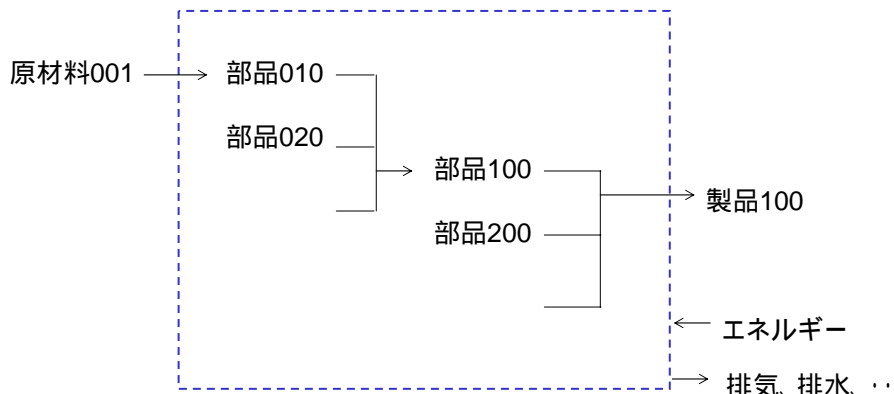


Appearance of sensor



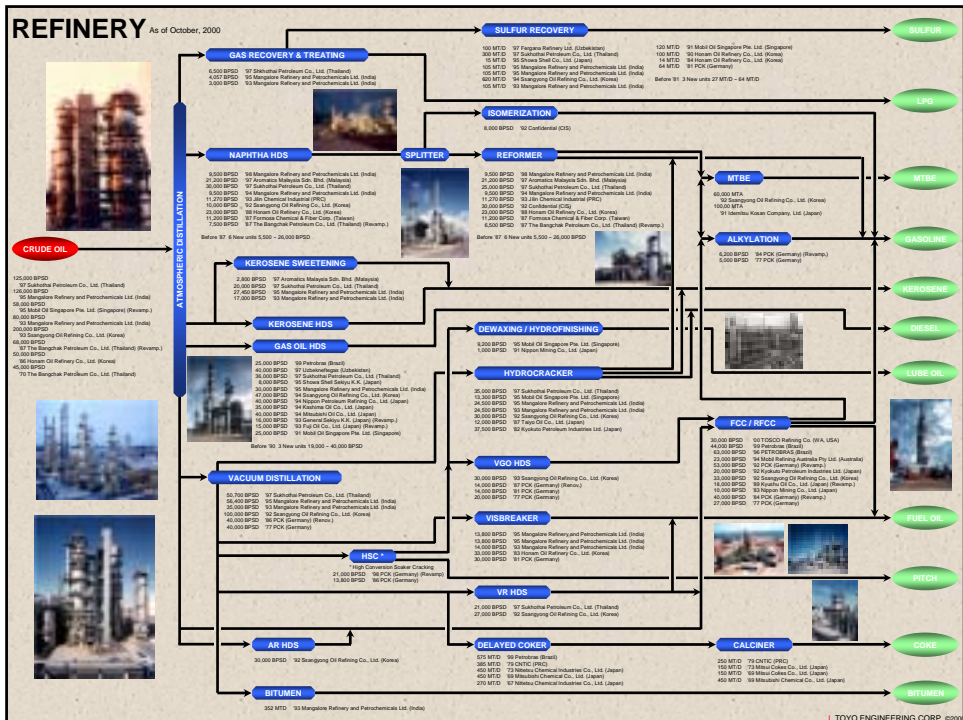
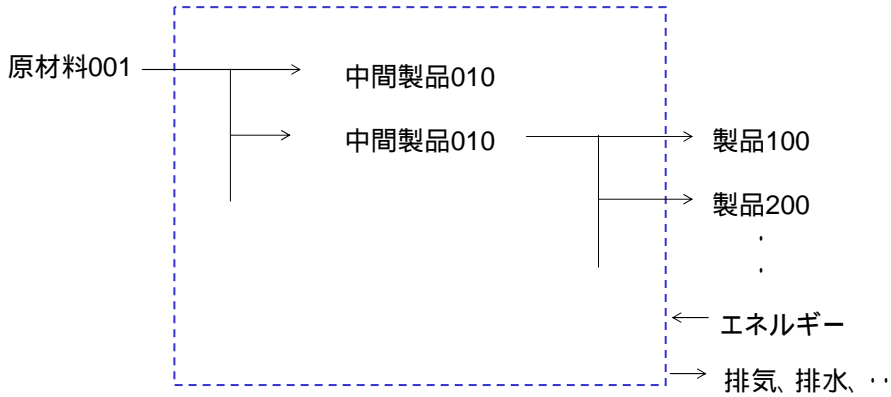
2. 製造業についてー生産・製造の形態(その2)

製造プロセス



2. 製造業についてー生産・製造の形態(その3)

製造プロセス

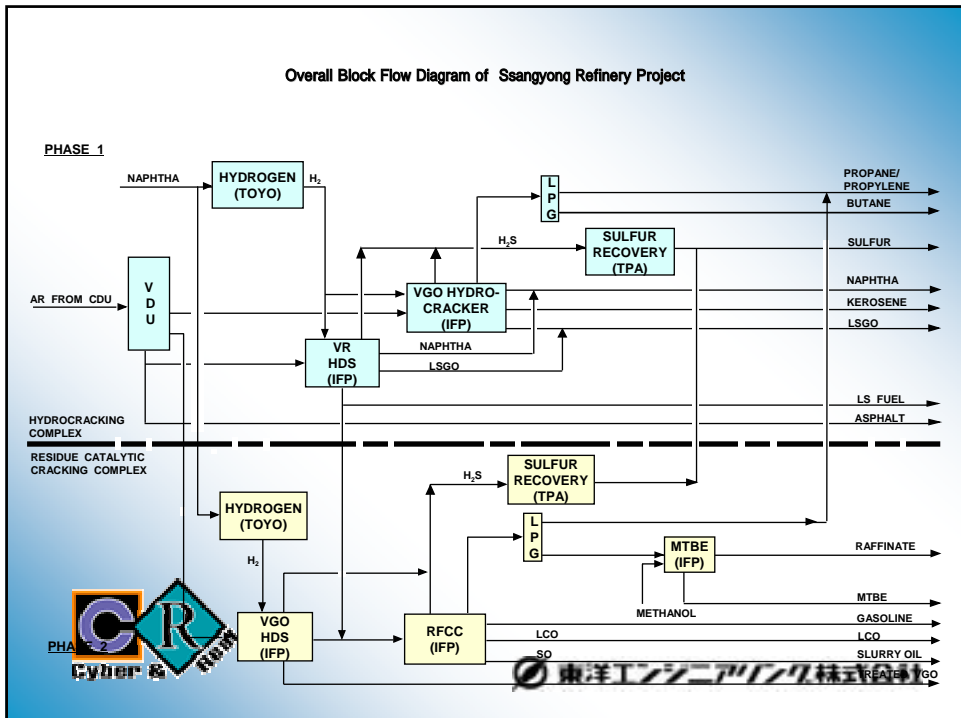


Ssangyong Refinery Project (Korea)

Plant 2



Overall Block Flow Diagram of Ssangyong Refinery Project



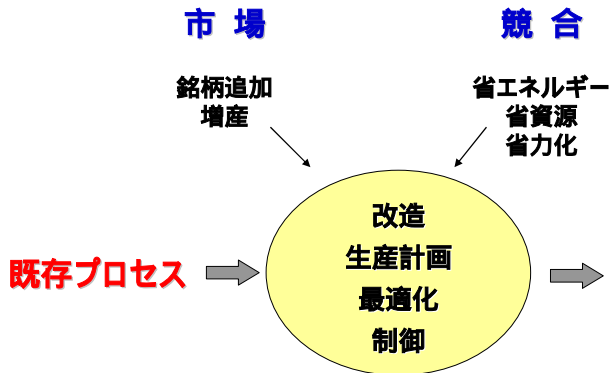
Plant 1



Plant 2

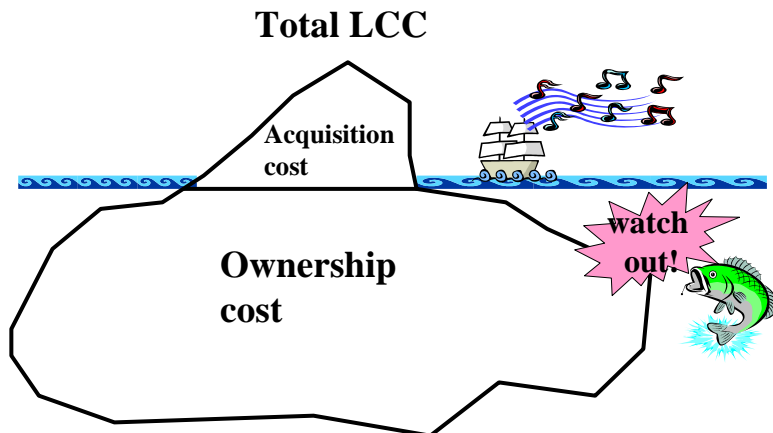


6. プロセス設計の流れ - 既存プロセスの変更

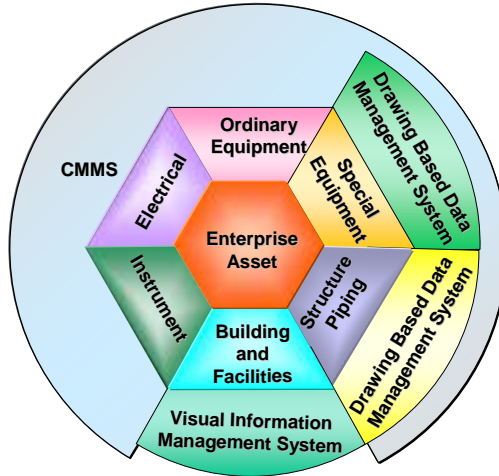


Background

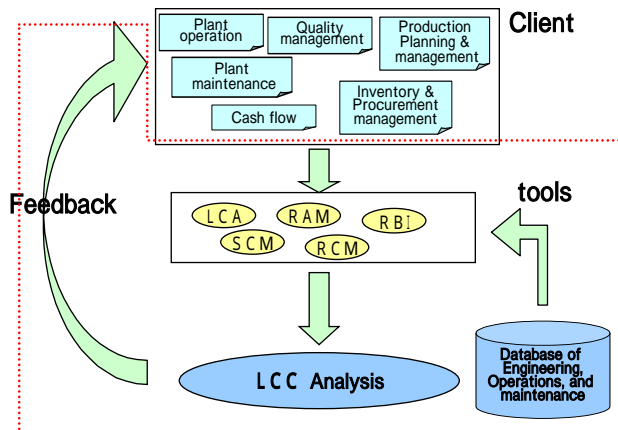
- Ownership cost > Acquisition cost !



Asset Classification

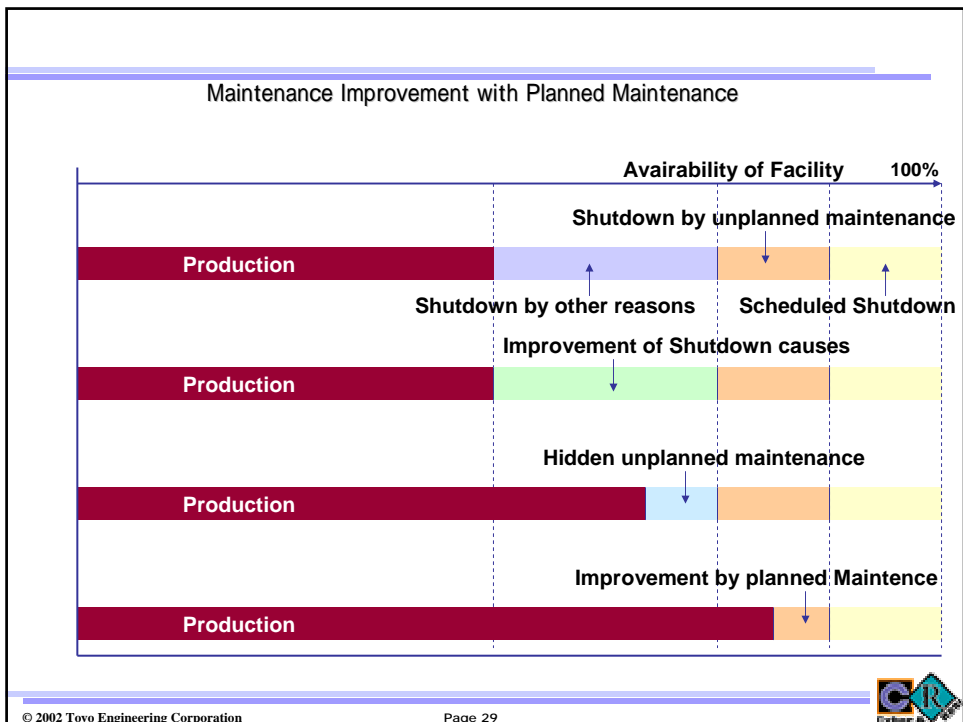
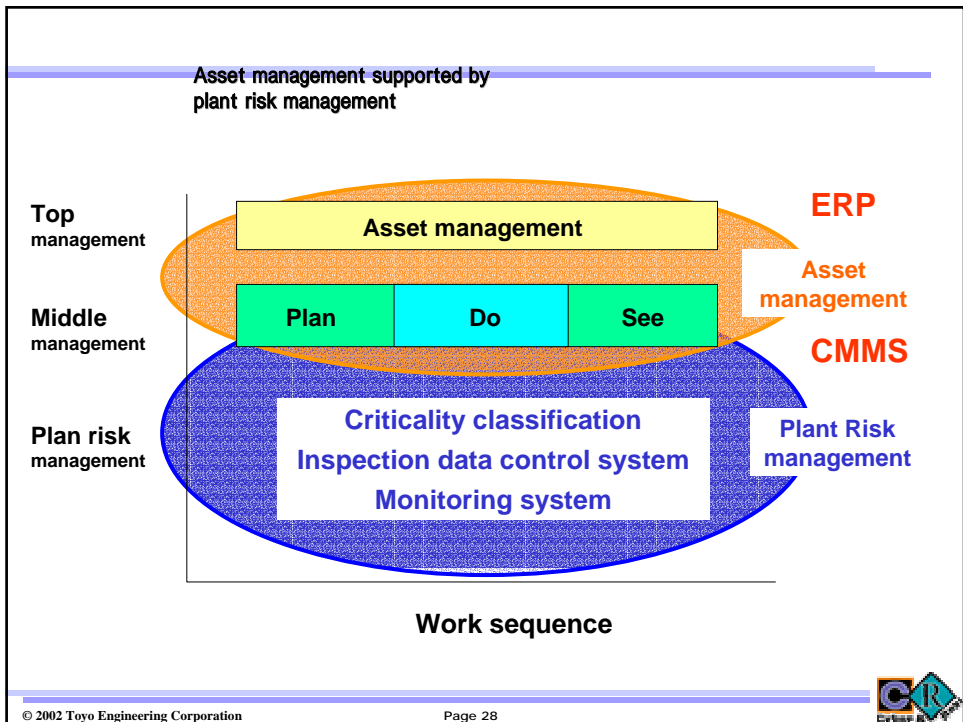


Improvement of business processes

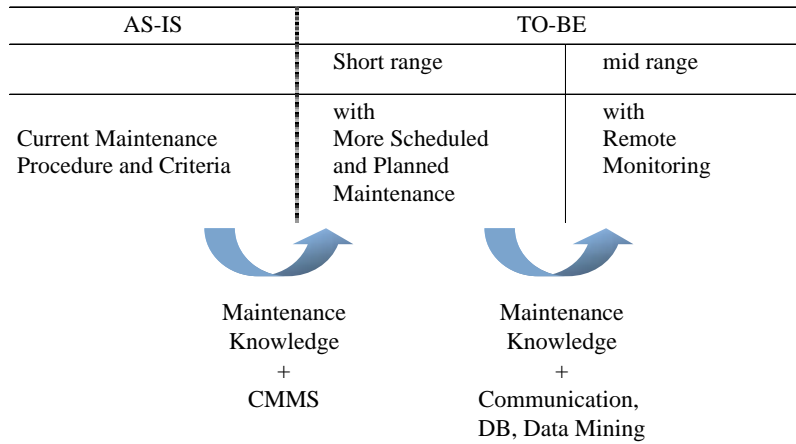


LCA: Life cycle assessment
 RAM: Reliability availability maintainability
 RBI: Risk based inspection
 RCM: Reliability centered maintenance
 SCM: Supply chain management



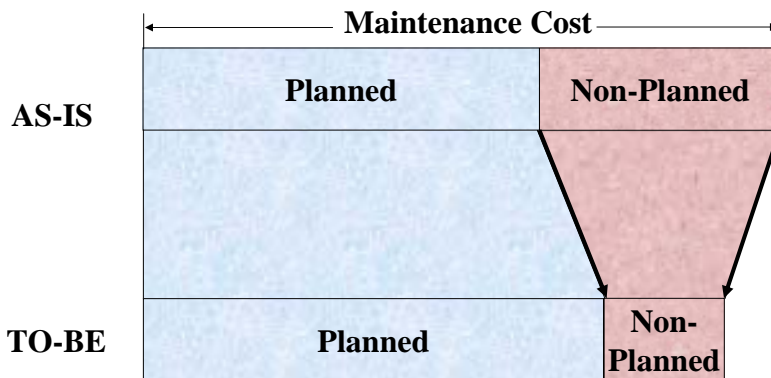


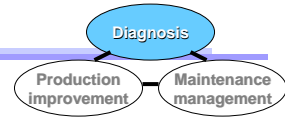
Maintenance TO-BE 2/2



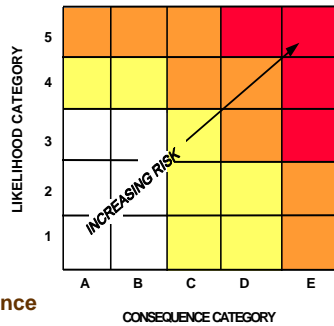
Maintenance TO-BE 1/2

Control and Plan “Maintenance Activities”





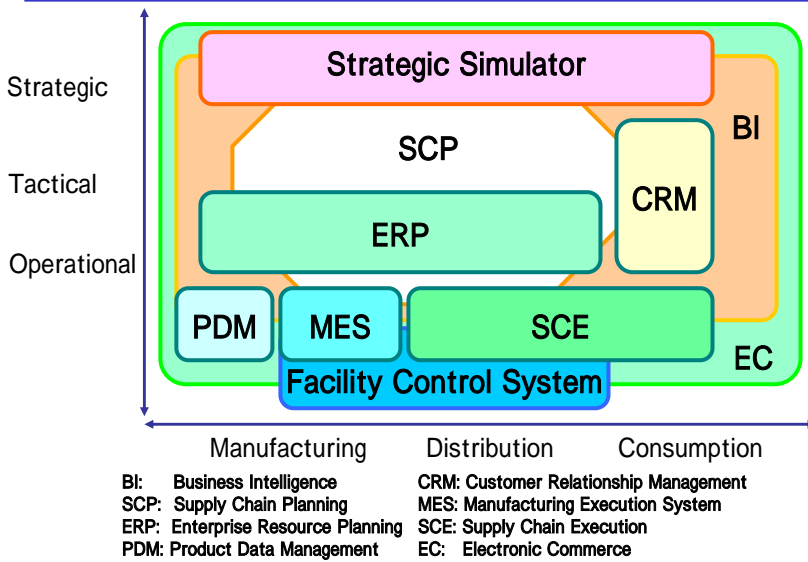
- **RBI (Risk Based Inspection):**
 - similar methodology to API RBI for inspection planning
 - based on risk assessment
 - **plant risk assessment**
 - assessment for
 - static equipment
 - & piping
 - consequence on
 - flammable and toxic
- **Plant risk = likelihood x consequence**



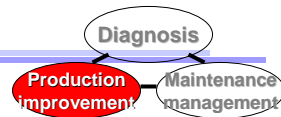
1. Data Management
2. Operation Data to Information
3. Data Acquisition and PIMS / MES
4. Network in Plant-area
5. Oil-Movement-System, Offsite-Automation-System
6. Design and Implementation Schedule



Overall Structure of Enterprise IT



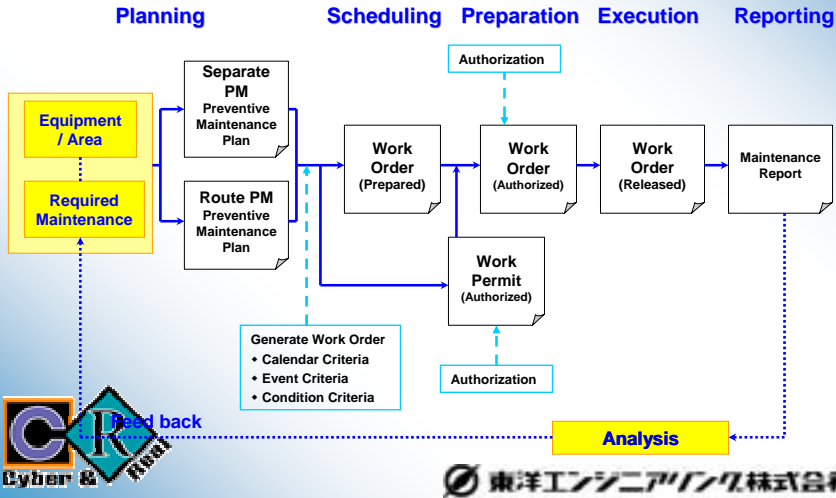
Integration of Planning & Scheduling



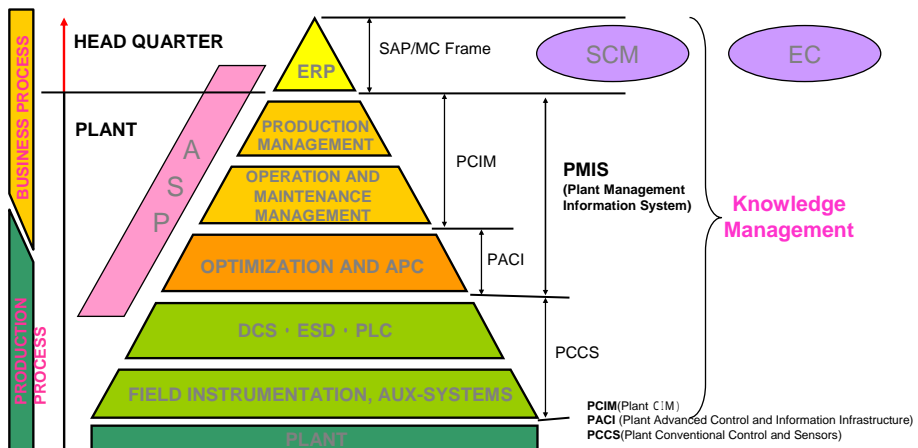
Region						Supply Plan (LP) ·Feed ·Refine ·Product
Refinery						Rolling Plan ·Monthly ·Quarterly
Area			Scheduling ·Oil Movement and Storage ·Process Unit ·Utility/Hydrogen			
Unit			OPT			
Loop		APC ·DCS ·MVC				
Equipment	Reg. Control					
	Second	Minute	Hour	Shift	Day	Week Month Quarter



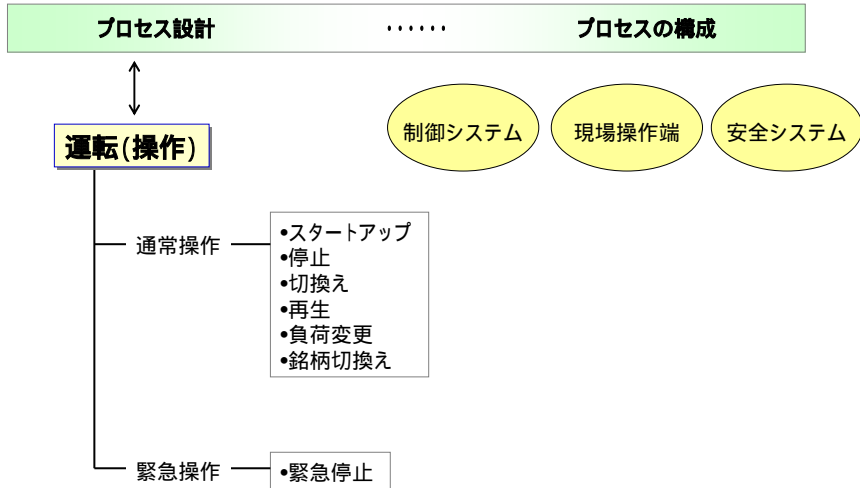
Preventive Maintenance Cycle



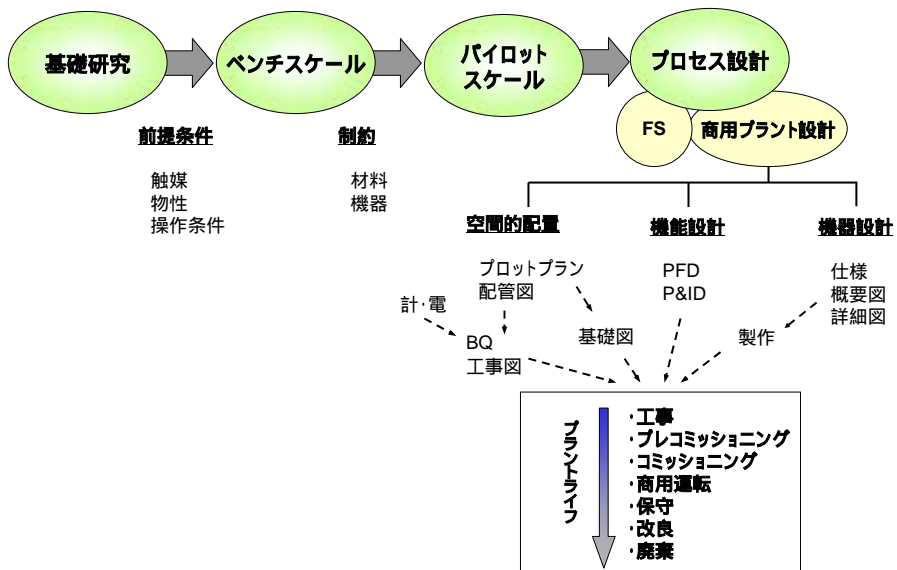
Total Support for Management Process



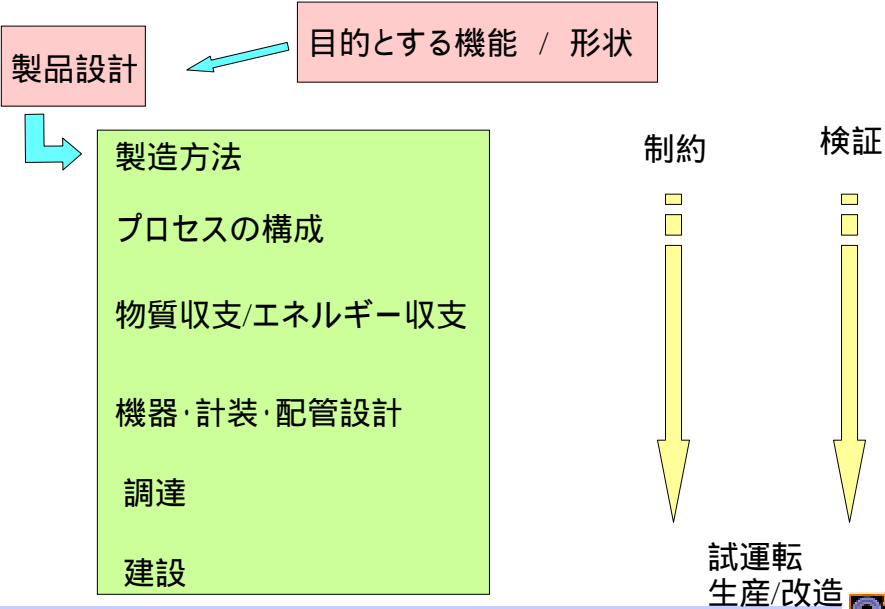
プラントの設計と運転



6. プロセス設計の流れ

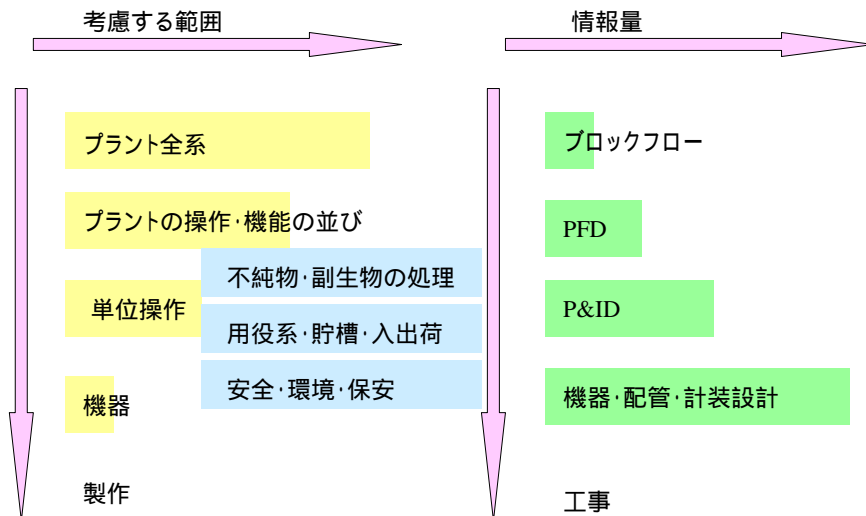


プロセス設計



設計の段階と詳細さ

設計の情報量は、下流になるほど増加する

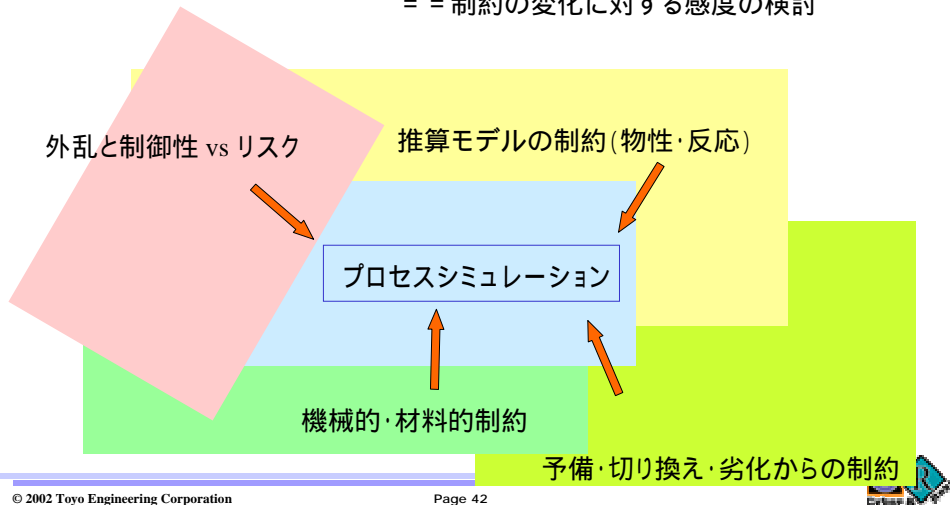


プロセス設計と制約

制約があるので、

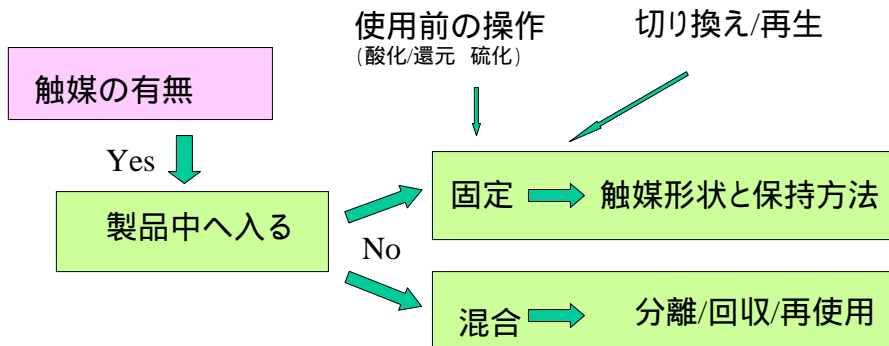
= = 制約を前提とした検討

= = 制約の変化に対する感度の検討

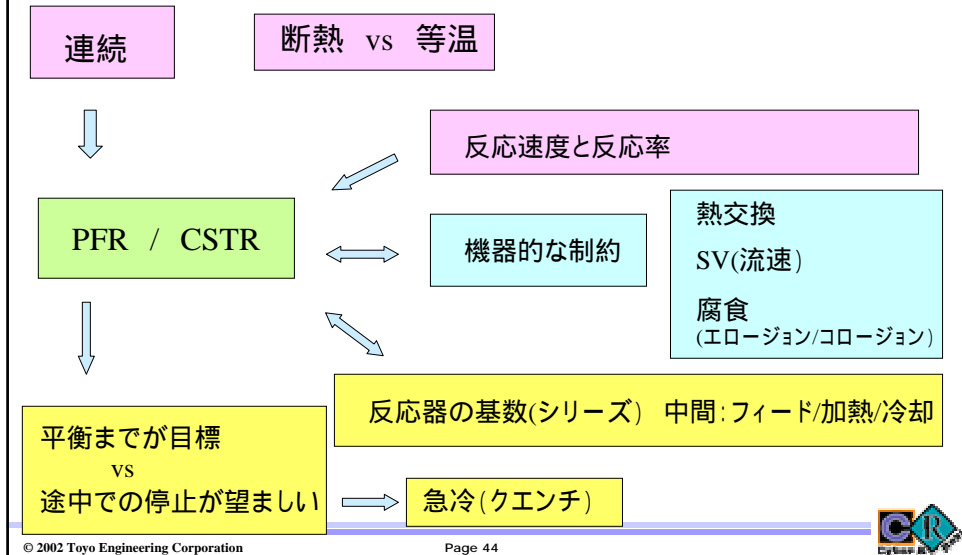


反応器

触媒



反応器 形式



反応器

プロセス設計上の考慮事項

触媒の活性の低下 SORとEOR

ガードの反応器

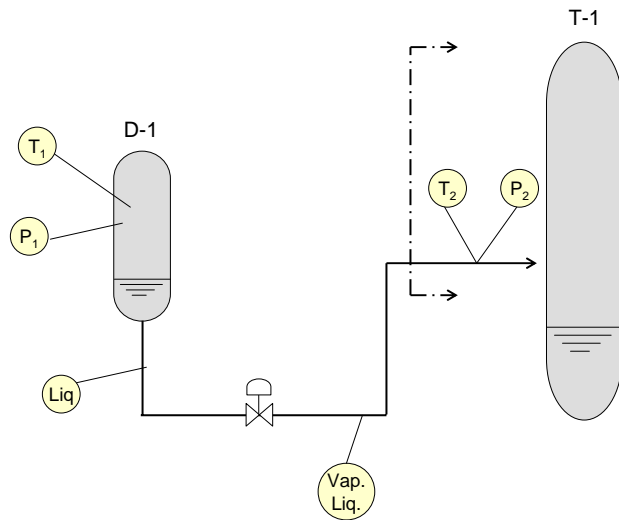
予備反応器

反応と他の操作の組み合わせ
(反応蒸留 等)

触媒毒

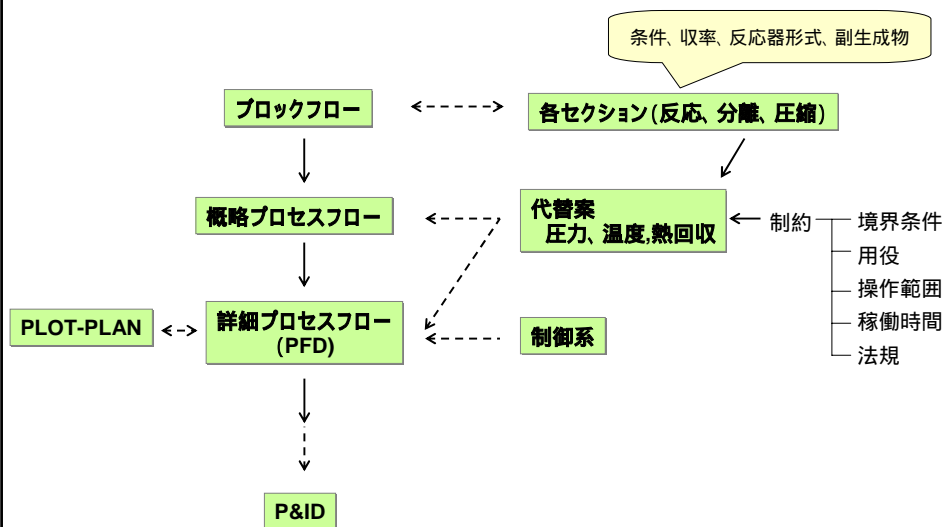
副生成物質

7. プロセスシミュレーション(定常)－アドバイス

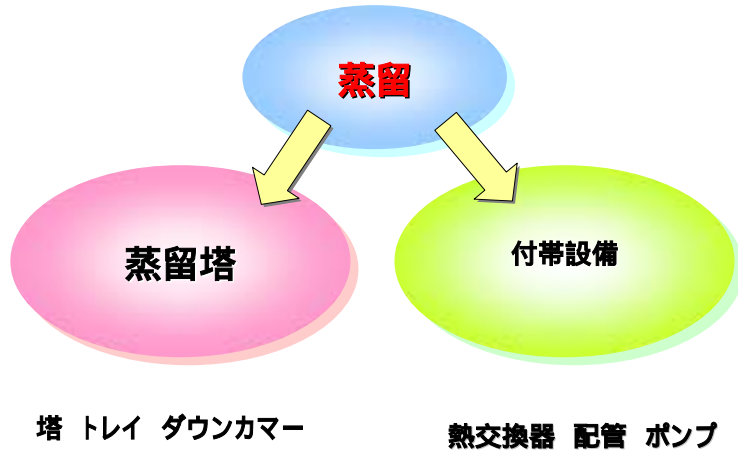


T,P指定 気液平衡の計算 エンタルピーの計算 T-1の計算

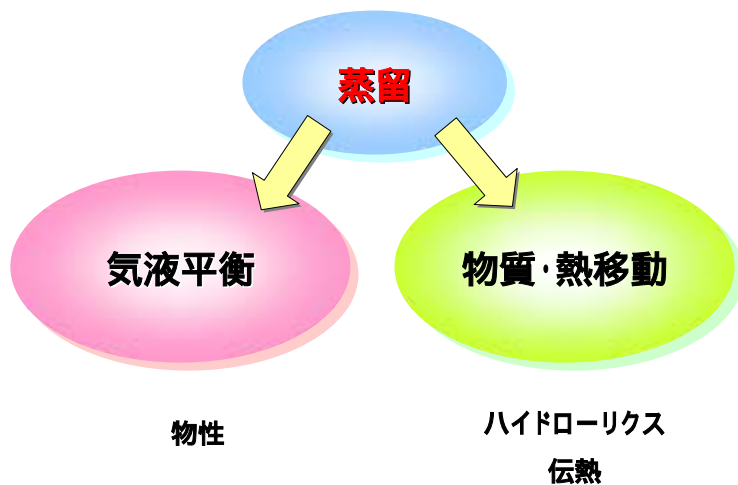
7. プロセスシミュレーション(定常) - 考慮点



蒸留塔関係の設計手法の進歩について

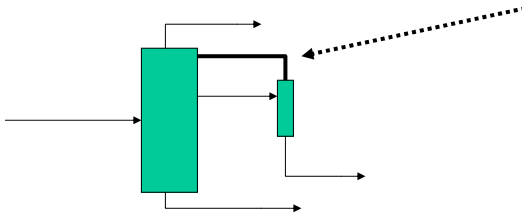


蒸留塔のモデル



収束計算

- **トレイ**
- 気液平衡段：理論段：K-Valueによる計算と塔効率
- 収束性の改善 初期値の問題 塔内気液流量の不連続変化への対応
- 複合塔の同時解法：サイドストリッパー：リサイクルストリームの削減



- Dynamic-Simulationによる取り扱い

蒸留塔の計算

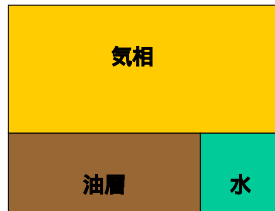
- **Steady-state計算**
- 収束法と初期値（変更されるので最終的には問題ない）
- 気液平衡 VLE, VLLE, 電解質・・・
- 塔効率（段効率）

- **Dynamic計算**
- 計算方法、収束法
- 初期値トレイ内の値（組成と量）
- Efficiency と tray上のvolumeと効率分少ないトレイ

- **Steady-stateとDynamicの変換**

物性

- **気液平衡物性:**
- * 水の取り扱い(分圧補正 VLL)
- * 臨界点付近の計算収束性



物性

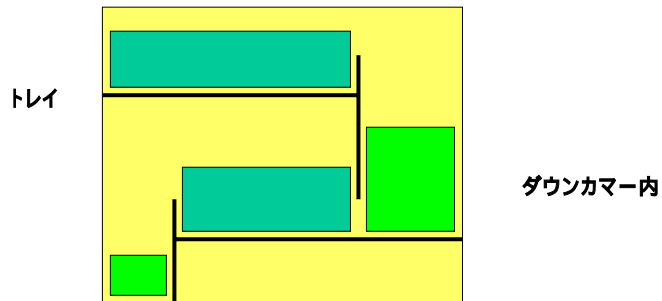
- **気液平衡物性:**
- 理想気体
- 状態方程式(物質ごとの定数)、状態方程式(一般化)
- * バイナリーパラメータ
- 活量係数(気相の圧力補正)、グループ寄与
- * 水の取り扱い(分圧補正 VLL)
- * 臨界点付近の計算収束性

- **エンタルピー:**
- 基準状態のエンタルピーと圧力補正と潜熱、混合則

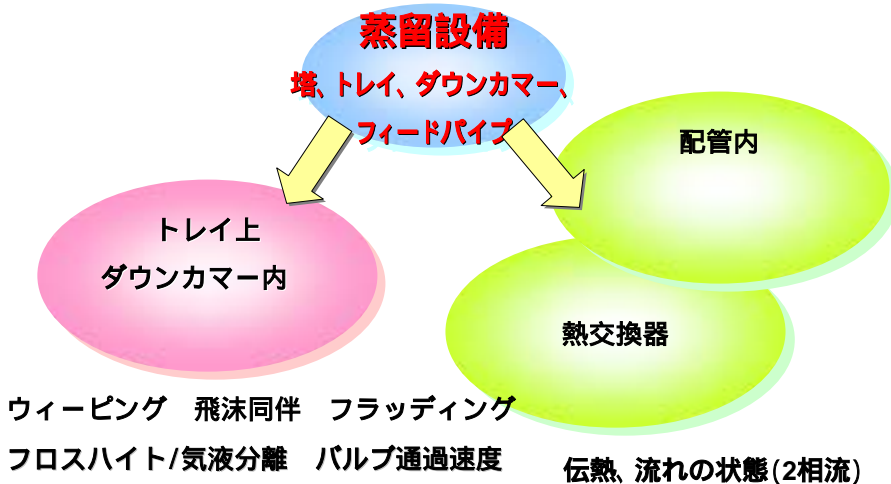
- **輸送物性**

トレイハイドロリクス

- トレイ上の液の流れ: 圧力バランス



塔内の流れ ハイドロリクス



気液接触

- **トレイ:**
 - バブルキャップ、シーブ、バルブ、
 - MD(flow-pass-lengthの短いトレイ) や
 - Flexi/Ultra-Frac/VST)
 - Hi-Gee
- **充填物**
 - Packing Random / Structured
 - HETPへの集約 非平衡モデル(速度論的なモデル)



流れについて

- **圧力差と流量**
 - 低速度域 塔内 : 液相 気相
 - 高速(音速): 気相 安全弁や制御弁 フレアー配管内
- **Dynamic-Simulation**
 - 集中定数系 vs 分布定数系(特性曲線法)
- **CFD 流れ解析**



効率

- **塔効率**
- 塔効率 吸収や反応での効率の低さ
 - (10%をどう考えるか)
- **段効率**
- トレイ上の流動と気液接触のモデル
- バルブからの蒸気の流れ(速度と接触状態)
- フローパス長の短いトレイの登場
- Dynamic-Simulationによる取り扱い

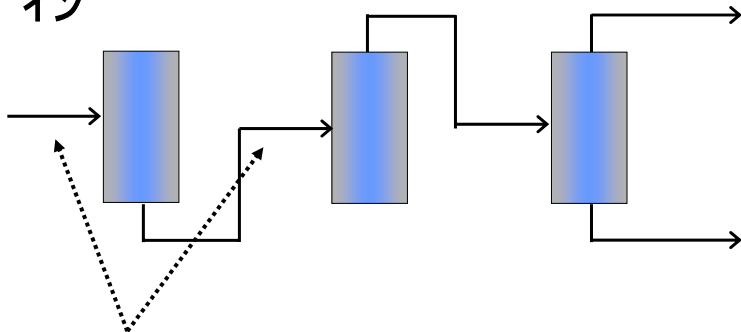


熱交換器

- **コンデンサー**
- **リボイラー**
- 顕熱領域と蒸発(沸騰)領域
- 自然循環(気化率と圧力バランス)



- **単層流 と 2相流** : リボイラー、フィードライン



フローパターン、配管角度と液スリップ

蒸留塔のモデルについて

- **定常解析**
- **気液平衡:**
 - 物質の構造からの関連も含めて進展している。
- **塔内の圧力・流量バランス:**
 - トレイの形式に合わせて実験的に進展している。
 - 充填塔も同様である。
 - しかし、効率に関しては気液接触の現象と合わせた方法は未だ用いられていない。

蒸留塔のモデルについて

- **動解析**
- **トレイ:**
 - 気液平衡段を用いる方法がまだ主流である。
- **塔内の圧力・流量バランス:**
 - 塔内ホールドアップについてもモデルは簡易的である。

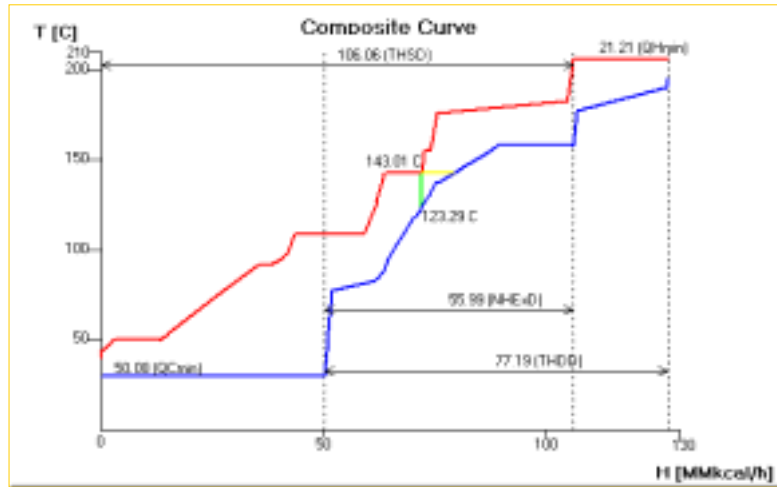
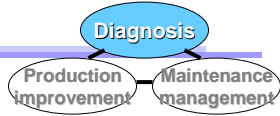


蒸留塔のモデルについて

- **熱交換器** マクロ的ではあるが、
- **伝熱:**
 - 熱交換器のモデルは進展している。
- **流れの状態:**
 - 2相流等の計算値が現実的になってきている。
 - 熱交換器内 流量・圧力損失・伝熱が設計面からは進展している。

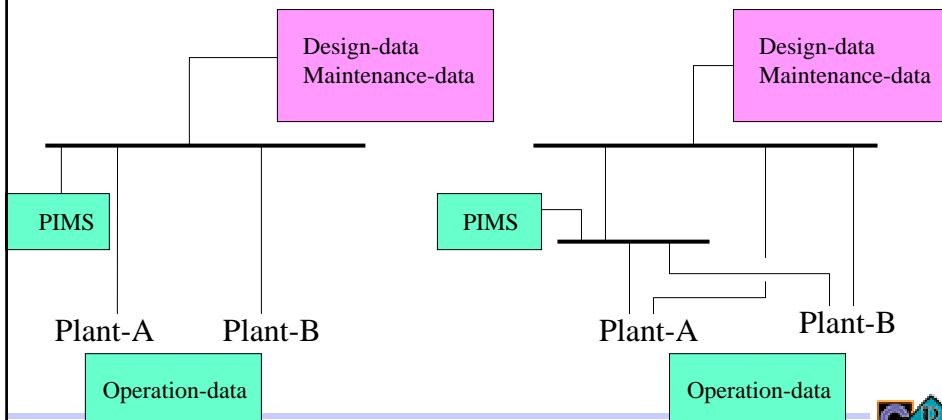


Analysis of heat integration



Network Configuration

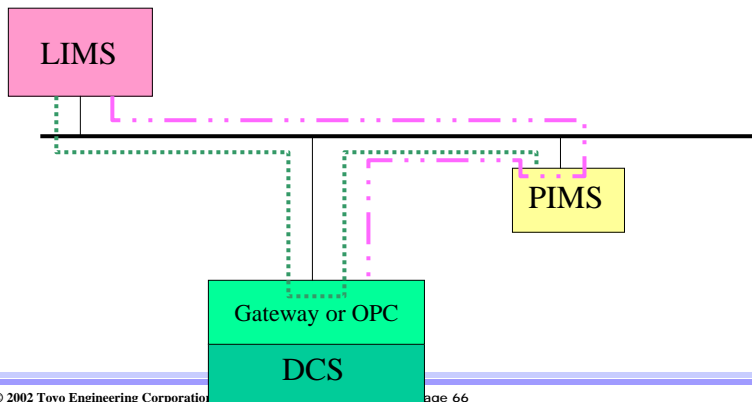
1. Refinery area wide network vs plant network
2. Data communication speed and security



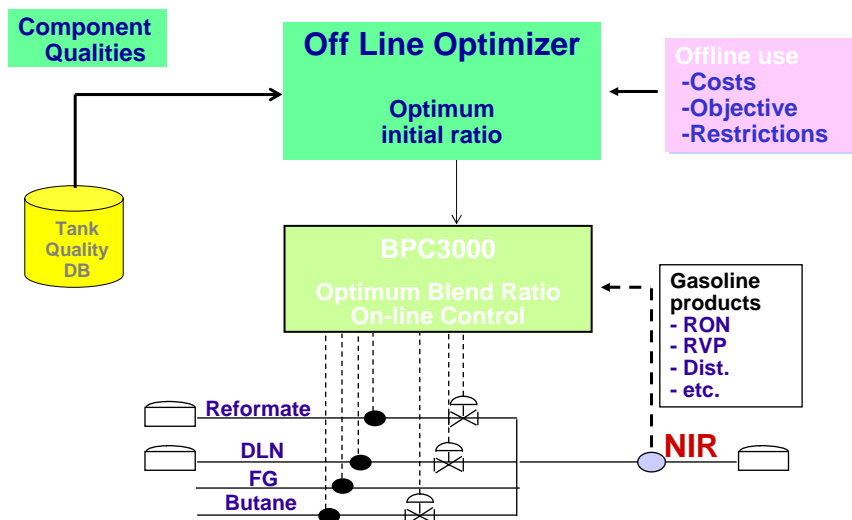
Data Communication

Example with LIMS

1. Through DCS vs Through PIMS
2. Data utilization and security



Offline Optimizer



Examples of Instrument and Control Systems
related to Refinery Operations

Actual Examples of Control System
for Typical Unit Operation

1. Distillation Column Control
2. Compressor Control
3. Boiler Control



東洋エンジニアリング株式会社

気液平衡推算モデルとシミュレーション結果

操作条件

還流比 : 0.504

缶出液流量
: 142.3 kmol/h

留出液

推算モデル	NRTL	Antoine
流量 [kmol/h]	228.6	228.6
MTBE 組成 [mol %]	0.06	7.92

Feed

流量 [kmol/h]	371.9
MTBE 組成 [mol %]	38.16

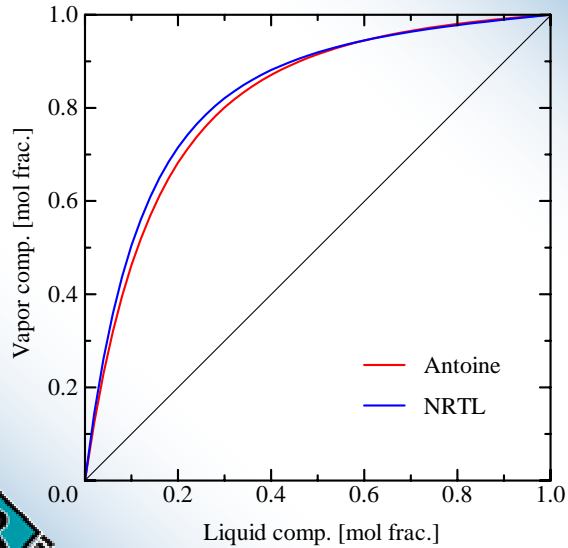
製品MTBE

推算モデル	NRTL	Antoine
流量 [kmol/h]	142.3	142.3
MTBE 組成 [mol %]	99.40	86.73



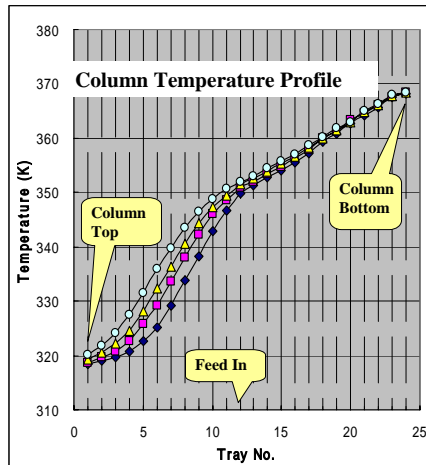
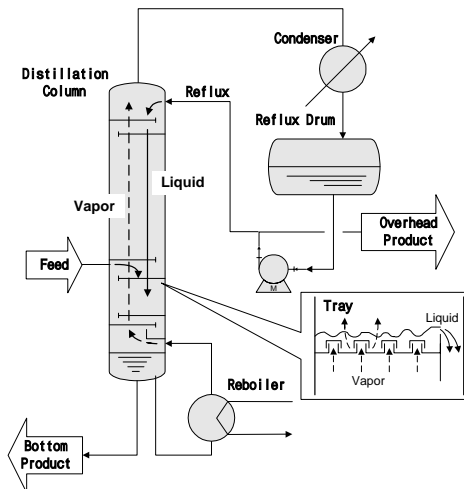
東洋エンジニアリング株式会社

推定モデルによる気液平衡関係の違い

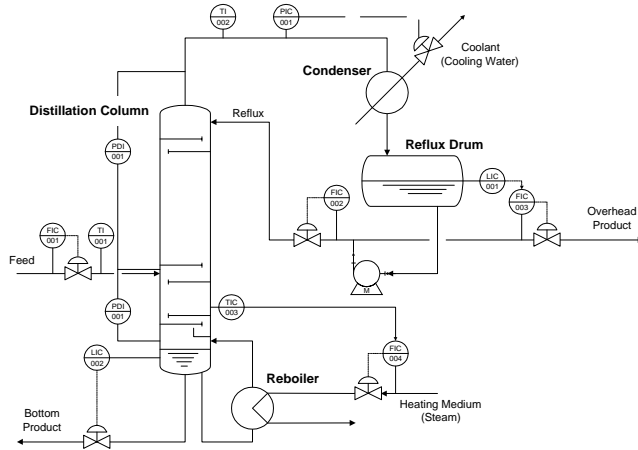


MTBE - i-Butene 系 相平衡関係 (1気圧) 株式会社

Distillation Column: Principle of Distillation



Distillation Column: Typical Control Scheme



Distillation Column:

Control Variables / Manipulated Variables

	Controlled Variables	Manipulated Variables
Feed	Feed Flow	Feed Flow CV
Condenser	Column Pressure	Condenser Coolant Flow CV Condenser Bypass CV
Reflux Drum	Reflux Drum Level Overhead Product Composition	Overhead Product Flow CV Reflux Flow CV
Reboiler	Bottom Product Composition	Reboiler Heating Medium Flow CV
Column Bottom	Bottom Level	Bottom Product Flow CV

CV : Control Valve

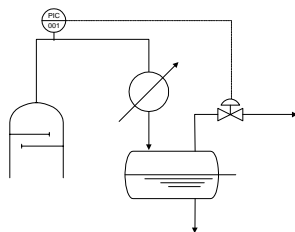


- **Boiling Point is the Function of Pressure**
 - maintain column pressure constant for stable operation
- **Pressure Control**
 - **Case-A: Partial Condensation**
 - Overhead Product including non-condensing component
 - **Case-B: Total Condensation**
 - Overhead Product without non-condensing component

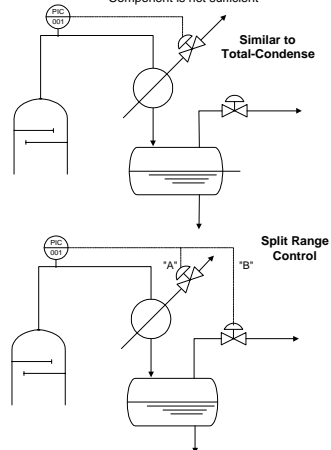


Distillation Column:
Pressure Control-1 / Partial Condensation Case

Case A1 Sufficient amount of Non-Condensing Component exists

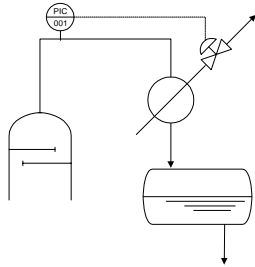


Case A2 The amount of Non-Condensing Component is not sufficient



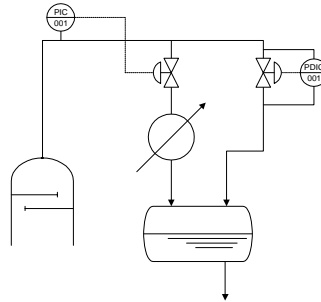
Distillation Column:
Pressure Control-2 / Total Condensation Case

Case B1



**Condenser Coolant (Cooling Water)
Flow Control**

Case B2

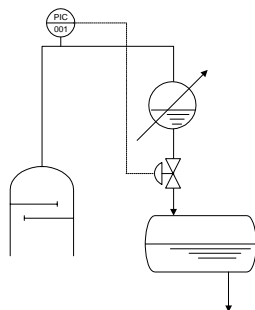


**Overhead Gas to Condenser
Flow Control**



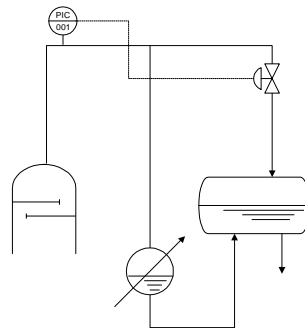
Distillation Column:
Pressure Control-2 / Total Condensation Case

Case B3



**Condenser
Condensing Liquid Level Control**

Case B4



**Condenser Hot Gas Bypass Control
(Flood-back Control)**



Distillation Column:
Pressure Control-2 / Total Condensation Case

	Type	Control Method	Remark
B1	Coolant Flow Control	Condense amount (Qc) is controlled by Coolant flow	<ul style="list-style-type: none"> • Indirect and slow response • CW Temp. (Disturbance) • Low Load (fouling)
B2	Overhead Gas Flow Control	Direct Control of Overhead Gas	<ul style="list-style-type: none"> • Air-fin Cooler • Big valve size (Butterfly valve) • Column Press. Increase
B3	Condenser Level Control	Qc is controlled by effective heat transfer area	<ul style="list-style-type: none"> • Indirect and slow response • Small valve
B4	Hotgas Bypass Control	Condenser is located lower than Reflux drum. Increase of Hot bypass the drum level increase Condense level increase	<ul style="list-style-type: none"> • Sub-cool at the Condenser Exit • Quick Response • Condenser will be installed at the ground level



Distillation Column: Composition Control

- **Distillation Column Type - 1**
(Product composition is pure)
 - **Super Fractionator**
(Ex. Propylene Fractionator)
 - Accurate Composition Control is difficult by TIC
 - Utilize on-line Analyzer
 - **Stripper**
 - Stripping minor impurities
 - Accurate Composition Control is difficult by TIC
 - L/V ratio control
- **Distillation Column Type-2**
(Product consists of wide variety of B.P components)
 - **Temperature Control**
 - **Temperature Control**
 - Cascade Control
 - (Reflux or Reboiler)
 - Control Loop interaction
 - Location of Thermometer (sensitivity)
 - Delta-Temperature
 - Pressure Compensation
 - **On-line Analyzer**
 - + **Inferential Control**
 - Expensive, Delay of analysis, Reliability



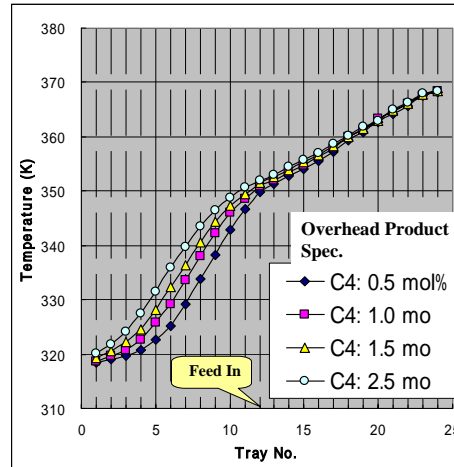
Distillation Column:
Temperature Profile (Depropaniser)

• Feed

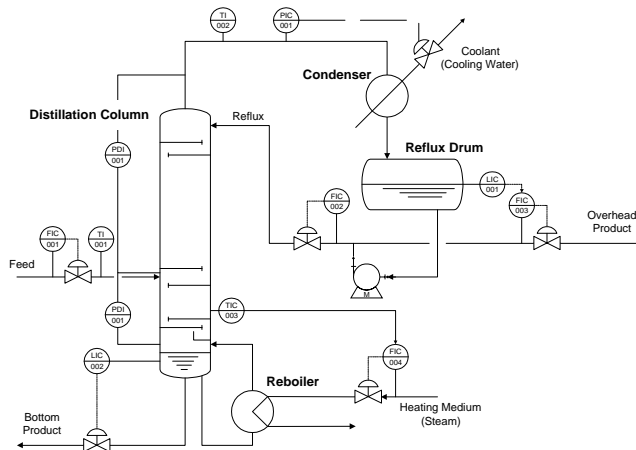
- Temp. : 345.2 K
- Press. : 1.6 MPa
- Flow 400 kmol/hr
 - C2 0.6 (kmol/hr)
 - C3 111.1
 - I-C4 94.4
 - n-C4 189.5
 - I-C5 1.8
 - n-C5 2.6

• Product

- Overhead C4 1.0 mol%
- Bottom C3 3.0 mol%



Distillation Column: Typical Control Scheme

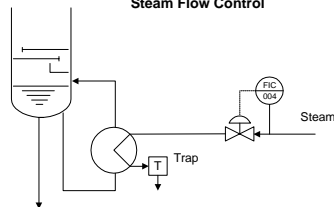


Type	Typical Analysis Frequency	Application
Gas Chromatograph	5 – 30 min.	widely used
IR	continuous	C3H8 in Propylene Fractionator (Ethylene Plant)
Mass spectrometer	1 – 3 min.	H2, N2, CH4, CO2 etc. (NH3 Plant)
NIR	< 1 min.	Octane Number etc. (Refinery Plant)
Density Meter	continuous	Naphtha, Gas Oil etc. (Refinery Plant)
ASTM Distillation	30 min.	Naphtha, Gas Oil etc. (Refinery Plant)



Case A

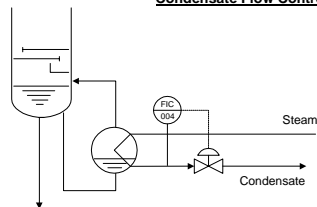
Steam Flow Control



1. Higher Bottom Temp. Case
2. Manipulate Condensing Pressure (Temp.)
3. Rapid Response
4. Valve Size :Big

Case B

Condensate Flow Control



1. Lower Bottom Temp. Case
2. Manipulate Condensate Liquid Level (effective heat transfer area)
3. Slow Response
4. Valve Size :Small
5. Higher Condensing Pressure
--> Maximum Qr



Distillation Column:
Level Control-1 (Pairing of CV & MV)

	CV			
MV	Case-1	Case-2	Case-3	Case-4
Bottom Product Flow	Bottom Level	Bottom Level	Bottom Comp.	Bottom Comp.
Reboiler Qb (Steam Flow)	Bottom Comp.	Bottom Comp.	Bottom Level	Bottom Level
Overhead Product Flow	Reflux Drum Level	Fix	Reflux Drum Level	Fix
Reflux Flow	Fix	Reflux Drum Level	Fix	Reflux Drum Level

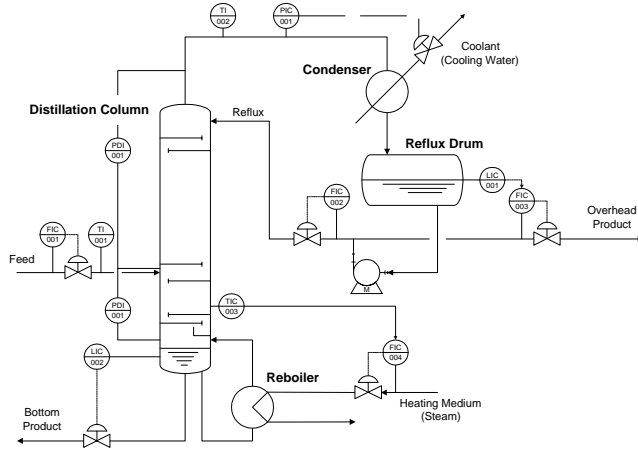


Distillation Column:
Level Control-2 (Pairing of CV & MV)

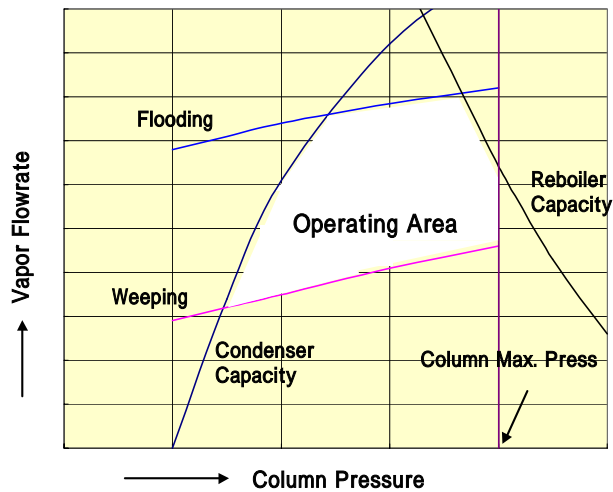
	CV			
MV	Case-5	Case-6	Case-7	Case-8
Bottom Product Flow	Bottom Level	Bottom Level	Fix	Fix
Reboiler Qb (Steam Flow)	Fix	Fix	Bottom Level	Bottom Level
Overhead Product Flow	Reflux Drum Level	Overhead Comp.	Reflux Drum Level	Overhead Comp.
Reflux Flow	Overhead Comp.	Reflux Drum Level	Overhead Comp.	Reflux Drum Level



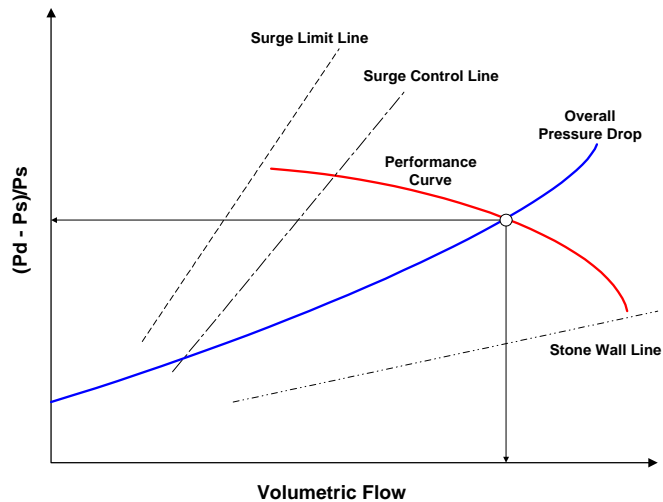
Distillation Column: Typical Control Scheme
(Pairing: Case-1)



Distillation Column: Column Constraints



Compressor:
Performance Curve for Turbo Compressor



Compressor: Capacity Control

1. Control Variables

Suction or Discharge Pressure

2. Manipulate Variables

(a) Pressure Drop

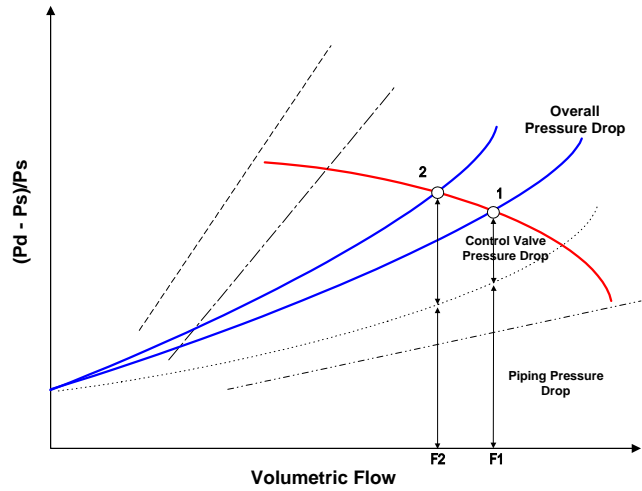
- Discharge Valve Control
- Suction Valve Control
- Bypass Flow Control

(b) Performance Curve

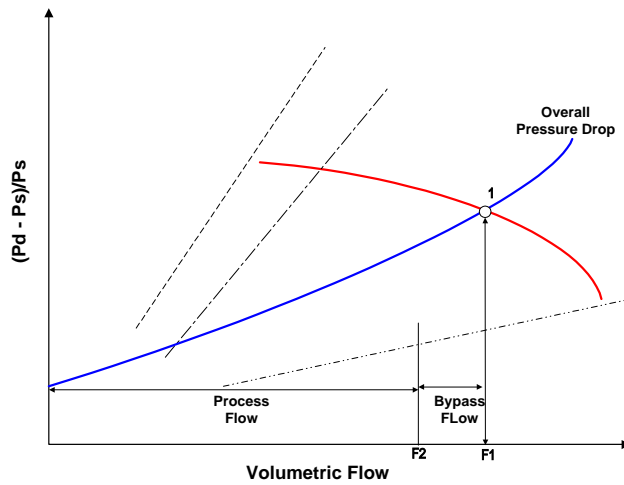
- Rotating Speed Control
- Inlet Vane Control



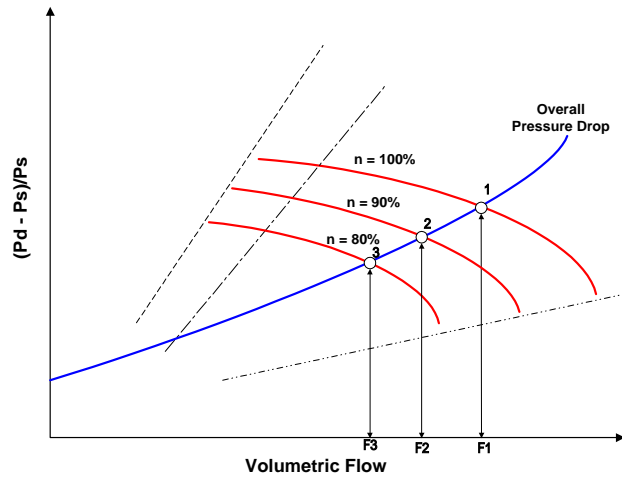
Compressor: Discharge/Suction Valve Control



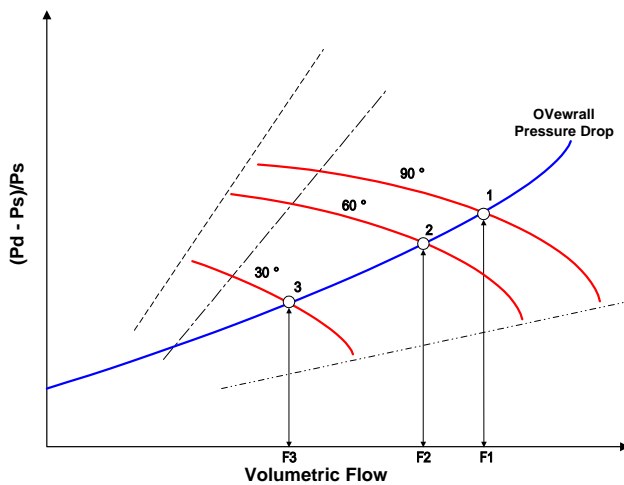
Compressor: Bypass Flow Control



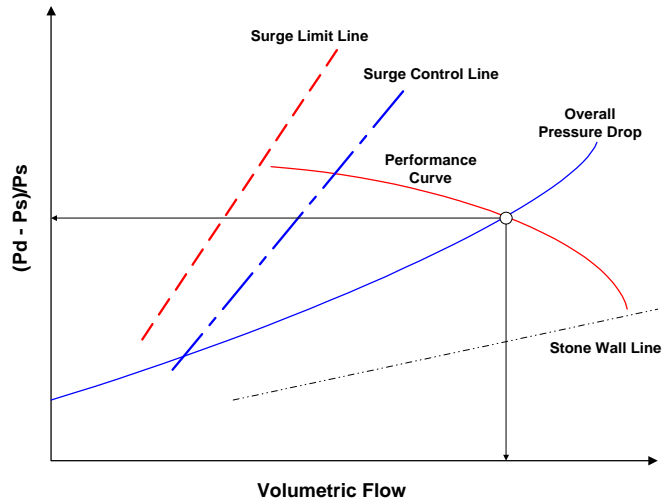
Compressor: Rotating Speed Control



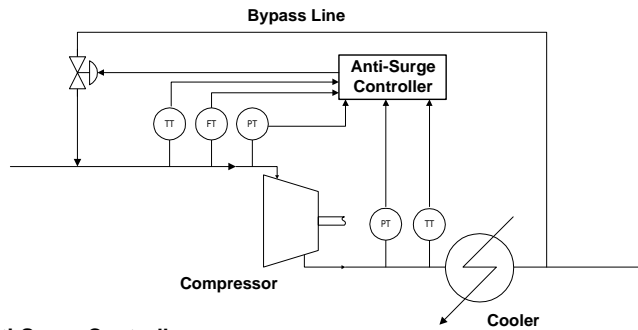
Compressor: Inlet Vane Control



Compressor:
Surging / Anti-Surge System



Compressor: Anti-Surge System

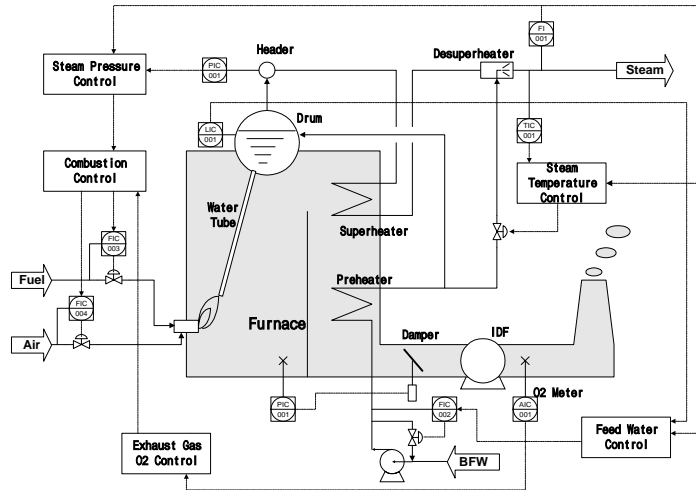


Anti-Surge Controller

1. Calculation
Surge Control Line vs. Present Condition
2. Request for Quick Response
Valve Open Speed (a few seconds)
Controller Scanning Time (< 100 ms)



Boiler: Water Tube Boiler

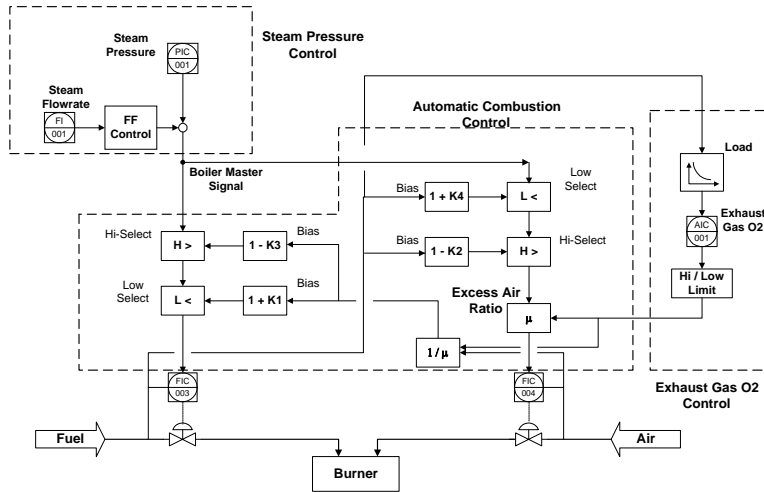


Boiler: ABC (Automatic Boiler Control System)

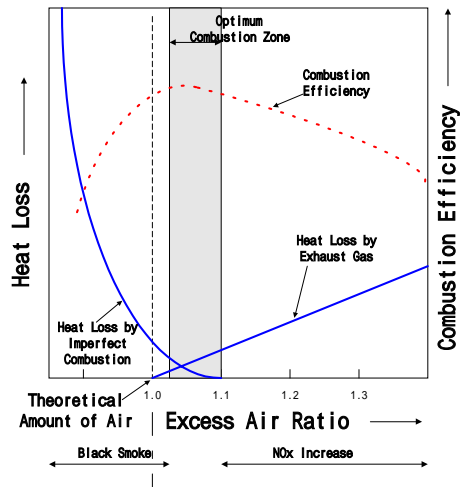
- Steam Pressure Control (Boiler Master Control)
 - Automatic Combustion Control
 - Exhaust Gas O2 Control
- Feed Water Control
- Furnace Pressure Control
- Steam Temperature Control



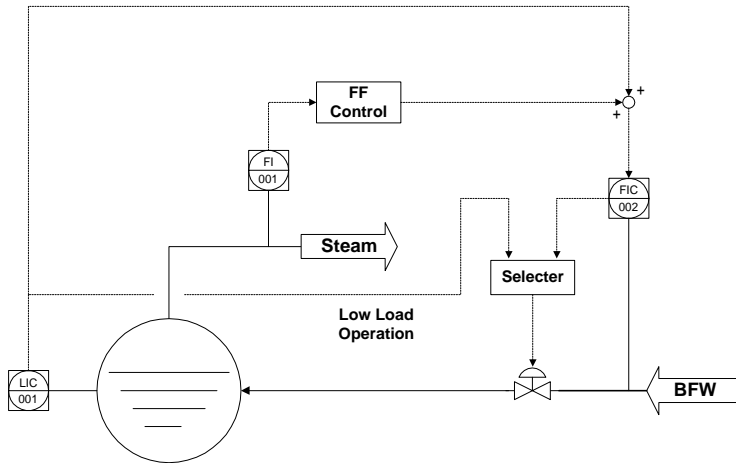
Boiler:
Steam Pressure Control (Boiler Master Control)



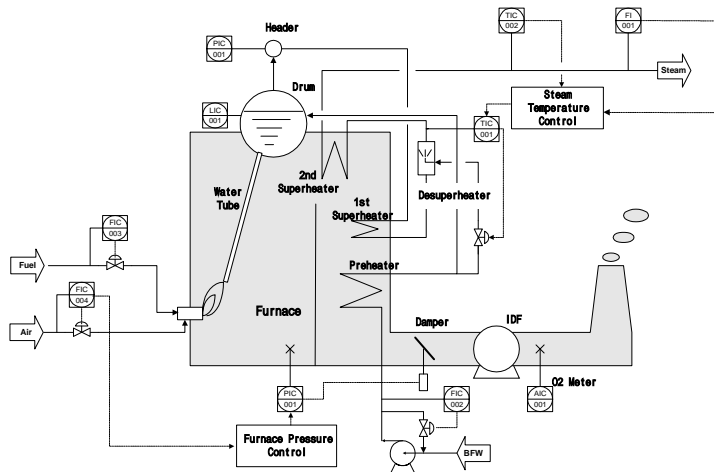
Boiler: Combustion and Excess Air Ratio



Boiler: Feed Water Control



Boiler: Furnace Pressure Control / Steam Temp. Control



- De-superheater
 - Direct Spray
 - Indirect Method (Cooler)
- Superheater Heat Transfer Control
 - Burner Angle Adjust
 - Exhaust Gas Recirculation
 - Bypass Damper



H14年度 プロセス設計

2002/6/13-14

1 .

プロセスを設計 複数の単位操作の結合系全体の設計の実施
プラントを設計・建設するという命題を達成する。

“市場調査”・“データの入手”・“プロセス合成”・“装置設計”

プロセス設計の各段階においての考慮すべき点や利用可能な技術の概要を概要。
対象としては、連続系の石油化学プラントのプロセス設計を用いる。

2 .

プロセスを設計する場合、その対象とする範囲は種々考えらる。

3 - 1 .

“そのプロセスの基礎的研究開発”

“プロセス開発研究(ピーカスケール,ベンチスケール,パイロットプラント)”

“商用プラント設計”

という段階を経て作成されている。



3 - 2 .

プロセスの目的である
“安全”・“生産量と品質”・“経済性”を
その周囲の制約条件を満たして構築する事である。

今後は、
対象設備の廃棄/再利用といったプラントのライフサイクルすべてに関わる
プロセス設計が必要となる。

4 .

プラント設計には、
プラントを建設するためにそれに含まれるあらゆる機器・配管類のハードと
それを運転管理するためのソフトを
設計することを含んでいると考えられる。
プラント設計の主に前半（作業の上流部分）を占めているのが
プロセス設計であり、
どのようにして原料より製品を得るかについて設計する部分である。



5 .

プロセス設計を行った結果は、
“そのプラントを構成する部品（必要な機器、計装、バルブ、配管）の
リスト/基本仕様と構成（各々の接続関係）”

“物質/熱収支”

“運転方法”

が主要な出力となる。

残念ながら未だ十分誰にでも理解できる表現方法で記述はされていないが、
PFD、物質収支、P&ID、機器仕様、計装仕様、ライン仕様図書で表現される。

6 .

プロセス設計の主要な段階は下記である。

- (1) 反応の決定。
- (2) 反応物の分離
- (3) リサイクル系の構成
- (4) それを達成する各機器の選定
- (5) 各機器の統合によるプロセスの構成
- (6) 用役系
- (7) 全系の統合

