

論文 / 著書情報  
Article / Book Information

題目(和文)	プラントライフサイクルを通じたプロセス基本設計の技術管理の研究
Title(English)	
著者(和文)	山田明
Author(English)	Akira Yamada
出典(和文)	学位:博士(工学), 学位授与機関:東京工業大学, 報告番号:甲第10591号, 授与年月日:2017年6月30日, 学位の種別:課程博士, 審査員:淵野 哲郎,伊東 章,関口 秀俊,久保内 昌敏,吉川 史郎
Citation(English)	Degree:Doctor (Engineering), Conferring organization: Tokyo Institute of Technology, Report number:甲第10591号, Conferred date:2017/6/30, Degree Type:Course doctor, Examiner:,,,,,
学位種別(和文)	博士論文
Type(English)	Doctoral Thesis

2017 年度 博士（工学）論文

プラントライフサイクルを通じた  
プロセス基本設計の技術管理の研究

東京工業大学 大学院 理工学研究科

化学工学専攻

山田 明



---

# 目 次

<b>第 1 章 緒論</b>	<b>1</b>
1.1 本研究の背景	1
1.1.1 化学産業の現状、課題とリバンプ等による対応	1
1.1.2 リバンプ等によるプロセス不安定化の一般的直接原因	2
1.1.3 リバンプ等によるプロセス不安定化の技術管理上の問題	4
1.1.4 リバンプ等によるプロセス不安定化解決のための仕組み	5
1.1.5 リバンプ等によるプロセスの複雑な動的挙動への対応	5
1.2 本研究の概要	8
1.2.1 プラントライフサイクル業務プロセスモデルの適用	8
1.2.2 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル	9
1.2.3 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル	9
1.2.4 プロセス不安定化問題、未解決原因の解析	12
1.2.5 プロセス不安定化問題、解決理由の解析	12
1.2.6 動的シミュレーションモデル化手法開発による問題解決	13
1.3 本研究の目的と論文の構成	16
参考文献 (第 1 章)	21
<b>第 2 章 既往の研究と本研究の方針</b>	<b>23</b>
2.1 既往の研究	23
2.1.1 既往の技術管理のフレームワーク	23
2.1.2 既往のプロセス設計業務プロセス	26
2.1.3 業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート	27

---

2.1.4	プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計 業務プロセスモデルの概略構造	30
2.1.5	動的シミュレーションのモデル化手法	34
2.2	本研究の方針	37
2.2.1	技術管理のフレームワーク	37
2.2.2	業務プロセスモデル開発方法	37
2.2.3	業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート	39
2.2.4	プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計 業務プロセスモデルの機能要件の確認	40
2.2.5	動的シミュレーションのモデル化手法開発	43
2.3	本章のまとめ	47
	参考文献 (第2章)	51

<b>第3章</b>	<b>あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの 開発</b>	<b>56</b>
3.1	定常運転のプロセス基本設計	57
3.2	定常運転のプロセス基本設計の目標計画	61
3.3	装置の設計とレーティング	63
3.4	プロセス制御の構造とパラメータの設計	64
3.5	感度解析と制御ループ決定	64
3.6	装置モジュールと全体システムとの整合性確保	66
3.7	品質リミットと正常操作(運転)リミットの更新	67
3.8	プロセス基本設計のスキーム例	70
3.9	本章のまとめ	72

---

参考文献（第3章）	76
<b>第4章 プロセス基本設計技術体系化のための業務 プロセスモデル構築</b>	<b>78</b>
4.1 プロセス基本設計のための基準・資源・情報の提供	79
4.2 定常運転のプロセス基本設計のための基準・資源・情報の提供	82
4.3 定常運転のプロセス基本設計のための技術基準の提供	84
4.4 運転効率化を目的とした定常運転のプロセス基本設計	86
4.5 プロセス設計とプラント運転の関係数式化を目的とした定常運転 のプロセス基本設計	87
4.6 LCEのための基準・資源・情報提供のための資源を提供する — 動的シミュレーションモデル整備など	89
4.7 本章のまとめ	91
参考文献（第4章）	93
<b>第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセス モデルの機能要件確認</b>	<b>95</b>
5.1 リバンプ後のプロセス不安定化問題の実例	96
5.2 プロセス不安定化問題、未解決原因の解析：トレース解析-1	97
5.3 プロセス不安定化問題、解決理由の解析：トレース解析-2	105
5.4 本章のまとめ	119
参考文献（第5章）	121

---

<b>第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発</b>	123
6.1 動的シミュレーションモデル化手法開発による問題解決	123
6.1.1 プロセス不安定化の原因解析および結果	123
6.1.2 プロセス動的挙動の動的シミュレーションモデルによる再現	134
6.1.2.1 動的モデル化の方針	134
6.1.2.2 蒸留塔段効率一定の動的モデル化	135
6.1.2.3 蒸留塔段効率を時変数とした動的モデル化	138
6.1.3 定常運転問題の解決方法の動的プロセスシミュレーション による選定と実行	146
6.1.3.1 蒸留塔制御ループのペアリング選定	146
6.1.3.2 蒸留塔制御ループおよびパラメータ実装による 試運転結果	149
6.2 プロセス基本設計業務における位置づけ	149
6.3 本章のまとめ	152
参考文献 (第6章)	154
<b>第7章 結論</b>	157
Nomenclature	161
謝辞	163

## 図一覽

### 第 1 章

Fig. 1.1	Plant Lifecycle (LCE) including revamp	1
Fig. 1.2	Structure for Preliminary process design (PPD)	4
Fig. 1.3	Relationship between “TO-BE business model” and “A Framework to systematize technologies” for Preliminary Process Design (PPD)	11
Fig. 1.4	The purpose of the research and the structure of this thesis	19
Fig. 1.5	The structure of this thesis	20

### 第 2 章

Fig. 2.1	Template for generalized business process model	29
Fig. 2.2	Part of BPM for Performing LCE (Previous study)	33
Fig. 2.3	Structure of the MIRROR PLANT system	36
Fig. 2.4	Part of BPM for Performing LCE (This study)	42
Fig. 2.5	A distillation column with unallowable fluctuation applied mirror modeling method	44

### 第 3 章

Fig. 3.1	Develop PPD design for SS Operations	60
----------	--------------------------------------	----

---

Fig. 3.2	Plan target of developing PPD for SS Operations	62
Fig. 3.3	Perform design and rating for equipment	62
Fig. 3.4	Design control structure and parameters	65
Fig. 3.5	Operating ranges and limits	68
Fig. 3.6	Obtaining consistency among equipment modules and overall system	69
Fig. 3.7	An example for scheme of preliminary process design (From Conceptual Process Design to Preliminary Process Design )	74
Fig. 3.8	An example for scheme of preliminary process design (Design Control Structure and Obtaining Consistency among Equipment Modules and Overall Systems)	75
 <b>第 4 章</b>		
Fig. 4.1	Provide resources for providing LCE	81
Fig. 4.2	Provide resources of PPD for SS Operations	83
Fig. 4.3	Prepare technological standards of PPD for SS Operations	85
Fig. 4.4	Formalize the relation between process design logic and plant operation logic of PPD for SS Operations	88
 <b>第 5 章</b>		
Fig.5.1	A distillation column with fluctuation of temperature after revamping	96
Fig. 5.2	Trace analysis – 1 for PPD related root cause (Node Tree)	102

---

Fig. 5.3	Trace analysis—1 for systematizing technology of PPD	103
Fig. 5.4	Trace analysis—1 for providing design information to systematize technology of PPD	104
Fig. 5.5	Trace analysis—2 for PPD related root cause (Node Tree)	106
Fig. 5.6	Trace analysis—2 for systematizing technology of PPD	110
Fig. 5.7	Cause –Effect chart for continuous fluctuation	111
Fig. 5.8	Causes identified for sustained fluctuation	112
Fig. 5.9	Revised control loops and improved process flow	113
Fig. 5.10	Trace analysis—2 for redesign of control structures and normal operating limits	115
Fig. 5.11	Simulation results for fluctuation of vapor temperatures in the case of switching control loops	118
 <b>第 6 章</b>		
Fig. 6.1	A distillation process with conventional control loops (Control loops A)	125
Fig. 6.2	Time series data of vapor temperature in stripping section of the column	127
Fig. 6.3	Profile of vapor temperature and weight fraction on the each tray	131
Fig. 6.4	Cause-Effect relationship regarding unstable phenomena based on plant data analysis	133
Fig. 6.5	Three system modes for mirror modeling and dynamic Simulation	137

---

Fig. 6.6	The comparison with calculated data of vapor temperatures and measured ones (with allowable fluctuation; Model 1A; each tray efficiency is constant)	140
Fig. 6.7	Simulation results for time-variation of vapor temperatures on five trays with unallowable fluctuation (Mode 1A)	141
Fig. 6.8	The Approximate estimation of Murphree efficiency based on plant data under the assumption the vapor–liquid equilibrium is established	141
Fig. 6.9	Simulation results for time-variation of vapor temperatures on five trays with unallowable fluctuation (Mode 1B)	142
Fig. 6.10	The comparison with calculated data of vapor temperatures and measured ones ( Mode1B, vaporization efficiency = time-variant, Unallowable Fluctuation )	142
Fig. 6.11	Estimation results for time-variation of vaporization efficiency on five trays ( Mode 1B, Unallowable fluctuation )	143
Fig 6.12	The correlation between vaporization efficiency and vapor temperature on each tray (Mode 1B)	144
Fig. 6.13	(a) Image of relationship between vapor temperature and viscosity of mixture; (b) Image of relationship between vapor temperature and composition of high boiler B	145
Fig. 6.14	A distillation process with revised control loops (Control loops B)	147
Fig. 6.15	Simulation results for switching the control loops for two cases (Mode 2, (a) allowable fluctuation	

---

/ (b) unallowable fluctuation)	148
Fig. 6.16 Commissioning results for allowable fluctuation of vapor temperature in an actual plant for switching the control loops	151
Fig. 6.17 Fluctuation for flowrate of injection steam after switching the control loops	151

## 表一覽

### 第 6 章

Table 6.1	Classification of the unstable phenomena	128
-----------	--	-----





# 第1章

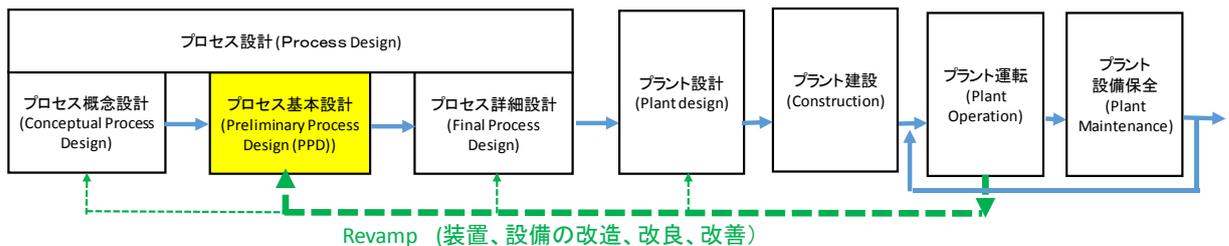
## 緒論

### 1.1 本研究の背景

#### 1.1.1 化学産業の現状、課題とリバンプ等による対応

日本国内の化学産業は、化学製品事業の成熟化、より安価な海外製品の流入による市場の飽和など、外部環境の変化によって厳しい企業間競争に直面している。それ故、国内における新規プラント建設のケースが徐々に減少しており、その中で競争力を維持し生き残りを図るため製造コストの削減を図っている。

その方策として、安価な原料・エネルギーへの転換、サプライチェーンの合理化、工場の統廃合の他、プロセス、装置・設備の改造や改良によるプラントの効率化が要求されている。



**Figure 1.1.** Plant Lifecycle (LCE) including revamp

プラントライフサイクル(LCE)は、**Figure 1.1** に示すように、プロセス概念設計 (Coceptual Process Design)、 プロセス基本設計 (Preliminary Process Design (PPD))、プロセス詳細設計 (Final Process Design)の3段階から成るプロセス設計 (Process Design) 業務段階に始まり、プラント設計 (Plant design)、プラン

ト建設 (Plant Construction)、プラント運転 (Plant Operation)、さらにプラント設備保全(Plant Maintenance) 業務段階と続く。プラント運転、設備保全が繰り返された後、さらに、プロセス設計段階 (プロセス概念設計も含め) が、上述のような原料や製品市場の変化などのプラントを取り巻く環境の変化に対応しつつ、さらにプロセス能力の改善を目的として、通常立ち上げられ、その後、再び、プラント設計、建設、運転および保全が続いて行われる。

このように、プロセス設計段階がプラントライフサイクルの中で幾度も立ち上げられる。このようなプロセスとプラント (の両方またはいずれか) の改造はしばしば Figure 1.1 に破線矢印で示すフローで行われており、これはリバンプ (revamp) (または、レトロフィット(Retrofit)) と呼ばれ、オリジナルのプロセス設計とプラント設計 (の両方またはいずれか) と区別される。

他のケースとして、リバンプには分類されないが、同じプロセスでも、スケールアップまたはスケールダウンによりスケールが異なるオリジナルなプラントの場合、さらに (または) 技術改良が加えられたプラントが新たに建設される場合など様々なケースがある。

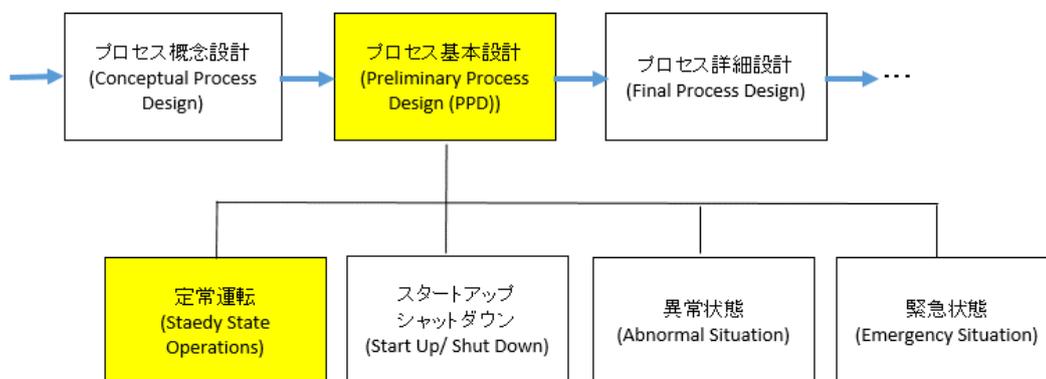
### 1.1.2 リバンプ等によるプロセス不安定化の一般的直接原因

プロセス性能 (Process efficiency) の要求を満たす、「クリティカルな (一般にこれを超えると製品品質やプラント設備やプラントオペレータなどの安全を損なう境界にある) プロセス条件 (critical process conditions)」が、オリジナルとリバンプ (の両方またはいずれか) のプロセス設計を何度も進めるにつれてより複雑化する。このため、このプロセス、プラント設計はより複雑になり、さらに運転可能領域はより狭くなり運転余裕がより小さくなる。

それ故、運転業務段階における「クリティカルプロセス条件」の制約からの運転

条件の僅かな乖離が、定常状態運転（定常状態を目標にする運転）の不安定化やさらに運転トラブルへと繋がりやすくなる。しかしながら多くのケースでは、このような運転トラブルの原因は特定されず、不安定な運転を余儀なくされている。すなわち、運転条件の「クリティカルプロセス条件」からの逸脱は、常に定常運転の不安定化をもたらすことになる。そして、リバンプ等の効果は実現することなく、その不安定運転がさらに安全トラブルに繋がる可能性さえある。

**Figure 1.2** に示すように、オリジナルのプロセス設計かリバンプのプロセス設計かは無関係に、プロセス設計段階は 3 つの漸進的なサブ設計段階で構成されることはすでに述べた。すなわち、プロセス概念設計 (conceptual process design)、プロセス基本設計 (preliminary process design) およびプロセス詳細設計 (final (detailed) process design) 段階である。一般的に、化学的あるいは物理的（両方またはいずれか）なプロセス機能は、プロセス概念設計段階で設計され、運転設計 (operational design) とも呼ばれるプロセス基本設計段階では、定常運転 (steady state operations) (厳密には、定常状態を目標とする運転をいう)、スタートアップおよびシャットダウン、異常状態 (abnormal situation) および緊急状態 (emergency situation) における運転要求に基づいて、単位操作、プロセス構造および制御構造が設計される。そして、詳細設計では、動的な（非定常の）プロセス挙動を考慮した設計がなされる。さらに、プロセス基本設計段階においては、レーティング（主にサイジング）を含めプロセス構成される単位操作、プロセス構造およびプロセス制御構造が設計される。そして、これらの設計対象についてプロセス基本設計を行うために、階層的な業務プロセスが、エンジニアリングの性質からさらに必要となる。また、各サブ設計段階において、設計は PDCA (Plan, Do, Check and Act) をベースとしたエンジニアリングアプローチにしたがって行われる（詳細は 2.1.3 で述べる）。



**Figure 1.2.** Structure for Preliminary process design (PPD)

運転設計の成功あるいは失敗は、プロセス基本設計における「クリティカルプロセス条件」の特定と、対応する「プロセス設計変数」に関する設計条件、操作条件との関係によって決まる。逆に言えば、「クリティカルプロセス条件」からの設計条件、操作条件の逸脱は、運転段階においていつも不安定な定常運転をもたらすことになる。より具体的には、階層を構成するサブ設計アイテムに関する単位操作、プロセスあるいはプロセス制御に関連する設計条件や操作条件について、それぞれの「クリティカルプロセス条件」からの逸脱が不安定な定常運転や運転トラブルを起こしている可能性があると考えられる。

### 1.1.3 リバンプ等によるプロセス不安定化の技術管理上の問題

運転業務段階における定常運転の不安定さを解消するため、その根本原因を特定するための技術管理上の問題について述べる。プロセス基本設計業務プロセスが明示されていない場合、すなわち、設計変数に対する「クリティカルプロセス条件」がその根拠とともに明確に記述されていない場合、以前のプロセス基本設計業務において設計された操作条件について、設計余裕などどの程度の柔軟性が考慮されて

いるか明確に判断できない問題が生じる。この時、「クリティカルプロセス条件」を逸脱した操作条件は特定、認識されず、操作トラブルの原因を特定することができない。定常運転の不安定な原因が特定できないのは、このためである。

#### 1.1.4 リバンプ等によるプロセス不安定化解決のための仕組み

定常運転の不安定な原因が特定できない問題を解決するため、次のような仕組みが必要となってくる。まず1番目に、定常運転のプロセス基本設計業務（PPD for SS Operations）において、要求されるプロセス性能を決定し、このプロセス性能を満足する「クリティカルプロセス条件」を特定、さらにこの「クリティカルプロセス条件」の制約内のプロセス設計変数を生成する仕組みが必要となる。2番目に、これを参照して、設計変数および「クリティカルプロセス条件」を獲得し、変数間の因果関係モデルとして技術を体系化する仕組みが必要となる。3番目に、1番目の技術体系化の仕組みと2番目の設計業務プロセスの仕組みは相互に客観的に評価し合うため、異なる業務プロセスとして管理する。4番目に、階層構造を持つプロセス基本設計業務に対応して関係するプロセス設計変数や「クリティカル設計条件」などを管理する仕組みが必要となる。5番目に、技術体系化に関わる、業務の情報は、プロセス概念設計など他のプロセス設計、さらにプラント設計、プラント運転およびプラント設備管理などプラントライフサイクル全体の情報を参照する仕組みが必要要件とされた。具体的な仕組みについては、1.2.1～1.2.3で述べる。

#### 1.1.5 リバンプ等によるプロセスの複雑な動的挙動への対応

1.1.1で述べたように、近年の化学産業では、外部環境の変化によって、新規プラント建設が減少する一方で、プラントの効率化運用のためのプロセス・設備のリバンプが行われている。しかしながら、新設あるいはリバンプ後などで、「クリティカ

ルプロセス条件」および設計条件、操作条件の関係が充分に見直されていないケースがあり、その結果として定常運転の不安定化に至っている。

またもう一方で、サプライチェーン最適化、在庫最小化のため、連続プラントにおいて生産量が減少する一方で生産ロードの変更幅や変更頻度は増加し、従来なかった低ロード運転への頻繁な対応も余儀なくされている局面も存在する。そうした中で、当初のプロセス設計においては、新設時と異なる生産ロードでの「クリティカルプロセス条件」の検討が充分に行われていないため、異なる生産ロードにおける定常運転が不安定になるケースが多い。

そのため、定常運転の不安定化の原因が特定できない問題を解決するなどの目的を持つプロセス基本設計技術体系化のフレームワーク（1.1.4における2番目の必要要件）をさらに強化するための仕組みが必要となる。

一般に、反応器や蒸留塔などの化学装置は通常、特定の生産ロードを前提として設計される。そのため生産ロードを変化させるケースでは、生産ロードの変化によって物質移動や熱移動の挙動が非線形に変化するにも関わらず、操作の効率が常に生産ロードの変更を考慮して最適化されていない。一般に、それぞれの装置には運転可能領域の下限があるため、操業度をある限界以下にすることはできない。生産可能量の下限は設計値の60%程度と言われている（樺田, 1987）。

（また、例え生産ロードが一定であっても、気温の緩やかな変化、原料組成や触媒の劣化が、生産効率の時間変化への影響が見られる。）

さらに、本研究で取り上げたリバンプなどで繰り返されるプロセス基本設計において、一部上述したように技術管理に問題がある場合、定常運転が不安定化するなどの問題が発生している。

定常運転の不安定化解決のため、不安定化の度合いが大きいなどプロセスの動的挙動が複雑な場合には原因の正確な特定が困難である。また、原因に対して考案し

た対策が予想通り効果があるのか判断は難しく、どの対策案が最も適切かを事前に評価することも困難である。特に、対策による想定外のリスクが許容できない場合（不安定物質を扱うなど）は、試行することすら実質不可能である。

これらの困難性を解決するために、動的なシミュレーション技術が有効な手段となる。設計情報およびプラントデータから効率的に動的プロセスシミュレーションモデルを構築する方法が有意義となる。これは、プロセス基本設計業務だけでなく、プラントライフサイクルの各段階において共通に必要な機能要素（Figure 2.4 における、実行番号(11)に対応）であることを 2.2.4 で述べる。

## 1.2 本研究の概要

### 1.2.1 プラントライフサイクル業務プロセスモデルの適用

1.1.4 で述べた、定常運転の不安定な原因が特定できない問題を解決するための仕組みとして、5項目の必要要件を挙げたが、これを次の2種類の業務プロセスモデルのフレームワークとして提案する。1つ目は、2番目の必要機能要件に対応し、「生成する『クリティカルプロセス条件』内の設計情報」を獲得するフレームワーク、および、2つ目は、1番目の必要機能要件に対応し、「この生成した、『クリティカルプロセス条件』内の設計情報」に基づいて、「獲得したそれらの設計情報」と「プロセス設計変数」とを関係づけるプロセス基本設計技術として体系化するフレームワークである。1つ目を「プロセス基本設計業務プロセスモデル」(1.2.2 で概要を説明)、2つ目を「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」(1.2.3 で概要を説明)と呼ぶ。

2つの業務プロセスモデルは、すなわち、プロセス基本設計段階で生成する情報を獲得するフレームワーク、「生成し獲得した設計情報」を「プロセス基本設計技術」として体系化するフレームワークは、1.1.4 における、4番目、5番目の必要機能要件から階層的性質および、PDCA エンジニアリングサイクルで記述する機能を持った業務プロセスモデルに基づいてモデル化されるべきである。

本研究では、この要件を満足する IDEF0 (Integrated DEFinition type 0 model) 業務プロセスモデル(National Insitute of Standards and Technology, 1993) を適用し、「あるべき (TO-BE) プロセス基本設計業務プロセスモデル」の構築を行った。構築にあたって以前、プラントライフサイクルにおける設備保全業務の業務プロセスモデル化において開発されたアプローチ方法 (Fuchino *et al.*, 2015a, 2015b) を参考にした。現状 (AS-IS) の業務プロセスをモデル化後、その問題点を解決するようモデルを改善することにより TO-BE モデルを構築する方法もあるが、上記の設備

保全業務モデル構築における実績を踏まえ、直接 TO-BE モデルを構築することにした。このために、「業務機能の階層設計」と「情報流れ設計」の2段階のアプローチの導入と、PDCA サイクル(Plan-Do-Check-Action)を構成するための「アクティビティテンプレートの導入」によって、各業務機能を構築した。詳細は、2章 2.1.3、3、4章で説明する。

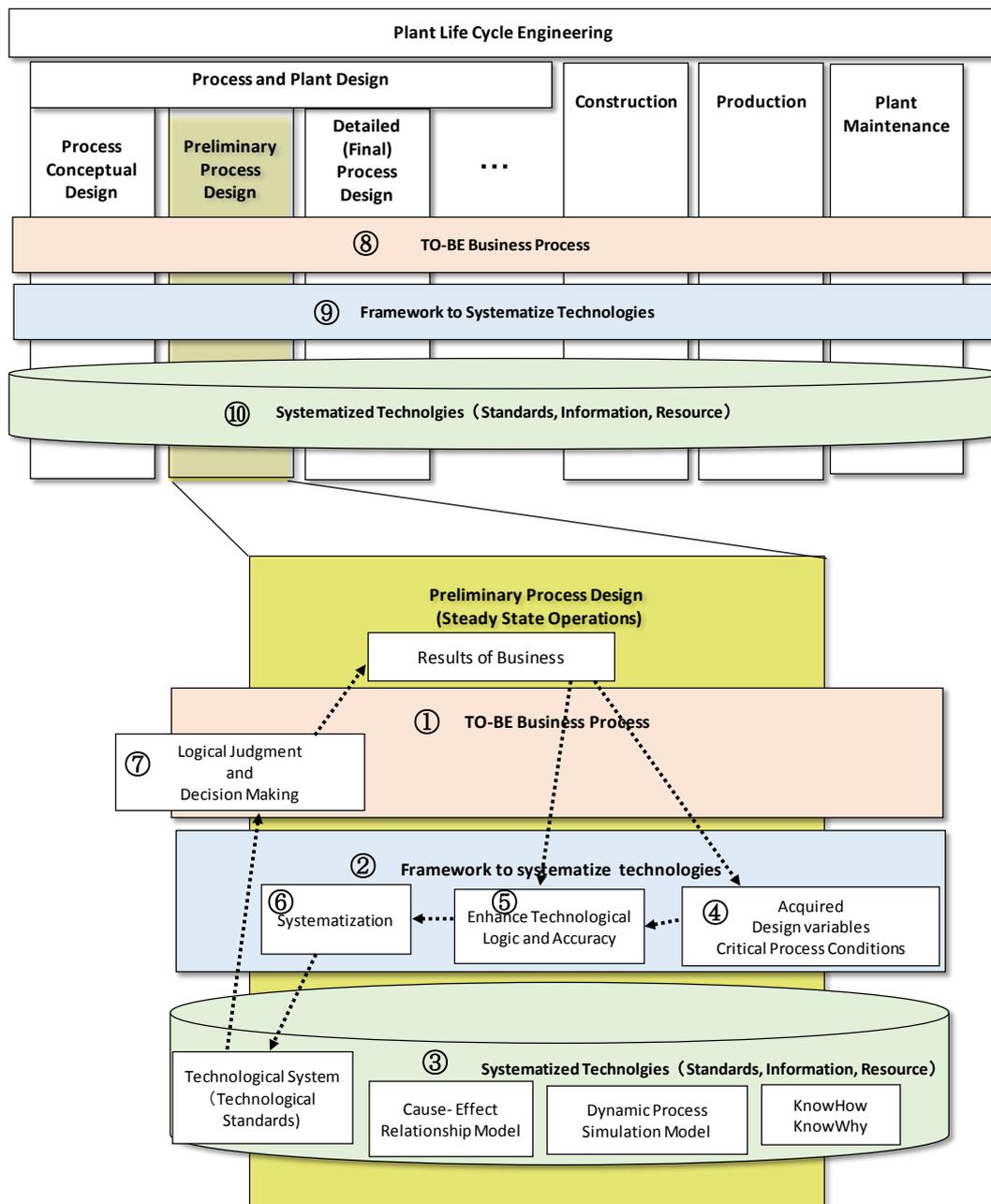
### 1.2.2 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発

1つめの「あるべき(TO-BE)プロセス基本設計業務プロセスモデル」については、プロセス基本設計段階で「生成する「クリティカルプロセス条件」内の設計情報」を獲得するフレームワークの開発を行った。このフレームワークでは、前述のようにプロセス基本設計段階における各設計対象が帰納的に設計される（詳細は3章参照）。「あるべきプロセス基本設計業務」におけるプロセス性能要求に基づいて生成した設計情報（「プロセス設計変数」や「クリティカルプロセス条件」）のうち、次の1.2.3で述べる「プロセス基本設計技術」として体系化に必要な主要な設計情報が抽出され獲得される。

### 1.2.3 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデルの開発

2つ目に、1.2.2の「あるべき(TO-BE)プロセス基本設計業務」において「生成し獲得した設計情報」を、「プロセス設計技術」として体系化するフレームワーク「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」について開発を行った。ここで、「あるべきプロセス基本設計業務」の業務プロセスモデルが論理的に明示されることによって初めて、それをリファレンスモデル（参照モデル）として、「プロセス基本設計技術」の体系化の仕組みが整備可能となった。

この「プロセス基本設計技術」体系化の業務プロセスモデル（フレームワーク）は、「プロセス基本設計業務」において、「プロセス基本設計技術」体系化の業務プロセスで生成した技術基準によって、論理的かつ合理的な根拠の下に意思決定できるよう、「プロセス基本設計業務」の業務プロセスモデルとは明確に独立させて構築することが極めて重要である。換言すれば、持続的かつ健全に技術を管理するためには、技術を作り出す機能である「プロセス基本設計技術」体系化の業務プロセスモデル（フレームワーク）と、技術を使ってエンジニアリングを行う機能である「プロセス基本設計業務」とを、包括して PDCA を確実に機能させる理由から、明示的に分離する必要がある。この流れのイメージを、**Figure.1.3** に示す。ここでは、**Process and Plant Design** については、**Process Design** についてのみ記述し、**Plant Design** 関係については省略している（2.1.4 にて説明する）。プロセス基本設計に着目すると、「業務プロセス」①と「技術体系化」②の独立したフレームワークによって、「体系化技術」③が蓄積される。この中の概略のサイクルとして、設計実績からの設計変数とクリティカルプロセス変数の獲得④、プロセス変数の相関解析などにより技術を体系化する⑤、これを技術基準としてまとめる⑥。これを業務プロセスにおける意思決定の技術基準として活用する⑦といったサイクルを形成する。技術プラントライフサイクルの他のステージの「業務プロセス」と「技術体系化」においても同様に存在し、これを横断的に共有化することが可能となる（⑧、⑨、⑩）。これにより、リバンプなどのためのプロセス再設計やプラント保全業務を始め、プロセス概念設計などで培った原理原則に立ち返った効率化も可能となる。この業務プロセスモデル（フレームワーク）については、既往の「業務機能の階層設計」と「情報流れ設計」の2段階のアプローチの導入と、PDCA サイクル(Plan-Do-Check-Action)を構成するための「アクティビティテンプレートの導入」によって、各業務機能を新規に構築した。詳細は、第3、4章で説明する。



**Fig.1.3** Relationship between “TO-BE Business Process” and “A Framework to Systematize technologies”for Preliminary Process Design (PPD)

### 1.2.4 プロセス不安定化問題、未解決原因の解析

1.2.2, 1.2.3 で述べた、本研究で開発した2つの業務プロセスモデルからなるフレームワークが、実際のトラブルのあった蒸留塔の問題を解決した例 (Yamada *et al.*, 2014, 2015) をトレースすることによって、プラントライフサイクルを通したプロセス基本設計の技術の体系化に必要な構造を持っていることを確認する。すなわち、今回の「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」が構築されていない場合（構築されていてもあるべき運用が確実になされていない場合）においては、プロセス不安定化問題が解決しなかったこと、その後、今回構築した業務プロセスモデルをプロセス不安定化問題に適用したため解決できたことを示す。

第5章、5.2 では、プロセスリバンプ後不安定化した実際の蒸留プロセスの事例について、何度かの解析に基づく対応によっても問題が解決しなかった事実をトレースする。プロセス不安定化の原因が何故特定できなかったのか、どのようなアクティビティが不足していたのか、その結果として解決できなかったのかを、本事例をトレースすることによって確認する。すなわち、本研究で開発した業務プロセスモデル（フレームワーク）である「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」(1.2.2)と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」(1.2.3) がプロセス不安定化の原因の特定に必要な構造を持ちながら、それに基づくあるべき業務運用がされていなかったため原因の特定ができなかったことを確認する。これを第5章、5.2 において詳細に説明する。

### 1.2.5 プロセス不安定化問題、解決理由の解析

一方で、その後の新たな実プラントの現場での取り組みによって、リバンプした蒸留塔プロセスのプロセス不安定化の原因を特定し、問題解決すなわち安定化に導

くことができたが、この後半の事例のトレースによっても、本研究で開発した「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」(1.2.2)と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」(1.2.3)が、原因の特定に必要な構造を持つことを確認する。この時、さらに後述(1.2.6)する、開発した「動的シミュレーションモデル化手法」の適用が、この不安定化問題の解決に貢献したことを示す。すなわち、業務プロセスモデル上のフローから、「動的シミュレーションモデル化手法」の機能の必要性を明確にする。このように、事例のトレースによって、本研究で開発した業務プロセスモデルが、プラントライフサイクルの視点で、本事例における問題やリスクを特定しこれを解決するのに必要な機能、構造を持っていることを確認することができる。これを第5章、5.3において詳細に説明する。

### 1.2.6 動的シミュレーションモデル化手法開発による問題解決

1.1.5 において、動的シミュレーションモデル化手法開発の背景について述べた。さらに1.2.5 において説明したこれら「プロセス基本設計業務」および「プロセス基本設計技術」において、特に従来のプロセス設計仕様を変更するリバンプ（レトロフィット）などの再設計の場合においては、プロセスの動的挙動の現状把握や設備・運転条件変更後のリスク予測評価のため、厳密な定量化を要求されることが多い。そのため、このようなアクティビティを、動的シミュレーションによって効率的に検討する「動的シミュレーションモデル化手法」を考案し、この有用性について実際にリバンプを行った蒸留プロセスの例で示す。このシミュレーションモデルは第一原理を基本とした厳密な物理モデルがベースとなっている。モデルとは、元来実際の現象や具象を抽象化して一般性を獲得したものであるが、通常、化学プロセスのシミュレーションにおいては、経験的手法による回帰モデルや近似モデルなどの簡易モデルと対比して、第一原理（first principles）に基づいた、物理モデル

(physical model)、や厳密モデル(rigorous model) と呼ばれている。

従来、現状のプロセス値の変動によりシミュレーションモデルで再現が困難であるため、リバンプなど再設計に伴うリスクが大きいと予測されても、そのリスクの定量的評価が困難である理由によって、これまで改善が実施できなかったプロセス対象への適用に、本構築法が有効であることを示すことができた。

本構築法は、商用のリアルタイム動的シミュレーションシステムである MIRROR PLANT を構成する「ミラーモデル」(2.1.5 で詳述)を改訂し、蒸留塔の段効率 (Tray efficiency) のような性能パラメータなどを時変数として扱う「動的プロセスシミュレーションモデル化 (ミラーモデリング) 手法」によってプロセス変動の再現を行い、リスクの少ない改善案の選定・定量的評価などのシミュレーションを可能にしたものである。

このようなリバンプなど再設計前後の課題解決を、動的シミュレーションを適用して実施する際、目的や要件によって実現象をどこまで再現すべきか (どのような fidelity、精度で再現すべきか) 判断するためにも、業務プロセスモデル (フレームワーク) において技術基準として整備することが有用である。(精度は、その誤差の幅によって目的とするプロセス値などの推定値の幅が許容範囲内になるよう管理すべきであるが、生産現場で運用されている計器の許容誤差を基準にしている。)

提案したミラーモデリング法による動的シミュレーションモデル化が、制御ループ改訂の検討に有用であることが示された。この段効率の時変数モデルに基づく動的シミュレーション法は、不安定物質やプラントの複雑な構造の利用などでプラント稼働中の運転方法変更にリスクがある場合に、特に有用であると考えられる。

さらに、プロセス安全の視点から、段効率推定の理論的方法の適用が、蒸留内部の不安定挙動をより正確に推定するために必要になると考えられる。

以上の手法は、ライセンスされたプラントなどでのリバンプに際して、自らの組織

に対応する試験プラントやプロセス概念設計の情報を有していない場合、また別の視点で、蒸留塔における段効率に関わらず多くの化学装置の時変的な性能パラメータのモデルにも適用でき、プロセス基本設計業務における技術基準として有用なものとなる。

### 1.3 本研究の目的と論文の構成

本研究では、持続的に安定・安全かつ効率的な化学プラントの運転を目標に、プラントライフサイクルを通じたあるべきプロセス基本設計の技術管理として、定常運転（定常をめざす運転）が不安定になってもその原因が効率的に特定でき解決できるフレームワークを構築することを目的とする。フレームワークとして、定常運転にフォーカスした「あるべき(TO-BE)プロセス基本設計業務プロセスモデル」および「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」を構築する。さらにプロセス基本設計技術のみならずプラントライフサイクル全体において、複雑なプロセス動的挙動のより定量的かつ厳密な表現が要求される場合には、その業務機能として「動的シミュレーションモデリング手法」が有用であることを蒸留プロセスを例として示す。したがって、**Figures 1.4** (および **1.5**) に示すように、本論文は7章より構成される。

第1章「緒論」では、研究の背景および本研究の概要について述べる。

第2章「既往の研究と本研究の方針」では、前半は「既往の研究」に関して、技術管理のフレームワーク、プロセス設計業務プロセス、業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート、プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデル概略構造および動的シミュレーションのモデル化手法について説明する。後半は「本研究の方針」について、技術管理のフレームワークの対象、業務プロセスモデルの開発方法とアクティビティテンプレート、プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデルの機能要件の確認、動的シミュレーションのモデル化手法開発について述べ、それぞれ本論文のオリジナリティを明らかにする。

第3章「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発」では、リバンプな

などを目的としたプロセス再設計があった場合においても、持続的な安定運転に支障が生じないための最初のアプローチとして、プロセス基本設計段階で生成する設計情報を獲得する「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」(フレームワーク)の開発について提案する。

**第4章「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築」**では、プロセス基本設計段階で生成した設計情報を、「プロセス基本設計技術」として獲得し体系化する業務プロセスモデル(フレームワーク)開発のアプローチについて提案する。第3章で述べる「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」を、類似の階層構造を持つ参照モデルとして、相互に整合性を保ちながら、「プロセス設計業務プロセス」における恣意的な意思決定を回避するために、それぞれ業務プロセスを分離する事が極めて重要であることを述べる。

**第5章「事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認」**では、リバンプされた蒸留プロセスの定常運転の不安定性について、実際の改善前後の各事例をトレースすることによって、第3章および第4章で説明する業務プロセスモデル(フレームワーク)が、プラントライフサイクルを通したプロセス基本設計の技術管理に必要な構造を持っていることを確認する。

**第6章「ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する動的シミュレーションモデルの開発」**では、第5章と同じある蒸留プロセスのリバンプ後のプロセスの不安定化問題を詳細に取り上げる。この不安定化問題に関して、上記業務プロセスモデル(フレームワーク)の一部の業務機能に対して、プロセス動的挙動のより厳密な定量化が要求されたため、動的シミュレーションモデルの開発で対応しこの不安定化問題解決に寄与した。このモデル構築法を提案し、その有用性について説明する。この動的モデルシミュレーションのアクティビティは、リバンプなどで繰り返されるプロセス基本設計の目的に応じて必要なアプローチ(制御ループ変更や制御パラメータ

調整、制約運転導入による制御性改善、または設備改良など) に関連して、プロセス挙動の再現精度の判断材料を提供する上で重要な業務プロセスモデルの一部であることを示す。

**第7章「結論」**では、本研究で得られた成果をまとめ、結論を述べる。

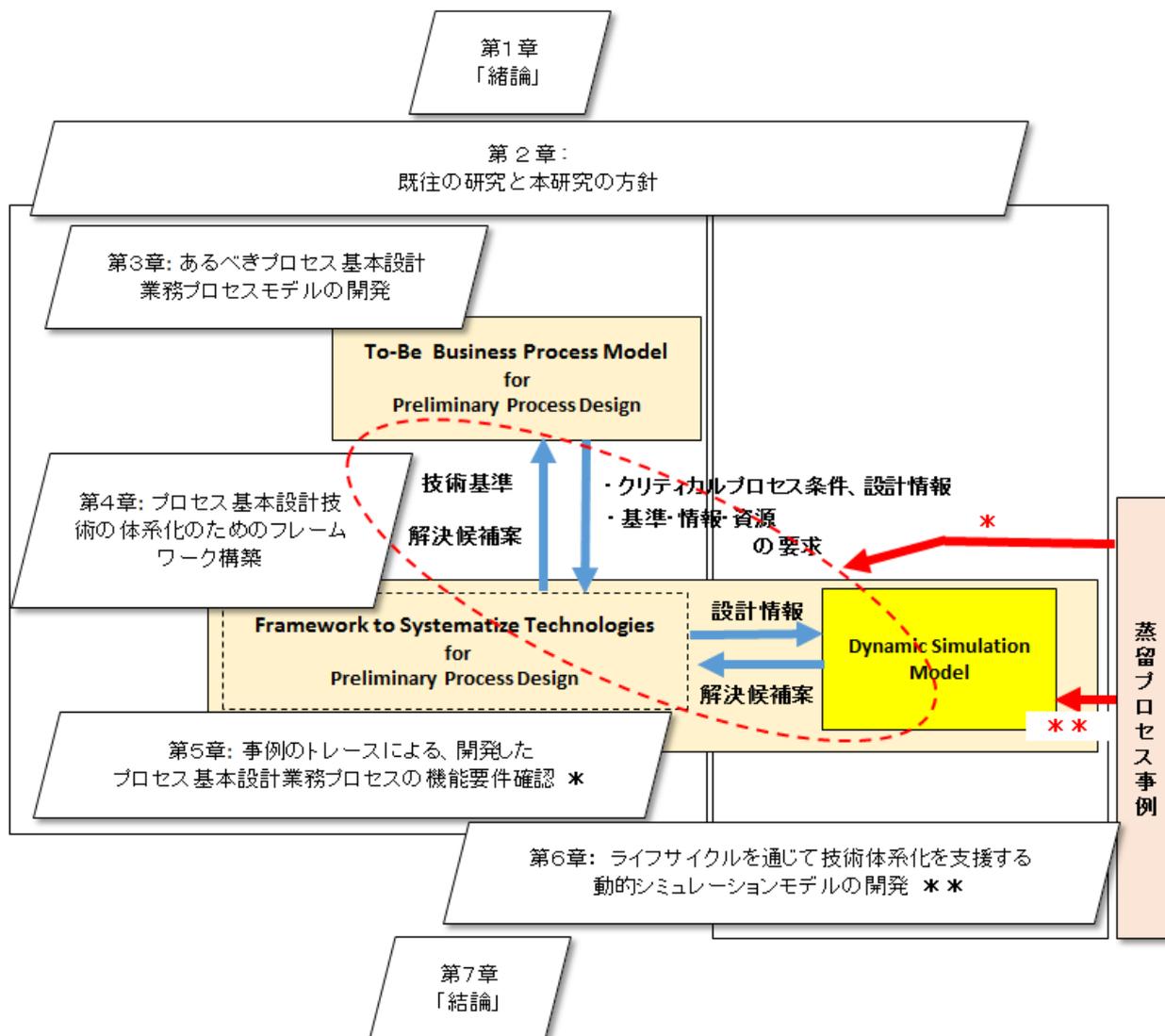


Fig.1.4 The purpose of the research and the structure of this thesis

第1章 緒論	1-1 本研究の背景	1.1.1 化学産業の現状、課題とリバンプ等による対応 1.1.2 リバンプ等によるプロセス不安定化の一般的直接原因 1.1.3 リバンプ等によるプロセス不安定化の技術管理上の問題 1.1.4 リバンプ等によるプロセス不安定化解決のための仕組み		1.1.5 リバンプ等によるプロセスの複雑な動的挙動への対応
	1.2 本研究の概要	1.2.1 プラントライフサイクル業務プロセスモデルの適用 1.2.2 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル	1.2.3 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル	1.2.4 プロセス不安定化問題未解決原因の解析 1.2.5 プロセス不安定化問題解決理由の解析 1.2.6 動的シミュレーションモデル化手法開発による問題解決
1.3 本研究の目的と論文の構成				
第2章 既往の研究と本研究の方針	2.1 既往の研究	2.1.1 既往の技術管理のフレームワーク 2.1.2 既往のプロセス設計業務プロセス 2.1.3 業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート 2.1.4 プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデルの概略構造		2.1.5 動的シミュレーションのモデル化手法
	2.2 本研究の方針	2.2.1 技術管理のフレームワーク 2.2.2 業務プロセスモデル開発方法 2.2.3 業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート	2.2.4 プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデルの機能要件の確認	2.2.5 動的シミュレーションのモデル化手法開発
2.3 本章のまとめ				
第3章 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発	3.1 定常運転のプロセス基本設計 3.2 定常運転のプロセス基本設計の目標計画 3.3 装置の設計とレーティング 3.4 プロセス制御の構造とパラメータの設計 3.5 感度解析と制御ループ決定 3.6 装置モジュールと全体システムとの整合性確保 3.7 品質リミットと正常操作リミットの更新 3.8 プロセス基本設計のスキーム例 3.9 本章のまとめ	4.1 プロセス基本設計のための基準・資源・情報の提供 4.2 定常運転のプロセス基本設計のための基準・資源・情報の提供 4.3 定常運転のプロセス基本設計のための技術基準の提供 4.4 運転効率化を目的とした定常運転のプロセス基本設計 4.5 プロセス設計とプラント運転の関係数式化を目的とした定常運転のプロセス基本設計 4.6 LCEのための基準・資源・情報提供のための資源を提供する - 動的シミュレーションモデル整備など 4.7 本章のまとめ	5.1 リバンプ後のプロセス不安定化問題の事例 5.2 プロセス不安定化問題未解決原因の解析 5.3 プロセス不安定化問題解決理由の解析 5.4 本章のまとめ	6.1 動的シミュレーションモデル化手法開発による問題解決 6.1.1 プロセス不安定化の原因解析および結果 6.1.2 プロセス動的挙動の動的シミュレーションモデルによる再現 6.1.2.1 動的モデル化の方針 6.1.2.2 蒸留塔段効率一定の動的モデル化 6.1.2.3 蒸留塔段効率を時変数とした動的モデル化 6.1.3 プロセス不安定化問題の解決方法の動的プロセスシミュレーションによる選定と実行 6.1.3.1 蒸留塔制御ループのベアリング選定 6.1.3.2 蒸留塔制御ループおよびパラメータ実装による試運転結果 6.2 プロセス基本設計業務における位置づけ 6.3 本章のまとめ
	第7章 結論		第4章 プロセス基本設計技術の体系化のための業務プロセスモデル構築	第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

Fig.1.5 The structure of this thesis

## 参考文献 (第1章)

- Fuchino, T., K. Takeda, Y. Shimada and A. Aoyama; “Business Process Model Based Incident Investigation for Process Safety Leading Metrics,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48**, 626-633 (2015a)
- Fuchino, T., Y. Shimada, T. Kitajima, K. Takeda and M. Miyazawa; “Framework to Manage Engineering Technology for Plant Maintenance,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48**, 662-669 (2015b)
- National Institute of Standards and Technology (NIST); Integration Definition for Function Modeling (IDEF0), Federal Information, Processing Standards Publication 183, <http://www.itl.nist.gov/fipspubs/idef02.doc>, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, U.S.A. (1993)
- Yamada, A., J. Takagaki, H. Matsumoto, T. Kawamura and K. Yokoyama; “OS8-11: Application of mirror modeling method for control of unstable behavior in a distillation process,” The 5th World Conference on the Safety of Oil and Gas Industries (WCOGI), Okayama, Japan, June 10 (2014)
- Yamada, A., H. Matsumoto, J. Takagaki, T. Kawamura and K. Yokoyama : “Application of Mirror Model for Dynamic Behavior of Tray Efficiency to Revise Control Loops in Distillation Systems,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48** (8), pp.690-697 (2015)



## 第2章

### 既往の研究と本研究の方針

本研究は、プラントライフサイクルを通じたプロセス基本設計の技術管理として、「プロセス基本設計業務プロセス」のモデル開発に関する研究と、その業務プロセスを技術体系化の側面から支援する「動的シミュレーションモデル化手法」の開発に関する研究から構成される。それらに関する、既往の研究と本研究の方針についてそれぞれ以下に述べる。また、本研究のオリジナリティについて、「第2章のまとめ」で述べる。

#### 2.1 既往の研究

##### 2.1.1 既往の技術管理のフレームワーク

1.1.1 で述べたように、プロセス設計段階がプラントライフサイクルの中で幾度も立ち上げられるようなプロセスとプラント（の両方またはいずれか）の改造はリバンプと呼ばれ、オリジナルのプロセス設計とプラント設計（の両方またはいずれか）と区別される。オリジナルなプラントであっても、設計内容がブラッシュアップされ、モディファイされて更新されていく場合もある。

このようなプロセスのリバンプなどで改善効果を獲得するための方法論について、異なる視点の研究が存在する。例えば、蒸留プロセスのような化学プロセスをリバンプする設計に関して、いくつかの技術的プロセスのモデルの研究がある。それらの多くは運転操作設計からの視点が充分でないエンジニアリング設計に限定されるか (Dones and Preisig, 2010, Gadalla *et al.*, 2013)、制御性改善の方法

論を中心に検討が行われている (Ganguly and Saraf, 1993) などの特徴がある。しかしながら、プラントライフサイクル全体を俯瞰した視点で、リバンプなどで特に配慮が必要となる設計余裕や操作余裕の確保など運転操作設計も含めたプロセス基本設計の業務プロセスについて研究されたものはない。

すなわち、リバンプ等を含むプロセス設計の課題を分析した結果、既往の研究においては、プロセス基本設計の業務プロセスがプラントライフサイクル全体を考慮に入れたプロセス設計を行う業務の視点で、十分に検討されていないことがわかった。

一方、プラントライフサイクルエンジニアリングに関わる技術管理のための業務プロセスモデル構築について、以下のような既往研究がある。それらの研究では、設計、製造、保全などにおける業務プロセスを効率化し改善するために、1.2.1 で述べた IDEF0 によるアクティビティモデルを用いた業務プロセスモデルが開発されている。

(1) 医薬品品質要求を恒常的に満足する医薬品製法の開発を目的に、LCE の視点で製品設計、Recipe 設計などの業務プロセスの手順や仕組みを改善した研究 (Kawai *et al.*, 2014)、(2) 安全・品質・生産性の統合的視点に基づき、製造と技術を一体化した生産管理を提案した研究 (Kitajima *et al.*, 2014)、(3) 医薬品製造の品質・生産性の継続的改善のため、複数のステークホルダーの役割分担を定義する手法の業務モデルを提案した研究 (Sugiyama and Schmidt, 2014)、(4) 化学系川中産業における作業環境・健康リスク改善を目的とした、管理者、エンジニア、研究者の連携についてマルチ視点モデルによる業務プロセス研究 (Uehara *et al.*, 2014) などの既往研究がある。

しかしながら、これらの業務プロセスモデルは第 1 章で述べた業務プロセスの 2 つの部分、すなわち一般的な「あるべき業務プロセスモデル」と、この「業務

の技術体系化のための業務プロセスモデル（フレームワーク）」とが、明確に分離されていない。この場合、1.2.3 で述べたように計画や結果の承認に対するアクティビティが一般に曖昧になる恐れがある。そのため、それらの開発されたモデルは、プロセス基本設計の業務プロセスに対する我々のアクティビティモデルに直接適用することはできない。

また、**IDEF0** を用いたアプローチの他の方法として、プロセス産業のプラントライフサイクル全体をカバーした業務プロセスモデルについて **PIEBASE** モデルが、**PIEBASE (Process Industries Executive for achieving Business Advantage using Standards for data Exchange) (PIEBASE Activity Model Executive Summary, 2002)** によって、独自のアクティビティテンプレートをベースに詳細に開発されている。しかしながら、この業務プロセスモデル構築の目的は、「**AS-IS** モデル」の構築であり、さらに、このプロセス基本設計の業務プロセスモデルは、ほとんど業務を支援する技術で構成され、設計業務のロジックは書かれていない。プロセス基本設計において、「**AS-IS** モデル」をベースに業務プロセスモデルを構築する場合、多種多様な業務プロセスを参考にモデル化する必要があり、その要求される技術の主要な設計変数やクリティカルプロセス条件を抽出・獲得し、一般化しつつ体系化する業務プロセスモデル（フレームワーク）を構築することは現実的に困難である。

一方で、2.2.3 で説明するように、安全メトリクスや設備保全におけるあるべき業務プロセスモデルが、それぞれ **IDEF0** アクティビティモデルを用いた独自のアクティビティテンプレートをベースに開発されている (**Fuchino et al., 2015a**)。ここでは、**LCE** の業務プロセスモデルを用いてプロセス安全上のトラブルを解析することにより、プロセス安全の **leading metrics** がプロセス安全管理の改善に貢献することを述べている。また、**LCE** におけるプラント設備保全に関して、あ

るべき設備保全技術を管理する業務プロセスモデル（フレームワーク）が開発されている(Fuchino *et al.*, 2015b)。しかしながら、ここでは設備保全に関する業務プロセス基準と技術基準についてモデル化されているが、詳細かつ技術的な業務機能アイテムについては「技術基準」以外には説明されていない。

### 2.1.2 既往のプロセス設計業務プロセス

本節では、本研究で適用した既往のプロセス設計業務プロセス(Fuchino *et al.*, 2015b) について述べる。プラントライフサイクルエンジニアリング (LCE) におけるプロセス設計 (Process Design)では、Figure 1.1 で示したように、一般に「プロセス概念設計 (Conceptual Process Design)」、「プロセス基本設計 (Preliminary Process Design (PPD))」および「プロセス詳細設計 (Final Process Design)」の順に業務が行われる。「プロセス概念設計」段階における最も重要な成果物の一つは、一般に「制御ループの記載がない、プロセスフロー図 (Process Flow Diagram (PFD))」であり、定常運転時のプロセスフロー情報や装置（反応操作や単位操作）が記載されている。さらに別の成果物として、装置の概略の様子が建設コストの概略見積もりのために用意されている。

一方で、プロセス基本設計業務内の対象領域としては、Figure 1.2 で示したように、通常、「定常運転 (Steady State Operations)」の他、「スタートアップやシャットダウン(Startup / Shutdown)」、「異常状態 (Abnormal Situation)」、「緊急状態 (Emergency Situation)」が対象となる。

「定常運転のプロセス基本設計」段階においては、装置の設計やレーティング、制御系の構造とパラメータ類の決定が、実際のプラント運転での変動や外乱変数を考慮して正確に行われる。通常、この段階において、「制御ループが記載された PFD」が、定常運転（定置制御による連続プロセスの運転）設計のため作成され

る。しかしながら、この「定常運転のプロセス基本設計」の業務プロセスについては、これまで詳細に研究されていなかった。

### 2.1.3 業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート

本節では、本研究で適用した既往の業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート（[瀏野, 2015](#) ; [Fuchino et al., 2015a](#)）について簡単に述べる。前述した IDEF0 は、業務プロセスと業務プロセス間の情報流れを表す図式モデリング言語であり、主要な特徴として 1) 入力情報を 3 つのカテゴリー(**Input, Control, Mechanism**) に分類してモデル化すること、2) 一つのアクティビティを、複数のサブ・アクティビティに展開でき、業務プロセスの階層性を表現できることである。業務プロセスのアクティビティのサブ・アクティビティへの展開を **Node Tree** 形式 (**Horizontal** タイプ) で表現し、**Node Tree** は、アクティビティのみが樹形図で表され、業務機能の階層構造全体を把握するために用いられる。IDEF0 にはこのようなセマンティックスとシンタックスが規定されているが、モデル自体をどのように作るかは開発者に依存している。そのため、一般的なモデルを構築が困難となるため、エンジニアリング技術の特徴を考慮したアクティビティテンプレートが構築されている)。このアクティビティテンプレートは、5 タイプのアクティビティ「**Manage**」、「**Plan**」、「**Do**」、「**Evaluate**」および「**Provide Resources**」から構成される。これらの最初の 4 つは、それぞれ PDCA サイクルの「**Action**」、「**Plan**」、「**Do**」、「**Check**」を表している。最後の 1 つは、「資源、情報および技術基準の提供」である。

**Figure 2.1** に示す「業務プロセスフローモデル」と呼ばれるアクティビティテンプレート ([Fuchino et al., 2015a](#)) においては、以下のような標準のアクティビティが用意されている。

「Manage」アクティビティが '(1) Directives (指示)' および '(2) Output' を、階層上位の「Parent Activity」から受け取り、 '(3) Directives (指示)' を下位の「Plan, "Do" および "Evaluate"」アクティビティに出力する。これらのアクティビティは、この '(3) Directives (指示)' にしたがってアクティブになり、 '(4) Certified Output (承認された出力)' ティを下流のアクティビティへ出力する。

「Provide Resources」によって受け取られた '(4) Certified Output (承認された出力)' 情報は、さらに、「Manage」へ '(5) Information for Management (管理のための情報)' として伝達される。「Manage」は、「Plan」、「Do」および「Evaluate」の結果を承認し、「Parent Activity」へ '(6) Certified Output (承認された出力)' を出力する。一方で、「Provide Resources」は、「Parent Activity」から '(7) Engineering Standards (業務基準)' および '(8) Information, Resources (情報、資源)' を受け取り、それらを「Manage」、「Plan」、「Do」および「Evaluate」へ渡す。「Plan」、「Do」および「Evaluate」で何らかのトラブルがあった場合、それらは '(9) Change Request (変更要求)' あるいは '(10) Information, Resources and Engineering Standards Provision Request (情報・資源・業務基準の提供を要求)' を「Provide Resources」を経由して '(5) Information for Management' として「Manage」へ出力する。「Manage」は、「Parent Activity」へこれらの要求 (11), (12) を伝達しても良い。これらの、アクティビティの要素を用いて、実問題に適用することになる。

「あるべき (TO-BE) 業務プロセスモデル」については、設備保全業務において開発されたアプローチ方法など (Fuchino, 2015b; 化学工学会安全部会, 2012) がある。これは、「業務機能の階層設計」と「情報流れ設計」の 2 段階のアプローチの導入と、PDCA サイクル (Plan-Do-Check-Action) を構成するための「アクティビティテンプレートの導入」からなる。現状 (AS-IS) をモデル化した後、その

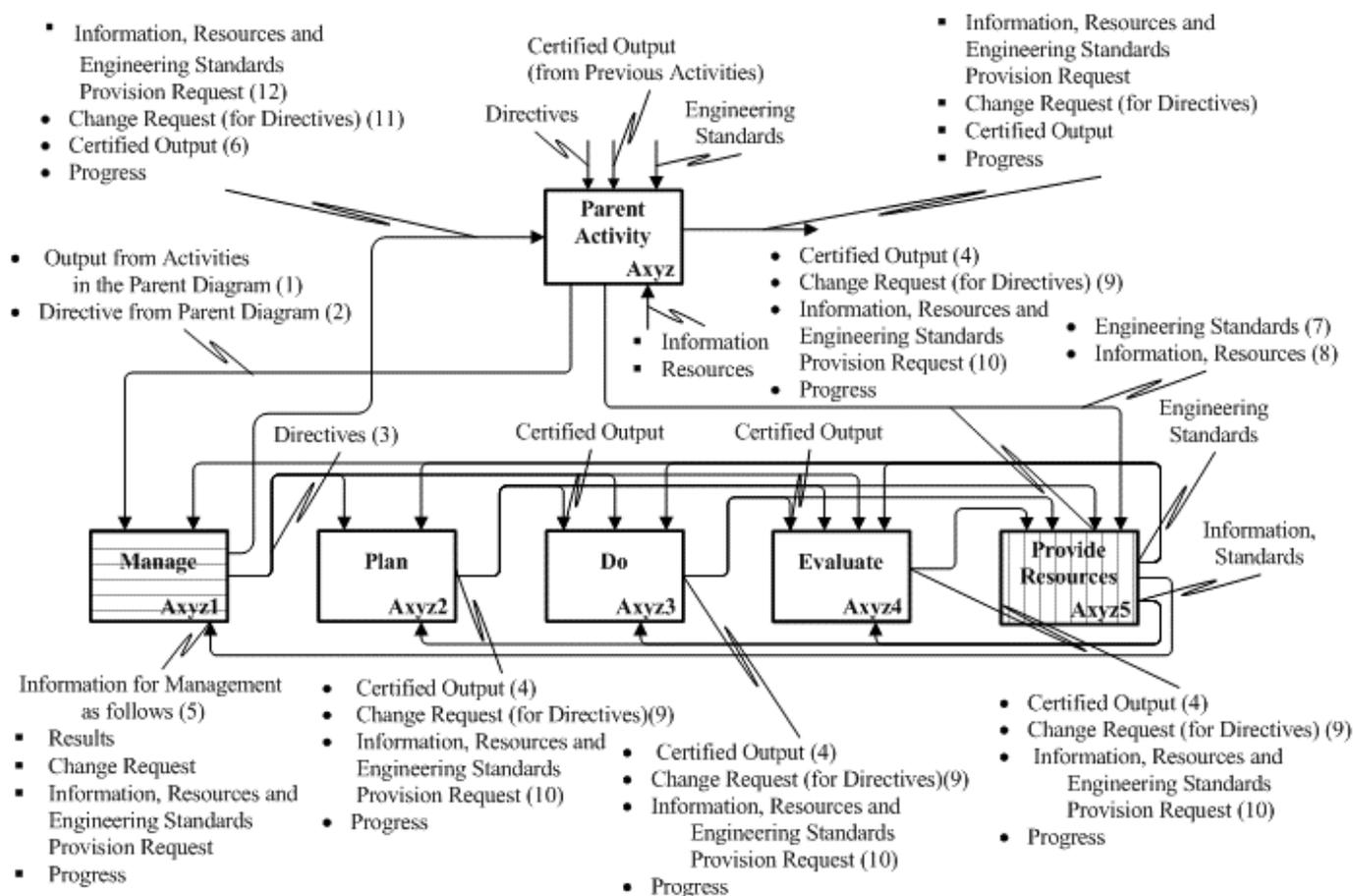


Fig. 2.1 Template for generalized business process model (Fuchino et al. 2015a)

問題点を解決するようモデルを改善することによって TO-BE モデルを構築する方法もあるが、直接 TO-BE モデルを構築する方法が効率的である。この TO-BE モデル通りに業務が行われれば、トラブルなどの不具合が起きないはずであり、業務でトラブルが起きていたとすると、TO-BE モデルと照合し、すなわち TO-BE モデルをトレースして業務のどの部分に問題点があるかを検出することができる。この既往の考え方を、本研究ではプロセス基本設計業務に応用していく。

---

## 2.1.4 プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデルの概略構造

1.2.4 および 1.2.5 において、業務プロセスモデルの構造や必要機能確認を目的とした、プロセス不安定化問題のトレースによる、未解決の原因の解析や、解決理由の解析の概要について述べた。そのために、2.1.3 で述べた既往のアクティビティテンプレートに基づいた、プラントライフサイクル (LCE) 全体の業務プロセスモデルが必要となるが、このモデル中でのプロセス基本設計業務プロセスモデルの位置づけについて、既往のモデル (Fuchino et al. 2015a) を用いて以下に説明する (Figure 2.2)。

本図では、これまで構築されたモデルの一部を示している。LCE は主に 4 つのエンジニアリング段階、すなわち、「LCE 計画立案」、「プロセス・プラント設計」、「建設」および「生産」で構成される。ここでは、既往の開発された業務機能 (アクティビティ) の階層構造全体を簡潔に把握するため Node Tree を用いて説明する。最上位のアクティビティである「A0: Perform LCE (LCE を実行する)」は、7 つのサブ・アクティビティ、すなわち「A1: Manage LCE (LCE を管理する)」、「A2: Plan Performing LCE (LCE の計画を立てる)」、「A3: Perform Process and Plant Design (プロセス・プラントの設計をする)」、「A4: Construct Plant (プラントを建設する)」、「A5: Perform Production (生産する)」および「A7: Provide Resource for Performing LCE (LCE のための基準・資源・情報を提供する)」へ展開される (Node-A0)。ここで、「A6: Evaluate LCE performance (LCE の実行を評価する)」は省略している。

ライフサイクルエンジニアリングのプロセス・プラントについて、Figure 1.1 で示したように、順にプロセス概念設計、プロセス基本設計、プロセス詳細設計が行われるので、「A3: Perform Process and Plant Design (プロセス・プラント

設計を実行する)」は、サブ・アクティビティ「A31: Manage Performing Process and Plant Design (プロセス・プラント設計を管理する)」、「A32: Plan and Design Overall Operational Design Philosophy (全体運転設計思想を計画し設計する)」、「A33: Develop Conceptual Process Design (プロセス概念設計を行う)」、「A34: Develop Preliminary Process Design (プロセス基本設計を行う)」、「A35: Develop Preliminary Plant Design (プラント基本設計を行う)」、「A36: Develop Final Process Design (プロセス詳細設計を行う)」、「A37: Develop Final Plant Design (プラント詳細設計を行う)」および「A39: Provide Resources for Performing Process and Plant Design (プロセス・プラント設計に必要な基準・資源・情報を提供する)」に展開される。

さらに、「A34: Develop PPD (Preliminary Process Design) (プロセス基本設計を行う)」は、サブ・アクティビティ「A341: Manage Developing Preliminary Process Design (プロセス基本設計を管理する)」、「A342: Plan and Design Operational Design Concept (運転設計思想を計画し設計する)」、「A343: Develop PPD for SS (Steady State) Operations (定常運転のプロセス基本設計を行う)」、「A344: Develop PPD for S/U and S/D (スタートアップとシャットダウンのプロセス基本設計を行う)」、「A345: Develop PPD for Abnormal Situations (異常状態のプロセス基本設計を行う)」、「A346: Develop PPD for Emergency Situation (緊急状態のプロセス基本設計を行う)」、「A347: Evaluate Integrity of PPD (プロセス基本設計の整合性を評価する)」および「A348: Provide Resources for Developing PPD (プロセス基本設計に必要な基準・資源・情報を提供する)」に、Node-A34 上に展開される。

一方、生産業務は、主に「生産の実行業務」と「設備の保全業務」として定義され、「A5: Perform Production」は、サブ・アクティビティ「A51: Manage

Production (生産を管理する)」、「A52: Make Production Plan (生産計画を立てる)」、「A53: Execute Production (生産を実行する)」、「A54: Perform Maintenance (設備保全をする)」および「A56: Provide Resources for Production and Maintenance (生産に必要な基準・資源・情報を提供する)」に展開される(Node-A5)。ここで、「A53」下の既往のサブ・アクティビティ (Shimada et al.,2009) について、本研究の事例に取り上げたので図中に示した。

またさらに、「A7: Provide Resources for Performing LCE (LCE のための基準・資源・情報を提供する)」アクティビティは、プロセス・プラント設計や生産などでの結果を受ける。そして子アクティビティモデルは「A0: Perform LCE (LCE を実行する)」についての業務プロセスモデルと同じような階層構造を持つべきである。したがって、「A7」アクティビティから展開されるノードツリーの一部を示す際、Node-A7 は、Node-A0 に対応した構造を持つ。すなわち、「A7」は、サブ・アクティビティ「A71: Manage Supporting Resources for LCE Provision (LCE のための基準・資源・情報の提供を管理する)」、「A72: Plan Resource Provision for LCE (LCE のための基準・資源・情報の提供を計画する)」、「A73: Provide Resources for Process and Plant Design (プロセス・プラント設計のための基準・資源・情報を提供する)」、「A74: Provide Resources for Construction (プラント建設のための基準・資源・情報を提供する)」、「A75: Provide Resources for Production (生産のための基準・資源・情報を提供する)」および「A77: Provide Resources for Resource Provision Support (資源提供支援のための基準・資源・情報を提供する)」に展開される。ここで、「A76: Evaluate Consistency between Resources for each Engineering Stage (各エンジニアリング段階の基準・資源・情報間の整合性を評価する)」は省略している。

2.2.4 においては、この業務プロセスモデルにおいて、本研究で新たに開発す

第 2 章 既往の研究と本研究の方針

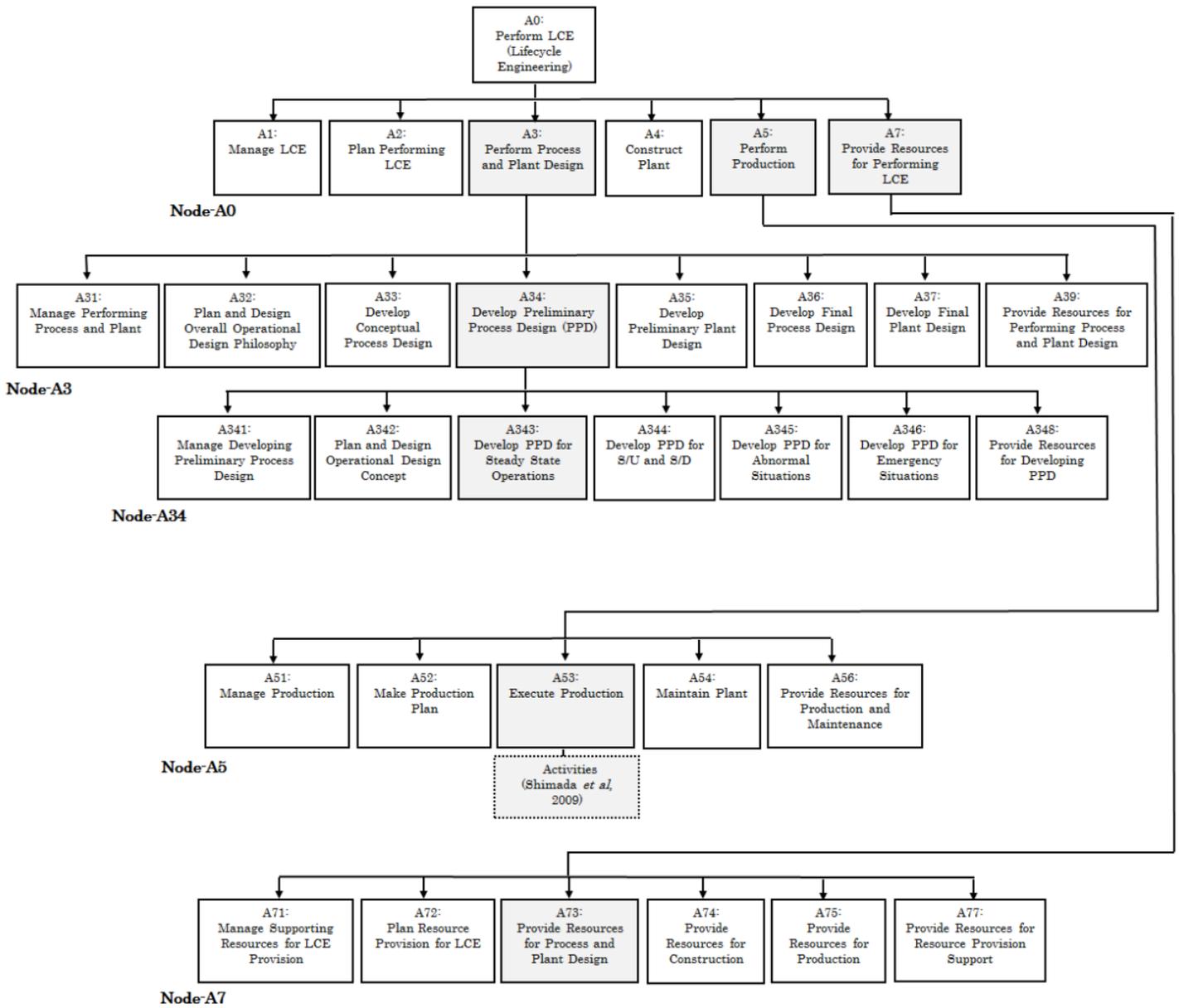


Fig. 2.2 Part of BPM Performing LCE (Previous study) (Fuchino et al. 2015a)

るアクティビティの位置づけの説明や、この構造の持つ機能を確認するため事例によるトレースの試行を行う。

### 2.1.5 動的シミュレーションのモデリング

プロセス不安定化問題の原因究明の必要性の背景について 1.1.1~1.1.5 で述べた。さらに、この原因究明などを目的としたプロセス基本設計技術体系化のために動的シミュレーションモデル化手法を開発し、効果を挙げた事例の概要について 1.2.6 で述べた。本節 2.1.5 では、既往の関連技術について述べる。

動的シミュレーションのための蒸留プロセスモデルは一般に、「平衡段モデル (Gould, 1969; Luyben, 1974)」と「速度論モデル (Peng *et al.*, 2003; Bonilla *et al.*, 2012)」に分類することができる。Pescarini ら (1996) は、蒸留塔の挙動の非平衡表現について 3 つのケースの比較を行っている。平衡段モデルと段効率の組み合わせる方法が、速度論モデルと比較して簡易で実用的であると報告している。しかしながら、段効率を用いた平衡段モデルの動的シミュレーションへの適用について、棚段蒸留塔の段効率は運転中を通して一定ではなく、一般にトレイ上のプロセス状態に依存すると記されて (Gould, 1969) おり、プロセス状態が大きく変化する場合、段効率を一定と近似したシミュレーション精度には注意を要する。このように、平衡段モデルを用いた蒸留塔のより正確な動的シミュレーションには、段効率の時空間的な考慮が不可欠である。野田らは (2000)、パイロットスケールのバッチ蒸留システムにおいて、製品組成のプロファイルの実測値と推定値の差が最小になるよう、全段について、実測できない組成と段効率の推定値を周期的に更新していく方法を報告している。また、実用的には、気液接触時間と平衡到達度の関係から、各段での滞留時間と段効率を関係づける簡易的な方法もとられている (原、大場, 2003)。しかしながら、上述した MIRROR PLANT の

(塔下部のインターナルがトレイである) 蒸留塔の動的シミュレーションに関しては、各段の温度や組成などの変動幅では物質移動係数の変動も無視できず、段効率一定とした平衡段モデルや、各段の滞留時間と段効率の相関 (時変数かは不明) のみによってシミュレーションするには大きすぎる。

このように、段効率の動的変化推定モデルの採用により、動的シミュレーションの精度の向上が期待できる。また段効率や塔効率 (column efficiency) は、気液平衡、蒸気・液の粘度、密度、表面張力や拡散係数などのその温度や組成に依存する物性、塔内気液流量、トレイのタイプや構造に依存することが報告されている (Chaiyavech and Winkle, 1961; 浅野, 1988)。これまで、塔効率についての多くの推定方法は、一般的に経験的方法と理論的方法に分類されて報告されており (Lewis, 1936; O'Connell, 1946; Wanket and Hubert, 1979; Kister, 1992)、これらの推定方法の動的シミュレーションモデルへの適用が研究されている (Kooijmann and Taylor, 1995; Mahdipoor *et al.*, 2007, 2008)。

一方で、上記の蒸留塔モデル、段効率モデルについての動的プロセスモデルによりシミュレーションを行う仕組みが必要となるが、商用のパッケージソフトウェアがいくつか提供されている。動的シミュレーションモデルをパッケージとしたシステムである MIRROR PLANT は、厳密な第一原理モデル (物理モデル) をベースにした商用のリアルタイムの動的シミュレーションシステムであり、前述のように横河電機 (株) および (株) オメガシミュレーションが開発し、三井化学 (株) が自社プラントで検証を行ったものである (Ohtani *et al.*, 2005; Seki *et al.*, 2008)。シミュレーションシステムは主に 3 つのモデルで構成されている。**Figure 2.3** に示す、「ミラーモデル (Mirror Model)」、「同定モデル (Identification Model)」および「解析モデル (Analysis Model)」である。MIRROR PLANT は、「プラント内部の仮想的な可視化」をするミラーモデルを用いて、リアルタイムに計

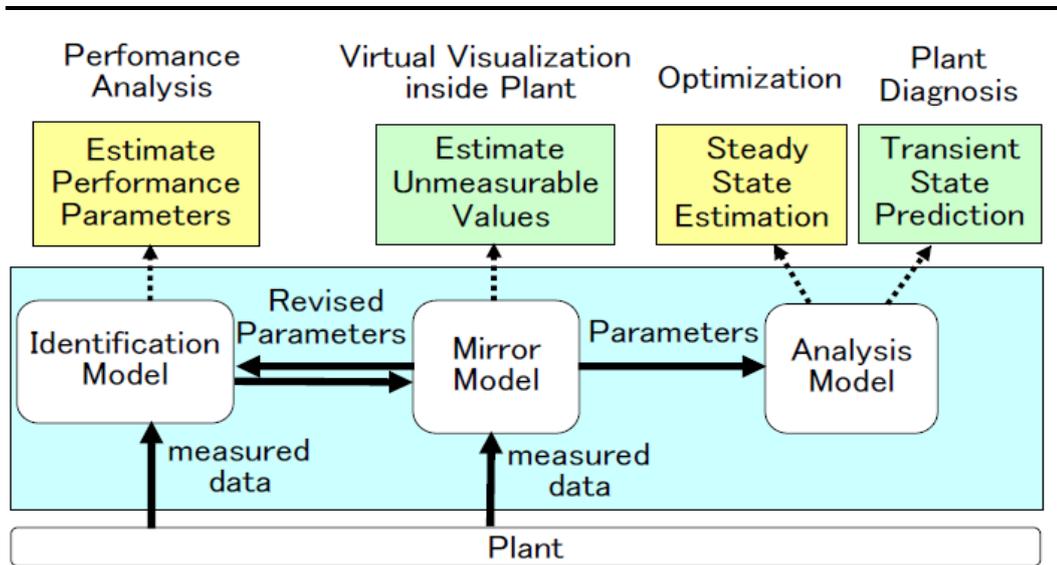


Fig. 2.3 Structure of the MIRROR PLANT system

測不可能なプロセス値やパラメータを推定可能な、独自の機能を持っている。「同定モデル」は「ミラーモデル」と同じ厳密なプロセスモデルを用いており、その応用でプロセス・プラントエンジニア、プラントオペレータに装置の効率を示すことができる。さらに「解析モデル」は、定常状態予測や過渡状態予測の応用によって、プロセス最適化や、プラント運転時の異常診断などに使われる。これまで、MIRROR PLANT はベンチスケールのメタン水蒸気改質システムに応用され (Nakaya and Li, 2013)、実プラントへの適用も行われている。

しかしながら、蒸留塔の段効率については、一度の動的シミュレーションにおいて各段それぞれ一定値として考慮されていた。

## 2.2 本研究の方針

### 2.2.1 技術管理のフレームワーク

2.1.1 において、技術管理のフレームワークに関する既往の研究について説明した。本研究では、ライフサイクルにおける業務の中で、プロセス設計のあるべき業務プロセスモデルにアプローチする。ここでオリジナル（Grassroots ベースも含む）の設計のみならず、リバンプなどを目的とした再設計、改良設計および運転上の課題解決に関係が深く、プラント運転やプロセス制御構造を考慮するプロセス設計業務として、「プロセス基本設計」に焦点を当てた。特に上述した不安定なプロセス定常運転の原因の特定と解決する仕組みづくりを目的として検討する。

さらに、プロセス基本設計業務内の対象領域としては、Figure 1.2 で示したように、通常、「定常運転 (Steady State (SS) Operations)」の他、「スタートアップやシャットダウン(Startup / Shutdown)」、「異常状態 (Abnormal Situation)」、「緊急状態 (Emergency Situation)」が対象となるが、本研究では最も長い生産活動時間を占める「定常を目標とする運転」（以下、「定常運転」という）すなわち、定常運転のプロセス基本設計業務 (PPD for SS Operations) に焦点を当てる。本業務はプロセス基本設計の中でも、最も長期間に亘る連続プロセスの定常運転を対象とし、品質・生産量の維持やそのための安定な操作条件を得る装置設計と制御構造のパラメータを決定する視点から最も重要となる。

### 2.2.2 業務プロセスモデル開発方法

2.1.3 において、業務プロセスモデルの開発方法に関する、既往の研究について説明した。本研究では、プロセス基本設計において、「あるべき業務プロセスモデル」および「技術を体系化するための業務プロセスモデル (フレームワーク)」の構築について IDEF0 アクティビティモデリング手法を用いる。IDEF0 は業務プ

プロセスと業務プロセス間の情報流れを表す図式モデリング言語である。この採用理由については 1.2.1 で述べたように、このモデルの持つ「階層的性質」と「PDCA エンジニアリングサイクルの記述」の点による。

プロセス基本設計業務プロセスモデルは、次のステップにより開発した。最初に「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」を、**IDEF0** アクティビティモデルを用いて構築する。二番目に、プロセス性能要求に基づいて生成したプロセス設計情報（「プロセス設計変数」や「クリティカルプロセス条件」）を含む本業務プロセスの技術的成果を、この「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」から、その技術体系化の要求に応じて抽出・獲得する際の業務機能を考えた。三番目に、技術基準を作成するための「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル（フレームワーク）」を構築する。ここで、「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」から抽出・獲得したプロセス設計情報をベースに、「プロセス基本設計技術」として体系化が行われる。最後に、両方の業務プロセスモデルを、既往の最上位機能である「**A0: LCE を実行する(Perform LCE (Lifecycle Engineering))**」アクティビティ下に連携性、整合性を保つよう配慮して統合する。

既述したように、「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル（フレームワーク）」は相互に整合性を保ちながら明確な意思決定プロセスを管理するため分離されていることが、プロセス基本設計にとって極めて重要である。

一般的な表現をいくつか例にあげると、後者で「基準を作り」、前者で「基準を使って判断する」。または、後者で複数の改善案などの「選定基準、選定候補を作り」、前者で「選定する」。さらに、後者で設計変数や操作変数の「リミットの決め方や更新を提案あるいは提供し」、前者で「リミットを決定する」などの相互関

係となる。すなわち、基準を使って意思決定する人自身が、自ら基準を作ると恣意的になり、自らの業務に都合良くなりがちだからである。独立した技術体系化の業務プロセスモデル（フレームワーク）が構築されない場合、判断基準の未整備や人間の判断基準の偏重、特定の設計者の知識だけに留まるいわゆる属人化のリスクにも繋がることになる。

より具体的には、プロセス基本設計において、技術基準（Technological standards）および業務プロセス基準（Business process standards）から構成されるプロセス基本設計の業務基準（Engineering standards）に関して、後者のモデルあるいは業務プロセスモデル（フレームワーク）においては、「あるべきプロセス基本設計業務プロセス」に対してできるだけ客観的に、プロセス基本設計業務基準が構築され、さらにチェックされ整合性を評価され、一方で前者のモデルにおいては、各アクティビティはプロセス基本設計業務基準にしたがって実行されることになる。

### 2.2.3 業務プロセスモデルのアクティビティテンプレート

2.1.3 において、業務プロセスモデルのアクティビティテンプレートに関する、既往の研究について説明した。本研究では、まず最初に直接、「あるべき（TO-BE）プロセス基本設計業務プロセスモデル」の構築を行った。構築にあたり、以前、設備保全業務において開発されたアプローチ方法など（Fuchino, 2015b）を参考にした（2.1.3 参照）。業務プロセスモデルの詳細は、3、4 章で説明する。また、設備保全業務プロセスモデル構築における実績（化学工学会安全部会，2012）を踏まえ、AS-IS モデルは考慮せず、直接 TO-BE モデルを構築することにした（2.1.3 参照）。

さらに、プロセス基本設計(PPD)の技術体系化について、あるべき業務プロセ

スをベースに検討した。一般化モデル構築のため、全ての主要なアクティビティを横断的にアプローチ可能な上記アクティビティテンプレートを用いた

## 2.2.4 プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデルの機能要件の確認

2.1.4 において、プラントライフサイクルにおけるプロセス基本設計業務プロセスモデルに関する既往の研究について概略を説明した。プロセス基本設計(PPD)の業務プロセスの構造が、定常運転の不安定化問題の解決に必要な機能を持っているか確認するため、既往のモデルに対して不安定化問題のトレースによる予備検討を行った。

Figure 2.4 に示した業務プロセスモデルには、Figure 2.2 の既往の業務プロセスモデルに加え、今回開発する、「A343: Develop PPD for SS (Steady State) Operations (定常運転のプロセス基本設計を行う)」以下のサブ・アクティビティ、「A73: Provide Resources for Process and Plant Design (プロセス・プラント設計のための基準・資源・情報を提供する)」以下のサブ・アクティビティおよび「A77: Provide Resources for Resource Provision Support (資源提供支援のための基準・資源・情報を提供する)」以下のサブ・アクティビティについて存在位置のみを示した (既往モデル主体であり、簡単のため Node Tree を使用した)。

「A34: Develop Preliminary Process Design (プロセス基本設計を行う)」を最上位アクティビティとし、既に関連された業務プロセスモデルのみを用いて、プラントライフサイクルの中でのプロセス基本設計業務モデルの機能を確認するため、上記問題によるトレースを行う。ここで、「」は業務機能 (アクティビティ) を表す。(1),(2),(3)・・・は、図中のアクティビティに付与した番号を表し、トレースの実行順序の例を表している。

(1) 製造現場のアクティビティで問題となったプロセスの不具合（例：定常運転の不安定化）の解決（不具合原因の究明、不具合解決の方策獲得、方策の実行）のため、(2)「A53: Execute Production (生産を実行する)」、(3)「A56: Provide Resources for Production and Maintenance (生産と設備保全のための基準・資源・情報を提供する)」を經由して (4)「A51: Manage Production (生産を管理する)」へ「Information, Resources and Engineering Standards Provision Request (情報・資源・業務基準の提供を要求)」を出力する。

「A51」は、親アクティビティ (5)「A5: Perform Production (生産を実行する)」に技術基準（不具合の原因、その解決策）提供要求を知らせる。「A5」はプロセス基本設計の視点から見た技術基準を要求するため、(6)「A7: Provide Resources for Performing LCE (LCE のための基準・資源・情報を提供する)」および (7)「A77: Provide Resources for Resource Provision Support (資源提供支援のための基準・資源・情報を提供する)」を經由して、(8)「A73: Provide Resources for Process and Plant Design (プロセス・プラント設計のための基準・資源・情報を提供する)」へ、プラントデータや運転条件などプラント操作の情報を出力する。

続いて「A73」は、プラント操作を考慮したプロセス基本設計の支援技術体系化のため、**本研究で開発した**「(9) サブ・アクティビティ (設計技術の体系化)」へプラント操作の情報を出力する。または、「A77」は、必要に応じて、複雑なプロセス挙動やプロセス特性の把握のため、同じく**本研究で開発した**、ライフサイクルで共有化される「(11) サブ・アクティビティ(動的シミュレーション)」へプラント操作の情報を出力する。この時、(10)「A343」の子アクティビティであり、**本研究で開発した**、「プロセス基本設計の詳細アクティビティ」からプロセス設計情報（設計条件やクリティカルプロセス条件）を新たに獲得するなど連携（情

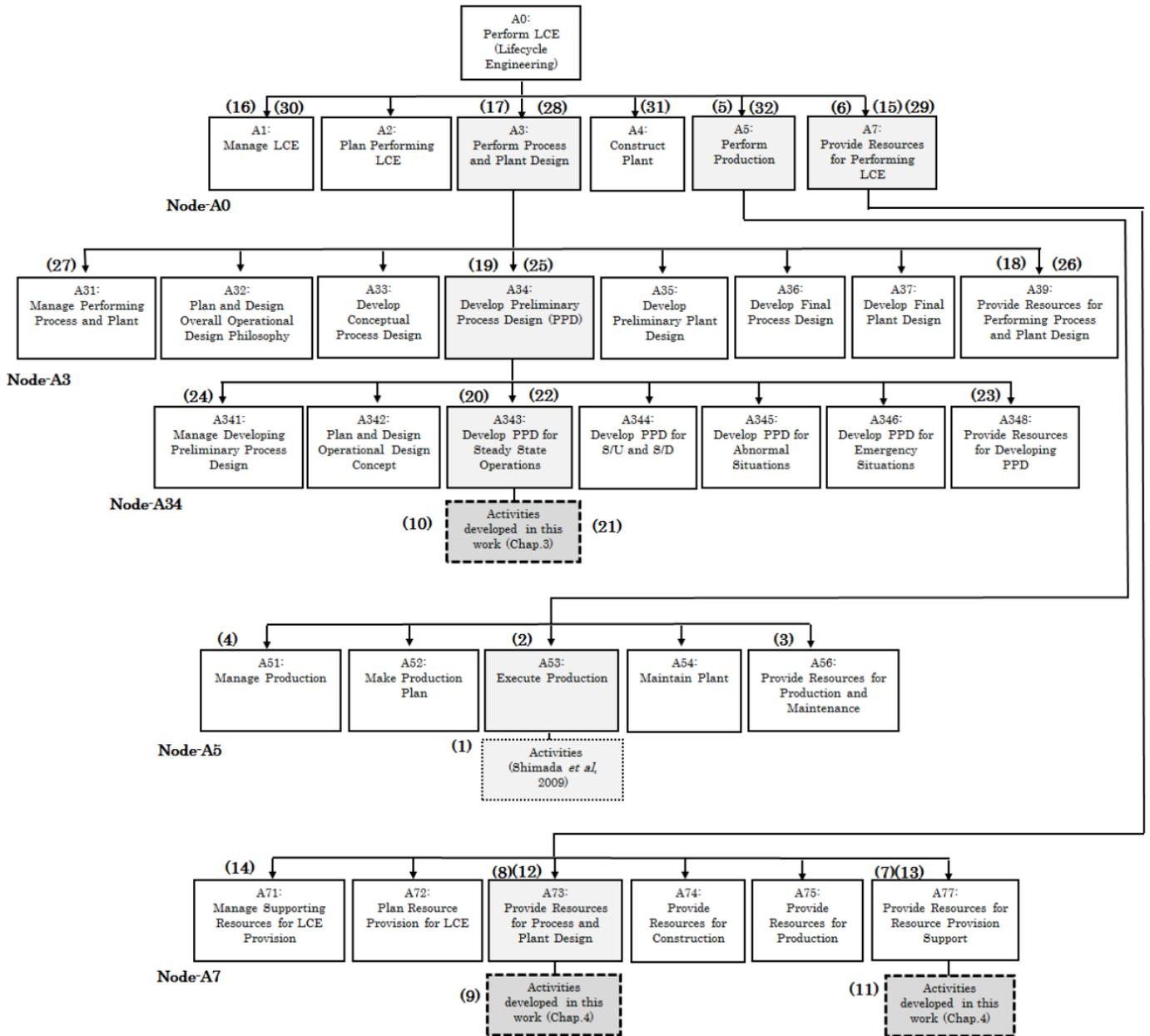


Fig. 2.4 Part of BPM Performing LCE (This study)  
 ( Modified the original model (Fuchino *et al.* 2015a) )

報経路は省略する)しながら技術の体系化を行い、プロセス不具合の原因および解決策候補を技術基準として得る。プロセス基本設計の支援技術体系化の結果として技術基準を(12)「A73」に返す。技術基準を「A73」から、(13)「A77」、(14)「A71」を経由して、(15)「A7」へ出力する

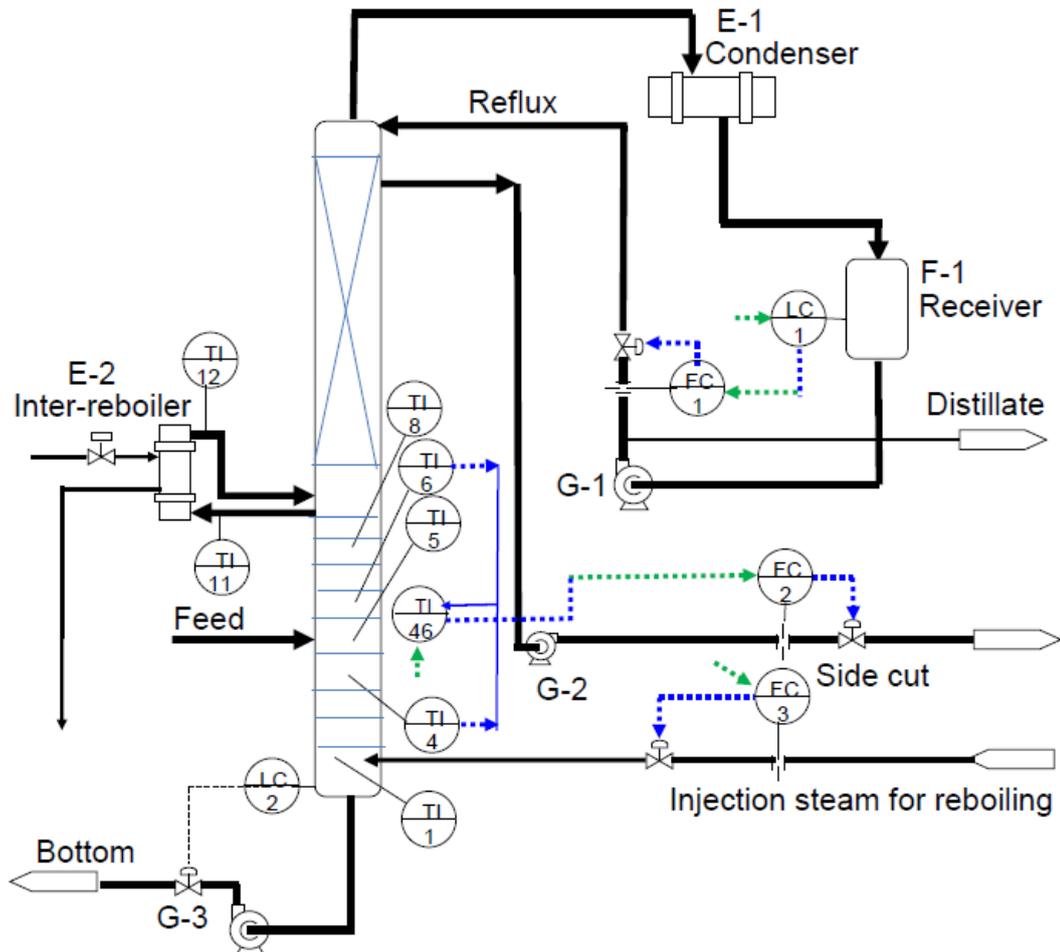
オリジナルの新設あるいはリバンプの技術基準は、「A7」から(16)「A1: LCEを管理する」、(17)「A3」、(18)「A39」を経由して、(19)「A34」へ出力される。さらに技術基準が「A34」から子アクティビティ、(20)「A343」へ、また技術基準「プロセス不具合の原因および解決策候補」は、詳細なプロセス基本設計を行う(21)「各子アクティビティ」に送られる。プロセス基本設計の各階層の各アクティビティから、解決策候補から解決策が意思決定され、それに基づいたプロセス基本設計の結果が、(22)「A343」に返される。

プロセス基本設計の結果は「A343」から(23)「A348」、(24)「A341」、(25)「A34」、(26)「A39」、(27)「A31」および(28)「A3」を経由して(29)「A7」へ送られ保存される。プロセス基本設計での結果をベースに、新設またはリバンプの技術基準は実際に「A7」から(30)「A1: Manage LCE」、(31)「A4: Construct (プラントを建設する)」、(32)「A5: Perform Production (生産する)」のような各業務プロセスのアクティビティへ、装置あるいは制御方法を実装し試運転の後、不具合が改善された運転を行うために提供される。

以上のような方法で、第 5 章において実際の定常運転の不安定化問題のトレースを行い、本研究で開発する業務プロセスモデルの構造の機能要件を確認する。

### 2.2.5 動的シミュレーションのモデル化手法開発

2.1.5 において、動的シミュレーションのモデリングに関する既往の研究について概略を述べた。本研究においては、MIRROR PLANT を用いて開発した動的シ



**Fig. 2.5** A distillation column with unallowable fluctuation applied mirror modeling method

ミュレーションの応用手法、すなわちミラーモデリング手法を考案した。詳細は第 6 章で述べる。ここでは、MIRROR PLANT の動的シミュレーション方法論を、あるプラントに存在する、塔の上半分のインターナルが規則充填物、下半分のインターナルが棚段 (Tray) である蒸留塔 (Figure 2.5) の動的操作の設計に応用した。そのプラントはリバンプを行った後、塔内温度の著しい周期変動による安定性と制御性の問題を抱えていた。温度の変動は、省エネルギーを目的に熱回収さ

れたプラントの複雑な構造あるいは制御系設計の不適切さにより生じていると考えられ、安定的に制御が行えなかった。プロセスデータの解析によって、制御ループの改訂による制御性の改善が期待されたが、取り扱い物質の化学的不安定性の理由により、実際に制御ループの改訂を行うには安全上のリスクがあった。そこで、制御性改善の可能性について、ミラーモデリングに基づいた動的シミュレーション手法により改訂することを検討した (Yamada *et al.*, 2014, 2015)。

本蒸留塔のプロセスにおいて、所定の段の蒸気温度の実測値の時系列データをベースとして (オンラインで容易に測定できる場合などでは効率的)、ミラーモデリング法の適用により、平衡段モデルの各段の時变的段効率の推定に、それぞれ各段の蒸気温度の使用を提案した。本研究の目的は、蒸留塔温度の顕著な周期的変動の動的シミュレーションによって、塔内各段の動的な温度データに相関を持たせた段効率の一つとして(2.1)式で定義される、蒸発効率(vaporization efficiency) の適用方法を示すことにある。

$$efs_j = y_j/y_j^* \quad (2.1)$$

蒸発効率を用いた既往の研究として、実際の蒸留塔の2つの定常状態のデータから、同塔内の濃度プロファイルを正確に推定する方法として蒸発効率を温度の関数として表現する方法が研究されている (Baumann, 2001) (ここでは、蒸発効率に活量係数を含めて近似をしているため気液混合物の非平衡性と非理想性が分離されていない)。しかしながら、定常状態モデルによる推定であり、動的な温度実測データから動的モデルによって関数を得る方法でないことことから複雑な動的挙動への適用性に乏しく、本研究の目的には適用が不可能であった。

本研究の、提案方法の有用性について、蒸発効率の時空的变化を伴う動的シミュレーションを、実プラントの制御性改善の検討に適用することにより議論する。

本研究のさらに重要な視点は、1.2.3 で述べたプロセス基本設計技術体系化である。この体系化は、Grassroots を含むオリジナルベースのプロセス基本設計のみならず、リバンプを目的としたプロセス再設計、改良設計および運転上の課題解決により必要とされる。プロセス改良・改造のためこれまで未経験の条件への変更リスクを伴う場合には、技術基準の更新や詳細化に際して、特に定性的なモデル構造と定量的なパラメータが重要になり、さらに、上記の蒸留塔の例で述べた複雑な動的プロセス挙動を表現し、解析し、条件変更の影響・効果を推定するためには厳密なモデリングが必要となる。また、そのモデルによるシミュレーション結果と結果に基づく改良後の結果の比較から、新たな技術基準が更新されることになる。

1) 不具合、不安定現象が起きた場合、どのような手段（候補）によってどの程度まで改善するのか

- ・設備の改造・改良、交換、追加、削除
- ・運転・制御について
  - 制御ループのペアリング変更
  - 制御パラメータ変更
  - 制御量（検出端）の変更、操作端の変更
  - 制約運転の導入

2) 与えられた目的、目標では、実際のプロセス挙動、現象をどの程度までシミュレーションで再現すれば良いのか

3) そのモデル化手法およびその特徴、課題や問題点はどのようなものか？

プロセス基本設計業務などの業務プロセス中に動的モデリング手法を業務機能として持つことにより、技術基準を共有化、進化させることで、属人性を排除し、確実かつ持続的な技術伝承の実現に貢献できる。

---

## 2.3 本章のまとめ

### 既往の研究

#### プロセス基本設計業務プロセス

プロセスリバンプの既往の研究に関しては、プロセスフローおよび装置の追加、変更によるコスト・エネルギー最小化検討や、安定化のための制御性改善などが中心である。これまで、プラントライフサイクル全体の視点から、リバンプなどのプロセス再設計を含む「プロセス基本設計業務プロセス」について、技術管理の検討がされていない。

プラントライフサイクルの技術管理に関する既往の研究として、プロセス概念設計、プロセス設計、生産およびそれらの合理化、効率化に関する業務プロセスモデルが IDEF0 を用いたアクティビティモデルで構築が行われているが、プロセス基本設計の特に定常運転については構築されていない。さらに、これらは「あるべき業務プロセスモデル」とその「技術体系化の業務プロセスモデル（フレームワーク）」とが明確に区別されておらず、それらのモデル構造を直接プロセス基本設計の業務プロセスモデルに適用できない。

また、業務プロセスモデル構築のため、IDEF0 をベースとした「業務機能の階層設計」と「情報流れ設計」の 2 段階のアプローチの導入と、PDCA サイクル (Plan-Do-Check-Action) を構成するための「アクティビティテンプレート」が開発されている。

#### プロセス基本設計業務プロセスの構造の機能性の確認

上述のように、「定常状態のプロセス基本設計業務プロセスモデル」のモデル構築そのものも従来行われておらず、また 1 段上位の「プロセス基本設計業務プロ

セスモデル」についても、機能確認のためプロセストラブル（定常運転の不安定化）の事例をトレースすることは従来検討されていない。

### 動的シミュレーションモデリング

化学プロセスの動的シミュレーションモデルを構築するための蒸留プロセスにフォーカスし、既往の関連技術について調査した。動的シミュレーションのための蒸留プロセスモデルは一般に、「平衡段モデル」と「速度論モデル」に分類することができるが、蒸留塔の挙動の非平衡表現について「平衡段モデル+段効率モデル」、「速度論モデル」と比較して簡易で実用的であると報告されている。段効率が時変数である報告はあるが、段効率を動的に変化させる検討は限定されていた。パイロットスケールのバッチプロセスについて、オンライン組成分析と計算値が一致するように段効率を都度求める方法や、また、連続蒸留の動的シミュレーションでは、通常段効率が一定で検討されるか、気液接触時間と平衡到達度の関係から、各段での滞留時間と段効率を関係づける簡易的な方法がとられているが、複雑な動的挙動に対する現象の再現には充分ではなかった。

## 本研究の方針

### プロセス基本設計業務プロセス

本研究では、プラントライフサイクルにわたり、リバンプなどのプロセス再設計の業務プロセスも視野に入れた「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」および、それを参照モデルとする「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル（フレームワーク）」の2つの業務プロセスモデルの構築を行うことにした。業務プロセスモデルの内容の詳細については、3章および4章で述べる。本研究のアプローチとして、プロセス基本設計業務プロセス構築のために、

IDEF0 をベースとした「アクティビティテンプレートの導入」を行った。これにより、両業務プロセスについて、健全な意思決定を考慮して、類似の構造であるが分離して構築し、また、機能的な技術管理のため階層構造をもった PDCA サイクルを意識したアクティビティからフレームワークを構築することにした。

### プロセス基本設計業務プロセスの構造の機能性の確認

ある蒸留プロセスの「リバンプ後のプロセスの不安定化問題」が検討される過程をトレースすることにより、本研究で開発した「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」および「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル（フレームワーク）」の機能の確認を行う。今回構築した両業務プロセスモデルに従わない過去の運用では、「プロセスの不安定化問題」が解決しなかったこと。その後、両業務プロセスモデルに従った運用を行うことで同問題が解決できたことを示し、今回開発した両業務プロセスモデルの構造が必要な機能を満たしていることを確認する。

この「プロセスの不安定化問題」のトレースにおいて、上記業務プロセスモデル（フレームワーク）の一部の業務機能に対してプロセス動的挙動のより厳密な定量化が要求されており、第1章で述べた、動的シミュレーションモデルおよびその方法論の開発の必要性も確認する。

### 動的シミュレーションモデリング

本研究で対象とした蒸留塔のプロセスにおいて、所定の段の蒸気温度の実測値の時系列データをベースとして、ミラーモデリング法の適用により、平衡段モデルの各段ごとの時变的段効率の推定に、それぞれ各段の蒸気温度の使用を提案する。本研究の目的は、蒸留塔温度の顕著な周期的変動の動的シミュレーションに

よって、温度データに相関を持たせた段効率の一つとして蒸発効率(vaporization efficiency) の適用方法を示すことにある。さらに、提案方法の有用性について、蒸発効率の時空的变化を伴う動的シミュレーションを、実プラントの制御性改善の検討に適用することにより議論する。

このミラーモデリングは、プロセスの複雑な動的挙動を定量化するモデルを構築する手法であり、一般にプロセス設計技術などの体系化を強力に支援する仕組みと位置づけるものである。

参考文献 (第 2 章)

- Baumann, E. M. ; “Modeling and Control of an Industrial Distillation Plant,”  
for the degree of Doctor of Technical Sciences, Swiss Federal Institute of  
Technology, Zurich (2001)
- Bonilla, J., F. Logist, B. D. Moor and J. V. Impe; “A Reduced Order Rate Based  
Model for Distillation in Packed Columns: Dynamic Simulation and the  
Differentiation Index Problem,” *Chem. Eng. Sci.* **68**, 401–412 (2012)
- Chaiyavech, P. M. and V. Winkle; “Effect of System Properties on Small  
Distillation Column Efficiency,” *Ind. Eng. Chem.*, **53**, 187–190 (1961)
- Dones, I. and H. A. Preisig; “Model simplification and time-scale assumption  
applied to distillation modelling,” *Computers and Chemical Engineering* **34**,  
732-743 (2010)
- Fuchino, T., K. Takeda, Y. Shimada and A. Aoyama; “Business Process Model  
Based Incident Investigation for Process Safety Leading Metrics,” *Journal  
of Chemical Engineering of Japan*, **48**, 626-633 (2015a)
- Fuchino, T., Y. Shimada, T. Kitajima, K. Takeda and M. Miyazawa;  
“Framework to Manage Engineering Technology for Plant Maintenance,”  
*Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48**, 662-669 (2015b)
- Gadalla, M., D. Kamela, F. Ashourb and H. N. El dinc; “A New Optimisation  
Based Retrofit approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation  
Unit,” *Energy Procedia*, **36**, pp.454–464 ( 2013 )
- Ganguly, S. and D. N. Saraf; “A semi-rigorous dynamic distillation model for  
on-line optimization and nonlinear control,” *J. Process Contr.*, **3**, 153-160

(1993)

Gould, L. A.; *Chemical Process Control: Theory and Applications*, pp.192–200,

Addison - Wesley Publishing Company, Inc., Boston, U.S.A. (1969)

Kawai, H., H. Seki, T. Kitajima, T. Fuchino and Y. Naka; “Systems Approach to Process Lifecycle Engineering in Pharmaceutical Manufacturing (in Japanese),” *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **40**, 174-186 (2014)

Kister, H. Z.; *Distillation Design*, pp.372–379, McGraw-Hill, New York, U.S.A.

(1992)

Kitajima, T., Y. Shimada, T. Fuchino and K. Bito; “Production Management Integrating Safety, Quality and Productivity (in Japanese),” *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **40**, 187-193 (2014)

Kooijmann, H. A. and R. Taylor; “A Nonequilibrium Model for Dynamic Simulation of Tray Distillation Columns,” *AIChE J*, **41**, 1852–1863 (1995)

Lewis, W. K.; “Rectification of Binary Mixtures,” *Ind. Eng. Chem.* **28**, 399–402

(1936)

Luyben, W. L.; *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*, International Student Edition, pp.75–80, McGraw-Hill, New York, U.S.A. (1974)

Nakaya, M. and X. Li; “On-line Tracking Simulator with a Hybrid of Physical and Just-In-Time Models,” *Journal of Process Control*, **23**, 171–178 (2013)

Noda, M., T. Chida, S. Hasebe and I. Hashimoto; “On-line Optimization System of Pilot Scale Multi-effect Batch Distillation System,” *Computers and Chemical Engineering* **24**, 1577–1583 (2000)

O’Connell, E.; “Plate Efficiency of Fractionating Columns and Absorbers,”

*Trans. Amer. Inst. Chem. Eng.*, **42**, 741–755 (1946)

Ohtani, T., M. Nakaya, G. Fukano and K. Watanabe; “On-line Process Simulator for Plant Operation,” The 2nd International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes, pp.153–156, Seoul, Korea (2005)

Peng, J., T. F. Edgar and R. B. Eldridge; “Dynamic Rate-based and Equilibrium Models for Packed Reactive Distillation Column,” *Chem. Eng. Sci.*, **58**, 2671–2680 (2003)

Pescarini, M. H., A. A. C. Barros and M. R. Wolf-Maciel; “Development of a Software for Simulating Separation Processes Using a Nonequilibrium Stage Model,” *Computers and Chemical Engineering*, **20** Suppl., 279–284 (1996)

PIEBASE Activity Model Executive Summary, <http://www.posc.org/piebase/execsum.htm>.

Seki, T., G. Fukano, K. Kawaguchi, A. Nakabayashi, E. Hatsugai, M. Nakaya, T. Ohtani, K. Yokoyama, T. Kawamura and G. Oguchi; “Innovative Plant Operations by Using Tracking Simulator,” SICE Annual Conference 2008, pp.2100–2103, Tokyo, Japan (2008)

Sugiyama, H. and R. Schmidt; “Business Process Model of Continuous Improvement in Pharmaceutical Manufacturing (in Japanese),” *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **40**, 201-210 (2014)

Uehara, E. K., Y. Kikuchi and M. Hirao; “Multi-Viewpoint Activity Model of Environmental and Health Risk Management for Middle-Stream Industrial Processes in the Supply Chain (in Japanese),” *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **40**, 174-186 (2014)

- Wanket, P. C. and J. Hubert; “Use of the Vaporization Efficiency in Closed Form Solutions for Separation Columns,” *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **11**, 589–604 (1979)
- Yamada, A., J. Takagaki, H. Matsumoto, T. Kawamura and K. Yokoyama; “OS8-11: Application of mirror modeling method for control of unstable behavior in a distillation process,” The 5th World Conference on the Safety of Oil and Gas Industries (WCOGD), Okayama, Japan, June 10 (2014)
- Yamada, A., H. Matsumoto, J. Takagaki, T. Kawamura and K. Yokoyama : “Application of Mirror Model for Dynamic Behavior of Tray Efficiency to Revise Control Loops in Distillation Systems,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48** (8), pp.690-697 (2015)
- 浅野康一; “熱と物質の同時移動現象からみた多成分系の蒸留,” 化学工学, **52**(11), 812-815 (1988)
- 化学工学会 安全部会; 最近の化学工学 61, 設備保全業務の「見える化」とその応用—リスクベース保全のためのフレームワーク—化学工学会関東支部 (2012)
- 化学工学会 安全部会; 化学工学テクニカルレポート No.43 Limited Edition 変更のあり方を探る (2012)
- 樺田栄一; 化学工学協会プラントオペレーション工学研究会編 化学機械技術 39 プラントオペレーション工学, pp.26-27 (1987)
- 原 昌伸, 大場茂夫; “蒸留シミュレーション,” 化学工学の進歩 37 蒸留工学 —基礎と応用—, pp. 59-74, 槇書店(2003)
- 渕野哲郎; “プラントライフサイクル業務プロセスにおける設備保全業務と設備保全技術,” 化学工学 **79**(6), pp.429-432 (2015)



## 第3章

# あるべきプロセス基本設計

## 業務プロセスモデルの開発

本章では、リバンプなどを目的としたプロセス再設計があった場合においても、持続的な安定運転に支障が生じないための最初のアプローチとして、プロセス基本設計段階で「生成する「クリティカルプロセス条件」内の設計情報」を獲得する「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル（フレームワーク）」の開発について提案する。そして、この「あるべきプロセス基本設計業務」におけるプロセス性能要求に基づいて生成した設計情報（「プロセス設計変数」や「クリティカルプロセス条件」）のうち、第4章で述べる「プロセス基本設計技術」として体系化に必要な主要な設計情報が抽出され獲得される。（例えば、蒸留塔の場合、「プロセス性能」とは、「留出液の製品純度」など、「プロセス設計変数」は、「操作圧力」、「理論段数」や「還流比」などである。「クリティカルプロセス条件」は、生産能力の柔軟性にも影響を与える因子であるが、蒸留塔や流動層での、「下降液量」や特に「上昇蒸気量」、「気液流量比」の上限値、下限値などの制約がある。また、非定常運転では、安全面などで通過可能な操作可能領域が制限される場合が多い。）以下、モデル開発について具体的に述べる。

プロセス設計における「プロセス基本設計」へのアプローチを、新規さらに **Grassroots** のプロセス設計から、リバンプにおける再設計、さらに上述した不安定なプロセスの現象の解決なども視野に入れて検討する。「定常運転」のプロセス

基本設計 (PPD for SS Operations) では、プラント運転と基本的な制御システムを考慮したプロセス設計上の課題を解決することによって、長期間に亘りできるだけ定常状態を維持し安定的に運転することが、プロセス安全は言うまでもなく、製品品質、製造コスト、オペレータ業務負荷の面から特に重要である。

2.1.2 で述べたように、定常運転のプロセス基本設計においては、装置の設計やレーティング (機器のサイジングが中心となる)、制御系の構造とパラメータ類の決定が、シミュレーションによるプロセス変数間の感度解析により、実際のプラント運転での変動や外乱変数を考慮して正確に行われる。本研究では、Figure 2.1 の階層構造と同時に PDCA サイクルを持つアクティビティテンプレートをベースに、定常運転のプロセス基本設計のあるべき業務プロセスモデルを以下のように開発した。

## 3.1 定常運転のプロセス基本設計

定常運転のプロセス基本設計は次のように行われる。最初にこの設計の目標が計画され、次に装置の設計とレーティングが行われる。続いて、制御の構造が設計され、装置モジュールと全体システム間の整合性が確認された後、最終的に装置モジュール間の整合性と健全性が確保される。そして、アクティビティ「A343: Develop Preliminary Process Design for Steady State Operations (定常運転のプロセス基本設計を行う)」は、Figure 2.1 のアクティビティテンプレート (Fuchino *et al.*, 2015a) を用いて、Figure 3.1 に示すように、子アクティビティ (Child activity) である、「A3431: Manage Developing PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計を管理する)」、「A3432: Plan Target of Developing PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の目標を計画する)」

### 第3章 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発

---

「A3433: Perform Design and Rating for Equipment（装置の設計とレーティングを行う）」、「A3434: Design Control Structure and Parameters（制御の構造とパラメータを設計する）」、「A3435: Obtain Consistency among Equipment Modules and Overall System（装置モジュールと全体システムとの整合性を確保する）」、「A3436: Evaluate Integrity of Specifications of PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の仕様の一貫性を評価する）」および「A3437: Provide Resources for Developing PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する）」として「Node-A343」上に展開できる。以下の業務プロセスモデルは、同様の方法で構築する。このフレームワークでは、前述のようにプロセス基本設計段階における各設計対象を次の4ステップを通して帰納的に設計が行われる。すなわち、

- (1) 要求されるプロセス性能の設定
- (2) 要求されるプロセス性能を満足する「クリティカルプロセス条件」の特定
- (3) 「クリティカルプロセス条件」の制約下の「プロセス設計変数」の決定
- (4) プロセス性能の評価

が階層構造も含むPDCAサイクルの中で実行される。

「(1) 要求されるプロセス性能の設定」は、Figure 3.1において、「A3432: Plan Target of Developing PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の目標を計画する）」およびそのサブアクティビティが対応する（PDCAのP）。

「(2) 要求されるプロセス性能を満足する『クリティカルプロセス条件』の特定」は、「A3433: Perform Design and Rating for Equipment（装置の設計とレーティングを行う）」、「A3434: Design Control Structure and Parameters（制御の構造とパラメータを設計する）」、「A3435: Obtain Consistency among Equipment Modules and Overall System（装置モジュールと全体システムとの

### 第3章 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発

---

整合性を確保する)」や、これらのサブ・アクティビティが対応する (PDCA の D)。

「(3) 『クリティカルプロセス条件』の制約下の『プロセス設計変数』の決定」は、(2) の場合と同じ、「A3433」, 「A3434」, 「A3435」やそれらのサブ・アクティビティが対応する (PDCA の D)。

「(4) プロセス性能の評価」は、「A3436: Evaluate Integrity of Specifications of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の仕様の一貫性を評価する)」が対応する (PDCA の C)。

以下、この4ステップをベースにサブ・アクティビティのモデルを構築する。

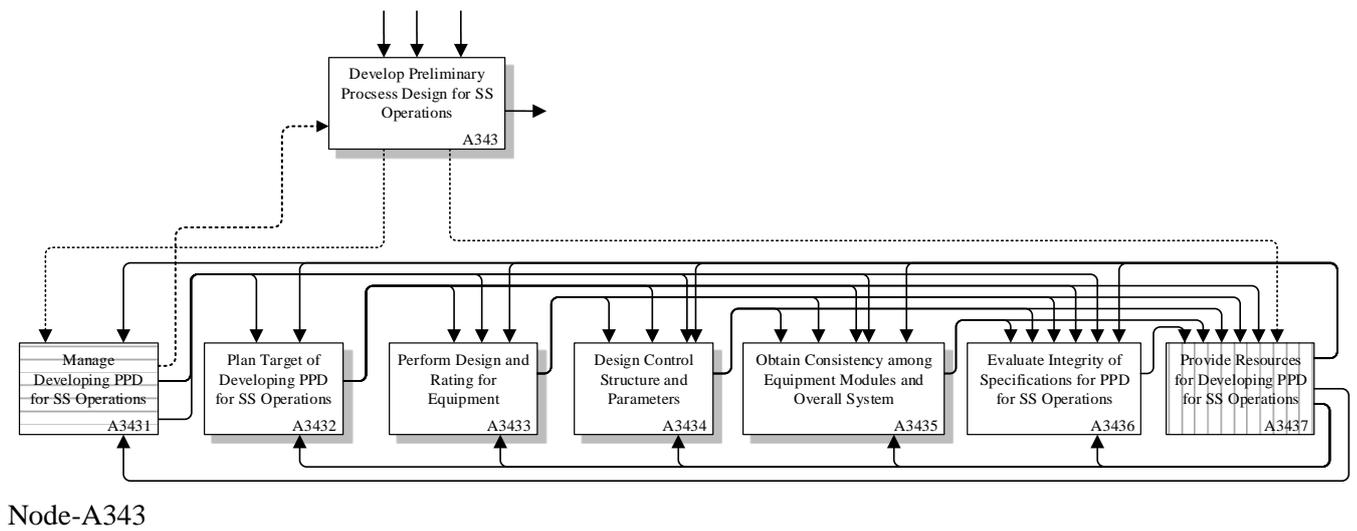


Fig. 3.1 Develop PPD for SS Operations

## 3.2 定常運転のプロセス基本設計の目標計画

定常運転のプロセス基本設計の目標計画は次の手順で行われる。装置の型式が最初に選定され、次にその装置をモジュール化する。続いて各モジュールについてプロセス変数間の因果関係が分析される。最後に、各装置の操作のレンジとリミットが決定する。ここで、アクティビティ「A3432」は、**Figure 3.2**に示すように、「A34321: Manage Planning Target for Developing PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の目標計画を管理する）」、「A34322: Select Type of Equipment（装置の型式を選定する）」、「A34323: Modularize Equipment（装置をモジュール化する）」、「A34324: Analyze Causality between Process Variables for Each Module（各モジュールの変数間の因果関係を解析する）」、「A34325: Determine Operating Ranges and Limits for Each Module（各モジュールの操作範囲とリミット値を決定する）」、「A34326: Evaluate Planning Target for Developing PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の目標計画を評価する）」および「A34327: Provide Resources for Planning Target for Developing PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の目標計画の資源・情報・基準を提供する）」の各子アクティビティにノード「Node-A3432」上で展開される。例として、蒸留プロセスの場合では、アクティビティ「A34322」では、カラムのインターナル（トレイか充填物）、リボイラ、コンデンサ部での制御方式などの選択形式を決定し、アクティビティ「A34223」では、選択された塔本体、コンデンサ、リボイラなどの各モジュールに分割する。**Figure 3.7** (p.74) にそのイメージを示す。

第3章 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発

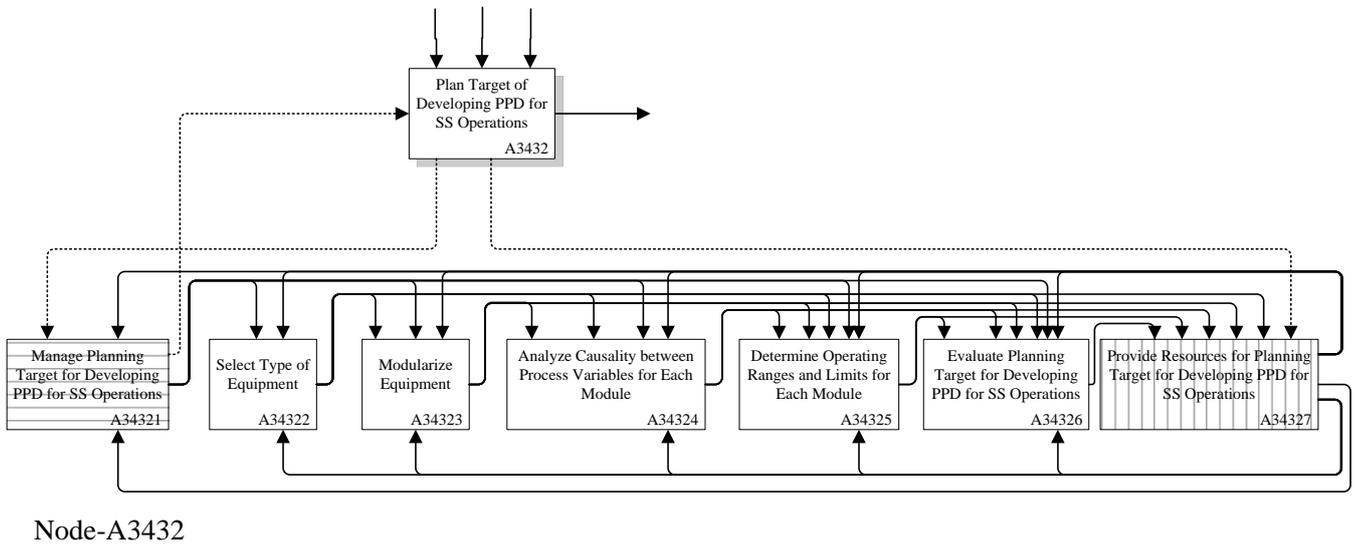


Fig. 3.2 Plan target of developing PPD for SS operations

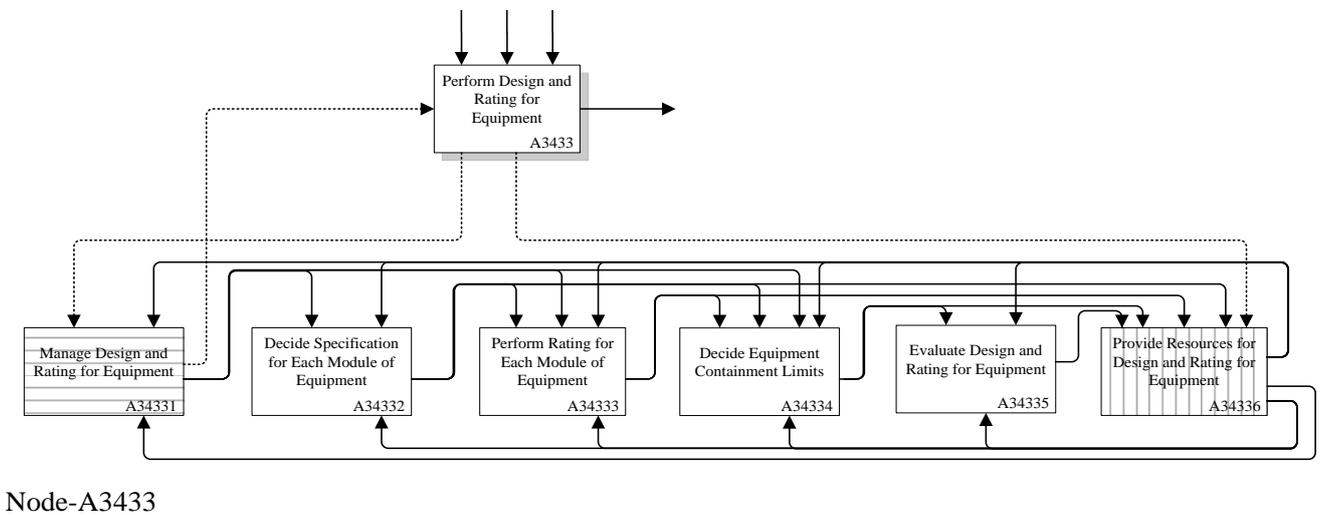


Fig. 3.3 Perform design and rating for equipment

アクティビティ「A34224」では、蒸留塔に関する第一原理および（または）統計的方法によってプロセス変数間の因果関係を解析する。アクティビティ「A34225」では、影響を避けるためクリティカルプロセス条件（Critical Process Conditions）を超えて逸脱した操作をしないように、安全、品質面での操作リミットや装置の制約条件や計器レンジおよび生産計画を決定する。

### 3.3 装置の設計とレーティング

プロセス基本設計段階における装置のレーティング（サイジング）を次のように行う。最初に装置の各モジュールの仕様を決め、次にモジュールがレーティングされる。最後に装置の上下限の制約が決定される。そこで、アクティビティ「A3433: Perform Design and Rating for Equipment（装置の設計とレーティングを行う）」は、**Figure 3.3**で示すように各子アクティビティ「A34331: Manage Designing and Rating for Equipment（装置の設計とレーティングを管理する）」、「A34332: Decide Specification for Each Module of Equipment（装置の各モジュールの仕様を決める）」、「A34333: Perform Rating for Each Module of Equipment（装置の各モジュールのレーティングを行う）」、「A34334: Decide Equipment Containment Limits（装置容量の限界値を決める）」、「A34335: Evaluate Designing and Rating for Equipment（装置の設計とレーティングの評価を行う）」および「A34336: Provide Resources for Designing and Rating for Equipment（装置の設計とレーティングの資源・情報・基準を提供する）」に、ノード「Node-A3433」上に展開する。

例として、蒸留プロセスのコンデンサの場合では、アクティビティ「A34332」では、続くレーティングで使われる、熱負荷、温度、流量といった仕様で構成さ

れるデータシートを作成する。アクティビティ「A34333」では、伝熱面積、総括伝熱係数、対数平均温度差のような詳細データの決定のため設計およびレーティングが行われる。

## 3.4 プロセス制御の構造とパラメータの設計

「プロセス制御の構造とパラメータの設計」は次のように行われる。最初に、操作変数と制御変数間の因果関係検討のケーススタディを通じた感度解析の計画を行う。次に、外乱変数を考慮した感度解析を操作変数と制御変数間で行い、最終的に制御ループの組み合わせを決める。

**Figure 3.4** で示すように、アクティビティ「A3434」は、各子アクティビティ「A34341: Manage Designing Control Structures and Parameters (制御構造とパラメータの設計を管理する)」、「A34342: Plan for Sensitivity Analysis by Studying Causality (因果関係の検討による感度解析を計画する)」、「A34343: Perform Sensitivity Analysis and Decide Pairing of Control Loops (感度解析を実行し制御ループの組み合わせを決定する)」、「A34344: Evaluate Designed Control Structures (制御構造の設計を評価する)」および「A34345: Provide Resources for Designing Control Structures and Parameters (制御構造とパラメータの設計の資源・情報・基準を提供する)」をノード「Node-A3434」上に展開できる。

## 3.5 感度解析と制御ループ決定

さらに、「感度解析の実行および制御ループの組み合わせ決定」(A34343)については次のように行われる。最初に、予測可能な外乱変数を考慮した感度解析を、

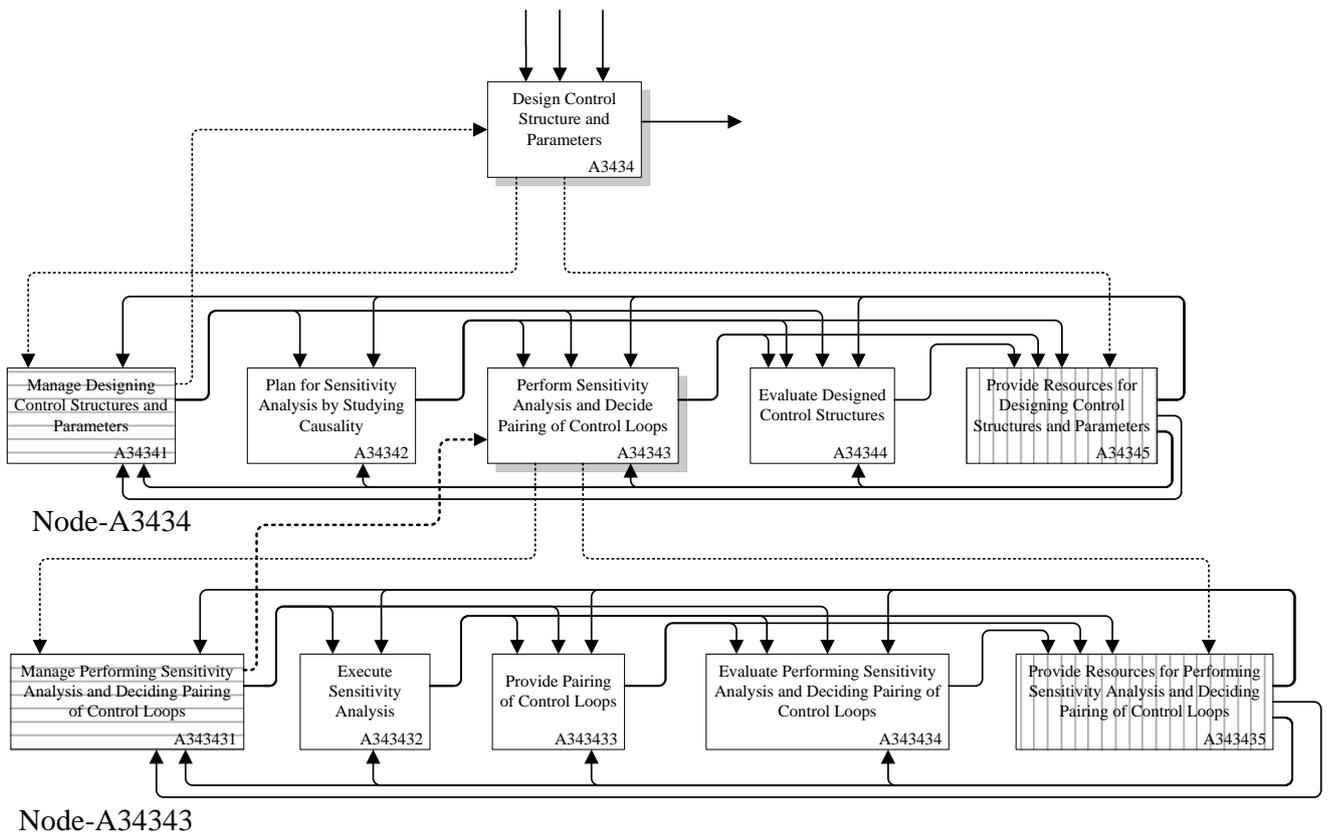


Fig. 3.4 Design control structure and parameters

操作変数と制御変数の候補との間で行い、次いで上位からのカスケード制御も考慮した制御ループの組み合わせを決定する。Figure 3.4 に示すように、アクティビティ「A34343: Perform Sensitivity Analysis and Decide Pairing of Control Loops (感度解析の実行と制御ループの組み合わせを決定する)」は、さらに各子アクティビティ「A343431: Manage Performing Sensitivity Analysis and Deciding Pairing of Control Loops (感度解析の実行と制御ループの組み合わせの決定を管理する)」、「A343432: Execute Sensitivity Analysis (感度解析を実行する)」、「A343433: Provide Pairing of Control Loops (制御ループの組み合わせを提供する)」、「A343434: Evaluate Performing Sensitivity Analysis and Deciding Pairing of Control Loops (感度解析の実行と制御ループの組み合わせ決定を評価する)」および「A343435: Provide Resources for Performing Sensitivity Analysis and Deciding Pairing of Control Loops (感度解析の実行と制御ループの組み合わせ決定の資源・情報・基準を提供する)」にノード「Node-A34343」上に展開される。

## 3.6 装置モジュールと全体システムとの整合性確保

「装置モジュールと全体システムとの整合性確保」は次のように行う。最初に操作レンジとリミットの精度を上げるために全体のスコープを計画し、続いて、製品スペックに関する品質のリミットと操作範囲に関する操作リミットを更新する。これら Critical Operating Parameter としてのリミット値 (Critical Process Condition (クリティカルプロセス条件) とほぼ同義) については、本質安全設計 (Inherent safer design) の考え方で、正常操作あるいは品質操作リミット (Normal or Quality Limits) は、安全操作リミット (Safe Operating Limits) 範

範囲が良く、安全操作リミットは、計器レンジ (Instrumentation Range) 範囲内が良く、計器レンジは、装置容量リミット範囲内が良いとされている。これらレンジ範囲とリミット範囲の関係を、**Figure 3.5** に示す(Douglas, 1988)。

**Figure 3.6** のように、アクティビティ「A3435: Obtaining Consistency among Equipment Modules and Overall System (装置モジュールと全体システムとの整合性を確保する)」は、各子アクティビティ「A34351: Manage Refining Operating Ranges and Limits (操作範囲と操作リミットの見直しを管理する)」、  
「A34352: Plan Overall Scope for Refining Operating Range and Limits (操作範囲と操作リミットの見直しの全体スコープを計画する)」、  
「A34353: Update Quality and Normal Operating Limits (品質および正常操作のリミットを更新する)」、  
「A34354: Evaluate Refining Operating Limits and Ranges (操作範囲と操作リミットの見直しを評価する)」および「A34355: Provide Resources for Refining Operating Ranges and Limits (操作範囲と操作リミットの見直しの資源・情報・基準を提供する)」としてノード「Node-A3435」上に展開される。

## 3.7 品質リミットと正常操作（運転）リミットの更新

さらに、アクティビティ「品質リミットと正常操作（運転）リミットを更新する」(A34353)は、次のように実行される。最初に感度解析が品質リミットと正常操作（運転）リミットを決定するために行われ、これらのリミットは関連する技術基準をベースに決定される。

アクティビティ「A34353: Updating Quality and Normal Operating Limits (品質リミットと正常操作リミットを更新する)」は、さらに子アクティビティ

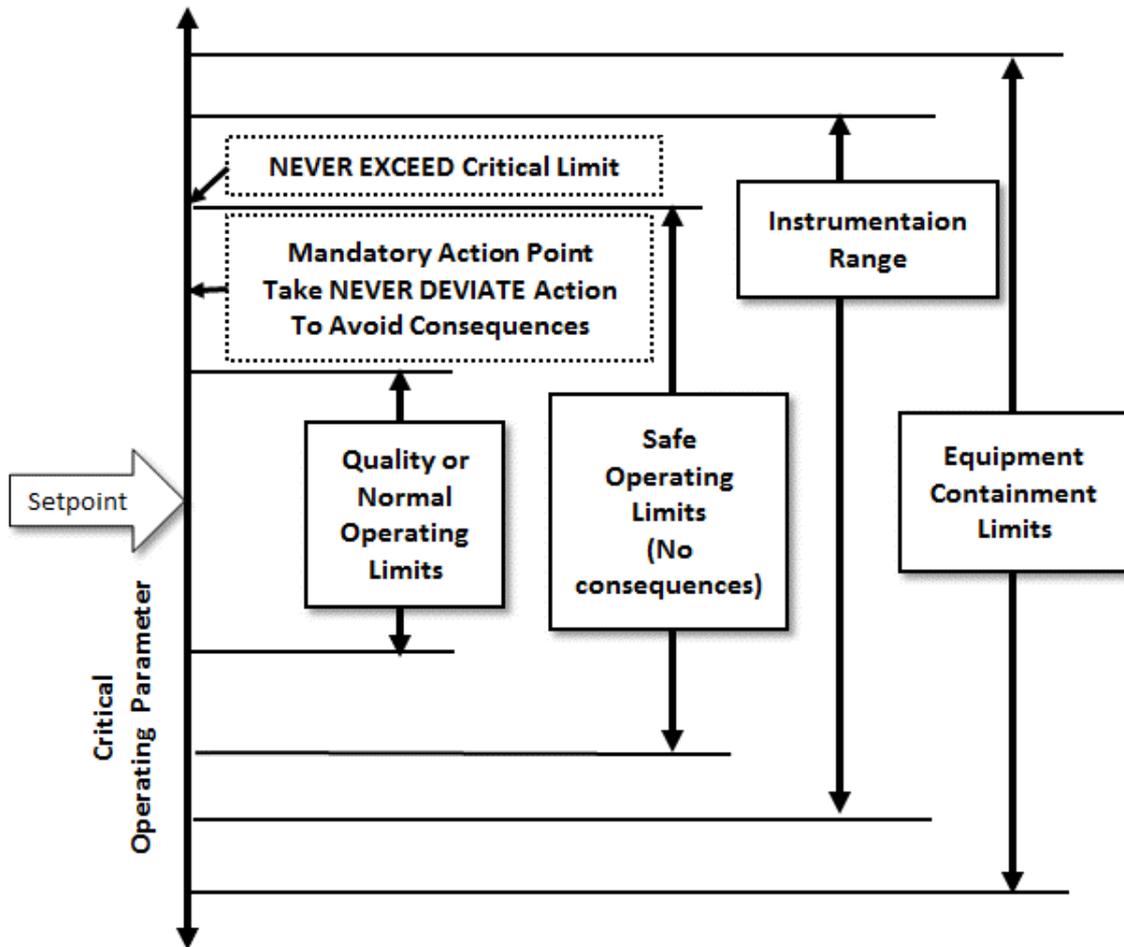


Fig. 3.5 Operating ranges and limits (Douglas, 1988)

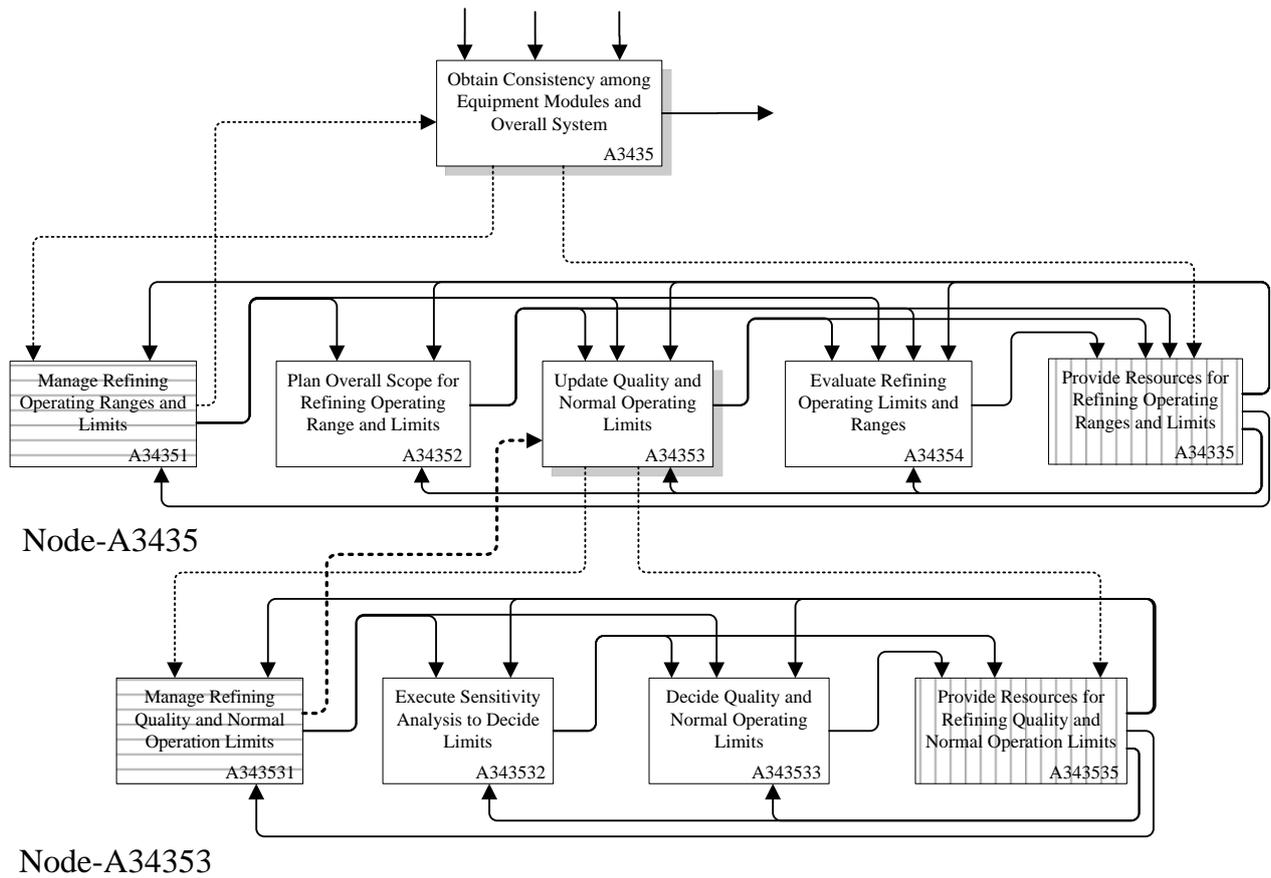


Fig. 3.6 Obtaining consistency among equipment modules and overall system

「A343531: Manage Refining Quality and Normal Operation Limits (品質リミットと正常操作リミットの更新を管理する)」、「A343532: Execute Sensitivity Analysis to Decide Limits (リミット決定のため感度解析を実行する)」、「A343533: Decide Quality and Normal Operating Limits (品質リミットと正常操作リミットを決定する)」および「A343535: Provide Resources for Refining Quality and Normal Operation Limits (品質リミットと正常操作リミットの見直しの資源、情報、基準を提供する)」としてノード「Node-A34353」上に展開される。

### 3.8 プロセス基本設計のスキーム例

**Figure 3.7** および **Figure 3.8** に、蒸留塔のプロセス基本設計における流れをイメージ図で示す。**Figure 3.7** において、**Conceptual Process Design** の段階では、1) コンデンサーを全縮タイプにするか分縮タイプにするか、2) 理論段は何段で (理論段ベース)、フィード段は何段にするか、3) 中間リボイラーを設置するか、設置するならばどこの段 (理論段ベース) にどの位の熱負荷にするか、4) また塔底のリボイラーはケトル型、サーモサイフォン型などの間接加熱型か、直接スチームを吹き込むか、など技術基準に基づきデータ解析やプロセスシミュレーションなどを行い決定する。続いて、前述した「A3432: Plan Target of Developing PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の目標を計画する)」においては、「A34322: Select Type of Equipment (装置の型式を選定する)」で例えば、インターナルを充填物 (不規則充填物、規則充填物) にするか各種トレイのいずれにするか) などを選定したり、塔底を間接過熱にする場合、リボイラーのタイプ (強制循環型、ケトル型、水平・垂直サーモサイフォン型など) を比較

### 第3章 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発

---

評価して選定する (Hall, 2012)。また、塔頂の圧力制御のタイプを選定する。

「A34323: Modularize Equipment (装置をモジュール化する)」では、破線で囲った部分に分割して設計を行う。さらに「A3433: Perform Design and Rating for Equipment (装置の設計とレーティング※)」を実施する。これによって、具体的に機器類のサイズが決定され塔内の流量、温度、圧力、組成などが具体的に決まる。

※ 化学プラントのプロセス設計で言うレーティング(Rating)とは、Design が装置形式の選択や、塔内あるいは塔まわり各ストリームの物質収支、熱収支、運動量収支 (圧力収支に近い) を決めるのに対して、計算により装置のサイズなどの詳細を決めることをさす。例えば蒸留塔では、本体の塔径、塔高、容量、ボトム形状、ホールドアップ、トレイにおける直径、空間容積、ホールドアップなどである。熱交換器では、伝熱面積、温度差、総括伝熱係数、圧力損失、チューブの本数・配列・パス数、バッフル枚数などを決定することを言う (相良、2009)。

続いて、Figure 3.8 において、「A3434: Design Control Structure and Parameters (制御の構造とパラメータを設計する)」 among Equipment Modules and Overall System (装置モジュールと全体システムとの整合性を確保する)」では、通常複数ある制御ループのペアリングを決定する。この際、制御変数と操作変数について感度解析を行い、制御変数に対して感度 (相関) が大きい操作変数を選ぶ (小林、2016)。まず、定常プロセスシミュレータが使用される。外乱変数に対して制御ループ間の相互干渉が懸念される場合は、動的シミュレーションを実施すべきである。「A3435: Obtain Consistency among equipment modules and overall system」 (装置モジュールと全体システム全体との整合性を確保する) では、安全・安定運転のためのリミット値や計器のレンジをそれ

らの絶対値と同時に、大小関係に留意して決定する。

## 3.9 本章のまとめ

これまで、「あるべき(TO-BE)プロセス基本設計業務プロセスモデル」が構築されなかったため、「プロセス基本設計技術」の体系化が進まないという問題があった。本研究では、最初に AS-IS のモデル化から始め改良を加えながら TO-BE モデルを構築する方法でなく、直接「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」について、アクティビティモデリング手法 IDEF0 をベースに、業務機能の階層設計と情報流れ設計のアプローチと PDCA サイクルを構成するアクティビティテンプレート導入によって構築した。その後、この業務プロセスモデルの示す「プロセス基本設計業務」機能からの業務基準、情報、資源の要求に基づき、この機能で生成され、この機能から抽出・獲得したプロセス設計変数およびクリティカルプロセス条件を核として「プロセス基本設計技術」の体系化を行い、第4章に示すように「技術の見える化」の業務プロセスモデル（フレームワーク）を構築した。

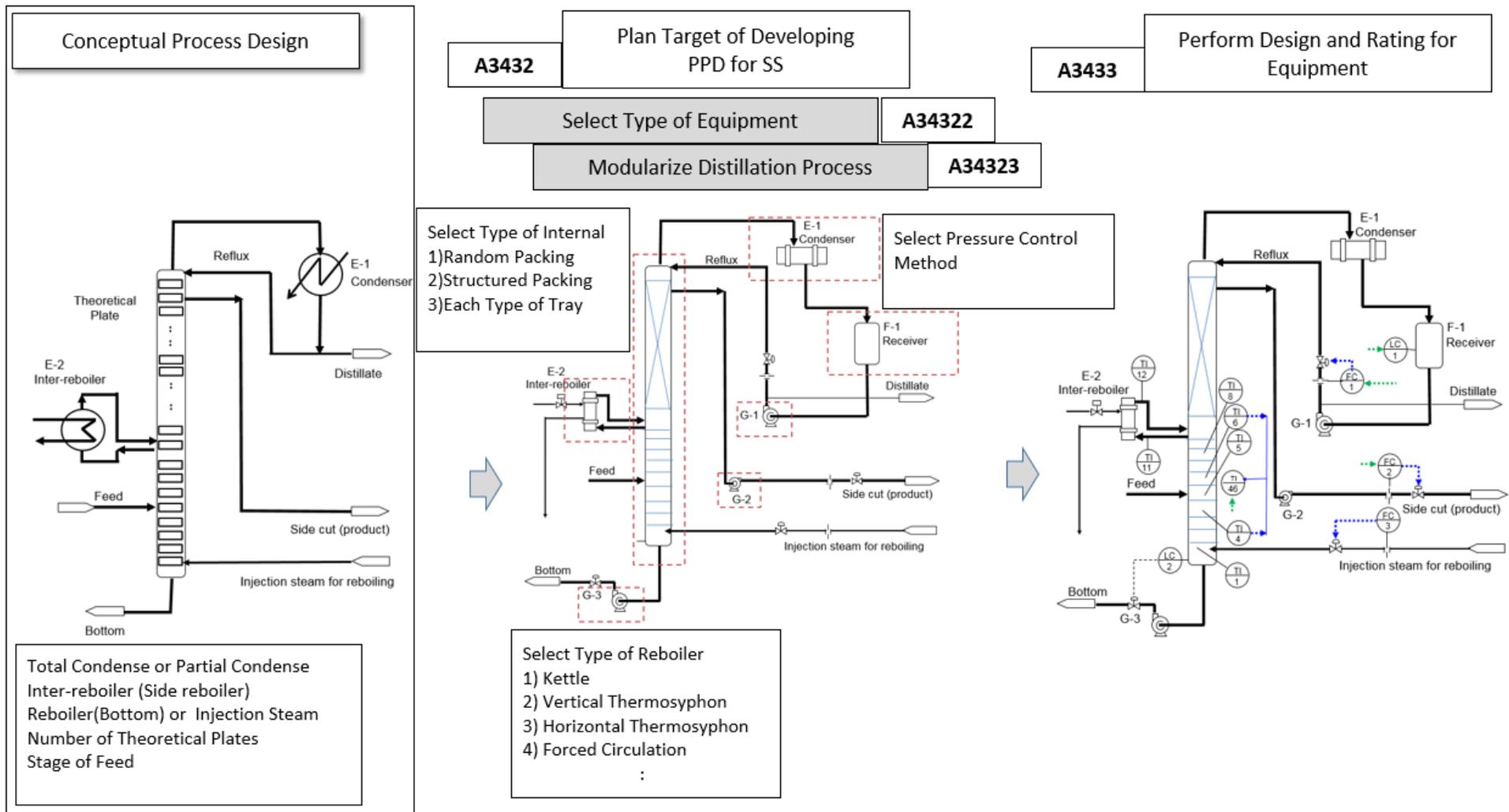
この「プロセス基本設計技術」体系化の一連の業務プロセスのアクティビティモデルによって技術基準が作成されるが、既述したように「プロセス基本設計業務」のアクティビティモデルとは明確に独立させて構築し、この技術基準によって「プロセス基本設計業務」において論理的かつ合理的な判断および意思決定が行えるように配慮している。

「あるべき(TO-BE)プロセス基本設計業務プロセスモデル」と第4章で述べる「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」の構築によって、プロセス基本設計業務プロセスが明示されることになり、以前のプロセス基本設計業務において設計された操作条件について、どの程度の柔軟性が考慮されてい

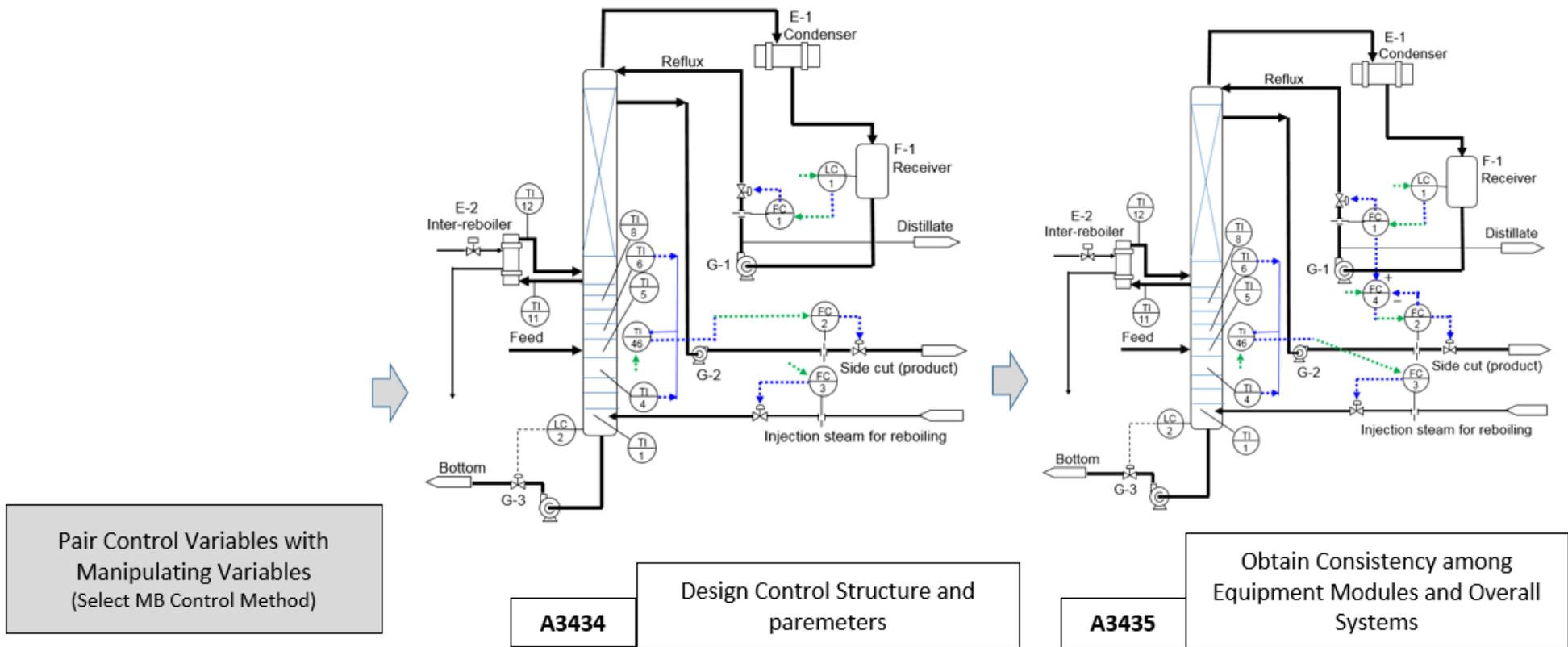
### 第3章 あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデルの開発

---

るかなども明確になる。操作条件が「クリティカルプロセス条件」を逸脱した場合にその認識が行われ、操作トラブルの原因を発見することが可能となり、定常運転の不安定な原因が特定できることになる。



**Fig. 3.7** An example for scheme of preliminary process design  
 (From Conceptual Process Design to Preliminary Process Design )



**Fig. 3.8** An example for scheme of preliminary process design (Design Control Structure and Obtaining Consistency among Equipment Modules and Overall Systems)

### 参考文献 (第3章)

- Araujo, A. and S. Skogestad; “Control structure design for the ammonia synthesis process,” *Computers and Chemical Engineering*, **32**, pp. 2920-2932 (2008)
- Douglas, J. M.; *Conceptual Design of Chemical Process*, pp.77-84, McGRAW-HILL INTERNATIONAL EDITIONS (1988)
- Fuchino, T., K. Takeda, Y. Shimada and A. Aoyama; “Business Process Model Based Incident Investigation for Process Safety Leading Metrics,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48**, 626-633 (2015a)
- Hall, S. ; *Rules of Thumb for Chemical Engineers fifth edistion*, pp.81-83, Butterworth-Heinemann (2012)
- Kister, H. Z.; *Distillation Operation*, McGraw-Hill, New York, U.S.A. (1990)
- 化学工学会 安全部会 ; 最近の化学工学 61, 設備保全業務の「見える化」とその応用—リスクベース保全のためのフレームワーク— 化学工学会関東支部 (2012)
- 小林 康 ; “蒸留塔制御方法の考え方,” *分離技術*, **46** (1), pp.41-45 (2016)
- 相良 紘 ; “実践 蒸留プラント設計,” 日刊工業新聞社 (2009)



## 第4章

# プロセス基本設計技術体系化 のための業務プロセスモデル構築

本章では、第3章で述べた「あるべき(TO-BE)プロセス基本設計業務」において「生成し獲得した設計情報」を、「クリティカルプロセス条件」を考慮した「プロセス設計技術」として体系化するフレームワーク「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル(フレームワーク)」の開発について述べる。ここで、「あるべきプロセス基本設計業務」の業務プロセスモデルが論理的に明示されることによって初めて、それをリファレンスモデル(参照モデル)として、「プロセス基本設計技術」の体系化の仕組みが整備可能となった。

この「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル(フレームワーク)」は、「プロセス基本設計業務」において、「プロセス基本設計技術」体系化の業務プロセスで生成した技術基準によって、論理的かつ合理的な根拠の下に意思決定できるよう、「プロセス基本設計業務」の業務プロセスモデルとは明確に独立させて構築することが極めて重要である。換言すれば、持続的かつ健全に技術を管理するためには、技術を作り出す機能である「プロセス基本設計技術」体系化の業務プロセスモデル(フレームワーク)と、技術を使ってエンジニアリングを行う機能である「プロセス基本設計業務」とを、包括してPDCAを確実に機能させる理由から、明示的に分離する必要があることはすでに述べた。

この節では、プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル(フレームワーク)を構成するアクティビティ(業務機能)モデルの開発についてサブセ

## 第4章 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築

---

クションに示す。次のアクティビティモデルでは、定常運転のプロセス基本設計の業務プロセスから抽出・獲得した各設計変数やクリティカルプロセス条件を含む情報をベースに、PDCA サイクル情報の実行、蓄積によってプロセス基本設計の業務基準 (Engineering Standards) の内の技術基準 (Technological Standards) が整備され、同時に技術が体系化される。これらの技術基準は 2.2 で述べたあるべき業務プロセスにおけるアクティビティをサポートする。上述したようにプロセス設計において、両者の業務プロセスが互いに整合性を持って連携を保つことが不可欠である。このことは、この技術を体系化するためのフレームワーク自体がプロセス設計業務プロセスモデルと同じ (階層構造も含む PDCA サイクルから構成される) アクティビティ構造を有する必要性を意味している。

「A7: Provide Resources for Performing LCE (プラントライフサイクル実行のための資源・情報・基準を提供する)」のより低い階層の子アクティビティ (Child Activity) を実施する今回開発した各アクティビティを以下に示す。そして、定常運転のプロセス基本設計の各技術基準は、「A343」の階層のより低い子アクティビティである「定常運転のプロセス基本設計の業務プロセス」から抽出・獲得した設計変数やクリティカルプロセス条件と、関連する実データの情報に基いたそれぞれ対応するアクティビティで構築される。

### 4.1 プロセス基本設計のための基準・資源・情報の提供

Figure 4.1 は、「A7」アクティビティについて展開されるノードツリーの部分を示しており、「Node-A7」, 「Node-A73」および「Node-A734」は、Figure 2.2 (p.33) に示すそれぞれ「Node-A0」, 「Node A-3」および「Node-A34」(Fuchino *et al.* 2015a; 瀧野, 2015; 化学工学会安全部会, 2012) とほぼ相似の構造を持っていることが分かる。本研究では、「A734: Provide Resources for Preliminary

#### 第 4 章 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築

---

Process Design (プロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する)」を始めとする「Node-A73」上のアクティビティ、また、「A7343: Provide Resources of PPD for steady state (SS) Operations (定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する)」を始めとする「Node-A734」上のアクティビティ、さらに、「Node-A77」上のアクティビティを開発した。

第 4 章 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築

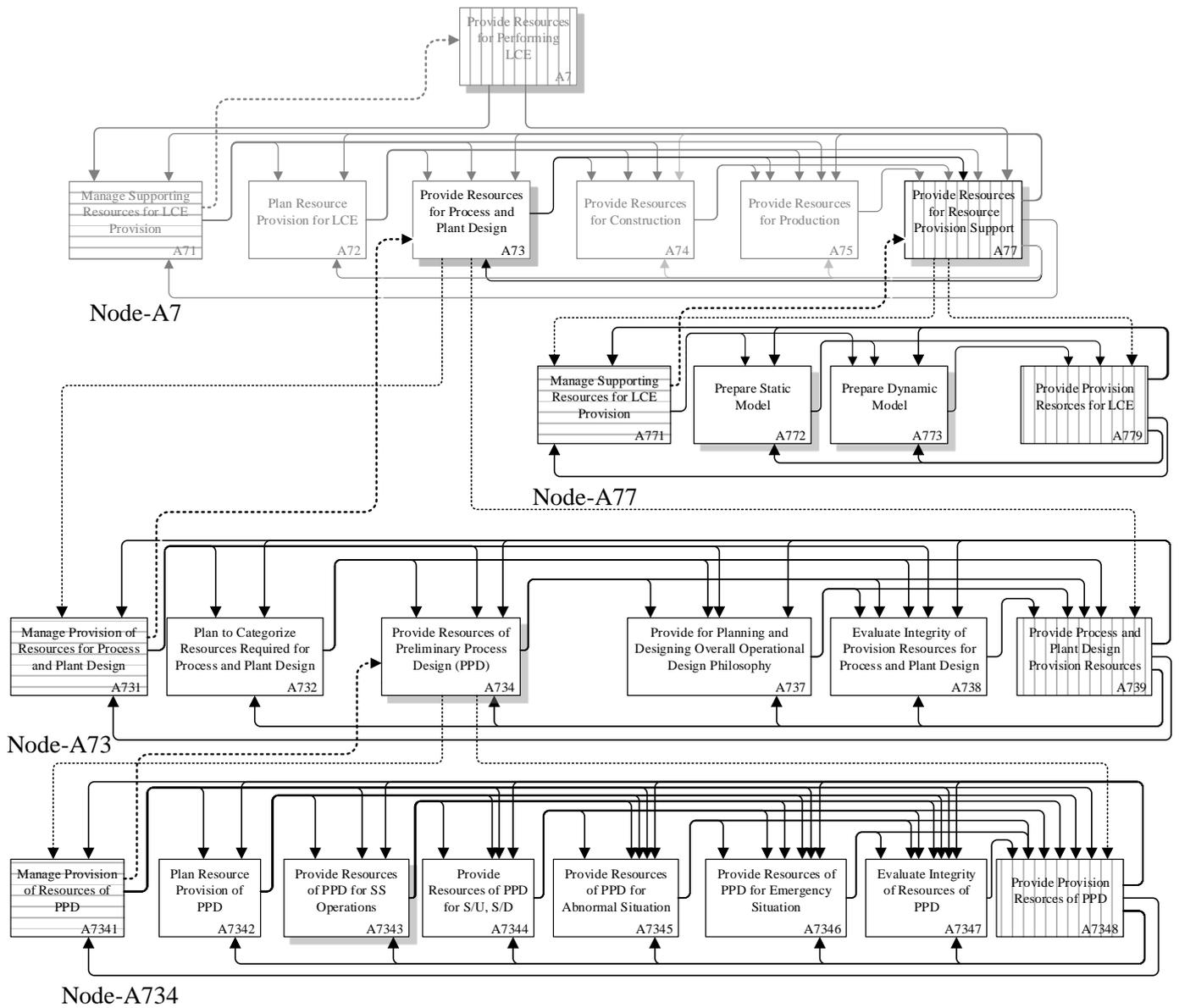


Fig. 4.1 Provide resources for providing LCE

## 4.2 定常運転のプロセス基本設計のための基準・資源・情報の提供

Figure 4.2 は、「A7343: Provide Resources of PPD for steady state (SS) Operations (定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する)」アクティビティから展開するノードツリーの部分を示す。前の section で述べたように、プロセス基本設計業務の基準は、業務プロセス基準 (Business Process Standards) と技術基準 (Technological Standards) の2つに分類することができ、「A7343:」は、Figure 4.2 に示す、6つのアクティビティ「A73431: Manage Resources of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を管理する)」、「A73432: Plan to Categorized Resources Required of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計で要求される資源・情報・基準の分類を計画する)」、「A73433: Provide Business Process Standards of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の業務プロセス基準を提供する)」、「A73434: Provide Technological Standards of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の技術基準を提供する)」、「A73435: Evaluate Integrity between Business Process Standards and Technological Standards (業務プロセス基準と技術基準との間の整合性を評価する)」および「A73436: Provide System to Support Resources of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の資源・情報・基準を支援する体系 (システム) を提供する)」に展開できる。

業務プロセス基準と技術基準は、アクティビティ「A73432」、「A73433」および「A73434」において、定常運転のプロセス基本設計の資源要求に基づいて分類され提供される。



### 4.3 定常運転のプロセス基本設計のための技術基準の提供

一方で、**Figure 4.3**において「A73434: Provide Technology Standard of PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の技術基準を提供する）」アクティビティから展開するノードツリーの部分を示す。技術基準提供の目的については2つに分けられる。一つは効率的な運転を行うこと、一方効率的なアセット（化学装置および設備、制御システムなどの固定資産）の管理をすることである。したがって、アクティビティ「A73434: Provide Technological Standard of PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の技術基準を提供する）」は、6つの子アクティビティに展開できる。すなわち、「A734341: Manage Technological Standards of PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の技術基準を管理する）」、「A734342: Decide Managing Unit for Classifying Technological Standard（技術基準の分類単位の管理方法を決定する）」、「A734343: Prepare Technological Standards of PPD for SS Operations to Perform Effective Operations（効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する）」、「A734344: Prepare Technological Standards of PPD for SS Operations to Make Asset Management Effective（効率的なアセット管理のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する）」、「A734345: Evaluate Discrepancy between Technological standards and Actual ones of PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の技術基準と実運用基準との間の不一致を評価する）」および「A734346: Provide Resources for Making Technological Standards of PPD for SS Operations（定常運転のプロセス基本設計の技術基準作成のための資源・情報・基準を提供する）」である。

第 4 章 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築

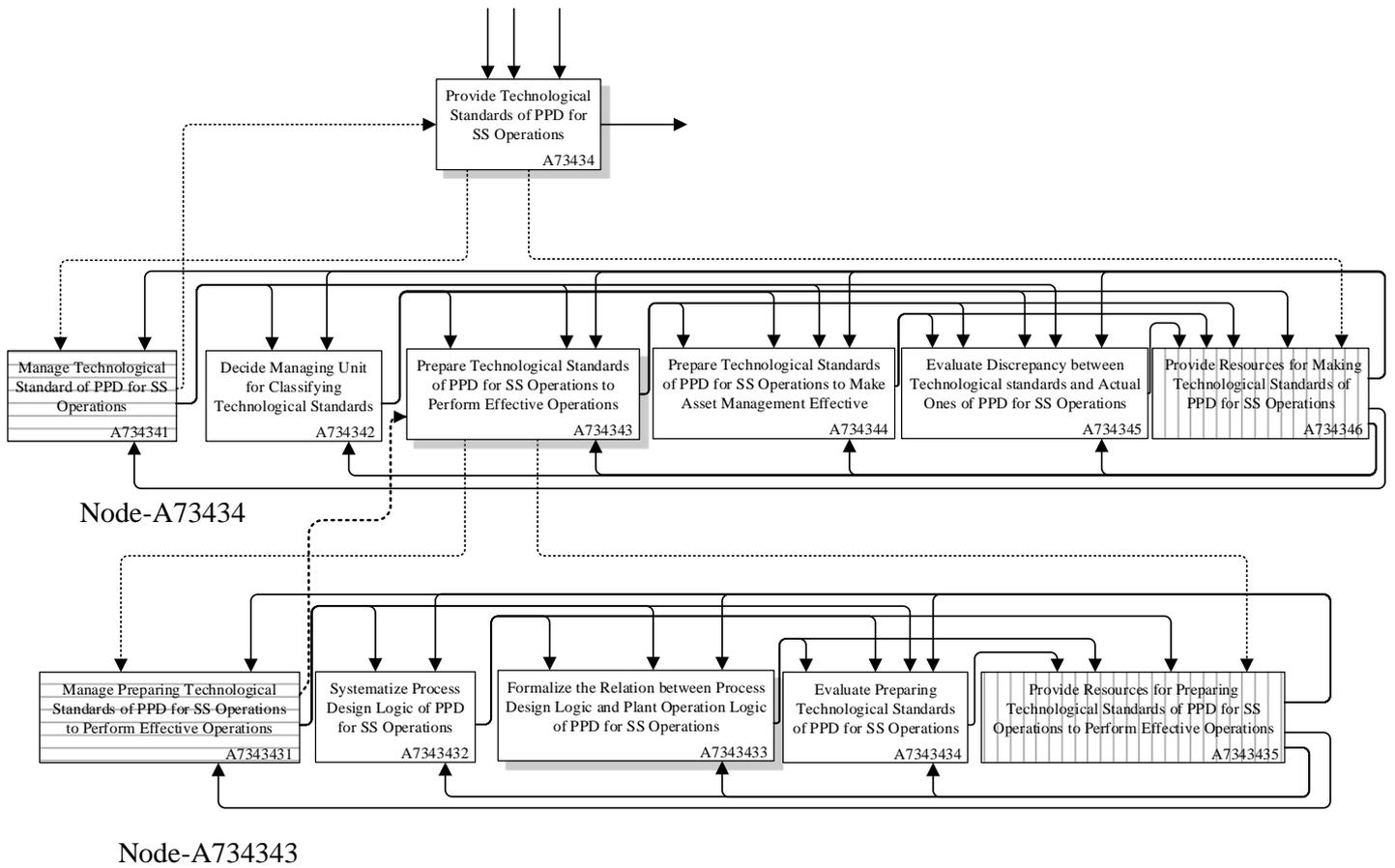


Fig. 4.3 Prepare technological standards of PPD for SS Operations

## 4.4 運転効率化を目的とした定常運転のプロセス基本設計

さらに、効率的運転を行う方法論として2つのアクティビティがあり、一つはプロセス設計ロジックの体系化であり、他方はプロセス設計ロジックとプラント運転ロジック間の関係の定式化である。

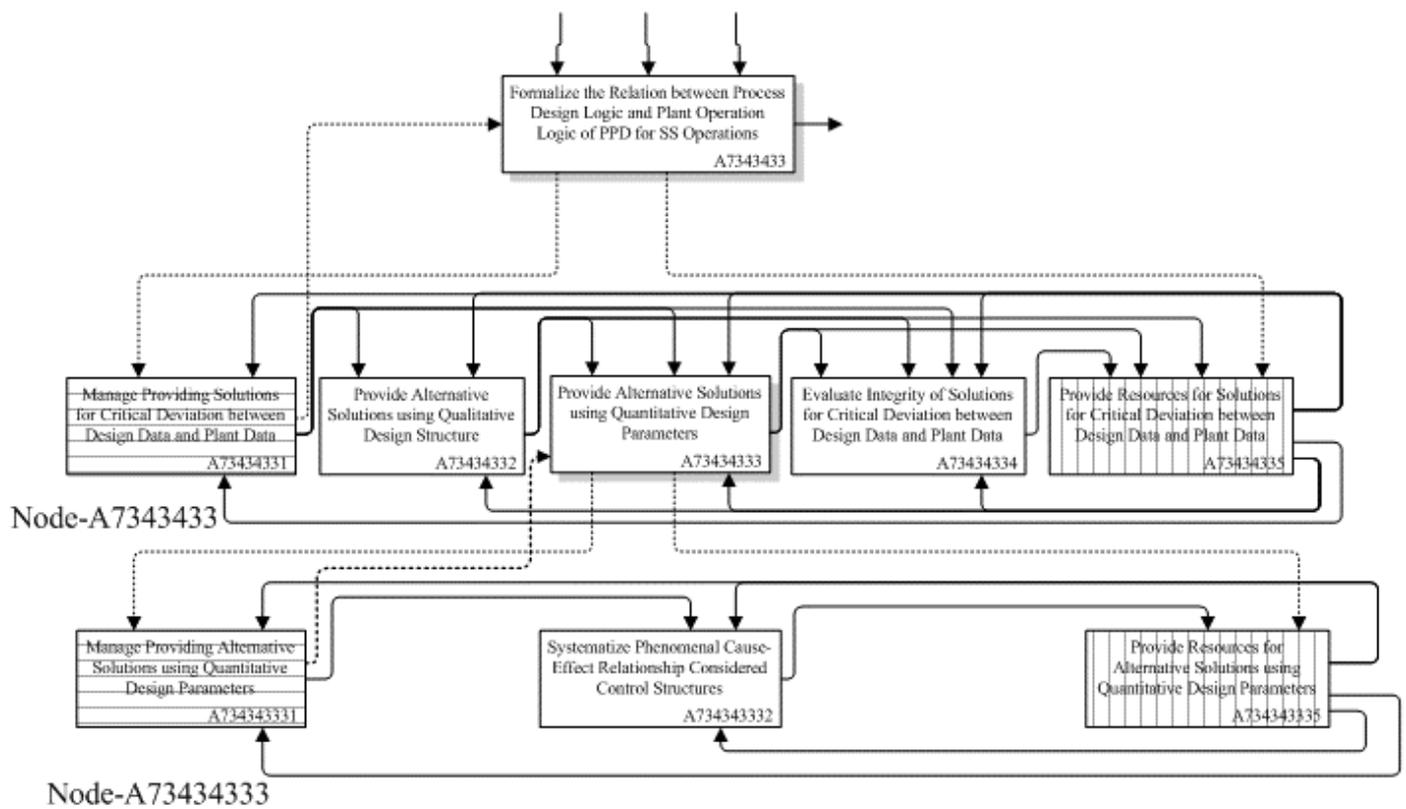
したがって、アクティビティ「A734343: Prepare Technological Standards of PPD for SS Operations to Perform Effective Operation (効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する)」は、Figure 4.3 に示すように「A7343431: Manage Preparing Technological Standards of PPD for SS Operations to Perform Effective Operations (効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準の整備を管理する)」、「A7343432: Systematize Process Design Logic of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計のプロセス設計ロジックを体系化する)」、「A7343433: Formalize the Relation between Process Design Logic and Plant Operation Logic of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計のプロセス設計ロジックとプラント運転ロジックとの関係を定式化する)」、「A7343434: Evaluate Preparing Technological Standards of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の技術基準の整備を評価する)」および「A7343435: Provide Resources for Preparing Technological Standards of PPD for SS Operations to Perform Effective Operations (効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準の整備のための基準・資源・情報を提供する)」に展開される。

## 4.5 プロセス設計とプラント運転の関係数式化を目的とした定常運転のプロセス基本設計

さらに、プロセス設計ロジックとプラント運転ロジック間の関係を定式化する方法論として2つのアクティビティ、一つは定性的設計構造を用いた代替解決案の提供と、もう一つは定量的設計パラメータを用いた代替解決案の提供である。

したがって、**Figure 4.4** に示すように、アクティビティ「A7343433: Formalize the Relation between Process Design Logic and Plant Operation Logic of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する)」は、5つのアクティビティ、すなわち「A73434331: Manage Providing Solutions for Critical Deviation between Design Data and Plant Data (設計データとプラントデータ間の重大な乖離についての解決策の提供を管理する)」、「A73434332: Provide Alternative Solutions using Qualitative Design Structure (定性的な設計構造を用いた代替案を提供する)」、「A73434333: Provide Alternative Solutions using Quantitative Design Parameters (定量的な設計パラメータを用いた代替案を提供する)」、「A73434334: Evaluate Integrity of Solutions for Critical Deviation between Design Data and Plant Data (設計データとプラントデータ間の重大な乖離についての解決策の整合性を評価する)」および「A73434335: Provide Resources for Solutions for Critical Deviation between Design Data and Plant Data (設計データとプラントデータ間の重大な乖離についての解決策の資源・情報・基準を提供する)」に展開される。

さらに、Relative Gain Array (RGA) のような制御構造を考慮した現象論的因果関係が、定性的な設計パラメータを用いた代替解決案を提供するために体系化される。したがって、**Figure 4.4** に示すように、アクティビティ「A73434333:



**Fig. 4.4** Formalize the relation between process design logic and plant operation logic of PPD for SS Operations

Provide Alternative Solutions using Quantitative Design Parameters (定量的な設計パラメータを用いた代替案を提供する)」は、さらに「A734343331: Manage Providing Alternative Solutions using Quantitative Design Parameters (定量的な設計パラメータを用いた代替案の提供を管理する)」、「A734343332: Systematize Phenomenal Cause-Effect Relationship Considered Control Structures like RGA (RGAなどの制御構造を考慮した現象の因果関係を体系化する)」および「A734343335: Provide Resources for Alternative Solutions using Quantitative Design Parameters (定量的な設計パラメータを用いた代替案の資源・情報・基準を提供する)」のアクティビティに展開される。このノードにおいて、「A734343333」のような他のアクティビティが存在するが省略している。

### 4.6 LCEのための基準・資源・情報提供のための資源を提供する—動的シミュレーションモデル整備など

「プロセス基本設計業務」の対象プラントが、不安定な物質を取扱ったり、操作条件が高温高圧で過酷な条件で安全上のリスクの高い場合など、特に従来のプロセス設計仕様を大きく変更するリバンパ(レトロフィット)の場合においては、設備・運転条件変更後のリスク予測評価のため、プロセス挙動の現状把握を含め厳密な定量化を要求されることが多い。さらに、対象プラントがライセンサーからプロセス導入されたプラントであれば、プロセス開発やプロセス概念設計の経験もなく、過去のプロセス設計におけるケーススタディの範囲も限られることが多く、条件変更時の影響に対する知見も不足していると思われ、なおさら厳密な定量化が要求される(仲、2016)。

上記のような目的に対して、蒸留プロセスのような非線形性の強いプロセスにおいては、統計モデルでは不十分であることが多い。Figure 4.4の「A73434333:

Formalize the Relation between Process Design Logic and Plant Operation Logic of PPD for SS Operations (定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する) および「Node- A7343433」および「Node- A73434333」に存在するその子アクティビティだけでは不十分となる。

そのため、このような要求に対応し、動的シミュレーションによって効率的に実行するアクティビティ「A773: Prepare Dynamic Model (動的モデルを整備する)」が必要となる(Figure 4.1 参照)。一般的にはその前に、同じ非線形モデルのプロセスについて感度解析を実施して最適条件を求めたり、動的シミュレーションモデル開発時のベースとしたり、さらに動的シミュレーションモデルの初期値を得たりするために、「A772: Prepare Static Model (静的モデルを整備する)」が必要となる。同じプロセスに対して「A772」と、「A773」とは類似の数式モデルとパラメータで構成されていると、目的に応じてシームレスに使い分けが行えて便利である。「A773」に関して、動的シミュレーションモデル構築法の一例について、6章で述べる。

さらに、この両アクティビティは、「A77 : Provide resources for Resource Provision Support (LCE のための基準・資源・情報のための資源を提供する)」といった、LCE 各ステージ「A73: Provide resources for Process and Plant Design (設計のための基準・資源・情報のための資源を提供する)」、「A74: Provide resources for Construction (建設のための基準・資源・情報のための資源を提供する)」および「A75: Provide resources for Production (生産のための基準・資源・情報のための資源を提供する)」とは独立し、かつ各ステージで共通に利用できるアクティビティの下にある。

したがって、さらに「A73」アクティビティ下の「A734: Provide Resources for Preliminary Process Design (プロセス基本設計のための資源・情報・基準を提

## 第4章 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築

---

供する)」だけでなく、「プロセス概念設計」や、「プロセス詳細設計」においても共通モデルとして使うことができる（アクティビティモデルは省略）。LCEの業務効率化や、継続的な技術蓄積による技術の持続的進化に大きく貢献すると期待される。

一方、本研究では「A7343: Provide Resources of PPD for steady state (SS) Operations（定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する）」におけるアクティビティを焦点としたが、特に「動的シミュレーションモデル」については、Figure 4.1における、「A7344: Provide Resources of PPD for S/U, S/D（スタートアップ、シャットダウンのプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する）」、「A7345: Provide Resources of PPD for Abnormal Situation（異常状態のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する）」や「A7346: Provide Resources of PPD for Emergency Situation（緊急状態のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する）」のアクティビティとの関連においても有用に活用される。

### 4.7 本章のまとめ

第3章で述べた、プロセス基本設計の定常運転に焦点を当てた「あるべき(TO-BE) プロセス基本設計業務プロセスモデル」が構築されたので、この業務機能への要求に基づき抽出・獲得した設計変数やクリティカルプロセス条件などを核として、定常運転における「プロセス基本設計技術」の体系化を行う、「技術の見える化」の仕組みとなる業務プロセスモデル（フレームワーク）を構築した。

この業務プロセスモデルも、アクティビティモデリング手法 IDEF0 をベースに、業務機能の階層設計と情報流れ設計のアプローチと PDCA サイクルを構成す

## 第4章 プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル構築

---

るアクティビティテンプレート導入によって構築した。この「プロセス基本設計技術」体系化の一連の業務プロセスのアクティビティモデルによって技術基準が作成されるが、「あるべきプロセス基本設計業務」のアクティビティモデルとは明確に分離された構造で構築し、この技術基準によって「プロセス基本設計業務」において論理的かつ合理的な判断、意思決定が行えるように配慮した。既往の研究の業務プロセスモデルでは、業務プロセスモデルと技術の体系化モデルとが明確に区別されておらず直接適用することができなかつた経緯があった。

加えて、今回、プロセス挙動およびその操作条件との関係の定量化が困難な課題の解決が要求されるケースに必要な「静的シミュレーションモデル」と「動的シミュレーションモデル」を提供するアクティビティを開発した。これは、設計仕様を大きく変えるプロセス再設計などで、安全に対するリスクが高いケースに特に必要となる。このアクティビティは、プロセス基本設計においても、定常運転だけでなく、スタートアップやシャットダウン操作、異常状態、緊急状態の評価にも共有する業務モデル構造となっており、それぞれの知見、実績が共有化できる構造、仕組みになっている。さらに、プロセス基本設計だけでなく、プロセス概念設計、プロセス詳細設計およびプラント基本設計の業務、モデル共有することができる。さらに上位の階層で、製造や設備保全業務など LCE 各ステージ全体で共有可能な構造となっている。

参考文献(第4章)

Fuchino, T., K. Takeda, Y. Shimada and A. Aoyama; “Business Process Model Based Incident Investigation for Process Safety Leading Metrics,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48**, 626-633 (2015)

化学工学会 安全部会; 最近の化学工学 61, 設備保全業務の「見える化」とその応用—リスクベース保全のためのフレームワーク— 化学工学会関東支部 (2012)

仲 勇治; “プロセス安全管理(PSM)の実践的仕組,” 分離技術, **46**(3), pp.148-154 (2016)

渕野哲郎; “プラントライフサイクル業務プロセスにおける設備保全業務と設備保全技術,” 化学工学 **79**(6), pp.429-432 (2015)



## 第5章

# 事例のトレースによる開発した業務プロセス モデルの機能要件確認

本章では、今回開発した「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセス（フレームワーク）」が、プロセスの不安定化の原因特定と、その問題解決を行える構造を有しているかどうかを確認する。

5.1 において例示した、プロセスリバンプ後不安定化した実際の蒸留プロセスの事例について、何度かの解析に基づく対応によっても問題が解決しなかった事実を紹介する。

5.2 においては、プロセスの不安定化の原因が何故特定できなかったのか、どのようなアクティビティが不足していたのか、その結果として解決できなかったのかを、本事例の前半分をトレースすることによって、本研究で開発した業務プロセスモデル（フレームワーク）、すなわち「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」が原因の特定に必要な構造を持ちながら、それに基づく業務運用がなされていなかったため原因の特定ができなかったことを確認する。

5.3 においては、その後の新たな実プラントの現場での取り組みによって、この蒸留塔プロセスのプロセス不安定化の原因を特定し、問題解決すなわち安定化に導くことができたが、本事例の後半部分のトレースによって、本研究で開発した「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」および「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」が、原因の特定に必要な構造を持っていることを確認する。

この時、要求に応じて開発した「動的シミュレーションモデル化手法」の適用が、この不安定化問題の解決に大きく貢献したことを明示する。

## 5.1 リバンプ後のプロセス不安定化問題の実例

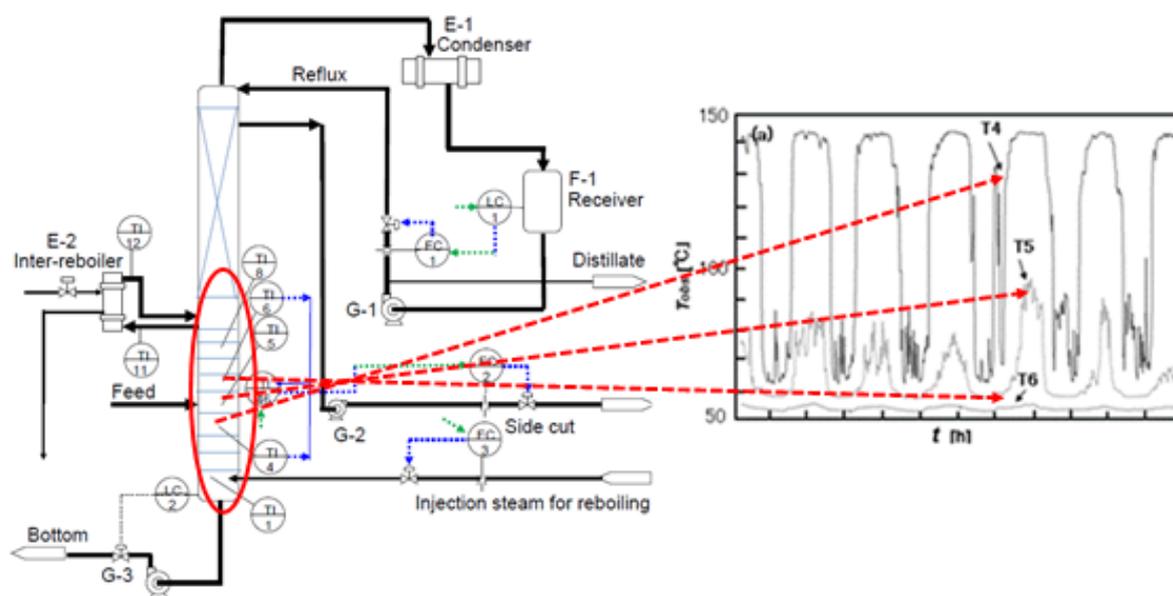


Fig. 5.1 A distillation column with fluctuation of temperature after revamping

Figure 5.1 の左側に示す、石油化学プラントにおける 1 基の蒸留塔プロセスを対象に、省エネルギーと増産を目的に、中間リボイラーの追加設置を手段として、リバンプが計画・実施された。

しかしながら、この蒸留塔プロセスはリバンプ後、本工程全体のスチーム消費量が減少する一方、Figure 5.1 の右側に示すトレンドデータ（横軸は時間。縦軸は塔内各段の蒸気温度。左側、塔内の各段温度の測定点と点線で対応関係を示す）のように塔内温度(T4, T5, T6) を中心に周辺ラインの温度が振動する不安定状態となった。その上、「運転中断に至る場合」のプロセス挙動として、本変動と、不特定の外乱との相互作用

用により、まれにフラッディング様のトラブルを起こすことがあった。不安定化に至る原因は特定できず、幾つかの解析に基づく対応によっても問題は解決しなかった。

### 5.2 プロセス不安定化問題、未解決原因の解析：トレース解析－1

本節では、第3章および第4章で述べた、本研究で開発したあるべき業務プロセスモデルを用いて、上記の過去のリバンプ後のプロセス不安定化の原因や因果関係が何故特定できなかったのか、業務プロセスの視点からの確認を目的に、事例のトレース（「トレース解析－1」と呼ぶ）を実施した（**Figures 5.2, 5.3** および **5.4**）。ただし、「A5：生産する」以下のアクティビティを記載した **Figure 5.2** については、既往の研究（*Shimada et al., 2009*）を適用したので、モデルをアクティビティテンプレート（**Figure 2.1**）ではなく、単純化された **Node Tree** で記載した。

「A7：LCEのための基準・資源・情報を提供する」および「A3：設計をする」の各アクティビティ下の階層的な子アクティビティによる業務プロセスモデルについては、**Figures 5.3** および **5.4** にそれぞれ記載した。概して言えば、「A5」下におけるプロセス不具合の原因調査のトレースバックは、「A5」下からの要求に対して適切な技術基準が「A7」アクティビティから提供されているかどうかの確認のために実施される。

続いて、「A7：LCEのための基準・資源・情報を提供する」下の各子アクティビティで適切な技術基準（プロセス不安定化の原因と、それに基づく解決案候補を含む）が構築され、さらに親アクティビティである「A7」へ送られているかどうかトレースバックされるべきである。もし適切な技術基準が「A7」下で構築されていなければ、その原因・理由として、定常操作のプロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル（フレームワーク）と、「A3：設計をする」の業務プロセスモデルとの間に、A3 から A7 へエンジニアリングの結果の提供や、A3 から抽出された設計変数やクリ

## 第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

---

ティカルプロセス条件の A7 による獲得、一方で A7 から A3 へ技術基準の提供といった情報サイクルが存在したかチェックされるべきである。

まず最初に、Figure 5.2 において、「A5：生産する」に関するあるべき業務プロセスの実施状況を、(トレースバックするために) 示す。ここで、括弧内の番号 nn は、対応するアクティビティの実行の順序であり、その Box の上部に表す。

温度の変動に関してプラントデータ解析によるプロセス監視と診断が、(1) 「A5344232：運転の SQCE を監視する」および (2) 「A5344233：運転中のプラントを診断する」で実施されてきた。さらに、制御パラメータが(3) 「A5344234：運転の調整を実施する」アクティビティによりプロセスの変動を減らすためにチューニングされていた。しかしながら、生産部門のみのアクティビティでは、変動に対する原因や因果関係の特定および適切なチューニング方法は獲得できなかった。

これは、適切な体系化された‘情報、資源、基準’が、明示的に提供されていないのが主要因であると思われる。すなわち、これらの情報などが、「A7:プラントライフサイクル実行のための資源・情報・基準を提供する」アクティビティから、各階層(Node)の Provide Resource のアクティビティである、(4) 「A5344236：SQCD の監視と診断のための資源・情報・基準を提供する」、(6) 「A534426：通常運転のための資源・情報・基準を提供する」および (8) 「A53445：運転実行の資源・情報・基準を提供する」へ、その階層的な親アクティビティ(5)「A534423:SQEA 監視と診断を実施する」、(7) 「A53442：通常運転を実施する」および (9) 「A5：生産する」を經由して、明示的に提供されていない。ここで、Node-A534, Node-A53 および Node-A5 は省略している。

「A5」アクティビティは、この不具合解決を目的に、「A7」下のアクティビティから体系化された‘Information and resource and engineering standards (情報、資源、業務基準)’となる「不具合の原因や解決策」の情報を受け取るべきである。

## 第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

---

次に、Figure 5.3 の「A7」以下の業務プロセスモデル（本研究において、アクティビティテンプレートをベースに開発）で、実際の情報流れをトレースする。業務プロセスフロー上の番号(Bnn)は、情報流れのトレースの順番を表す。(nn)の番号 nn は、対応するアクティビティの実行の順序で、モデルの各 Box の上に示す。

(10)「A7343432：定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックを体系化する」、(11)「A7343433：定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する」アクティビティ下のアクティビティによって体系化された 'Information, resources and engineering standards'を、その親アクティビティである(13)「A734343：効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する」、(15)「A734：プロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する」および(17)「A73：プロセス・プラント設計のための資源・情報・基準を提供する」と、以下は資源を供給するアクティビティである(12)「A7343435：効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準整備の資源・情報・基準を提供する」、(14)「A734346：定常運転のプロセス基本設計の技術基準作成のための資源・情報・基準を提供する」、(16)「A739：プロセス・プラント設計のための資源・情報・基準のための資源を提供する」、(18)「A77：LCE のための資源・情報・基準のための資源を提供する」を経由して、(19)「A7：LCE のための資源・情報・基準を提供する」へ送るべきであった(灰色、太実線 B23, B22, B21, B19, B18, B16, B15, B13 and B12, 灰色、太破線 B20, B17, B14 and B11)。本図では、Node-A7343 および Node-A734 は省略されている。

一方で、アクティビティ(10)「A7343432：定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックを体系化する」および(11)「A7343433：定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する」は、Figure 5.4 に示す「A3：設計をする」アクティビティ下の各アクティビティから、プロセス設計の出力として

「process design factors (プロセス基本設計の設計因子)」を、(15)「A734: プロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する」、(13)「A734343: 効率的 (運転のための) 定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する」および(12)「A7343435: 効率的 (運転のための) 定常運転のプロセス基本設計の技術基準整備のための資源を提供する」を経由して、本来受け取るべきであった(黒色、太実線 B32, B30, B28, B26, B24, 黒色、太破線 B31, B29, B27, B25)。

結果として、「A7」から「A5」への技術基準(不安定化の原因および解決策に関する情報)の提供は行われなかった。その理由は、プロセス基本設計の主要な設計変数やクリティカルプロセス条件が適切に抽出・獲得されて来なかったからである。すなわち具体的には、定常操作のプロセス基本設計の各主要因子が、(20)「A34343: 感度解析を実行し制御ループの組み合わせを決定する」、(21)「A343433: 制御ループの組み合わせを提供する」アクティビティから、(23)「A3: 設計する」、(22)「A3434: 制御の構造とパラメータを設計する」を経由して(黒色、太実線 B32, B34, B47, B49, B50, B52, B53, B55, 黒色、太破線 B33, B48, B51)」、そして、(24)「A34353: 品質および正常操作のリミットを更新する」、(25)「A343532: リミット決定のため感度解析を実行する」、(26)「A343533: 品質リミットと正常操作リミットを決定する」アクティビティから、(28)「A3: 設計する」、(27)「A3435: 装置モジュールとシステム全体との整合性を確保する」を経由して(黒色、太実線 B34, B35, B37, B38, B40, B41, B42, 黒色、太破線 B33, B36, B39)、それぞれの設計変数やクリティカルプロセス条件が適切に抽出・獲得されて来なかったからである。さらに、(30)「A3: 設計する」、(29)「A3433: 装置の設計とレーティングを行う」を経由して(黒色、太実線 B34, B59, 黒色、太破線 B33)、設計変数やクリティカルプロセス条件が適切に抽出・獲得できなかったからでもある。そして、その結果として、これらの定常運転のプロセス基本設計の設計変数やクリティカルプロセス条件が適切に抽出・獲得されず、設計結果の明示も不充

## 第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

---

分であるため、リバンプ前後の適切な因果関係情報や動的シミュレーションモデルのような、リバンプされた例えば蒸留プロセスの技術基準として、明示的に体系化されてこなかったからでもある。

すなわち、リバンプ後に不具合が生じた場合、考えられる原因や因果関係を提示または因果関係の解析方法を明示し、特定または推定された原因に対してどの装置や設備、制御システムをどのような手段を使って、どこまで改良、改善すべきかの方針、目標が技術基準として明示されていなかったことが推定される。

本事例の前半部分においては、今回開発した「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」および「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」に従った運用ができていなかったのが、原因が特定できず解決できなかった理由である。言い換えれば、このトレースによって、どの部分の業務プロセスのアクティビティが不十分であったかを捉えることができる。

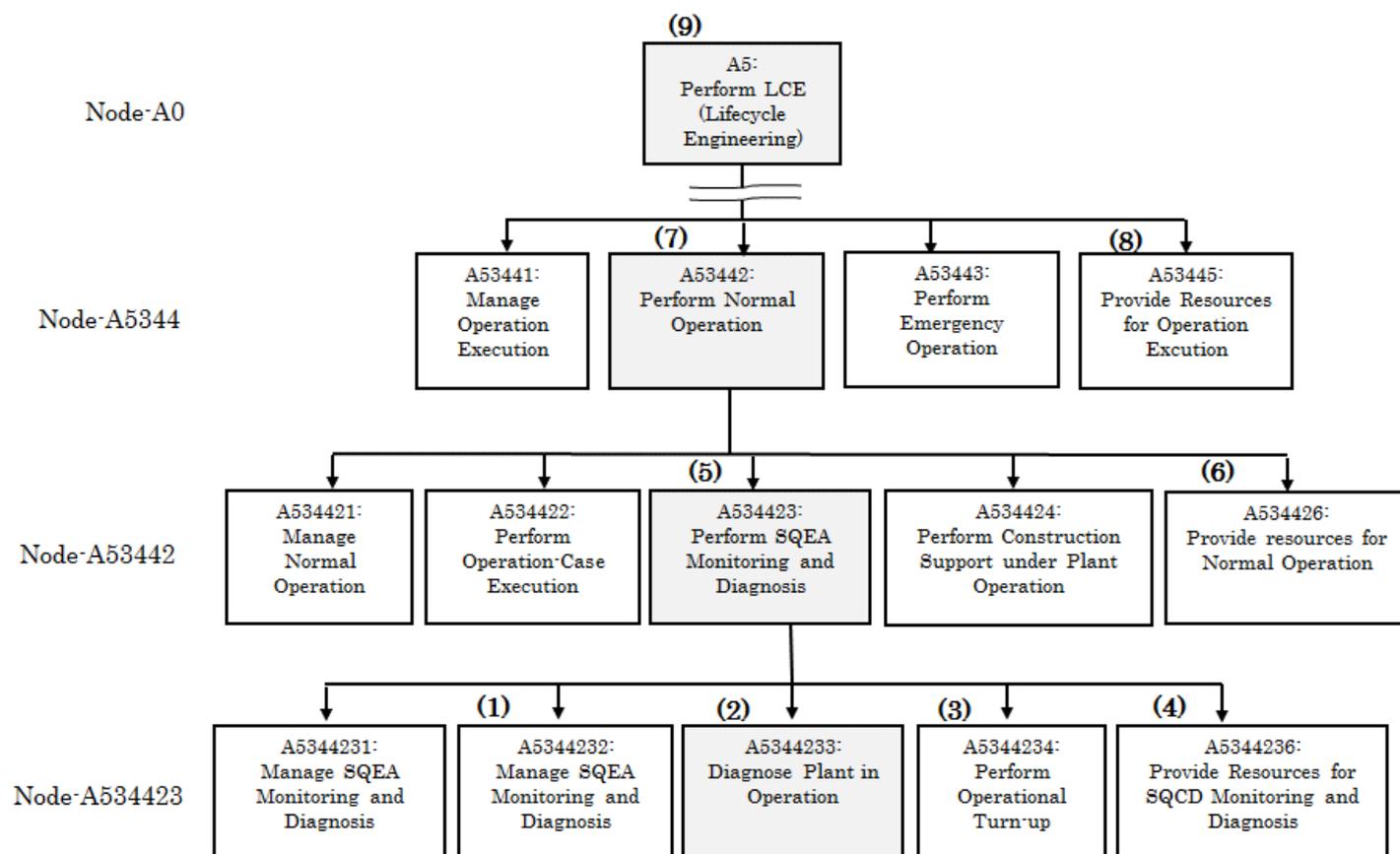


Fig. 5.2 Trace analysis – 1 for PPD related root cause (Node Tree)

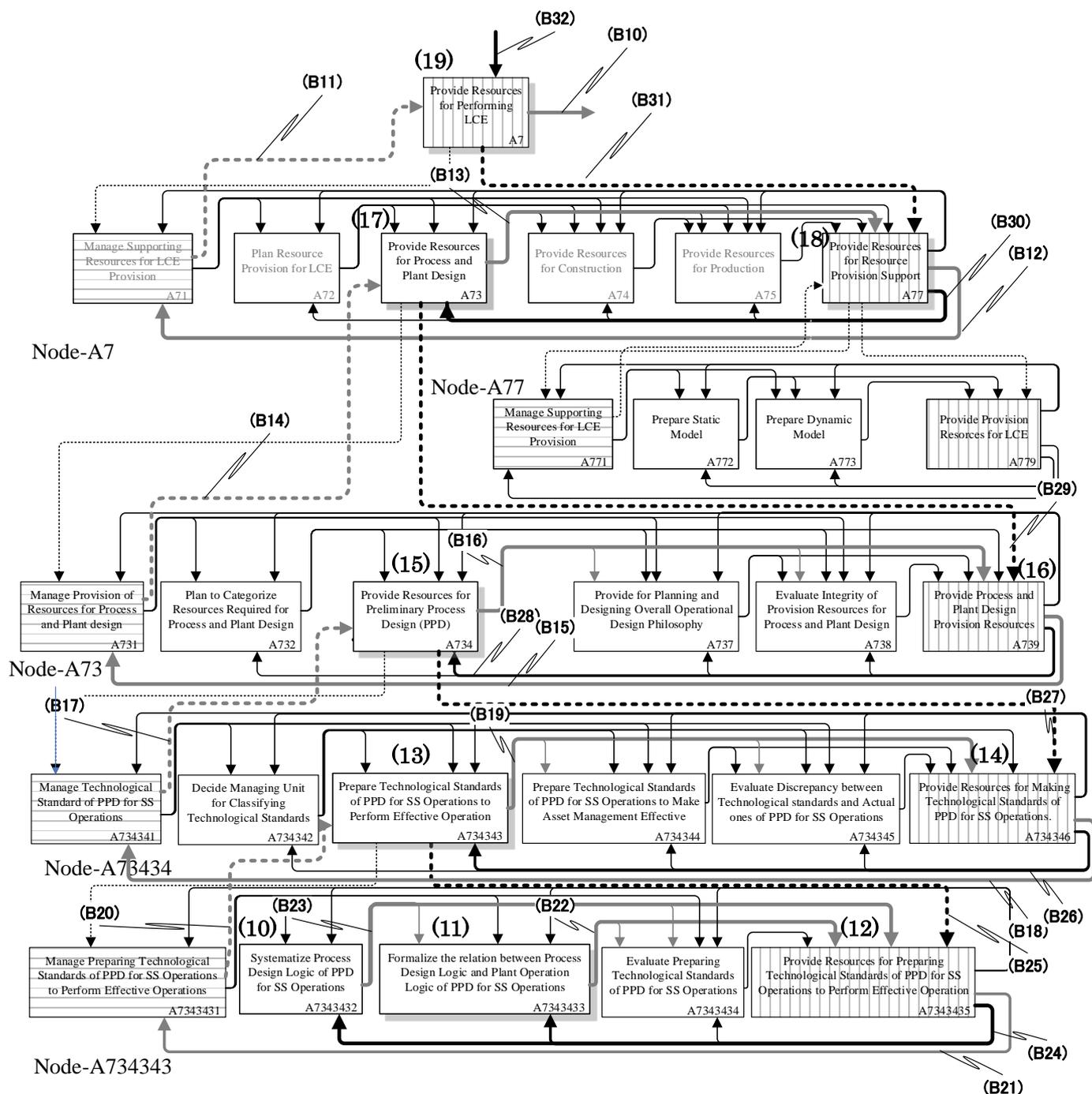


Fig. 5.3 Trace analysis–1 for systematizing technology of PPD

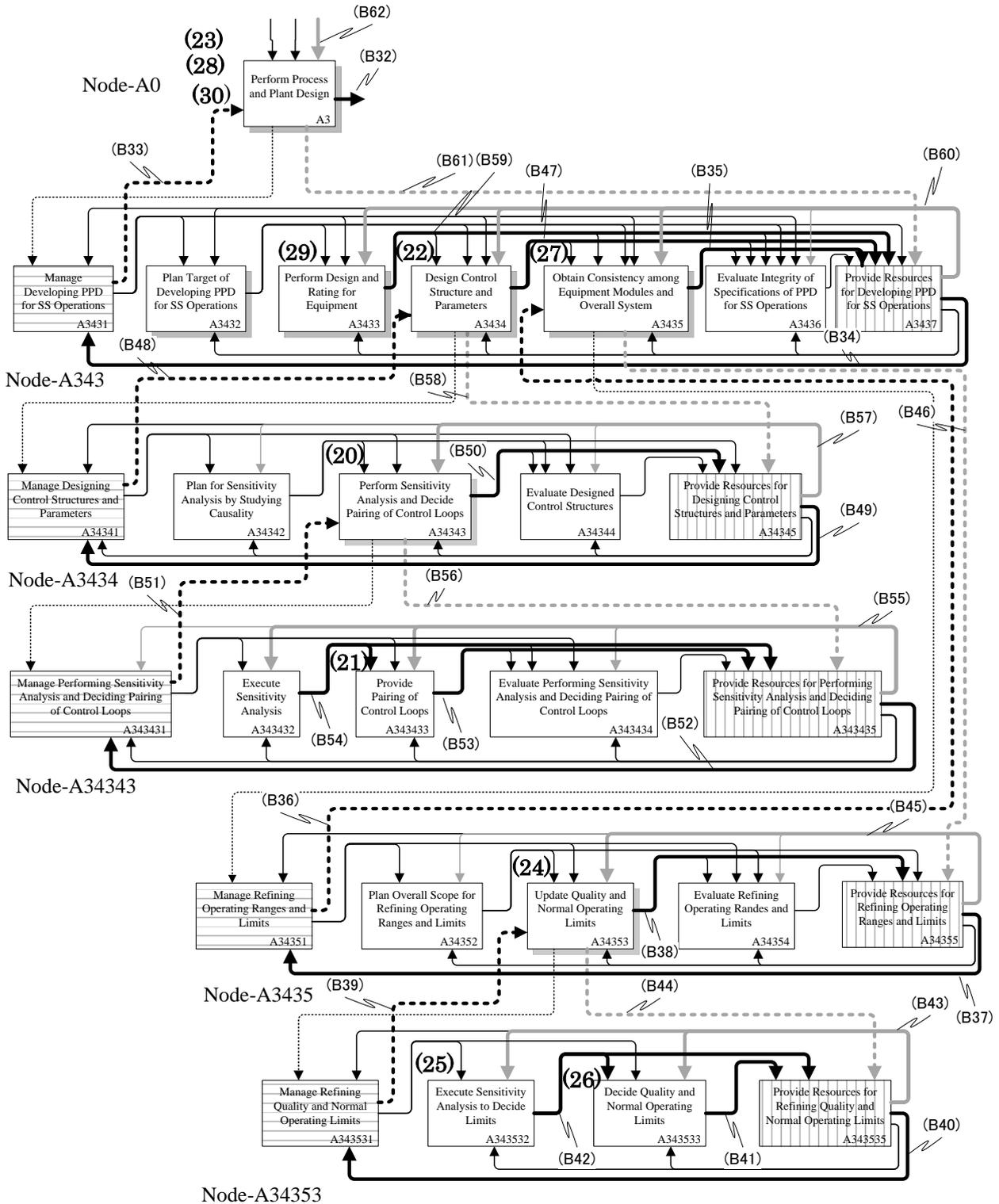


Fig. 5.4 Trace analysis–1 for providing design information to systematize technology of PPD

### 5.3 プロセス不安定化問題、解決理由の解析：トレース解析 -2

ここでは、5.2 に続いて、その後の新たな実プラントの現場での取り組みによって、このリバンプ後の蒸留塔プロセスの (Figure 5.1 で示した) 不安定化の原因を特定し、問題解決すなわち安定化に導くことができたが、本事例の後半部分である解決事例のトレース (「トレース解析-2」と呼ぶ) によって、本研究で開発した「プロセス基本設計業務プロセスモデル」および「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」が、原因の特定に必要な構造を持っていることを確認する。この時、別途開発した「動的シミュレーションモデル化手法」の適用が、業務プロセスモデルの一部として、この不安定化問題の解決に貢献したことを説明する (詳細は第6章で説明)。

すなわち、本研究で開発した両業務プロセスモデルが、リバンプ後の上記の不具合を解決する機能を持っており、これにしたがって運用された結果解決に繋がったことを確認するための、トレース解析を、「A5：生産する」、「A7：LCEのための基準・資源・情報を提供する」および「A3：設計する」下の階層的なそれぞれの子アクティビティの業務プロセスについて **Figures 5.5, 5.6** および **5.10** (p.115)に示すように実施した。Figure 5.5 に示した、「A5」下のアクティビティについては、Figure 5.2 と同様、既往のモデル (Shimada *et al.*, 2009) を適用したので、アクティビティテンプレートではなく、概観的に単純化された Node Tree で記載した。業務プロセスフロー上の番号(Fnn)は、情報流れのトレースの順番を表す。(nn)の番号 nn は、対応するアクティビティの実行の順序で、モデルの各 Box の上に示す。

まず、概略の業務の流れを説明する。最初に、「A5」下のアクティビティにおけるプロセスの不具合を解決するための技術基準の提供が、技術体系化のための業務プロセスモデル (フレームワーク) の最上位のアクティビティである「A7」に要求される。

続いて、「A3」下の各アクティビティから抽出・獲得される設計変数やクリティカ

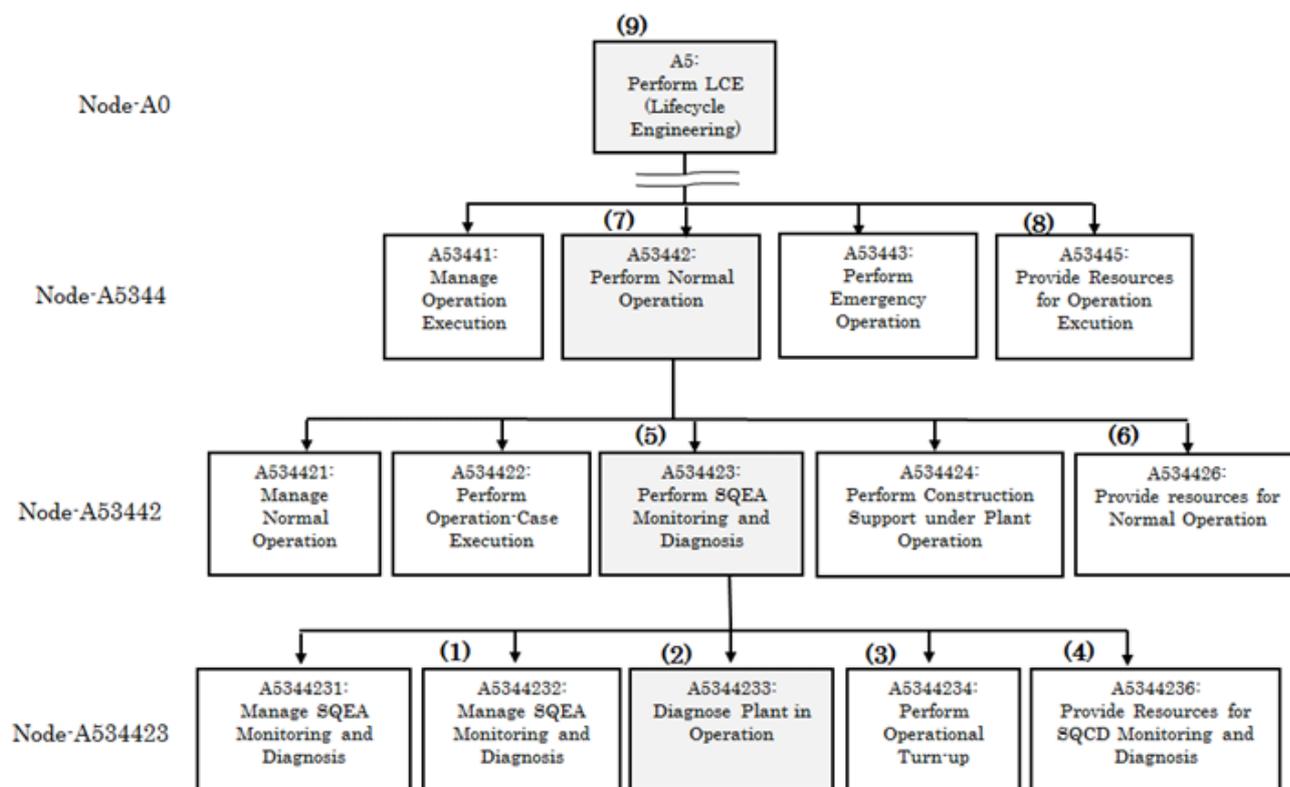


Fig. 5.5 Trace analysis—2 for PPD related root cause (Node Tree)

ルプロセス条件などの設計情報と、「A5」からの実プラントデータに基づいて、本研究で開発した「A7」下のアクティビティで、不具合解決のアクションの複数の候補が、技術基準として作られ、「A3」に提供される。この「A7」下のアクティビティは、プロセス変数間の因果関係、およびそれに基づく動的シミュレーションの結果から解決策の候補を技術基準として提供している。続いて、同じく本研究で開発した「A3」下のアクティビティにおいて、最も適切な解決策がそれらの候補の中から、技術基準に従って選択され、実装と試運転が実際に実行され解決に至っている。

次に、再度これらのアクティビティ「A5」、「A7」、「A3」下の各アクティビティに関する業務プロセスを以下に詳細に示す。温度の変動に対するプラントデータ解析に

よる監視、診断が、(1)「A5344232：運転の SQCE を監視する」および(2)「A5344233：運転中のプラントを診断する」で行われる（黒色太実線 F1, F2）。さらに、制御パラメータが、(3)「A5344234：運転の調整を実施する」によって変動を減少させるためチューニングされる（黒色太実線 F3）。しかしながら、その温度の変動に対する原因や因果関係とチューニング方法は 5.1 で述べたように見出せず、変動を減少させることはできなかった。

そこで、‘Information, resources and engineering standards Provision Request (情報、資源、業務基準の提供要求)’が、アクティビティ(4)「A5344236：SQCD の監視と診断のための資源・情報・基準を提供する」から(10)「A7：LCE のための資源・情報・基準を提供する」へ、各アクティビティ(5)「A534423：SQEA 監視と診断を実施する」(6)「A534426：通常運転のための資源・情報・基準を提供する」(7)「A53442：通常運転を実施する」(8)「A53445：運転実行の資源・情報・基準を提供する」および(9)「A5：生産する」を経由して、出力された（黒色太実線 F4, F6, F7, F9, F10 および F12, 黒色太破線 F5, F8 および F11）。ここで、Node-A534, Node-A53 および Node-A5 は省略している。

本ケースでは、定常状態を目標とした運転の不安定化に関する、プロセス設計における各設計変数、クリティカルプロセス変数などの設計情報や実プロセスデータを含む‘Information, Resources and Engineering Standards Provision Request (情報、資源、業務基準の提供要求)’が、アクティビティ「A3：設計する」および「A5：生産する」から(13)「A734：プロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する」へ、(10)「A7：LCE のための資源・情報・基準を提供する」、(11)「A77：LCE のための資源・情報・基準のための資源を提供する」および(12)「A73：プロセス・プラント設計のための資源・情報・基準を提供する」を経由して、“Technological Standards such as Cause-Effect relationship, simulation model (因果関係やシミュレーション

## 第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

---

モデルなどを含む技術基準)を作成、更新するために送られる(黒色太実線 F12, F14, F16, 黒色太破線 F13, F15)。

続いて、次のアクティビティ(14)「A734343: 効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する」、(15)「A7343433: 定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する」、(16)「A73434333: 定量的な設計パラメータを用いた代替案を提供する」および(17)「A734343332: RGAなどの制御構造を考慮した現象の因果関係を体系化する」の各アクティビティを通して上述の情報を用いて可能な限り具体的に、“Technological Standards (技術基準)”を作成する(黒色太実線 F18, F20, F22, F24, 黒色太破線 F17, F19, F21, F23)。

アクティビティ「A734343332」では、**Figure 5.7**に示すような持続的な変動に対する因果関係図 (Institute of Research and Innovation (IRR), 1998)のテンプレートを用いて、主にプロセス制御に関係するプロセス変数のヒストリカルトレンドデータ間の相関解析によって構築し(黒色太実線 F24、灰色太実線 F25)、体系化した。蒸留塔の例では、蒸留塔内の蒸気温度と他のプロセス変数との時系列解析や、塔高さ方向の蒸気温度や濃度のプロファイルなどを解析した。「A5」からのプラントデータの他、この相関解析に必要な設計変数やクリティカルプロセス条件については、「A3」における、アクティビティ「A3433: 設計およびレーティングを行う」(プロセス・装置の設計変数)、「A3434: 制御構造とパラメータを設計する」(制御変数、操作変数などの設計変数)、「A3435: 装置モジュールと全体システム間の整合性を確保する」(クリティカルプロセス条件)から抽出・獲得され、相関解析に利用される。以下に、**Figure 5.7**内の、“RELATED ACTIVITIES”と対応させて詳述する。

操作設計の情報、「クリティカルプロセス条件」などのPPDの設計情報が、「A3」下の各サブ・アクティビティから、「A1」、「A7」を経由して(15)「A7343433: 定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する」

下のサブ・アクティビティへ柔軟に適宜提供される。

- ① 設計情報が、(25)「A3433：設計およびレーティングを行う」（プロセス・装置の設計変数）の設計情報から獲得され、「A7343433」下のサブ・アクティビティへ供給される。
- ② 他の設計情報は、(26)「A3434：制御構造とパラメータを設計する」制御変数、操作変数などの設計変数）設計情報から獲得され、「A7343433」下のサブ・アクティビティへ供給される。
- ③ 他の設計情報は、(27)「A3435：装置モジュールと全体システム間の整合性を確保する」（クリティカルプロセス条件）の設計情報から獲得され、「A7343433」下のサブ・アクティビティへ供給される。
- ④ 必要に応じて、(31)「A343432：感度解析を実行する」を、「A772：静的モデルを整備する」を通して実施することによって、上述の実績に基づいたチャートが描かれる。
- ⑤ (17)「A734343332：RGAなどの制御構造を考慮した現象の因果関係を体系化する」を実行するために、プラントデータに基づいて、設計情報間の相関が解析される。設計変数や操作変数およびそれらのクリティカルプロセス条件としては、各段の蒸気温度、組成、上昇蒸気流量、下降液流量、蒸発効率など、フィード流量・温度、サイドカット流量・温度、中間リボイラー循環流量、出入り温度などの実測値や推定値が選択される。

第5章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

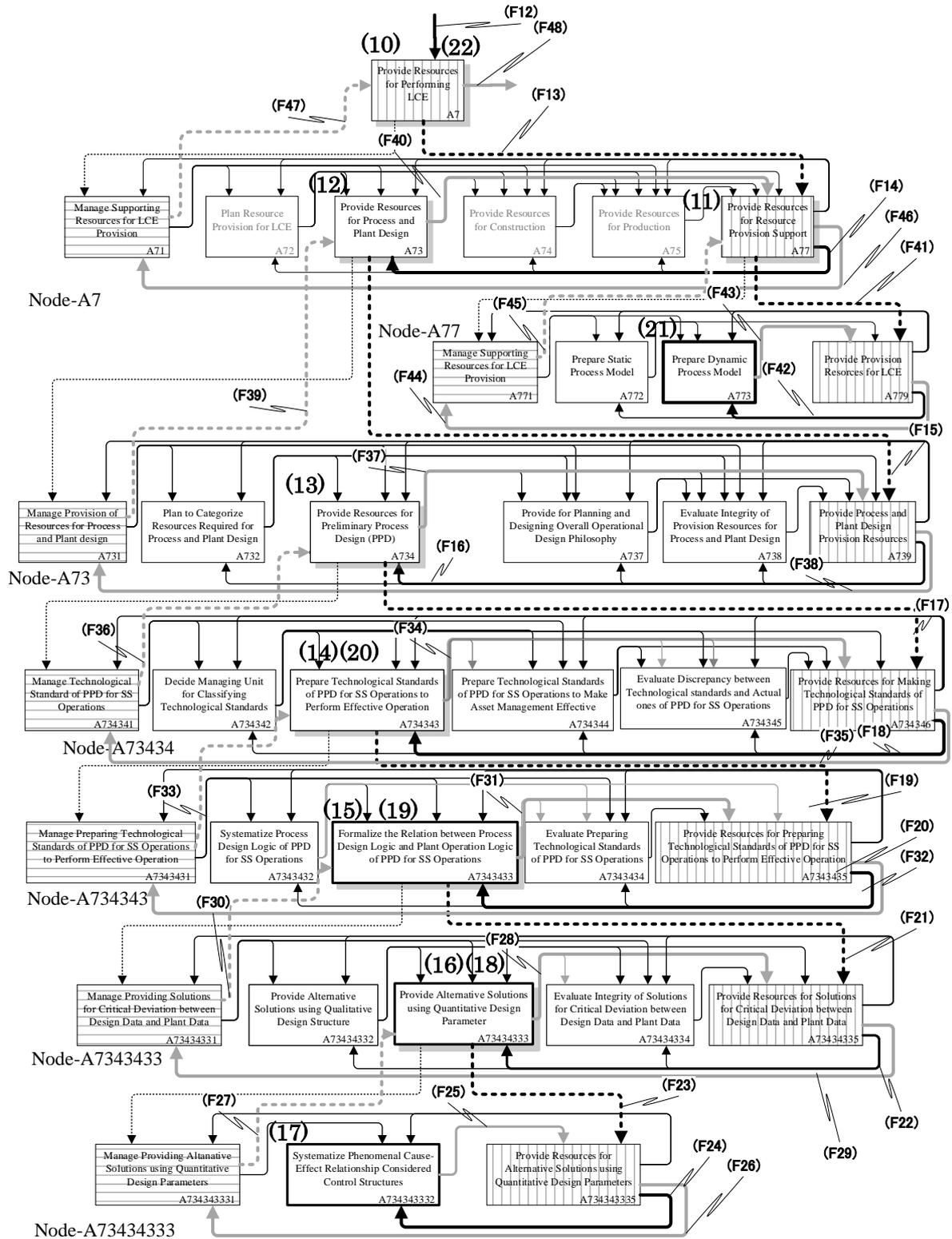


Fig.5.6 Trace analysis-2 for systematizing technology of PPD

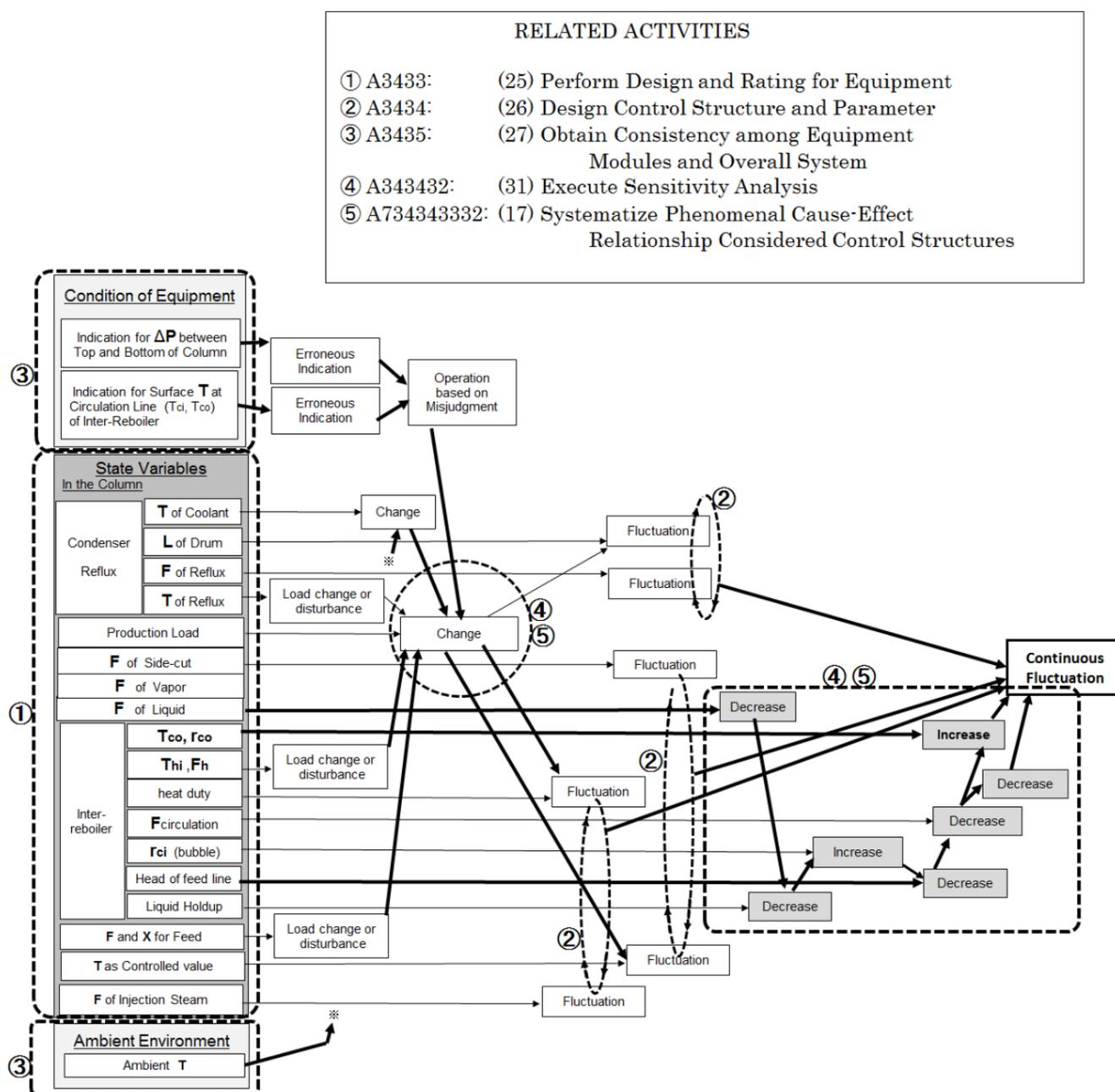
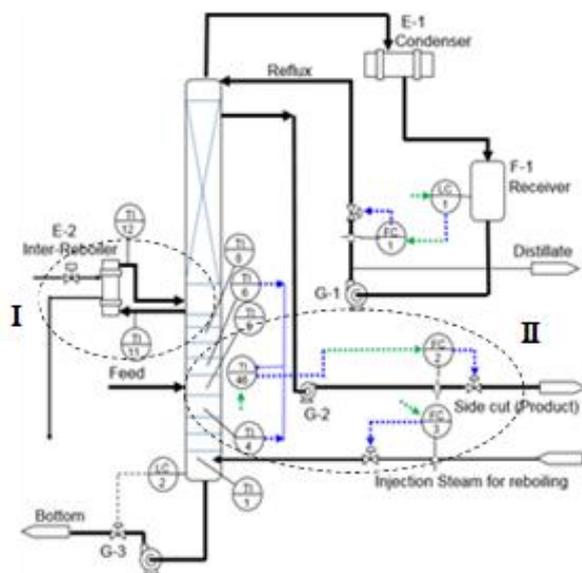


Fig. 5.7 Cause-Effect chart for continuous fluctuation

本ケースでは、解析の結果、**Figure 5.8** に示すようにプロセス不安定化の2種類の原因が推定された。すなわち、中間リボイラーの液循環量の変動（I）および蒸気温度のカスケード制御方式（II）の相乗作用が原因と推定された。

続いて、この推定原因から、プロセスを安定化させる方策として、「A73434332」の親アクティビティである(18)「A73434333: 定量的な設計パラメータを用いた代替案を提供する」において、**Figure 5.9** で示すように、(破線のサークルで囲った) カスケード制御案（詳細は第6章参照）などが、矢印で示すような流れの安定化を実現すると考えられた。プロセス設計の設計変数やクリティカルプロセス条件が、コントロールループにおける制御変数と操作変数の組合せ（Pairing）や制御パラメータの変更など代替解決案に対して、プロセスの不安定化が副作用なく解消できるか定量的に再確認される（黒色太実線 F22、 灰色太実線 F27、 灰色太破線 F26, F28）。業務プロセスモデルにより、原因や因果関係を特定しても、プロセスの現象が動的に複雑で、扱う物質の危険性が高い、予想通り対策後に安定しても、突発的な外乱や異常の



**Fig. 5.8** Causes identified for sustained fluctuation

場合の対策も立案できないリスクがある場合などには、動的モデルの構築、適用は効果的である。「A73434333」の親アクティビティである (19)「A7343433: 定常運転のプロセス基本設計の設計ロジックとプラント運転ロジックの関係を定式化する」において、設計変数、操作変数、制御ロジックなどの変数間の関係が、第一原理（本研究では、主に化学工学モデル）や統計的な方法の利用で、プロセスシミュレーションモデルを構築するた

めに定式化される（黒色太実線 F20、灰色太破線 F30、 灰色太実線 F29, F31）。  
 以上により、「A734343」の親アクティビティ (20) 「A734343: 効率的運転のための定常運転のプロセス基本設計の技術基準を整備する」においては、効率的なプロセス操作を考慮した技術基準が、各アクティビティからの結果の要約によって作成され（黒色太実線 F18、灰色太破線 F33、 灰色太実線 F32, F34）、さらに、アクティビティ (21) 「A773: 動的プロセスシミュレーションモデルを整備する」において、因果関係について解析された変数間の関係と制御ロジックを表現した、制御構造を持つ動的プロセスモデルが構築される（黒色太実線 F42、灰色太破線 F45、灰色太実線 F43, F44）。以下に述べるように、この変動のパターンと強度の変化を表現する動的プロセスモデルを含めた技術基準に基づいた解析により、「A3: 設計する」下のアクティビティにおいて、最適解決案（制御ループのペアリングなど）が選択される。A5: 生産する」下のアクティビティにおいて試運転が行われて、動的プロセスモデルのシミュレーションに基づく仮説を検証することになる。

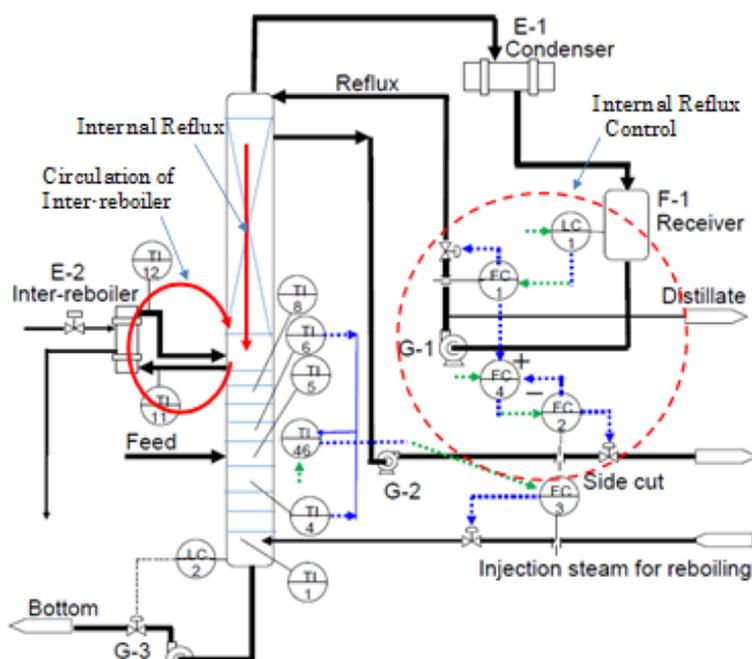


Fig. 5.9 Revised control loops and improved process flow

このように、技術基準は、動的プロセスモデルを含めて作成され (22) 「A7」から「A3: 設計する」に提供されることになる。

(23) 「A3」は Figure 5.10 に示すように、制御システムとプラント運転を再設計するために ‘technological standards’ and ‘information, resources (技術基準、情報、

資源) ’を受取る(灰色太実線 F50)。

続いて、それらの情報は、制御構造を再設計し、装置モジュール間の整合性を獲得する目的で、「A3」から(25)「A3433: 設計とレーティングを行う」、(26)「A3434: 制御の構造とパラメータを設計する」および(27)「A3435: 装置モジュールと全体システムとの整合性を確保する」へ出力されている。

この時、(24)「A3437 定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する」を経由している(灰色太破線 F51、灰色太実線 F52)。

前者のアクティビティ「A3434: 制御の構造とパラメータを設計する」に関しては、感度解析を実行した後、(21)「A773: 動的モデルを整備する」で構築された動的シミュレーションモデルを用いてシミュレーションを行い、この結果をベースとした制御ループ組合せ(制御変数と操作変数の組合せ)候補を提供し決定するため、技術基準が「A3434」から(31)「A343432: 感度解析を実行する」および(32)「A343433 制御ループの組み合わせを提供する」へ出力されている。

この時、(28)「A34345: 制御構造とパラメータの設計の資源・情報・基準を提供する」、(29)「A34343: 感度解析を実行し制御ループの組み合わせを決定する」と(30)「A343435: 感度解析の実行と制御ループの組み合わせ決定の資源・情報・基準を提供する」を経由する(灰色太破線 F53, F55、灰色太実線 F54, F56)。

さらに、再設計のアクティビティの実行後、「A343432」および「A343433」から(38)「A3434」へ結果が出力されている。

この時、(33)「A343435: 感度解析の実行と制御ループの組み合わせ決定の資源、情報、基準を提供する」、(34)「A343431: 感度解析の実行と制御ループの組み合わせ決定を管理する」、(35)「A34343: 感度解析を実行し制御ループの組み合わせを決定する」、(36)「A34345: 制御構造とパラメータの設計の資源・情報・基準を提供する」

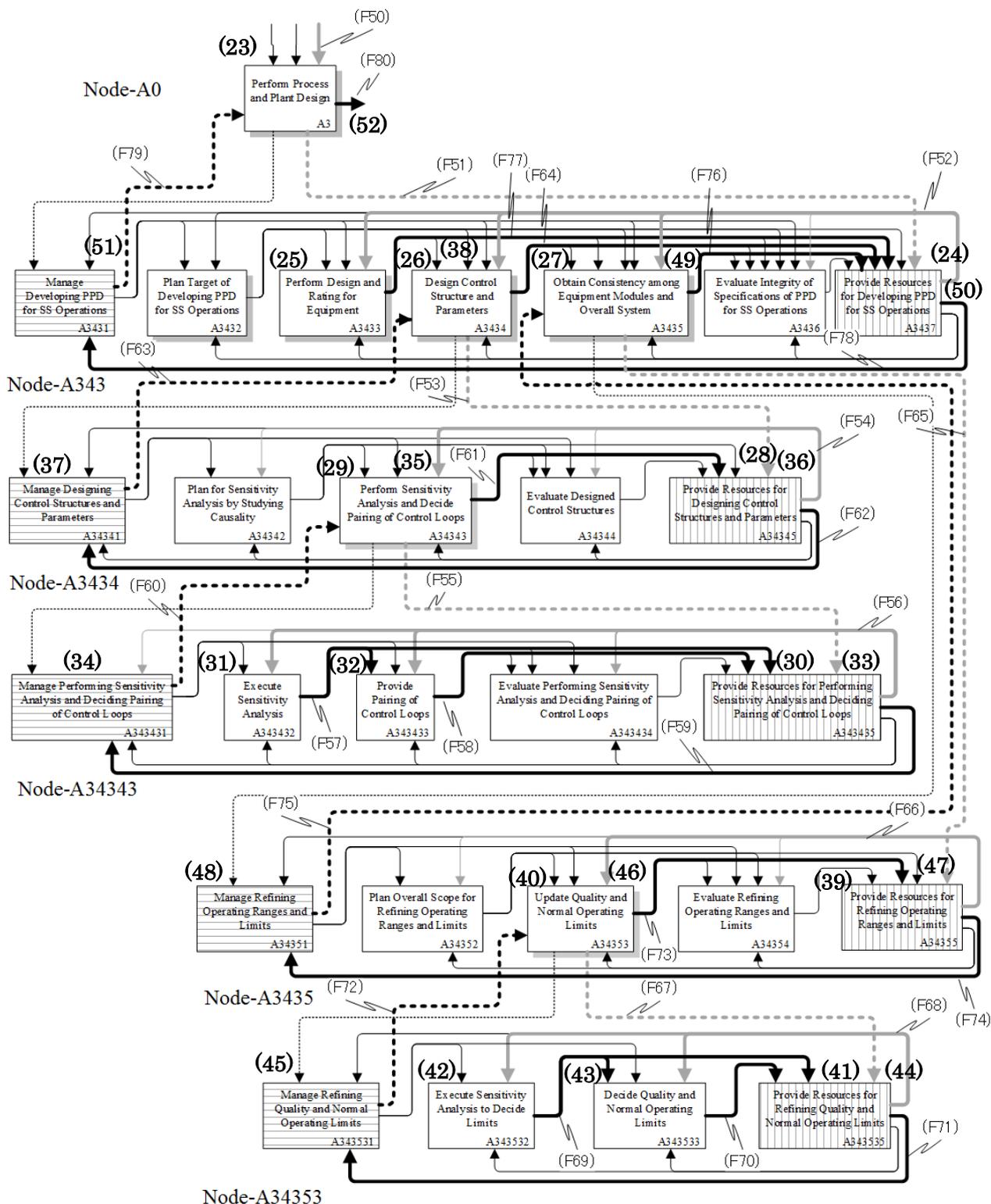


Fig.5.10 Trace analysis–2 for redesign of control structures and normal operating limits

および(37)「A34341：制御構造とパラメータの設計を管理する」を経由して返される(黒色太破線 F60, F63, 黒色太実線 F57, F58, F59, F61, F62)。ここで、採用する制御ループのペアリングと使用するパラメータが決定したことになる。

後者のアクティビティ (27)「A3435：装置モジュールと全体システムとの整合性を確保する」に関しても同様に、感度解析を実行し、同様に「A773:動的モデルを整備する」で構築された動的プロセスモデルを用いたシミュレーション結果をベースとし、操作レンジとリミットおよび品質、正常運転での操作リミットを決定するために、技術基準が「A3435」から(42)「A343532：リミット決定のため感度解析を実行する」および(43)「A343533：品質リミットと正常操作リミットを決定する」へ出力されている。

この時、(39)「A34355：操作範囲と操作リミットの見直しの資源・情報・基準を提供する」(40)「A34353：品質および正常操作のリミットを更新する」、(41)「A343535：品質リミットと正常操作リミットの見直しの資源、情報、基準を提供する」を経由している(灰色太破線 F65, F67、灰色太実線 F66, F68)。

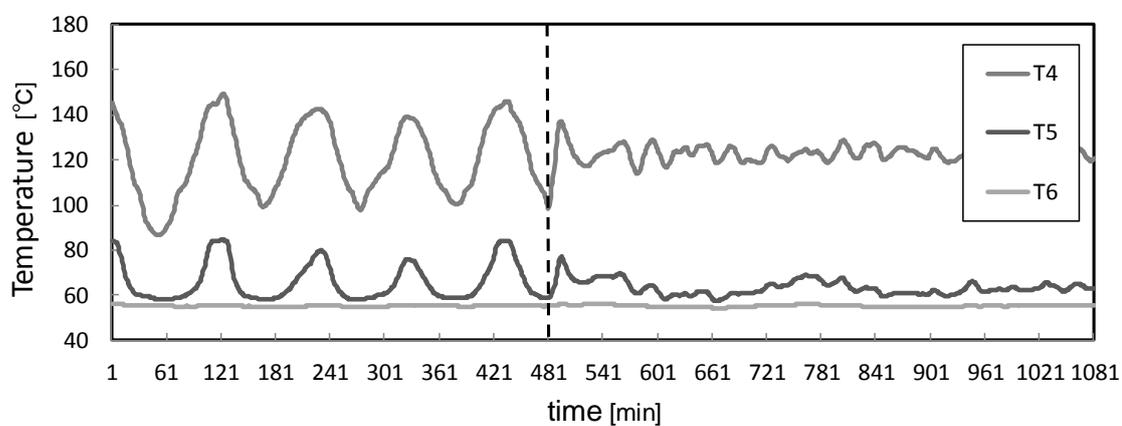
再設計のアクティビティの実行後同様に、「A343532」および「A343533」から (49)「A3435」へ結果が出力され返される。

この時、(44)「A343535」、(45)「A343531：品質リミットと正常操作リミットを管理する」、(46)「A34353：品質リミットと正常操作リミットを更新する」、(47)「A34355」および(48)「A34351：操作範囲と操作リミットの見直しを管理する」を経由している(黒色、太破線 F60, F63, 黒色、太実線 F57, F58, F59, F61, F62)。更新された制御ループの制御変数と操作変数のペアリングにおける、操作範囲や制御性に見合った、リミットやレンジに更新される。ここで、アクティビティ(25)と(26)～(38) および (27), (39)～(49)については、Concurrentに見直しのフィードバックも含め検討が行われるべきである。

続いて、アクティビティ(38)「A3434:制御の構造とパラメータを設計する」および (49)「A3435:装置モジュールと全体システムとの整合性を確保する」から、試運転と実際の商業運転のために、これらの成果が「A4:建設をする」および「A5:生産する」へ出力されている。

この時、(50)「A3437:定常運転のプロセス基本設計のための資源・情報・基準を提供する」、(51)「A3431:定常運転のプロセス基本設計を管理する」および (52)「A3:設計する」、「A1:LCEを管理する」を経由する(黒色 太い破線 F79、黒色 太い実線 F64, F76, F77, F78, F80)。ここで、Node-A34 および Node-A3 は省略している。

本蒸留塔プロセスを監視・制御する分散型制御システム(DCS: Distributed Control System)の再設計を行い、提案され選定されたロジックを実装した結果、**Figure 5.11**でシミュレートされたように、実プラントにおいて本プロセスでの温度の変動を著しく減少させることに成功した(Yamada *et al.*, 2014, 2015)。因果関係モデルおよび動的シミュレーションモデルの妥当性が検証されたことも含め、この成功事例のトレースによって、今回開発した(3, 4章で説明)業務プロセスモデルが、リバンプなどの再設計も含めた、あるべきプロセス基本設計に必要な構造を持つことが確認された。



**Fig. 5.11** Simulation results for fluctuation of vapor temperatures in the case of switching control loops

## 5.4 本章のまとめ

5.2 では、5.1 で述べたプロセスリバンプ後不安定化した実際の蒸留プロセスの事例について、何度かの解析に基づく対応によっても問題が解決しなかった事実をトレースした。

プロセス不安定化の原因が何故特定できなかったのか、どのようなアクティビティが不足していたのか、その結果として解決できなかったのかを、本事例をトレースすることによって、本研究で開発した業務プロセスモデル（フレームワーク）、すなわち「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」が原因の特定に必要な構造を持ちながら、それに基づく業務運用がされていなかったため原因の特定ができなかったことを示した。

一方 5.3 では、その後の新たな実プラントの現場での取り組みによって、リバンプした蒸留塔プロセスのプロセス不安定化の原因を特定し、問題解決すなわち安定化に導くことができたが、この後半の事例のトレースによっても、本研究で開発した「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」（第 3 章）と「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」（第 4 章）が、不安定化の原因の特定に必要な構造を持つことを確認できた。

この時、さらに第 6 章で詳述する開発した「動的シミュレーションモデル化手法」の適用が、この不安定化問題の解決に貢献したことを述べた。特に従来のプロセス設計仕様を変更するリバンプ（レトロフィット）の場合においては、プロセス挙動の現状把握や設備・運転条件変更後のリスク予測評価のため、厳密な定量化を要求されることが多い。そのため、プロセス基本設計業務プロセスモデル上のフローにおいて、プラントライフサイクル全体で共有化されるアクティビティの 1 つとして「動的シミュレーションモデル化手法」を機能させたことを示した。

このように、事例のトレースによって、本研究で開発した業務プロセスモデルが、プ

## 第 5 章 事例のトレースによる開発した業務プロセスモデルの機能要件確認

---

ラントライフサイクル全体の視点で、業務プロセスにおける問題の原因を特定し、因果関係の解析を通して解決に導くのに必要な構造を持つことが確認できた。

### 参考文献（第5章）

- Shimada, Y., T. Kitajima, K. Takeda, T. Fuchino and Y. Naka; “Modeling of Safety Operation Management for Prevention of Industrial Accidents in Chemical Processes –Reference Model for Plant Operation Management –(in Japanese),” *Journal of Occupational Safe*, **2** (2), pp.91-98 (2009)
- Yamada, A., J. Takagaki, H. Matsumoto, T. Kawamura and K. Yokoyama; “OS8-11: Application of mirror modeling method for control of unstable behavior in a distillation process,” The 5th World Conference on the Safety of Oil and Gas Industries (WCOGI), Okayama, Japan, June 10 (2014)
- Yamada, A., H. Matsumoto, J. Takagaki, T. Kawamura and K. Yokoyama : “Application of Mirror Model for Dynamic Behavior of Tray Efficiency to Revise Control Loops in Distillation Systems,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48** (8), pp.690-697 (2015)



## 第6章

# ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する動的シミュレーションモデルの開発

### 6.1 動的シミュレーションモデル化手法開発による問題解決

本節では、これまで説明してきた「リバンプ後のプロセス不安定化の問題」を解決する目的で、動的シミュレーションモデルをどのような考え方で構築するに至ったかの詳細について説明する (Yamada *et al.*, 2014, 2015)。

#### 6.1.1 プロセス不安定化の原因解析および結果

対象の蒸留プロセスにおいて、蒸留塔へのフィード原料は、成分 A (最終製品)、成分 A より沸点の高い成分 B (副生物)、成分 A よりも低い沸点を持つ微量の不純物および成分 A と成分 B の中間の沸点を持つ微量の不純物から構成される。フィード位置は蒸留塔の下半分 (棚段部分) にあり、成分 A が高純度である留分が、サイドカット (Side Cut or Side Draw) ストリーム (液相) として塔の濃縮部 (上半分の充填物部分) から流出する。また、成分 B が高濃度の留分は、塔底から流出 (Waste or Bottom) (液相) する。また、塔頂部から比較的純度の低い成分 A が留出液 (Distillate) (液相) として一定流量で流出している。

この塔のインターナルは **Figure 6.1** に示すように、(中間リボイラー (Inter-Reboiler or Side Reboiler) のある段より) 上半分が規則充填物 (Structured Packing) で、下半分がバルブトレイ (Valve Tray) で構成される。制

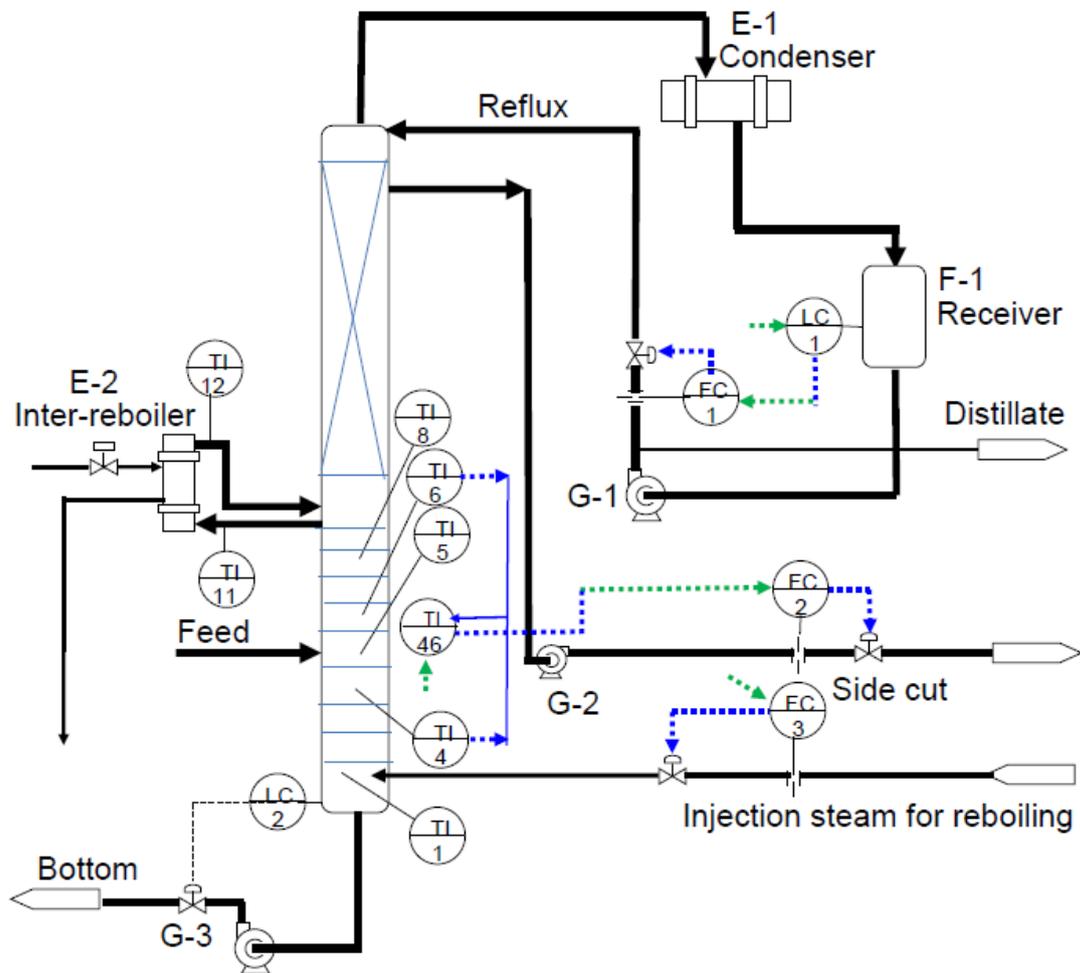
## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

御性改善の検討前は、本研究では、「制御ループ A (Control Loops A)」と呼ぶ制御ループを持つ蒸留塔制御システムであり、次のような 3 つの制御ループで構成されていた。

- 1) 1 番目のカスケード制御ループは 2 つのフィードバック制御(PID 制御)ループから構成される。1 次側制御ループ (メジャー・ループ) は、蒸気温度(※1)を制御量、2 次側制御ループ (マイナー・ループ) はサイドカット流量が制御量となる。サイドカットの上流圧力が変動しても演算された設定値になるよう (液流量を一定に維持できるよう)、カスケード制御としている。本来、サイドカット中の成分 B の組成と相関のよい濃縮段の蒸気温度を制御量として使用するべきであるが (小林, 2016)、成分 B が微量のためこの相関も不十分で、かつサイドカットの位置が、温度測定の間 (下半分) からの距離が離れすぎている難点があった。
- 2) 2 番目のカスケード制御ループも 2 つのフィードバック制御(PID 制御)ループから構成される。1 次側制御ループは、還流ドラム液面を制御量、2 次側制御ループは外部還流量 (通常の還流量。内部還流量と区別して呼んでいる。) を制御とする。
- 3) 3 番目は通常のフィードバック制御(PID 制御)ループとなる。通常のサーモサイフォン型などの間接加熱型のリボイラーではなく、直接に蒸留塔塔底部にフィードするスチーム (Injection steam) の流量を制御量とする。

(※1 本蒸留塔において、段の温度は、トレイ上のアクティブエリアを流れる液の静的な液面 (堰高さで決まる) から数 cm 上方空間の蒸気温度を計測している。定常運転時は気液平衡状態に近い温度を示し、液表面の温度とほぼ同等であり、また異常により蒸発しなくなると温度が低下して検知しやすくする目的もあると思われる。)



**Fig.6.1** A distillation process with conventional control loops  
(Control loops A)

## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

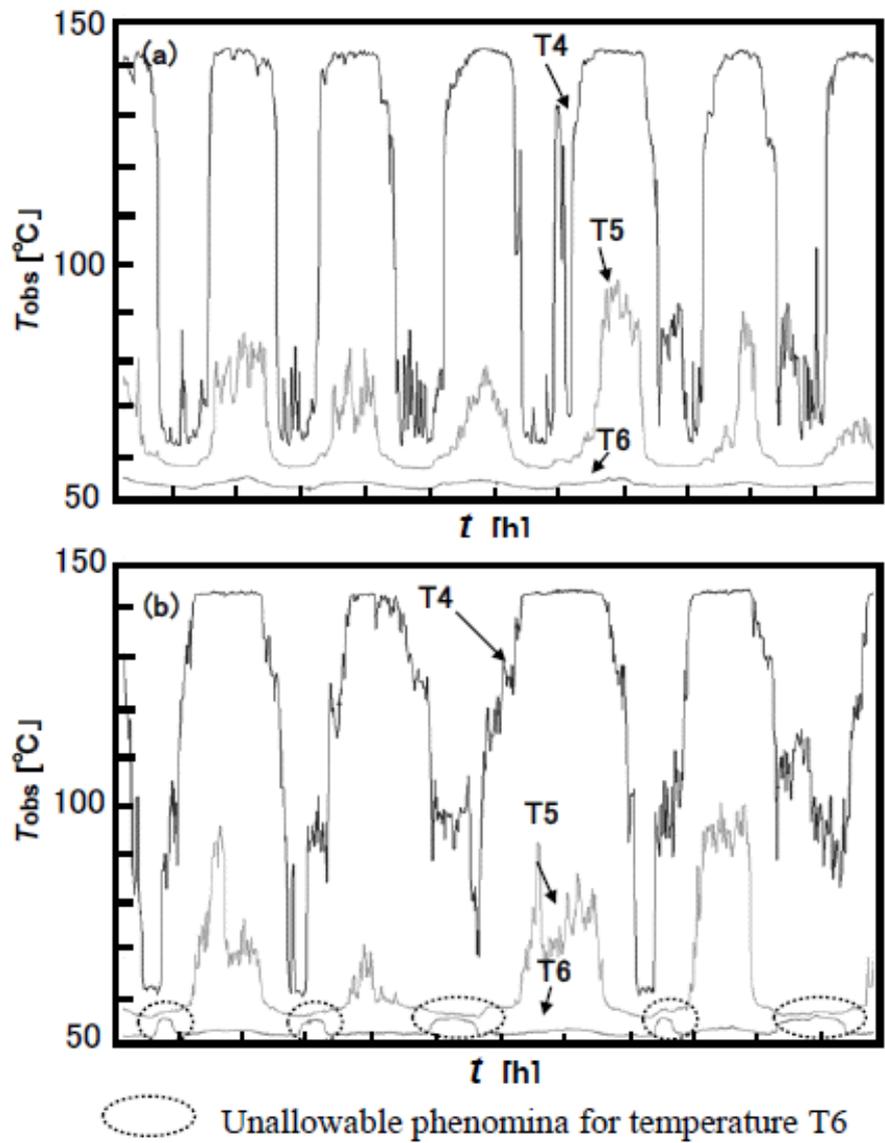
本蒸留塔の蒸気温度を安定に制御することは、リバンプとしてエネルギー効率改善のため導入された中間リボイラーの存在のため困難であった。そのため、各段における上昇蒸気流量および下降液量は、トレイ性能線図（横軸が下降液流量、縦軸が上昇蒸気流量で描かれた線図）によって設計された安定操作領域内で操作されているにもかかわらず、**Figure 6.2 (a), (b)** に示すように塔回収部の蒸気温度は常に周期的に変動していた。ここで、各段の蒸気温度について **Figure 6.1** の計器タグ名と **Figure 6.2 (a), (b)** との対比において、**TI-6** は **T6**、**TI-5** は **T5**、**TI-4** は **T4** に対応している。

本研究では、この蒸留塔の周期的に変動する不安定現象を **Table 6.1** に示す **U1H**, **U1L**, **U2H** および **U2L** の 4 つのグループに分類した。つまり、**Figure 6.2(b)**に見られる蒸気温度の変動はプラントオペレーションにとって「許容できない変動(Unallowable fluctuation)」(**U2?**)と分類し、一方 **Figure 6.2(a)**の変動は、「許容できる変動 (Allowable fluctuation)」(**U1?**)として分類する。さらに、各温度変動のパターンから、高温時の領域(**U?H**)と低温時の領域(**U?L**)の 2 つのグループに分類される。この分類の詳細を以下に述べる。

### 周期振動を伴う不安定現象の解析

蒸気温度の時間変動が矩形波状になっているのは、オーバーシュート回避のためサイドカット流量の設定値に上下限を設定したことが原因と考えられた。塔下部のトレイ部の蒸気温度 **T6**, **T4** の周期的な変動を考察すると、次のような周期的な挙動によることが分かる。

(サイドカット量の設定値が大きくなり、塔からの **A** の抜き出し量が増加して) 低沸点の成分 **A** がトレイ部より上方に移動すると、トレイ部の成分 **B** の濃度が上がって温度が上がり高温時の領域 (**U1H**, **U2H**) になるまで成分 **A** の濃度が減少



**Fig. 6.2** Time series data of vapor temperature in stripping section of the column  
(a) Allowable fluctuation (U1H, U1L)  
(b) Unallowable fluctuation (U2H, U2L)

Table 6.1 Classification of the unstable phenomena

Unstable phenomena	Vapor temperatures		Fig. 6.2
	High temperature	Low temperature	
Allowable fluctuation	U1H	U1L	(a)
Unallowable fluctuation	U2H	U2L	(b)

していく。一方、(サイドカット量の設定値が小さくなり、塔からの A の抜き出し量が減少して) 成分 A がより下方のトレイ部まで移動すると、トレイ部の成分 B の濃度が下がることにより温度が下がり、低温時の領域 (U1L, U2L) になるまで成分 A の濃度が増加していく。

Figure 6.2 (a), (b) に見られる蒸気温度変動の不安定現象は上述の制御ループの適切でない適用 (小林, 2016) に起因すると思われ、それは中間リボイラー周りの次の周期的な挙動によって増幅されていたと考えられる。制御系の乱れによって、塔内の上昇蒸気量や下降液量とも周期的に変動が起きている。

i) 下降液量が大きく減ったタイミングで、中間リボイラーのあるトレイ上の液ホールドアップ量が平均より大きく下回った際、サイフォン効果により循環液に蒸気が同伴して中間リボイラーの循環ラインに吸い込まれ、循環液中に混入する (ボルテックスブレイカー (Vortex Breaker) も効果がない状態と考えられた)。

- ii) 蒸気の混入により、同循環ラインの見掛けの液比重が低下し、液ヘッドが減少する。
- iii) 同循環ラインの循環液量、流速が減少する。
- iv) 中間リボイラーの熱移動場の総括伝熱係数の減少によって他工程のプロセス流体のライン（高温側）からの熱移動量が減少する。
- v) さらに、その一方で循環する気液混相流体が、流量が大きく低下した場合には完全に気化し過熱蒸気となって、熱流量としては低下して、塔本体に戻る（中間リボイラー設置段の上部に流れが移動すると思われる）。

これらの推測は、以下に示す関係する設計変数やクリティカルプロセス条件、およびプロセス変数の時系列データ間の相関解析などに基づいている。

いわば、このような悪循環によって、サイドカット流量の制御量の上下限設定のような制御に頼らざるを得ず、根本原因は、制御ループのペアリング（制御量と操作量の組合せ）の不適切さであるが、上記の振動を中間リボイラーが増幅させた結果、蒸気温度の持続振動の悪循環が生じているものと考えられた。この Figure 6.2 (a) のような持続的な振動現象だけであれば、生産・運転効率が悪いものの、安全上の問題はそれほど大きくなかった。この場合の不安定現象を Table 6.1 で定義した「許容できる変動 (Allowable fluctuation)」と呼ぶことにした。

#### 周期的振動+温度異常を伴う不安定現象の解析

次に、Figure 6.2 (a) と Figure 6.2 (b) との挙動の相違について解析をおこなった。Figure 6.2 (b) に示す（以下全て塔底から数えて）6 段目のトレイ上の蒸気温度 T6 は、Figure 6.2 (a) の場合 (U1L) の同じ蒸気温度 T6 より 2 ~ 5°C 高く、この事は Figure 6.2 (b) のケース (U2L) では、「持続振動とは別のある種の不安定現象」が起きており、その結果、監視頻度の増加や処置のためにプラントオペ

## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

レータの負荷の増加に繋がっていた事実があった。この6段目付近では温度上昇は僅かであるが、成分Aと成分Bの気液平衡関係から、6段目の温度領域では温度変化に対する液相濃度の変化が大きいため、Figure 6.2 (a)と Figure 6.2 (b)とで液相中の両組成の差は大きいと推定された。この対象プラントの操作の過去の経験から、Figure 6.2(b) (U2L)で示されるこの種の不安定現象（持続的な蒸気温度の矩形的変動の中で、蒸気温度T6がFigure 6.2(a)の (U1L)の場合より2～5℃高くなる現象は、フラッディングのようなトラブルを誘発することがあった。

Figure 6.2(b)の場合についてデータ解析を行った際、蒸気温度T4,T5,T6から液相組成を推定すると、Figure 6.2(a)の場合と比べ、トレイ部において成分A,Bの分離性能が悪化するかわり段効率が低下していると推定された。つまり、成分Aの濃度が高く、蒸気温度が下がっているタイミングにあつて、Figure 6.3 (b)に示す(U2L)の場合のように、高さ方向の濃度プロファイルがより緩やかになっており、トレイ上でフォーミングのような1段あたりの気液接触領域が異常に広範囲に拡大する、混合現象か攪乱現象が起きていることが疑われた。

### 周期的振動+温度異常を伴う不安定現象 従来の技術的根拠の解析

一方で、今回の解析以前、この周期的振動と温度異常を伴う不安定現象は、サイドカット量が少なくトレイ部において蒸気温度が全体に低温になる（A濃度が高くなる）タイミング領域で、部分的に蒸気温度T6が高くなる（A濃度が低くなる）現象（Figure 6.2(b)の(U2L)の場合）であり、トレイの上部の段か、さらに上の充填物ゾーンあたりで行き場のなくなった成分Aのホールドアップが高くなっている（成分Aが徐々に蓄積している）と考えられていた。そのタイミングで、差圧も相対的に高くなっていた。そのため、一時的な危険回避策として、通常の制御ループ（「制御ループA」）を変更し、成分Aをサイドカットから標準の

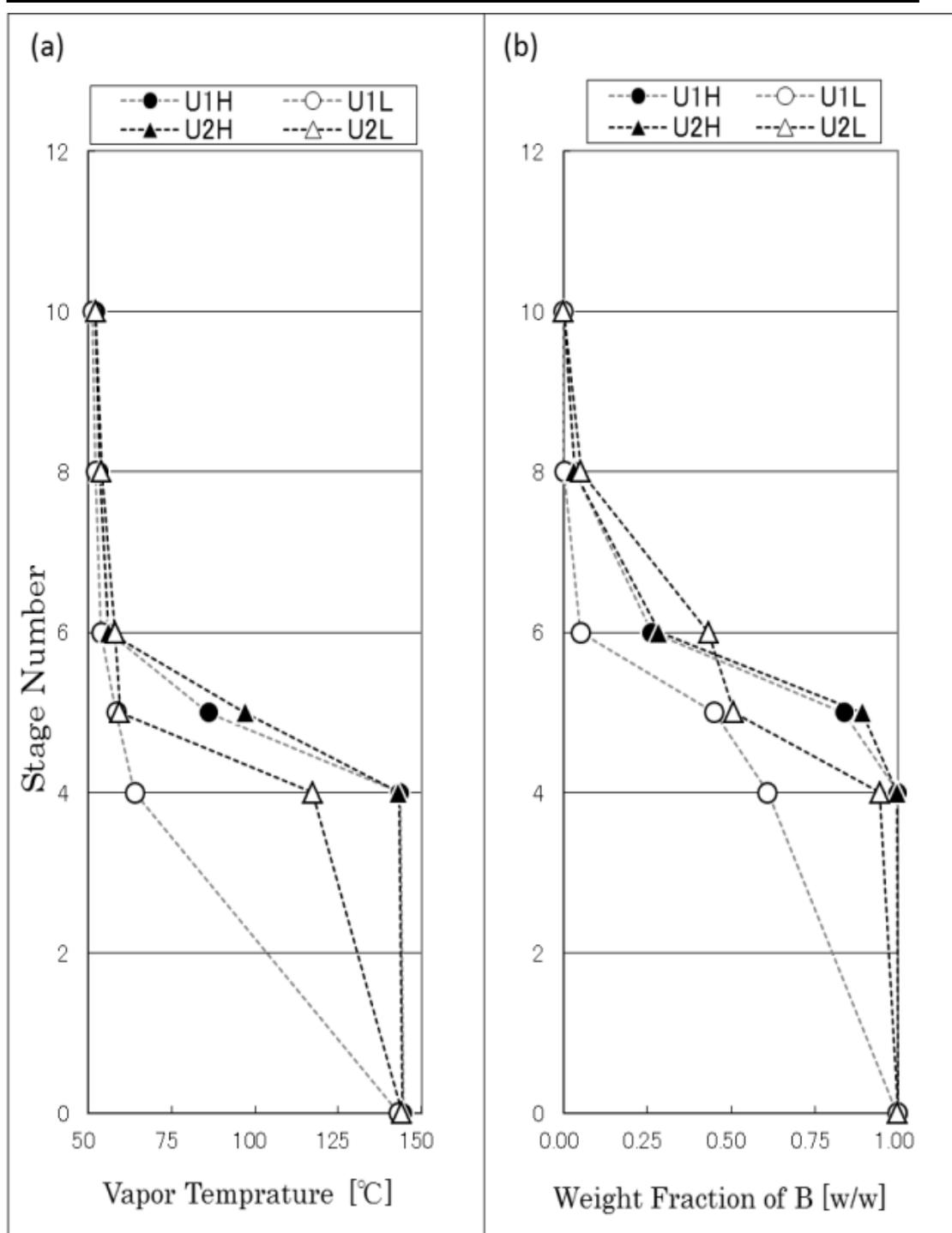


Fig. 6.3 Profile of vapor temperature and weight fraction on the each tray

## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

運転条件よりも高流量で抜き出す処置を行っていた。このような監視作業や非常作業・処置もオペレータの負荷を高めていた。この場合の不安定現象を「許容できない変動(Unallowable fluctuation)」と呼ぶことにする。

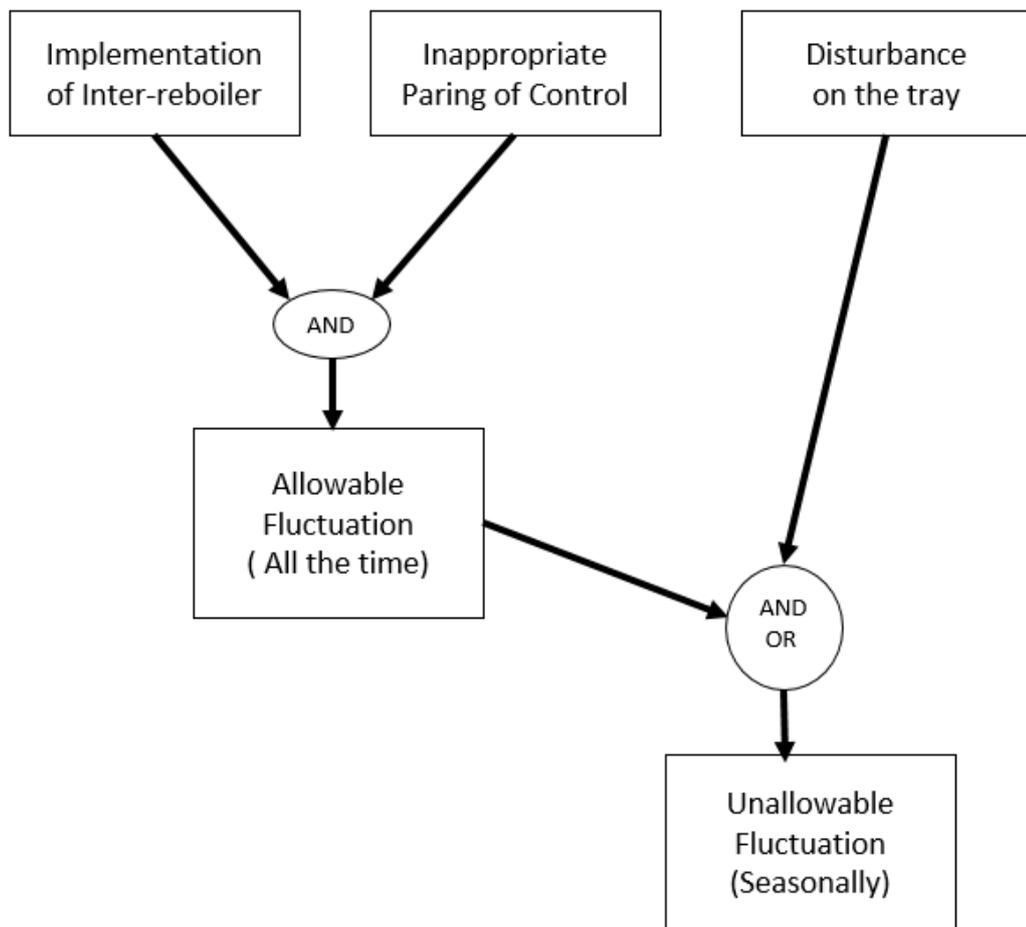
これら不安定現象の因果関係の解析結果をまとめると、**Figure 6.4** のようになる。すなわち、

- 1) 運転期間を通して常時生じている、持続的な振動現象による不安定現象は、不適切な制御ループのペアリングと、中間リボイラーの組合せで相乗的に生じる結果となっている (Allowable fluctuation)。

中間リボイラーの仕組みの設置を維持するという前提に立てば、制御ループのペアリングの見直し適切化しかないと思われる。

- 2) 一部の運転期間 (経験的に冬季に多い) に生じている、トレイ部における攪乱現象は、持続的な振動現象に上乘せする形でトレイ部での分離性能を悪化させている、すなわち段効率を低下させている (Unallowable fluctuation)。これは、1) とは独立した事象とも考えられるが、U2H では見られず、U2L で見られるように低温時に顕著に見られることから、1) の現象も影響していると考えられる。すなわち、6段付近のトレイが低温状態の場合 (この時の液組成の場合) において別の要因が発生する組合せ条件において攪乱状態 (U2L) が起きるということを示唆している。

- 3) したがって、2) の問題が解決しても、1) の問題は解決せず、逆に、1) の問題が解決した場合でも、季節性のある2) の問題が発生した場合、不安定現象は従来に比べて緩和する可能性もあるものの、完全には解決しない可能性も考えられた。



**Fig.6.4** Cause-Effect relationship regarding unstable phenomena based on plant data analysis

## 6.1.2 プロセス不安定化問題に関するプロセス挙動の動的シミュレーションモデリングによる再現

### 6.1.2.1 動的モデル化の方針

この問題解決について、まずは「制御ループ A」のペアリング（制御量と操作量の組合せ）を修正することが第一歩と考えられたが、

- 1) 本プラントは不安定物質を扱うと同時に、ヒートインテグレーション(Heat Integration)によるリバンプのため、プラントの構造が複雑化している（中間リボイラーの導入）
- 2) 技術ライセンスを受けたプロセスであり、運転条件をより広範囲に変えた場合の知見、経験に乏しい

などの理由で、運転方法の変更、特にプラント稼動中の変更はもちろんのこと、一旦プラントを停止させ変更した後に再スタートした場合でもリスクがあった。運転が予想通り安定化しても、原因が明確でなければ、想定外の外乱があった場合に対応できないのが理由である。そこで、不安定現象を再現する動的シミュレーションモデルを構築することにし、そのモデルによる、動的シミュレーションによって、

- 1) 周期的な振動が起きない「制御ループのペアリング」を見出す
- 2) 改良した「制御ループのペアリング」へ運転中でもスムーズに切り替え、移行できることを確認する

ことを目的にシミュレーションで実行することにした。プロセス不安定化に関するプロセスの不安定挙動再現のポイント、アプローチとしては、これまでのプロセスデータ解析の知見から、

- 1) 周期的振動現象については、不適切な制御ループのペアリングにより、制御の相互干渉を生じそれを増幅させるモデルとする。また、むだ時間要素、周期

的変動の元になる、中間リボイラーの循環流量の変動をモデル化する。

2) 季節要因のあるプロセスの不安定化に関わるプロセス現象発生の原因は不明のため、ある原因による蒸留塔段効率の低下は温度の変化に現れることに着目し、この悪循環を表現可能なモデル化を行うことを方針とした。

#### 6.1.2.2 蒸留塔段効率一定の動的モデル化

本研究では、2.2.5 で述べたアプローチ法によって、すなわち対象とした蒸留塔プロセスにおいて、所定の段の蒸気温度の実測値の時系列データをベースとして、ミラーモデリング法の適用により、平衡段モデルの時変的段効率の推定に、この蒸気温度の使用を提案する。まず、**Figure 6.5** に示すようにミラーモデリングと動的シミュレーションについて3つのシステムモードを開発した。**Mode 1A**では、既存のプロセスモデルが用いられ、その適用性がミラーモデリング手法を用いて検証された。

**Mode 1A**では、対象となる蒸留塔の段効率を一定値に設定した。**Mode 1B**は、段効率に対して時変数モデルを採用する効果を検討するため開発された。この**Mode 1A**、**Mode 1B** 2つのモードにおいては、ミラーモデリングを、**MIRROR PLANT**の標準機能であるPV（プロセス変数）トラッキング、SV（設定変数）トラッキング、PIDパラメータトラッキングの3つの機能を用いてオフラインにより行った。さらに、**Mode 2**では、上述のコントロールループAの改訂に関する検討を行った。

最初に、各トレイおよび充填物、各配管、バルブヒステリシスなど定常ホールドアップに関する種々のパラメータを、**MIRROR PLANT**にインストールされた従来法の蒸留モデルについて調整した。シェル側の加熱流体の流量の振動や塔へ

## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

のフィード量に変動を加えても、Figure 6.2 (a), (b)に示す蒸気温度の変動は見られなかった。一方で、トレイのアクティブエリアおよびダウンカマーにおける動的な液ホールドアップ(アクティブエリアなどの液深を一定値ではなく時変数化する)に関して中間リボイラーの循環量が変わるように、実測値をベースにパラメータを調整することで、実プラントで観測されるものと同様の周期的変動が再現できた。

続いて、この調整されたプロセスモデルをベースとした動的シミュレーションを、Mode 1A のミラーモデリング手法に用いて実行した。Figure 6.6 に示すように、蒸気温度の計算値  $T_{cal}$  は全ての段においてプラント実測値  $T_{obs}$  と良い一致を示さなかった。Figure 6.7 は、Figure 6.1 に示す塔の 5 つの段(No.1, 4, 5, 6, 8)における蒸気温度の時間変化のシミュレーション結果を示している。第 4 段の蒸気温度  $T_4$  が第 1 段の温度  $T_1$  よりも高くなる奇妙な結果となっており、段効率を定数とする蒸留塔の動的シミュレーションでは、少なくとも本研究における制御ループ改訂の検討には適合できないことが考えられた。

そこで、4 つの段 (no. 4, 5, 6, 8) における Murphree 効率を、実プラントで測定された温度データから推定し、Figure 6.8 においてプロットを試みた。Murphree 効率の推定には、総括塔効率に関する O'Connell の相関式 (O'Connell, 1946) を修正した Lockett の式 (Lockett, 1986) を段効率に拡張した(6.1)式、および(6.2)式においてストリップングファクターとして定義される Lewis の式 (Lewis, 1936) をパラメータとした、(6.3)式を用いている。

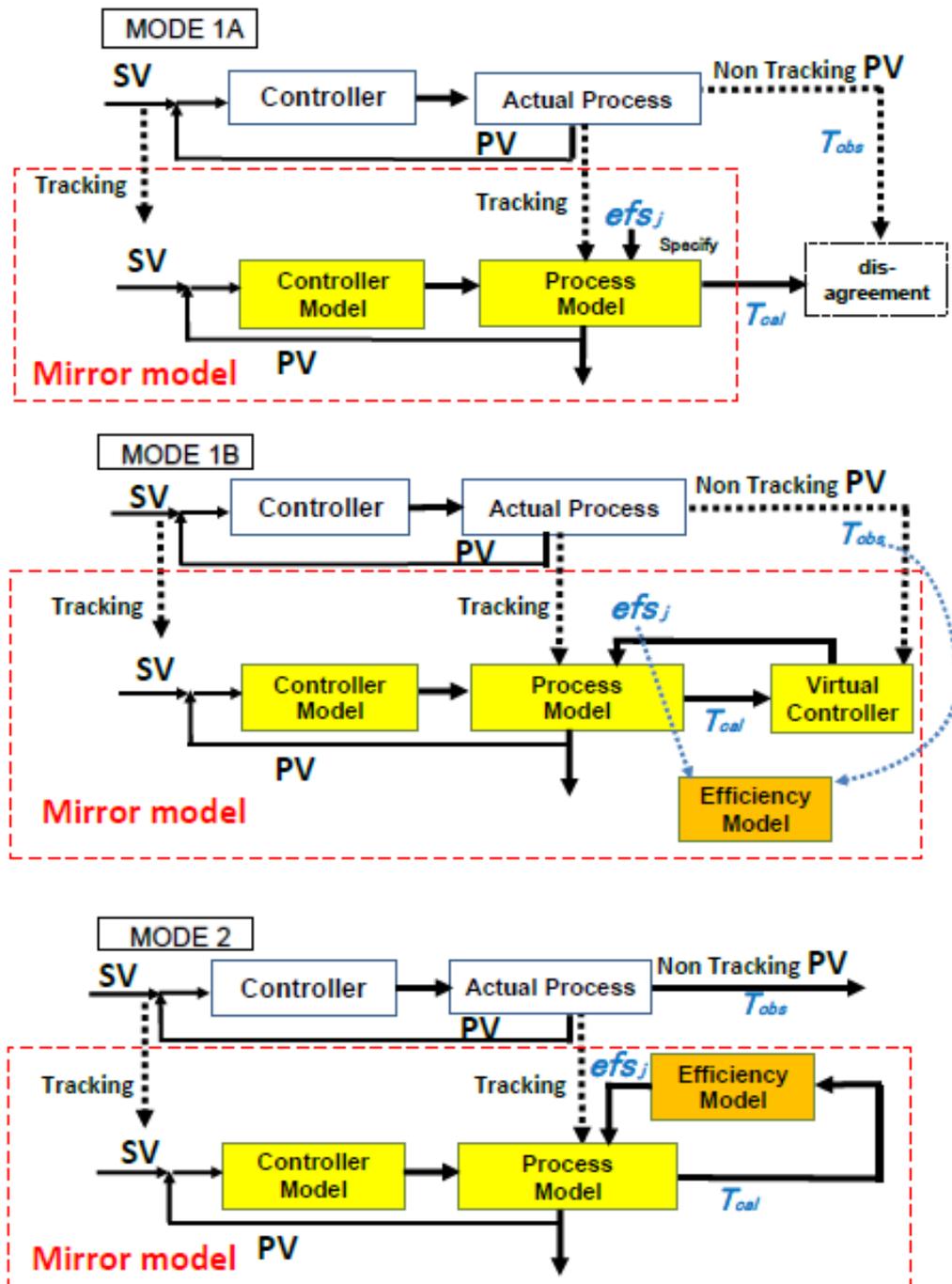


Fig. 6.5 Three system modes for mirror modeling and dynamic simulation

$$Eos_j = 0.492 (\mu_{jL} \alpha_j)^{-0.245} \quad (6.1)$$

$$\lambda_j = m_j V_j / L_j \quad (6.2)$$

$$efs_{j(M)} = (\lambda_j^{Eos_j} - 1) / (\lambda_j - 1) \quad (6.3)$$

Figure 6.8 に示すように、U2L グループ（許容できない変動の低温領域）についての6段目の Murphree 効率、U1L グループ（許容できる変動の低温領域）のそれよりも低くなっており、この許容できない変動での効率低下は局所的なエントレインメントかフォーミングが原因と考えられた。そこで、段効率を変化させる方法論 (Miskin *et al.*, 1972) の採用による推定計算の安定性を考慮して、Murphree 効率と正の相関を持ち (Kutsarov and Tasev, 1985; 山田, 1989)、(6.4) 式で定義される蒸発効率の使用を提案した。

$$efs_j = y_j / y_j^* \quad (6.4)$$

本モデルでは、ベースとなる気液平衡式において当初より活量係数式 (NRTL 式) により非理想性を考慮しているため、実測値を説明するモデルの補正については、非平衡性を表す蒸発効率によって行うことになる。

ちなみに、市販ソフトによる蒸留塔のシミュレーションの段効率としては、Murphree 効率か蒸発効率が使われている (原、大場, 2003)。

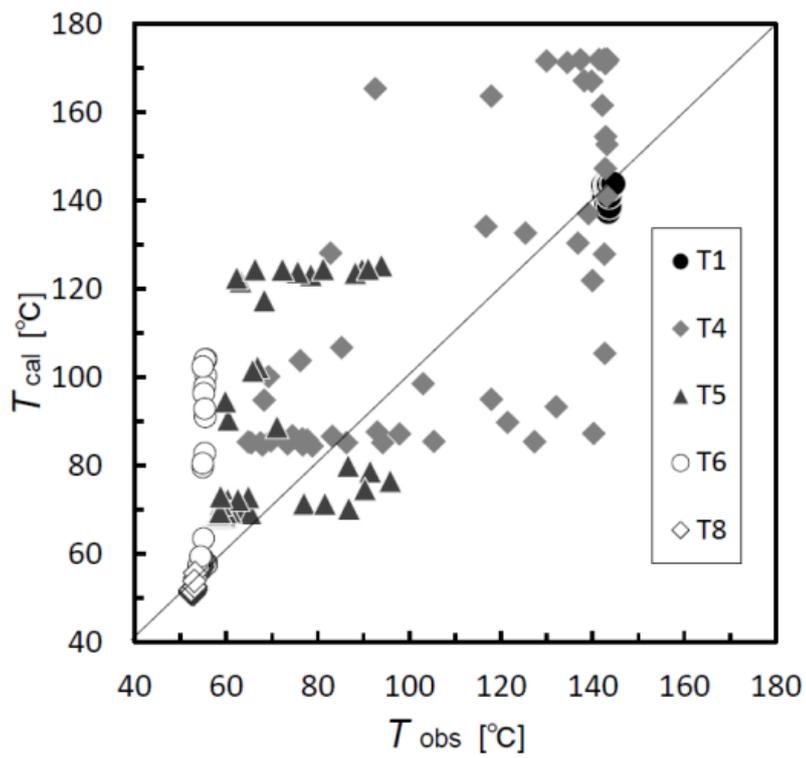
### 6.1.2.3 蒸留塔段効率を時変数とした動的モデル化

Figure 6.9 に、Mode 1B で計算した5つの段の蒸気温度の時間変化のシミュレーション結果を示す。Figure 6.10 に示すように、許容できない変動のケースについて、温度の計算値  $T_{cal}$  をプラント実測値  $T_{obs}$  と比較したところ、蒸発効率の時変数モデル採用により、第4段から第8段までの推定精度について Figure 6.6

における不一致が改善された。一方で、第1段での蒸気温度の計算値  $T_{cal}$  はプラント実測値  $T_{obs}$  と大きく乖離した。現象論的視点から、第1段におけるB成分のモル分率は、本操作条件範囲において常時ほぼ1であると考えられる。操作圧力がほぼ一定であるこの段において、組成と蒸気温度が一定であると仮定すれば、**Figure 6.11** において第1段における蒸発効率の時間変化は、ミラーモデリングにおける計算誤差を全体的に最小化させるために生じていると考えられる。

**Figure 6.12** から、蒸発効率の推定値の変動が、蒸気温度の時間変化と相関があることが分かる。**Figure 6.13 (b)**でイメージを示すように、蒸気温度（混合液の沸点と等しいと仮定する）は成分A, Bの液組成と相関があり、より高沸点の成分B濃度が高いほど蒸気温度は高くなっている。一方で、**Figure 6.13 (a)**でイメージを示すように、成分Bの粘度  $\mu_B$  は成分Aの粘度  $\mu_A$  に比べて同一温度で5~6倍高いため、一般に単一成分であれば温度が高い方が液粘度は低くなるが（佐藤, 1977）、B組成が高くなる高温領域では逆にB組成の低い低温領域より混合液粘度  $\mu_{AB}$  がより高くなり、蒸発効率が低下すると考えられる（Chaiyavech, P. M. and V. Winkle, 1961）。また、蒸発効率についてのプロットの分布について「許容できる変動」と「許容できない変動」の2つのケースで比較すると、蒸発効率は「許容できない変動」において低下していることが認められた。蒸発効率の減少は、特に第6段において特有であった。したがって、蒸発効率の時変数モデルは、蒸留塔における不安定現象に対する適用性を示すことが示された。

その後、蒸発効率の粘度の依存性とは別の視点から、 $U2H \cdot U2L$  のケースで4~6段付近のトレイの攪乱状態を想定し、第7段からの下降液の一部が第6段をバイパスするとして不安定現象を再現する検討が行われた（松本ら, 2015）。すなわち、このバイパス比率で段効率を表現し、第6段における気液間の物質移動係数の低下よりも接触面積の低下による段効率低下が着目されている。



**Fig. 6.6** The comparison with calculated data of vapor temperatures and measured ones (with unallowable fluctuation; Mode1A; each tray efficiency is constant)

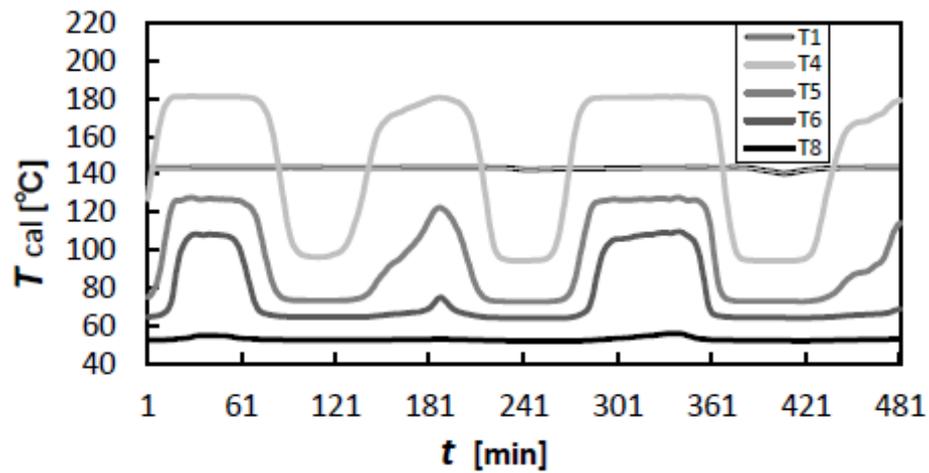


Fig.6.7 Simulation results for time-variation of vapor temperatures on five trays with unallowable fluctuation (Mode 1A)

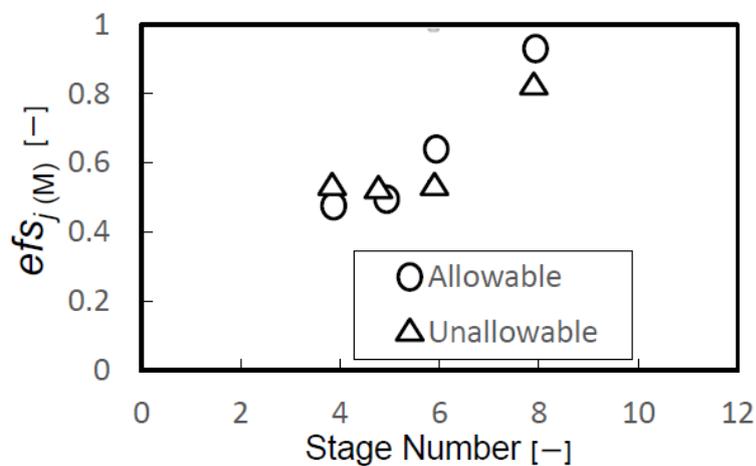
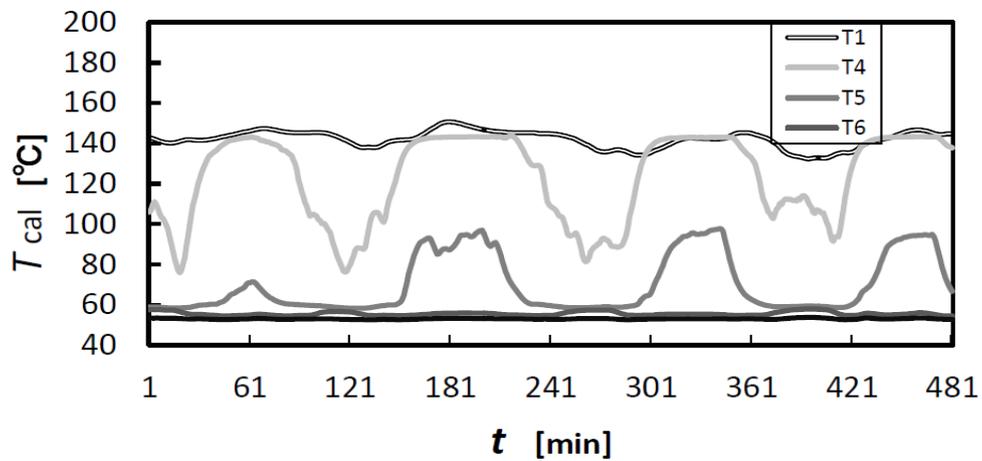
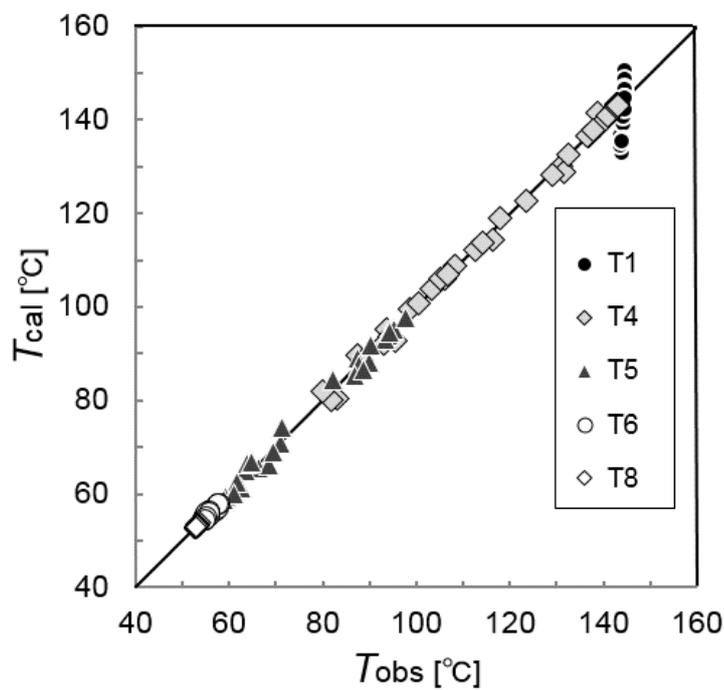


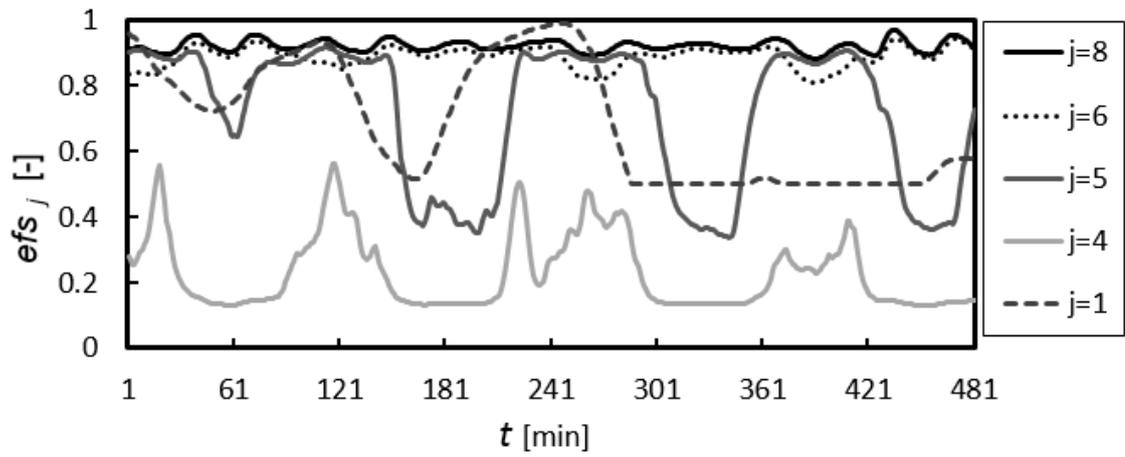
Fig. 6.8 The Approximate estimation of Murphree efficiency based on plant data under the assumption the vapor-liquid equilibrium is established



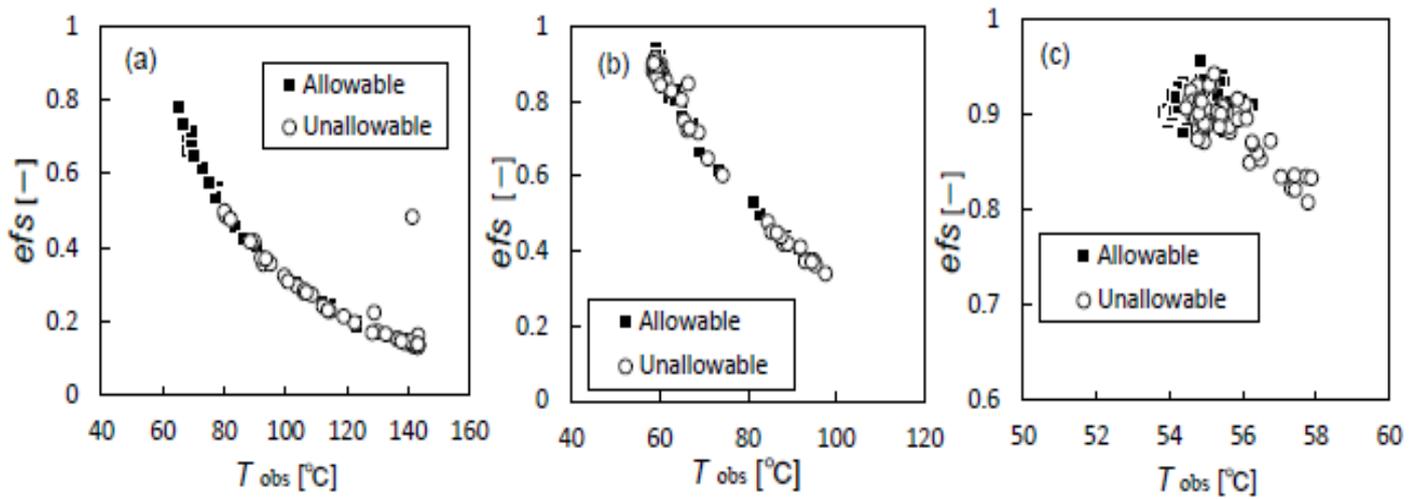
**Fig. 6.9** Simulation results for time-variation of vapor temperatures on five trays with unallowable fluctuation (Mode 1B)



**Fig. 6.10** The comparison with calculated data of vapor temperatures and measured ones (Mode1B, vaporization efficiency = time-variant, Unallowable Fluctuation)

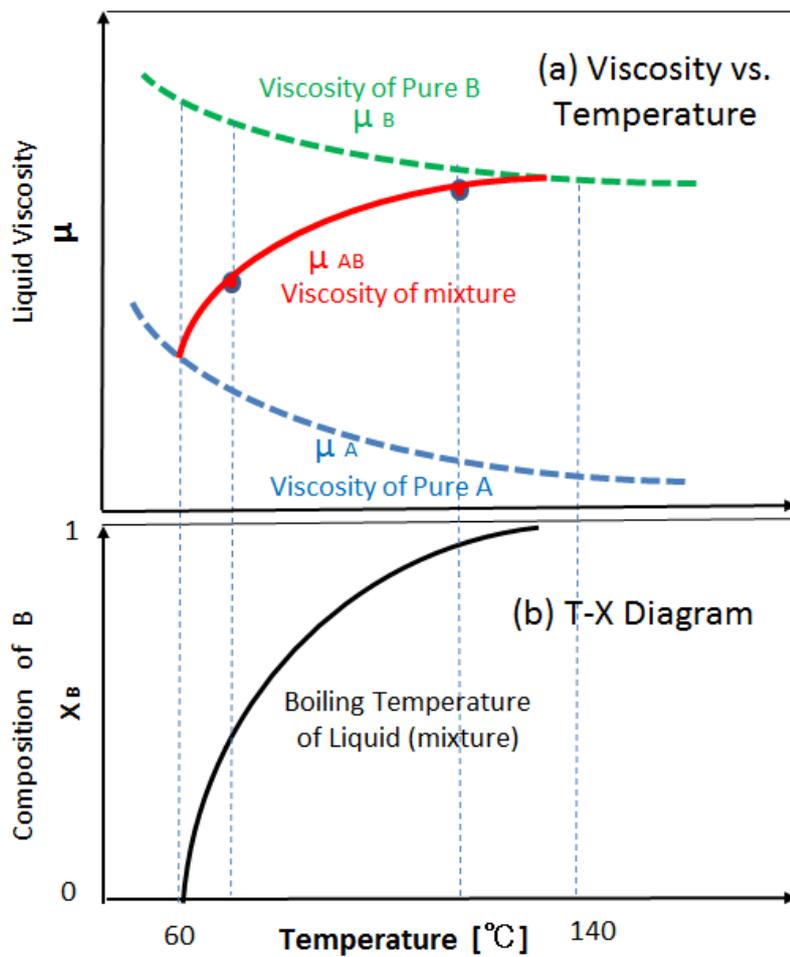


**Fig. 6.11** Estimation results for time-variation of vaporization efficiency on five trays (Mode 1B, Unallowable fluctuation)



**Fig. 6.12** The correlation between vaporization efficiency and vapor temperature on each tray (Mode 1B)

(a) 4<sup>th</sup> tray, (b) 5<sup>th</sup> tray, (c) 6<sup>th</sup> tray



**Fig. 6.13**

(a) Image of relationship between vapor temperature and viscosity of mixture

(b) Image of relationship between vapor temperature and composition of high boiler B

### 6.1.3 プロセス不安定化問題の解決方法の動的プロセスシミュレーションによる選定と実行

#### 6.1.3.1 蒸留塔制御ループのペアリング選定

上述した「制御ループ A」の改訂について、前節で得られた蒸気温度と蒸発効率の相関モデルを用いて検討した。

本研究では、**Figure 6.14** に示す「制御ループ B (Control Loops B)」と呼ぶ新規の制御ループを持つ蒸留システムの動的シミュレーションを行った。「制御ループ A」の改訂として「制御ループ B」を採用した主な目的は、中間リボイラーにおける循環ラインへの蒸気混入を避けるため、内部還流量を一定に保持しこの循環ラインのある段の動的ホールドアップ量を安定させることにあった。

- 1) 第 1 番目のカスケード制御ループでは、2 つのコントローラを含む。1 次側制御ループ (メジャー・ループ) は塔内の蒸気温度を制御し、2 次側制御ループ (マイナー・ループ) は塔底スチーム (Injection steam) 流量を制御する。これも、スチームの上流の圧力が変動しても、1 次側から演算された設定値となるようカスケード制御としている。
- 2) 第 2 番目のカスケード制御ループも 2 つの制御ループを含む。これは、「制御ループ A」と同じである。1 次側制御ループは、還流ドラム液面を制御量、2 次側制御ループは外部還流量を制御とする。
- 3) 第 3 番目のカスケード制御ループが最も重要で、2 つの制御ループを含む。1 次側制御ループは塔内の内部還流量 (通常の還流量 (外部還流量) からサイドカット流量を減算した流量で、塔内下降液量と関係がある) を制御し、2 次側制御ループはサイドカット流量を制御する。

**Figure 6.15** に、「許容できる変動」と「許容できない変動」の 2 つのケースについて、制御ループの切り替えによるシミュレーション結果を示す。ここで、1 段

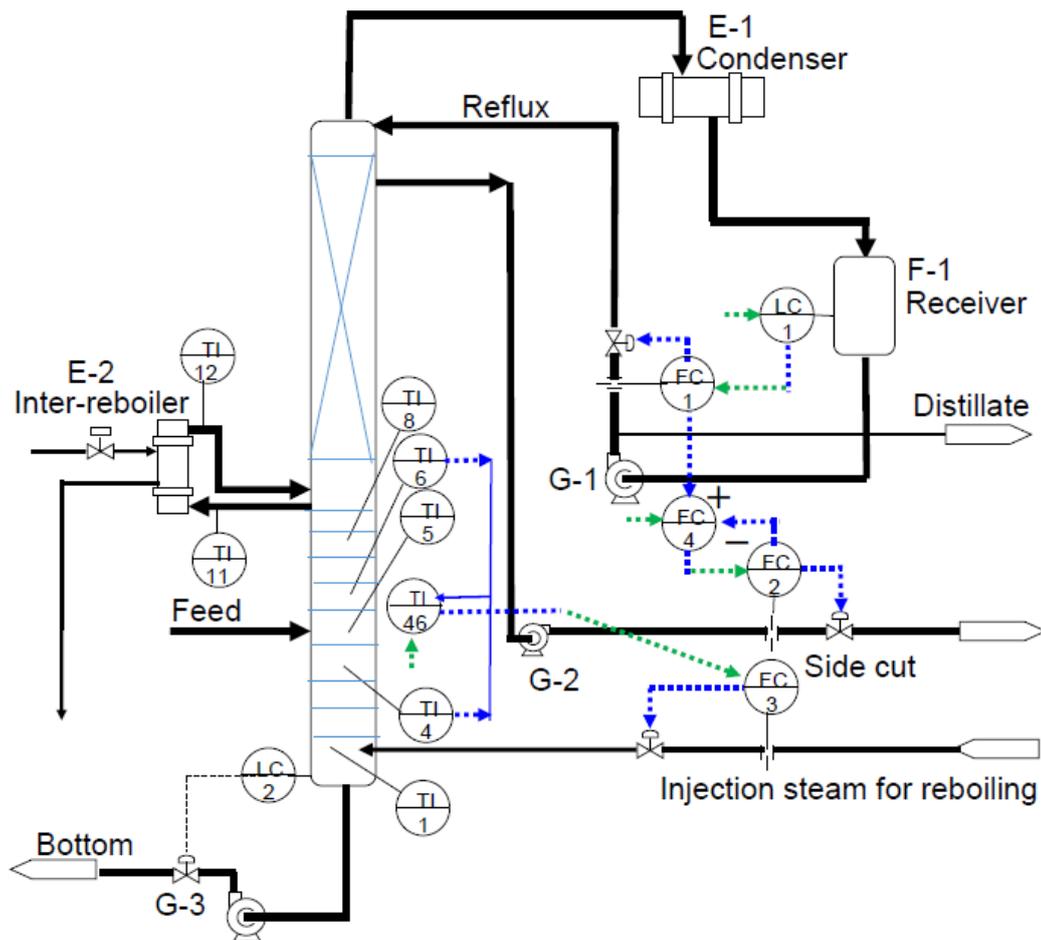
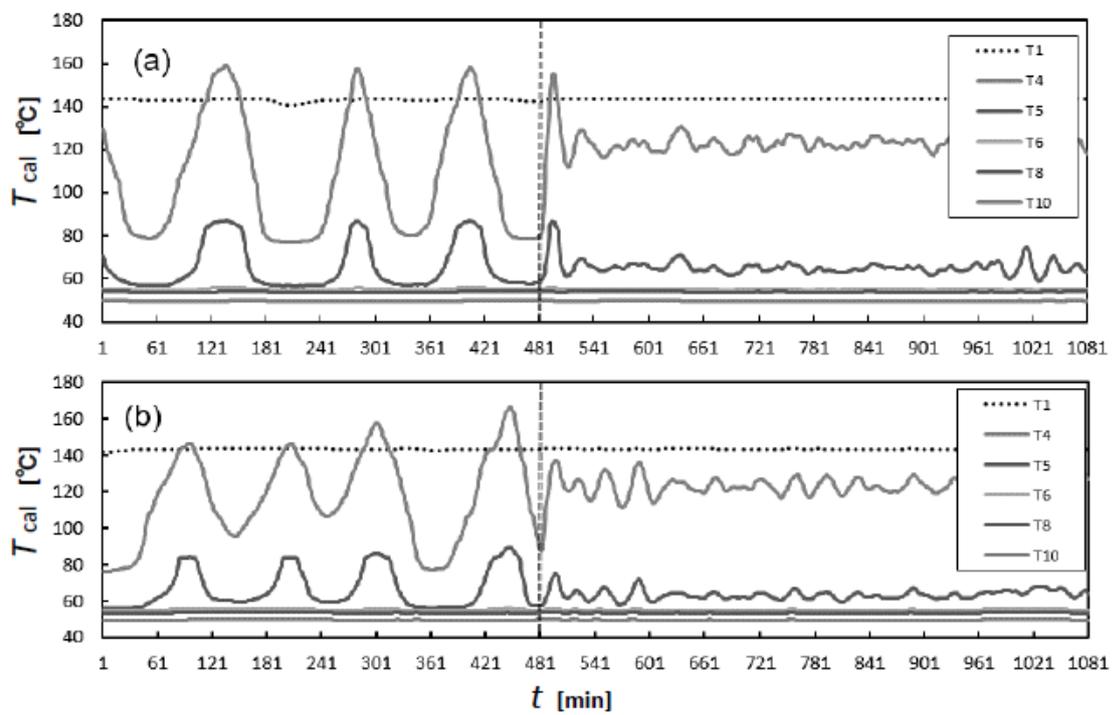


Fig. 6.14 A distillation process with revised control loops  
(Control loops B)



**Fig. 6.15** Simulation results for switching the control loops for two cases (Mode 2, (a) allowable fluctuation / (b) unallowable fluctuation)

目の蒸発効率については、上述したミラーモデリングでの誤差の影響を考慮して1の定数とした。481minにおける「制御ループ B」への切替え後、周期変動が安定化したことが分かる。この結果により、「制御ループ A」のプロセスモデル下で調整された蒸発効率の相関モデルが、改定制御ループへの切替え後の不安定挙動の制御に適用できる可能性が示唆された。

### 6.1.3.2 蒸留塔制御ループおよびパラメータ実装による試運転結果

この結果から、「制御ループ B」は商業プラントの分散型制御システム(DCS)に実装された。**Figure 6.16**に示すように、商業プラントでの試運転において、主要な3つの段において蒸留塔の蒸気温度の変動が、**Figure 6.15**の推算結果とほぼ一致して、顕著に縮小したことが観測された。さらに、この結果から、「制御ループ A」のプロセスモデル下で調整された蒸発効率の相関モデルが、改定制御ループへの切替え後の不安定挙動の制御にそのまま適用できることが分かった。

**Figure 6.16**において、制御ループ切替え後、T4の小さな振動の残留が認められる。この蒸気温度の小さな振動は、実用上問題にならない程度のものであるが、**Figure 6.17**に示すように、吹き込みスチーム流量のカスケード制御化による変動が原因である。今回の、「制御ループ B」の実装置への適用の結果、本蒸留工程についてプロセスアラームの発報頻度およびDCS操作頻度が80%減少した。

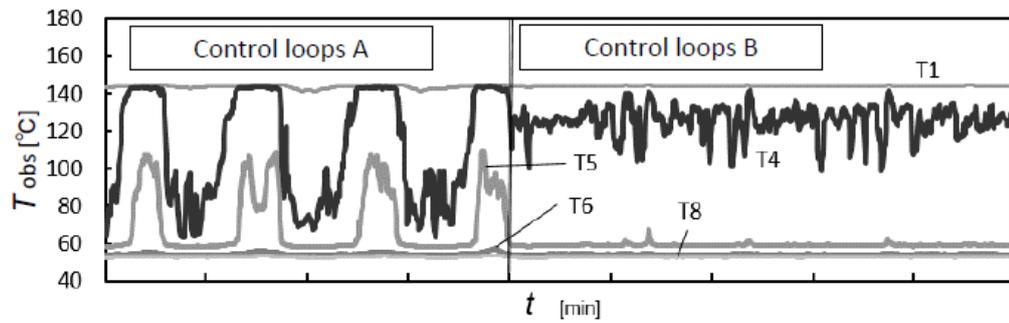
## 6.2 プロセス基本設計業務における位置づけ

提案したミラーモデリング法による動的シミュレーションが、制御ループ改訂など設備変更による効果やリスクの検討に有用であることが示された。この時変数の段効率モデルに基づく動的シミュレーション法は、不安定物質やプラントの複雑な構造の利用などでプラント稼働中の運転方法変更にリスクがある場合に、

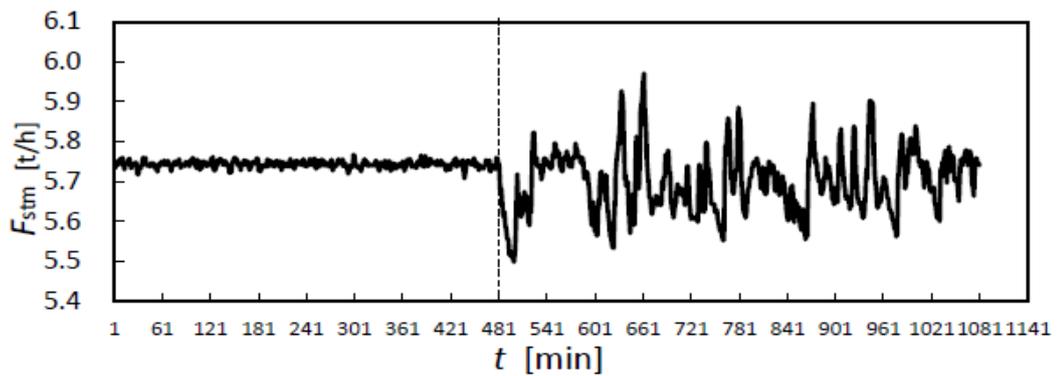
## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

特に有用であると考えられる。さらに、プロセス安全の視点から、段効率推定の理論的方法の適用が、蒸留内部の不安定挙動をより正確に推定するために必要になると考えられる。以上の手法は、ライセンスされたプラントなどで、リバンプに際し自らの組織に試験プラントを有していない場合などに、何よりもプロセス基本設計に関わる設計情報が整備され体系化されていない場合、プロセス基本設計業務における技術基準の機能要素として有用なものとなる。



**Fig. 6.16** Commissioning results for allowable fluctuation of vapor temperature in an actual plant for switching the control loops



**Fig. 6.17** Fluctuation for flowrate of injection steam after switching the control loops

### 6.3 本章のまとめ

本章では、2.2.3 で述べたアプローチ法によって、すなわち今回事例対象とした蒸留塔プロセスにおいて、所定の段の蒸気温度の実測値の時系列データをベースとして、MIRROR PLANT をベースとしたミラーモデリング法の適用により、蒸留塔の平衡段モデルの各段の時変的段効率の推定に、プロセス変数としてこの塔内それぞれの各段の動的な蒸気温度を使用する手法を提案した。

段効率に時変的モデルを採用したケースにおいて、制御方法を改訂する前に計算された温度は実測値と良く一致した。また、周期振動のある従来の制御方法から得られた蒸気温度と蒸発効率の相関を用いて、改訂制御方法へ切り替えた後に安定化することがシミュレートされた。そして実際に、この改訂制御方法が制御システムに実装されたことにより、蒸気温度の変動をかなり小さくすることができた。蒸留塔における顕著な周期的変動を扱う動的なシミュレーションによって、蒸気温度の実測値をベースに求めた蒸発効率の適用方法が、有用であることが示されたことになる。

以上より、プラントのより安定なオペレーションにとって、制御ループの改善と検証にとって、ミラーモデリングの上述の方法論は有用で価値が高いことを示した。

本研究で対象とした事例では、プロセス不安定化の原因が不適切な制御性にあった。この問題解決にあたり、プロセスでの不安定物質の取り扱いや、プロセスインテグレーションで複雑化したプラントのオペレーションの難易度が高いなどの理由で変更のリスクが大きいと予測されたため、安定化達成後の外乱や異常対応も懸念され、原因の確実な特定が要求された例であった。したがって、本研究における「プロセス基本設計業務プロセスモデル」および「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」に関連して、特に従来のプロセス設計仕

## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

様を大きく変更するリバンプ（レトロフィット）を目的としたプロセスの再設計の場合、高度な技術体系化のために、業務機能「動的シミュレーションモデルの開発」として構築しておくことは有意義であると考えられる。

また、シミュレーションモデルを主に構成する物理モデルの高い外挿性を考えれば、プロセス基本設計だけでなく、他のステージとの技術の共有化を担うことが期待され、プラントライフサイクル全体にとって技術の持続的な進化のフレームワークとしても重要な機能となる。

逆に言えば、本章で開発したモデリング手法も、あるべき業務プロセスのモデル構造、フレームワークの中で、必要なプロセス変数、クリティカルプロセス条件や体系化技術とリンクした技術基準として有機的に管理（目的や要件によって実現象をどの精度、信頼性で再現すべきか？制御系改善だけか、設備も改造するのか？）されていなければ、適切な局面で効率的に威力を発揮することができない。

参考文献 (第6章)

- Chaiyavech, P. M. and V. Winkle; “Effect of System Properties on Small Distillation Column Efficiency,” *Ind. Eng. Chem.*, **53**, 187–190 (1961)
- Kutsarov, R. and Zh. Tasev; “Comparison of Murphree Efficiency and Vaporization Efficiency in Fractionation of a Real Multicomponent System,” *Journal of Applied Chemistry of the USSR*, **58**, 1669–1673 (1985)
- Lewis, W. K.; “Rectification of Binary Mixtures,” *Ind. Eng. Chem.* **28**, 399–402 (1936)
- Lockett, M. J.; “Distillation Tray Fundamentals,” pp.126–127, Cambridge University Press, Cambridge, U.K. (1986)
- Miskin, L. G., U. Ozalp and S. R. M. Ellis; “Ternary Component Efficiencies,” *British Chem. Eng. Proc. Tech.*, **17**, 153–155 (1972)
- O’Connell, E.; “Plate Efficiency of Fractionating Columns and Absorbers,” *Trans. Amer. Inst. Chem. Eng.*, **42**, 741–755 (1946)
- Yamada, A., J. Takagaki, H. Matsumoto, T. Kawamura and K. Yokoyama; “OS8-11: Application of mirror modeling method for control of unstable behavior in a distillation process,” The 5th World Conference on the Safety of Oil and Gas Industries (WCOGI), Okayama, Japan, June 10 (2014)
- Yamada, A., H. Matsumoto, J. Takagaki, T. Kawamura and K. Yokoyama : “Application of Mirror Model for Dynamic Behavior of Tray Efficiency to Revise Control Loops in Distillation Systems,” *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **48** (8), pp.690-697 (2015)
- 小林 康; “蒸留塔制御方法の考え方,” 分離技術,**46** (1), pp.41-45 (2016)

## 第6章 ライフサイクルを通じて技術体系化を支援する 動的シミュレーションモデルの開発

---

佐藤一雄; 物性定数推算法 第8版, 丸善 (1977)

原 昌伸, 大場茂夫; “蒸留シミュレーション,” 化学工学の進歩 37 蒸留工学 –基礎と応用–, pp. 59-74, 槇書店(2003)

松本秀行, 山田 明, 佐藤俊太郎; “蒸留塔内の不安定現象の影響解析のためのミラープラントモデル構造の検討”, 日本機械学会 産業・化学機械と安全部門研究発表講演会 2015 冬, GS-1, 東京 (2015.11.5)

山田幾穂; “化学工学の原典シリーズ Murphree 段効率,” 化学工学, **53**(8), 602-607 (1989)



## 第7章

### 結 論

- 日本国内の化学産業の競争力維持を目的としたリバンプ等のプロセス基本設計において、プロセスの不安定化問題などのトラブルを起こさないためのフレームワーク開発の重要性を、以下の因果関係で説明した。
  - ✓ 国内の化学産業は、外部環境の変化によって厳しい企業間競争に直面しているため、国際競争力を維持し生き残りを図るため製造コストの削減を図っている。
  - ✓ その方策として、装置・設備の改良による様々なプラントの効率化が要求され、「リバンプなどの再設計」が行われるため、プロセス性能の要求を満たす「クリティカルなプロセス条件」がより複雑化し、運転可能領域は小さくなる。
  - ✓ そのため、運転業務段階における「クリティカルプロセス条件」の制約からの僅かな乖離が、定常運転の不安定化といった運転トラブルへ繋がる。
  - ✓ またプロセス基本設計業務では、各業務階層にわたるサブ設計アイテムを実施しており、このいずれかのアイテムについての「クリティカルプロセス条件」からの逸脱が、このアイテムに関する操作トラブルの原因となり、定常運転の不安定化といった運転トラブルの原因となっている可能性があると考えられる。
  - ✓ しかしながら多くのケースでは、このような運転トラブルの原因が特定されず、不安定運転を余儀なくされ、リバンプ等の効果は実現できず、安全トラブルに繋がる可能性さえある。
  - ✓ さらに、現状のプロセス基本設計業務においては、業務プロセスが明示さ

れていない場合、以前の設計業務において設計された操作条件について、設計余裕がどの程度考慮されていたか明確でない。このため、どの操作条件が「クリティカルプロセス条件」を逸脱したかが認識されず、その結果、操作トラブルの原因を発見できず、定常運転の不安定原因が特定できない。

- ✓ そこで、これらの逸脱した操作条件を認識し特定するため、「プロセス基本設計技術が体系化」されたフレームワークによる因果関係の解析が必要となる。この際、このフレームワークとは別に、「当初、設計余裕がどの程度考慮されていたか」などを論理的に参照する「あるべきプロセス基本設計業務」の業務プロセスのロジックを明確にしたフレームワークが必要になる。
  - ✓ 両フレームワークは、評価機能重視の観点から、互いに明確に独立させてかつ同じ構造で構築し、これにより、論理的かつ合理的な判断および意思決定が行えるフレームワークにする必要がある。
  - ✓ 本業務では、各階層にわたるサブ設計アイテムで実施しており、どのアイテムにおいて「クリティカルプロセス条件」からの逸脱が、起きているかを明確かつ効率的に探索できるフレームワークが必要である。
  - ✓ プラントライフサイクルの各段階から必要に応じて情報を集め、技術の体系化により本業務段階および他の業務段階も含めた問題解決が行える、他業務との類似構造を持ったフレームワークが必要である。
- この特定できない問題を解決するため、定常運転のためのプロセス基本設計業務において不可欠な2種類のフレームワークを構築した。
    - 1つ目は、生成する「クリティカルプロセス条件」内の設計情報を獲得する「あるべきプロセス基本設計業務プロセスモデル」

2つ目は、この生成した「クリティカルプロセス条件」内の設計情報に基づいて、「獲得したそれらの設計情報」と「プロセス設計変数」とを関係づける「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」

- 両フレームワークは、評価機能重視の観点から、互いに明確に独立させてかつ同じ構造で構築した。これにより、論理的かつ合理的な判断および意思決定が行えるように配慮した。
- 両フレームワークは、階層的性質および、PDCA エンジニアリングサイクルで記述する機能を持った業務プロセスモデルに基づいてモデル化されるべきであり、この要件を満足する IDEF0 を適用したアクティビティテンプレートを用いて構築を行った。
- 「あるべきプロセス基本設計業務」の業務プロセスモデルが論理的に明示されることによって初めて、それをリファレンスモデル（参照モデル）として、「プロセス基本設計技術体系化のための業務プロセスモデル」が整備可能となった。
- プラントライフサイクル全体の視点から、プロセスリバンプなどのプロセス再設計も含めたプロセス基本設計業務プロセスも視野に入れて、両フレームワークを構築した。
- 本研究で開発した2つの業務プロセスモデルからなるフレームワークが、実際の蒸留塔のプロセス不安定化問題を解決した事例をトレースすることによって、プラントライフサイクルを通したプロセス基本設計の技術の体系化に必要な構造を持っていることを確認した。
- この「プロセス不安定化問題」のトレースにおいて、特に従来のプロセス設計仕様を大きく変更するリバンプを目的としたプロセスの再設計の場合、技術体系化においてプロセス動的挙動のより厳密な定量化が要求されており、

次の動的シミュレーションモデリング方法の開発の必要性が確認された。

- 今回事例対象とした蒸留塔プロセスにおいて、所定の段の蒸気温度の実測値を用いて、MIRROR PLANT をベースとしたミラーモデリング法の適用により、蒸留塔の平衡段モデルの各段の時變的段効率の推定に、塔内各段の蒸気温度を使用し、非平衡性を表現する手法を提案した。
- ✓ 段効率に時變的モデルを採用したケースでは、制御方法を改訂する前に計算された温度は実測値と良く一致した。また、周期振動のある従来の制御方法から得られた動的な蒸気温度と蒸発効率の相関を用いて、改訂制御方法へ切替え後の安定化がシミュレートされた。
- ✓ そして実際に、この改訂制御方法が制御システムに実装されたことにより、蒸気温度の変動をかなり小さくすることができた。蒸留塔における顕著な周期的変動を扱う動的なシミュレーションによって、蒸気温度の動的な実測値をベースに求めた蒸発効率の適用方法が、有用であることが示された。
- ✓ 以上より、プラントのより安定なオペレーションにとって、制御ループの改善と検証にとって、ミラーモデリングの上述の方法論は有用で価値が高いことを示した。
- シミュレーションモデルを主に構成する物理モデルの高い外挿性を考えれば、プロセス基本設計だけでなく、他のステージとの技術の共有化を担うことが期待され、プラントライフサイクル全体にとって技術の持続的な進化のフレームワークとしても重要な業務機能になると期待される。

## Nomenclature

$Eos_j$	= extended overall plate efficiency in stage $j$	[-]
$efs_j$	= vaporization efficiency in stage $j$	[-]
$efs_{j(M)}$	= extended Murphree plate efficiency in stage $j$	[-]
$F_{stm}$	= flowrate of injection steam	[t · h <sup>-1</sup> ]
$m_j$	= slope of equilibrium line in stage $j$	[-]
$L_j$	= rate of liquid flow down column in stage $j$	[mol · s <sup>-1</sup> ]
$T_{obs}$	= Measured data of vapor temperature	[°C]
$T_{cal}$	= Calculated data of vapor temperature	[°C]
$t$	= time	[min] or [h]
$V_j$	= rate of vapor flow up column in stage $j$	[mol · s <sup>-1</sup> ]
$y_j$	= mole fraction of more volatile component in vapor leaving stage $j$	[-]
$y^*_j$	= mole fraction of more volatile component in vapor phase in equilibrium with liquid composition leaving in stage $j$	[-]
$\alpha_j$	= relative volatility in stage $j$	[-]
$\lambda_j$	= stripping factor in stage $j$	[-]
$\mu_{Lj}$	= liquid viscosity in stage $j$	[cP]

subscripts

$j$  = Stage index of number,  $j = 1, 2, \dots$



## 謝辞

本研究を行うにあたり、東京工業大学大学院理工学研究科化学工学専攻・瀧野哲郎准教授（現 同大学大学院物質理工学院応用化学系）および松本秀行准教授（現 産業技術総合研究所）には指導教員として、大変ご多忙の中、長期にわたり懇切丁寧なご指導とご鞭撻を賜りましたことをここに厚くお礼申し上げます。また、ご多忙にもかかわらず、本論文審査をお引き受け下さった、伊東章教授、関口秀俊教授、久保内昌敏教授、吉川史郎准教授に感謝申し上げます。

また、共同研究者としてご指導ご支援をいただきました、株式会社オメガシミュレーションの川村継夫顧問、横山克己部長（現 株式会社プレフィード）、共同研究者としてまたはプラントデータの提供、データ解析やシミュレーションモデル構築でご支援いただいた高垣仁氏、江崎宣雄氏、猿渡和孝氏を始め三井化学株式会社の生産技術、製造、エンジニアリング部門の関係者の方々に深く感謝申し上げます。また、社会人大学院プログラムでの研究にあたり、ご支援をいただきました横河電機株式会社の大谷哲也部長を始め、同社関係者の方々に感謝申し上げます。最後に、研究活動を陰で支えてくれた家族に感謝したいと思います。

